

**PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI
PROPILEN OKSIDA DAN AIR
KAPASITAS 43.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : SAVANNAH YONITA C. Nama : SYAFRIAN ALDI

No. Mhs : 12521039

No. Mhs : 12521093

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2016**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PERANCANGAN PABRIK**


Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : SAVANNAH YONITA C. Nama : SYAFRIAN ALDI
NIM : 12521039 NIM : 12521093

Yogyakarta, 13 OKTOBER 2016

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

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

 Td. Tangan
SAVANNAH YONITA C.

 Td. Tangan
SYAFRIAN ALDI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI

PROPILEN OXIDE DAN AIR

KAPASITAS 43.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : SAVANNAH YONITA C.

Nama : SYAFRIAN ALDI

No. Mhs : 12521039

No. Mhs : 12521093

Yogyakarta, 13 Oktober 2016

Pembimbing I,

Diana, S.T, M.Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI
PROPILEN OXIDE DAN AIR
KAPASITAS 43.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh:
Nama : SAVANNAH YONITA C.
No. Mahasiswa : 12521039

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, 1 November 2016

Tim Penguji,

Diana, S.T., M.Sc.
Ketua

Ariany Zulkania, S.T., M.Sc.
Anggota I

Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph. D
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph. D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI
PROPILEN OXIDE DAN AIR
KAPASITAS 43.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:
Nama : SYAFRIAN ALDI
No. Mahasiswa : 12521093

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, 1 November 2016

Tim Penguji,

Diana, S.T., M.Sc.
Ketua

Ariany Zulkania, S.T., M.Sc.
Anggota I

Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph. D
Anggota II

Mengetahui:
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph. D

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum wr. wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT. yang telah melimpahkan rahmat, karunia dan hidayah-Nya kepada kita semua khususnya kepada kami sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas akhir kami yang berjudul “**Pra rancangan Pabrik Prpilen Glikol dari Propilen Oksida dan Air Kapasitas 43.000 Ton/Tahun**” dengan tepat waktu.

Shalawat serta salam tak lupa kami haturkan kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman primitif menjadi zaman yang penuh dengan teknologi seperti apa yang kita rasakan saat sekarang ini spesifiknya dalam pengaplikasian teknologi di bidang teknik kimia.

Tugas Akhir ini disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang kami pelajari di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar kami bisa mendapatkan gelar sarjana teknik di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Ucapan terima kasih kami haturkan kepada :

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat dan dukungannya yang tak henti – hentinya
2. Bapak Dr. Imam Djati Widodo, M.Eng., S.c selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
3. Bapak Faisal R M Ir. Drs., MSIE., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

4. Ibu Diana, S.T, M.Sc selaku pembimbing 1 Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
5. Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng selaku pembimbing 2 Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
6. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
7. Teman – teman seperjuangan yang melakukan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik guna untuk mendapatkan gelar sarjana di bidang studi teknik kimia FTI UII.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak. Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi para pembaca dan kami selaku penyusun.

Wasalamualaikum wr. wb

ABSTRAK

Pabrik Propilen Glikol dirancang dengan kapasitas 43.000 ton/tahun. Latar belakang direncanakannya pendirian pabrik ini adalah untuk memenuhi tantangan industrialisasi untuk menjadi negara maju dan meningkatkan pendapatan negara. Tujuan dari prarancangan pabrik propilen glikol ini adalah untuk mengkaji lebih lanjut kelayakan pabrik untuk didirikan. Untuk memperoleh produk yang sesuai kapasitas, dibutuhkan propilen oksida dan air sebagai bahan baku dengan perbandingan massa 3 : 1. Proses yang dilakukan untuk memproduksi propilen glikol adalah reaksi hidrasi propilen oksida dengan katalis asam. Reaksi ini dijalankan pada reaktor berupa Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada tekanan 2,25 atm dan 52°C. Produk propilen glikol didapatkan dengan kemurnian sebesar 95% , digunakan menara distilasi sebagai unit purifikasi. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 15.200 m² dan mempekerjakan 145 orang karyawan. Untuk menjalankan pabrik memerlukan kebutuhan listrik sebesar 37,525 kW/jam dan bahan bakar sebanyak 5353,265 kg/jam. Untuk menjalankan produksi, dibutuhkan modal tetap sebesar \$ 11,818,439.57 + Rp 150.094.182.548,78 dan modal kerja sebesar \$ 12,208,965.12 + Rp 155.053.857.030. Berdasarkan tinjauan ekonomi, pabrik ini termasuk pabrik beresiko rendah dengan 26% ROI (sebelum pajak) and 13% ROI (setelah pajak); 2,30 tahun POT (sebelum pajak) dan 5,70 tahun POT (setelah pajak); 42,56 % BEP; 36,43% SDP; dan 18,70% DCFR. Dari poin ini dapat disimpulkan bahwa Prarancangan Pabrik Propilen Glikol perlu pengkajian lebih lanjut.

Kata-kata kunci : Propilen Glikol, hidrasi, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

ABSTRACT

Plant of Propylene Glycol is designed to fulfill 43,000 tons/year of capacity. Fulfill the challenges of industrialization to become a developed country and to increase in national income become the background on the establishment of this propylene glycol plant. The aim of preliminary design of this propylene glycol plant is to assess the feasibility of this plant. In order to gain the propylene glycol product as design capacity, propylene oxide to water mass ratio between 3 :1 are required as main raw materials. Process for produced propylene glycol is based on catalyzed hydration process of propylene oxide with acid catalyst. The reaction takes place in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) at 2.25 atm and 52°C. Distillation column is needed to gain the purity of product propylene glycol, 95 %. Plant of propylene glycol to be constructed in Gresik, East Java, requires 15.200 m² area and employs 145 labors. The consumed energy of this plant includes 37,525 kW per hour of electricity and 5353,265 kilograms per hour of fuel. Fix Capital Investment \$ 11,818,439.57 + Rp 150.094.182.548,78 and Work Capital Investment \$ 12,208,965.12 + Rp 155.053.857.030 is needed to runs this plant. Based on the economical feasibility study, this plant is classified as low risk chemical plant with 26% of ROI (before taxes) and 13% of ROI (after taxes); 2.30 year of POT (before taxes) and 5.70 year of POT (after taxes); 42.56 % of BEP; 36.43% of SDP; and 18.70% of DCFRR. From those points, it can be concluded that preliminary design of this propylene glycol plant is appealing for further studies.

Keywords : Propylene Glycol, hydration, Continuous Stirred Tank Reactor

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indikator majunya suatu negara dipengaruhi oleh beberapa faktor, salah satunya yaitu tingkat ekonomi di negara tersebut. Industrialisasi dianggap sebagai kunci untuk meningkatkan aktivitas ekonomi, produktivitas dan peningkatan standar hidup keinginan lepas dari ketergantungan terhadap negara maju. Dalam era industrialisasi sekarang ini, industri kimia mengalami perkembangan yang sangat pesat, jumlahnya dari tahun ke tahun semakin meningkat pesat, seiring dengan meningkatnya jumlah industri tersebut, kebutuhan terhadap bahan baku juga semakin besar.

Dalam menghadapi era industrialisasi, Indonesia dituntut untuk mengembangkan diri dari statusnya sebagai negara berkembang menjadi negara industri, salah satunya industri kimia. Industri kimia merupakan suatu sistem organisasi usaha yang berorientasi *profit oriented*, artinya disamping bertujuan untuk menghasilkan produk yang bermanfaat bagi kehidupan manusia, industri kimia juga bertujuan untuk memperoleh keuntungan di bidang finansial. Untuk menghadapi tantangan tersebut, dengan kemajuan teknologi sekarang ini, industri kimia di Indonesia terus dikembangkan produk-produknya. Salah satu bahan kimia yang dibutuhkan adalah propilen glikol.

Propilen glikol yang mempunyai nama IUPAC *propane-1,2-diol* merupakan senyawa organik salah satu senyawa turunan propilen yang memiliki rumus kimia $C_3H_8O_2$. Senyawa ini mempunyai sifat jernih, cair, kental, sedikit

berbau, sedikit pahit, dan memiliki titik uap rendah. Nama lain propilen glikol adalah *1,2-dihydroxypropane, methyl glycol, and trimethyl glycol*.

Propilen glikol adalah cairan sintetis yang dapat menyerap air. Propilen glikol juga dipakai dalam pembuatan komponen polyester, dan sebagai bahan penghilang lapisan es. Propilen glikol digunakan dalam industri kimia, makanan, dan farmasi sebagai *antifreeze* ketika terjadi kebocoran yang memungkinkan kontak dengan makanan. *The Food and Drug Administration* (FDA) mengklasifikasikan propilen glikol sebagai zat *additive* yang “biasanya dikenal aman” untuk digunakan pada makanan. Propilen glikol digunakan untuk menyerap kelebihan kandungan air dan mempertahankan kelembapan pada produk obat tertentu, kosmetik, dan makanan. Propilen glikol juga digunakan untuk membuat asap buatan yang digunakan pada training pemadam kebakaran dan *theatrical*.

Propilen glikol secara luas digunakan dalam dunia industri kimia makanan, yaitu sebagai solvent zat pewarna makanan, dan inhibitor fermentasi makanan. Pada bidang farmasi dan obat-obatan digunakan sebagai softening agent. Pada bidang otomotif sebagai pelumas mesin. Dapat juga digunakan sebagai pembersih air yang membeku dalam lemari es.

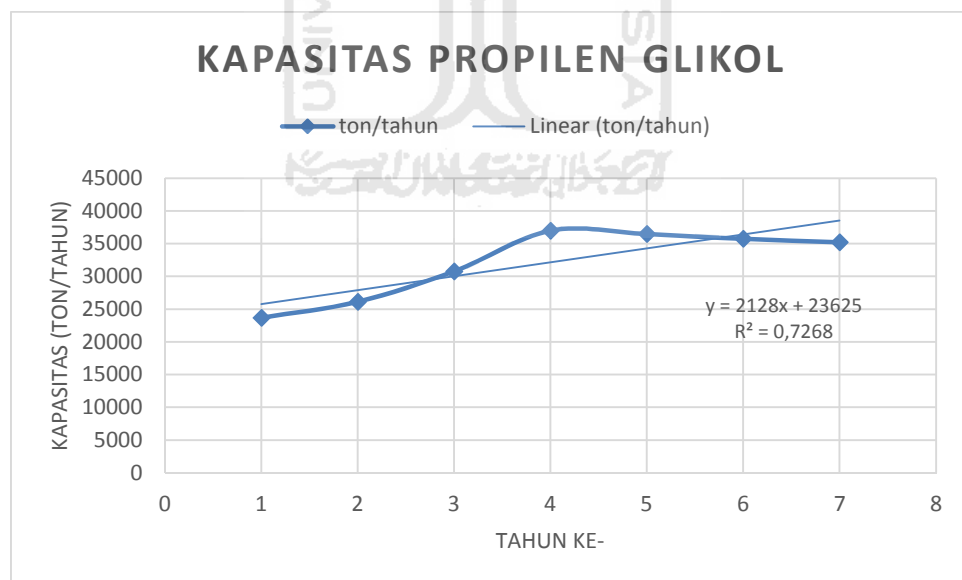
Berdasarkan dari data Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia mengimpor Propilen Glikol pada tahun 2009 hingga tahun 2012 mengalami peningkatan impor. Sedangkan pada tahun 2012 hingga tahun 2015 impor Propilen Glikol mengalami penurunan. Hal tersebut dapat dilihat dari tabel di bawah ini.

Tabel 1.1. Data Impor Propilen Glikol

KONVERSI TAHUN	TON/TAHUN
1	23667,078
2	26119,673
3	30770,939
4	36983,281
5	36456,668
6	35743,138
7	35217,807

Sumber : Data BPS tahun 2009-2015

Dari data tersebut, dapat dibuat grafik untuk menganalisis kebutuhan Propilen Glikol pada tahun 2022. Grafik tersebut dapat dilihat dari gambar 1.1. di bawah ini.



Gambar 1.1. Grafik Jumlah Impor Propilen Glikol Dalam Ton/Tahun

Dari hasil analisis berdasar data dan regresi linier pada data impor propilen glikol, didapatkan persamaan $y = 2.128,0302x - 4.249.459,8506$ diaman x adalah tahun ke- n dan y adalah kapasitas dalam ton/tahun pada tahun tersebut. Dengan melihat pentingnya Propilen Glikol ini, maka dirancang sebuah pabrik Propilen Glikol yang direncanakan dibangun tahun 2016 dan mulai beroperasi tahun 2022. Jadi untuk tahun 2022 diperkirakan kebutuhan propilen glikol sebesar $\pm 53.417,2138$ ton/tahun.

1.1.1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku produksi propilen glikol adalah propilen oksida dan air, sedangkan katalis yang digunakan adalah asam sulfat (H_2SO_4). Bahan tambahan lainnya adalah methanol sebagai pelarut propilen oksida dengan air, kapur padam (CaO) sebagai penetral H_2SO_4 pada produk.

Di dunia, pabrik penghasil propilen oksida sangat banyak, diantaranya adalah Zangdian Petrochem di Shandong China dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, Dow Chemical di Freeport Texas dengan kapasitas 1.400.000 ton/tahun, dan Hunstman di Port Neches Texas dengan kapasitas 1.200.000 ton/tahun. Namun, dikarenakan pertimbangan lokasi dan harga maka Propilen Oksida diperoleh dengan mengimpor dari Zhangdian Petrochem di China. Sedangkan katalis asam sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik Indonesia. Untuk bahan-bahan pembantu, seperti methanol diperoleh dari PT.Kaltim Metanol Industri dan Kapur padam diperoleh dari PT.UTSG.

1.1.2. Kapasitas Maksimal dan Minimal Pabrik yang Telah Berproduksi

Di dunia, telah berdiri beberapa pabrik propilen glikol, namun secara khusus di Indonesia sendiri belum ada. Data pabrik penghasil propilen glikol di dunia bisa dilihat pada tabel 1.2. berikut ini

Tabel 1.2 Data Pabrik Penghasil Propilen Glikol di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas
Dow Chemical	Freeport, Texas	4.000.000 pound/tahun
Plent Chemical	China	100.000 metric ton/tahun

Berdasarkan beberapa pertimbangan, maka ditetapkan kapasitas perancangan pabrik propilen glikol yang akan didirikan pada tahun 2022 sebesar **43.000 ton/tahun** dengan alasan sebagai berikut :

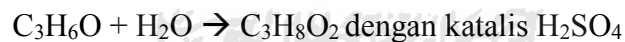
- a. Kapasitas produksi minimal pabrik propilen glikol sebesar 20.000 ton/tahun
- b. Kebutuhan propilen glikol di dalam negeri diperkirakan pada tahun 2022 sebesar $\pm 53.417,2138$ ton/tahun.
- c. Direncanakan pabrik dibangun untuk memenuhi 80% kebutuhan propilen glikol dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor propilen glikol dan sebagian lagi dapat diekspor.

1.2. Tinjauan pustaka

1.2.1. Macam-macam proses

Propilen glikol diproduksi secara komersial dari hidrasi propilen oksida (Merck, 1989). Propilen glikol juga dapat diproduksi dengan fase *liquid* dan bertekanan tinggi (600 atm) dari *synthetic gas* dalam sebuah *rhodium cluster complex*. (Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 1978).

Propilen glikol (C₃H₈O₂, PG) dapat diproduksi dengan cara hidrolisis propilen oksida (C₃H₆O, PO) dengan air yang berlebih atau bisa juga dengan cara menambahkan methanol pada reaktan yang berfungsi sebagai diluent karena propilen oksida tidak larut dalam air. Reaksinya adalah :

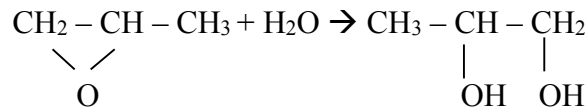


Glikol adalah suatu kelompok bahan yang dikenali dari cirinya yaitu memiliki dua gugus *hidroxyl (-OH)* yang menempel pada atom karbon yang berbeda pada struktur organik. Struktur rantai karbon yang paling sering dijumpai adalah (*1,2-diols*) dimana Propilen Glikol (*1,2-propanediol*) adalah salah satu anggotanya.

Ditinjau dari prosesnya pembuatan propilen glikol dapat dilakukan dengan tiga proses:

1. Hidrasi propilen oksida tanpa katalis

Reaksi :

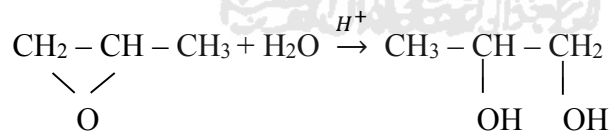


Reaksi berlangsung dalam fase cair ini menghasilkan produk utama monopropilen glikol dan produk samping dipropilen glikol dan tripropilene glikol. Konversi yang dihasilkan pada proses ini adalah 90%. Pada proses ini, reaksi berlangsung pada suhu 120-190°C dan tekanan 2170 kPa. (Chan dan Seider, 2004)

Karena suhu operasi yang tinggi dan konversi yang dihasilkan hanya 90%, maka proses hidrasi propilen oksida tanpa katalis tidak dipilih.

2. Hidrasi propilen oksida dengan katalis asam

Reaksi :



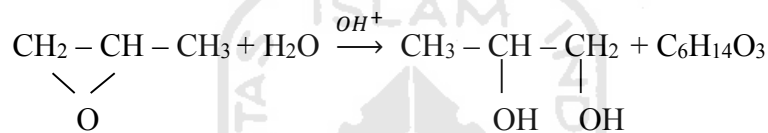
Proses ini sama dengan hidrasi propilen oksida tanpa katalis. Namun dalam proses ini digunakan katalis asam yang dicampur dengan air yang akan direaksikan dengan propilen oksida dalam reaktor. Reaksi berjalan pada kisaran suhu 52°C (Fogler, 1957).

Karena suhu operasi tersebut (propilen oksida 34,6°C), maka tekanan yang digunakan adalah 3 atm untuk mempertahankan fase Propilen Oksida dalam fase cair (Ullman's, 2002).

Propilen Oksida yang mengandung gugus epoksi bereaksi dengan H₂O dimulai dengan pemecahan gugus epoksi yang selanjutnya berikatan dengan H₂O membentuk propilen glikol. Peningkatan kecepatan reaksi yang signifikan dapat diperoleh pada nilai pH yang rendah. Namun katalis asam harus dihilangkan sebelum distilasi untuk mencegah korosi pada dinding menara distilasi. (Mc. Ketta, 1990)

3. Hidrasi propilen oksida dengan katalis basa

Reaksi :



Proses ini digunakan katalis basa yang dicampur dengan air sampai konsentrasi tertentu kemudian direaksikan dengan propilen oksida dalam reaktor. Penggunaan katalis baik asam maupun basa dapat meningkatkan kecepatan reaksi maupun selektivitas produk. Tetapi, penggunaan katalis basa dapat menghasilkan isomer diglikol yang tidak diinginkan sehingga proses hidrasi propilen oksida dengan katalis basa juga tidak dipilih. (Mc. Ketta, 1990)

Dari ketiga proses di atas, proses kedua yaitu hidrasi propilen oksida dengan katalis asam merupakan proses produksi propilen glikol yang cocok untuk dikembangkan di Indonesia. Hal tersebut dikarenakan ditinjau dari kondisi operasi proses hidrasi propilen oksida dengan katalis asam memberikan keuntungan dari segi ekonomi yang lebih besar.

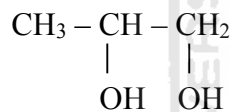
BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Propilen Glikol dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

1. Propilen Glikol, C₃H₈O₂



Propilen glikol atau dengan nama lain 1,2-propanediol, 1,2-dihydroxypropane.

BM	: 76 g/gmol
fase	: cair, suhu kamar
kondisi fisik	: tidak berwarna, tidak berbau, tidak berasa
titik didih normal	: 187,72 °C (369,896 °F)
<i>Flash Points</i>	: 99 °C (<i>closed cup</i>) , 107 °C (<i>open cup</i>)
Specific Gravity	: 1,036 (Air = 1)
Tekanan Uap	: 0 kPa (pada 20 °C) 0,08 mmHg (pada 20 °C) 0.129 mmHg pada 25 °C)
Kelarutan	: larut dalam air dingin, air panas, acetone

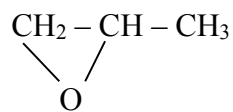
Kemurnian (% massa) : 95 % (impurities = H₂O)

harga : US\$ 2.100/Ton dengan kemurnian 99,5%

2.2. Spesifikasi Bahan

✓ Spesifikasi Bahan baku :

1. Propilen Oksida , C₃H₆O



Propilen oksida atau dengan nama lain 1,2-propilen oksida

BM : 58 g/gmol

fase : cairan, pada suhu kamar

Kondisi fisik : tidak berwarna, berbau seperti benzene

Titik didih normal : 34,56°C (93,6°F)

Dibeli dari : China (*Zhangdian Petrochem*)

Flash Points : -37 °C (*closed cup*)

Specific Gravity : 0,83 (Air = 1)

Tekanan Uap : 442 mmHg (pada 20 °C)

Kelarutan : larut dalam air dingin

harga : US\$ 900 /Ton dengan kemurnian 99,5%

2. Air, H₂O

BM : 18 g/gmol

fase : cair, pada suhu kamar

Kondisi fisik : tidak berwarna, tidak bebau, tidak berasa

Titik didih normal	: 100 °C (212°F)
Diperoleh dari	: <i>Water intake</i> dari sungai Bengawan Solo
Kebutuhan	: 13068,3990 kg/jam
Specific Gravity	: 1
Tekanan Uap	: 2,3 kPa (pada 20 °C)

✓ Spesifikasi Bahan Pembantu :

1. Asam Sulfat, H₂SO₄

Asam sulfat adalah bahan kimia yang tidak mudah terbakar

BM	: 98 g/gmol
fase	: cair, pada suhu kamar
titik didih (1 atm)	: 340 °C
kemurnian (% massa)	: 99,6 %
Dibeli dari	: PT. Petrokimia Gresik
kebutuhan	: 11,35 kg/jam
harga	: US\$ 0,07 /kg

2. Metanol, CH₄O

BM	: 32 g/gmol
fase	: cairan, pada suhu kamar
titik didih (1 atm)	: 64,6 °C
kemurnian (% massa)	: 98 %
Dibeli dari	: PT. Kaltim Metanol Industri
kebutuhan	: 3988,5020 kg/jam

harga : US\$ 0,24 /kg

3. Kapur padam, Hydrated Lime Powder Ca(OH)_2

BM : 74 g/gmol

fase : padat, pada suhu kamar

kemurnian (% massa) : 98 %

Dibeli dari : PT. UTSG (*United Tractors* Semen Gresik)

kebutuhan : 6,45 kg/jam

harga : US\$ 0,1 /kg

2.3. Pengendalian Kualitas

Dalam perancangan suatu industri, terdapat dua hal dalam produksi yang harus diperhatikan yaitu perencanaan produksi dan pengendalian produksi. Perencanaan produksi berkaitan dengan faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan, diantaranya adalah faktor eksternal adalah factor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan dan factor internal adalah kemampuan pabrik. Sedangkan pengendalian bahan produksi meliputi pengendalian kualitas (*Quality Control*), pengendalian kuantitas, pengendalian waktu, dan pengendalian bahan proses.

Penyimpangan kualitas dapat terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan atau kerusakan alat. Faktor yang dapat mempengaruhi terjadinya penyimpangan kualitas yaitu mutu bahan baku yang jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat

diketahui dari hasil pengawasan monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

Laboratorium memegang peranan yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu dari produk melalui analisa, baik itu terhadap bahan baku, produk maupun bahan pembantu proses reaksi. Hasil analisa ini diperlukan untuk mutu dan penentuan tingkat efisiensi. Proses pemeriksaannya harus dilakukan secara rutin agar dapat segera diketahui normal tidaknya suatu proses sehingga bila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi.

Pengawasan dan pengendalian produksi perlu dilaksanakan agar proses dapat berjalan dengan baik. Kegiatan proses pengendalian kualitas diharapkan dapat menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar, dan jumlah produksi yang sesuai rencana, serta waktu yang tepat sesuai dengan jadwal. Selain itu, pengendalian kualitas juga diperlukan untuk mengontrol kualitas baik produk maupun bahan baku agar proses dapat berjalan lancar, sehingga dapat menghasilkan keuntungan.

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Propilen Glikol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian kualitas produk, dan pengendalian kualitas bahan pembantu.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada supplier. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa propilen glikol dan air, katalis berupa asam sulfat, dan bahan pembantu methanol dan kapur padam.

Propilen Oksida, dengan titik didih yang rendah, yaitu $34,56^{\circ}\text{C}$ memerlukan pengendalian bahan baku yang lebih banyak dibanding bahan baku lainnya. Propilen oksida harus dijaga suhunya agar tetap cair didalam tangki penyimpanan, dan dijaga tekanan pada 2,25 atm agar pada suhu 52°C tidak menguap. Tangki dijaga tekanannya agar tekanan didalam tangki penyimpan tetap stabil dengan cara diisolasi.

Methanol, dengan titik didih $64,6^{\circ}\text{C}$ hanya perlu dipastikan agar tidak menguap saja, dan tangki dijaga tekanannya. Sedangkan untuk air dengan titik didih 100°C , pengendalian proses bahan bakunya tidak perlu sebanyak Propilen oksida dan metanol. Air hanya membutuhkan pengontrolan terhadap komponen-komponen yang terbawa dari sungai dan suhu yang masuk tangki.

Untuk H_2SO_4 sebagai katalis, tidak perlu pengontrolan suhu pada saat penyimpanan, namun tetap membutuhkan pengontrolan tekanan pada tangki penyimpanannya. Dengan titik didih $340\text{ }^\circ\text{C}$, asam sulfat aman disimpan pada tangki bersuhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Namun, bahan penyimpanan harus menggunakan *Stainless steel* karena bahan merupakan asam kuat.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi jumlah propilen glikol, air, katalis dan perbandingan bahan baku dengan katalis dan bahan pembantu.

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi alat sistem kontrol dan aliran sistem kontrol. Agar proses selalu stabil dibutuhkan instalasi alat-alat pengendalian. Alat-alat pengendalian dipasang dengan tujuan:

1. Menjaga keamanan dan keselamatan kerja

Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik dan untuk kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga terjaminnya keamanan, berbagai kondisi operasi pabrik seperti tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia, dan lain sebagainya harus dijaga tetap pada batas-batas tertentu yang diizinkan.

2. Memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan

Pabrik harus menghasilkan produk dengan jumlah tertentu (sesuai kapasitas desain) dan dengan kualitas tertentu sesuai spesifikasi. Untuk itu dibutuhkan suatu sistem pengendali untuk menjaga tingkat produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Menjaga peralatan proses dapat berfungsi sesuai yang diinginkan dalam desain

Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi proses produksi memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi. Pada pompa harus dipertahankan NPSH, pada kolom distilasi harus dijaga agar tidak *flooding*, temperatur dan tekanan pada reaktor harus dijaga agar tetap beroperasi aman dan konversi menjadi produk optimal, isi tangki tidak boleh luber ataupun kering, serta masih banyak kendalakendala lain yang harus diperhatikan.

4. Menjaga agar operasi pabrik tetap ekonomis.

Operasi pabrik bertujuan menghasilkan produk dari bahan baku yang memberi keuntungan yang maksimum, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi yang menyebabkan biaya operasi menjadi minimum dan laba yang diperoleh menjadi maksimum.

5. Memenuhi persyaratan lingkungan

Operasi pabrik harus memenuhi berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu bagi berbagai buangan pabrik kimia.

Untuk memenuhi persyaratan diatas diperlukan pengawasan (*monitoring*) yang terus menerus terhadap operasi pabrik kimia dan intervensi dari

luar (*external intervention*) untuk mencapai tujuan operasi. Hal ini dapat terlaksana melalui suatu rangkaian peralatan (alat ukur, kerangan, pengendali, dan komputer) dan intervensi manusia (*plant managers, plants operators*) yang secara bersama membentuk *control system*.

Sistem pengendali diterapkan untuk memenuhi 3 kelompok kebutuhan, yaitu:

1. menekan pengaruh gangguan eksternal
2. memastikan kestabilan suatu proses kimiawi
3. optimasi kinerja suatu proses kimiawi

2.3.2.1. Alat Sistem Kontrol

Alat sistem kontrol dalam pengendalian kualitas meliputi sensor, *controller*, dan *actuator*.

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan manual *hand valve*.

Variabel-variabel yang terlibat dalam proses operasi pabrik adalah F (laju alir), T (temperatur), P (tekanan) dan C (konsentrasi). Variabel-variabel

tersebut dapat dikategorikan menjadi 2 kelompok, yaitu variabel *input* dan variabel *output*.

Variabel *input* adalah variabel yang menandai efek lingkungan pada proses kimia yang dituju. Variabel ini juga diklasifikasikan dalam 2 kategori, yaitu:

1. *manipulated (adjustable) variable*, jika harga variabel tersebut dapat diatur dengan bebas oleh operator atau mekanisme pengendalian
2. *disturbance variable*, jika harga tidak dapat diatur oleh operator atau sistem pengendali, tetapi merupakan gangguan.

Sedangkan variabel *output* adalah variabel yang menandakan efek proses kimia terhadap lingkungan yang diklasifikasikan dalam 2 kelompok:

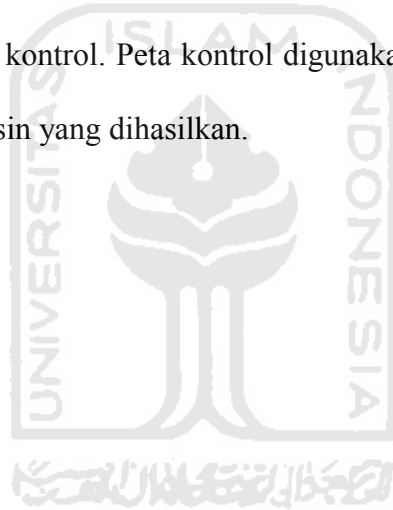
1. *measured output variables*, jika variabel dapat diketahui dengan pengukuran langsung
2. *unmeasured output variables*, jika variabel tidak dapat diketahui dengan pengukuran langsung

Pengendalian Kualitas Produk

Untuk mencapai standar kualitas perlu dilakukan suatu pengawasan, karena kualitas produk dapat mempengaruhi luasnya pasar perusahaan. Meskipun dari setiap produk tidak memiliki keseragaman kualitas, tetapi pada dasarnya produk itu mempunyai batasan yang telah ditetapkan. Dengan adanya batasan kualitas dapat mengurangi pemborosan dan penurunan terhadap biaya produksi, dapat meningkatkan produktivitas dan efisiensi kerja

Pengawasan kualitas menentukan komponen mana yang rusak dan menjaga agar bahan-bahan untuk masa mendatang jangan sampai rusak. Pengawasan kualitas merupakan alat bagi manajemen dalam memperbaiki kualitas produk bila diperlukan, mempertahankan kualitas yang sudah tinggi, dan mengurangi jumlah bahan yang rusak. Dalam menjalankan pengawasan tersebut sering dipergunakan metode statistik yang disebut *Statistical Quality Control* (pengawasan penetapan mutu).

Pengendalian yang dilakukan dengan metode yang telah digunakan pada umumnya yaitu peta kontrol. Peta kontrol digunakan agar dapat mengetahui kapabilitas proses dari mesin yang dihasilkan.

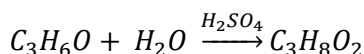


BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Umpan segar air (H₂O) sebanyak 13068,3990 kg/jam dari unit utilitas dialirkan bersama asam sulfat (H₂SO₄) 99,6% sebagai katalis sebanyak 2284,4935 kg/jam dari tangki penyimpanan (T-03), dipompa ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk (R-01). Bersamaan dengan itu, propilen oksida (C₃H₆O) 99,5% sebanyak 4356,1330 kg/jam dari tangki penyimpanan (T-01), metanol (CH₄O) 98% sebanyak 3988,5020 kg/jam dari tangki penyimpanan (T-02) serta arus *recycle* dari hasil atas menara distilasi (MD-01, MD-02) dipompa ke dalam (R-01) dan (R-02) yang disusun secara seri. Reaktor dijalankan secara isothermal pada suhu 52 °C dan tekanan 2,25 atm. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Untuk menjaga suhu tetap konstan, digunakan air pendingin dalam koil. Di dalam reaktor terjadi reaksi antara propilen oksida dengan air, dengan bantuan katalis asam sulfat dan metanol sebagai pelarut. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



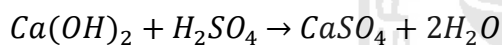
Dengan konversi reaksi 92% dan jumlah katalis sebanyak 2,5% dari massa keseluruhan pereaktan, maka dengan persamaan kinetika reaksi sebagai berikut,

$$k = 1,09 \times 10^1 \text{ EXP} \left(\frac{-36,9 \times 10^3 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}}}{R \cdot T} \right)$$

(A.L.Benham ,Fred Kurata ,1955)

waktu tinggal 0,23 jam (13,997 menit) dan volume masing-masing reaktor 5564,996 L, didapatkan hasil keluaran reaktor (R-01) dan reaktor (R-02) sebanyak 23857,04 kg/jam.

Hasil keluar reaktor (R-01) dialirkan ke dalam reaktor (R-02) lalu dialirkan lagi menuju Netralizer (N) untuk menetralkan asam sulfat dalam hasil reaksi. Asam sulfat dinetralkan dengan menambahkan Ca(OH)_2 dari Silo (S-01). Ca(OH)_2 diumpankan dari silo dengan menggunakan *belt conveyor*, *bucket elevator*, dan diumpankan ke *hopper* baru setelah itu masuk ke *Netralizer*. *Netralizer* beroperasi pada suhu 75°C dan tekanan 1 atm menghasilkan CaSO_4 . Reaksi yang terjadi didalam *netralizer* adalah sebagai berikut:



dan menghasilkan 3158,6325 kg/jam CaSO_4 .

Hasil keluaran *netralizer* sebanyak 25610,7875 kg/jam dialirkan menuju *filter* (F) untuk memisahkan padatan CaSO_4 yang merupakan hasil reaksi penetralan asam sulfat berupa slurry. *Filter* yang digunakan adalah *Rotary Drum Vacuum Filter* yang memisahkan cake CaSO_4 dan sebagian kecil air sebagai hasil bawah dan filtrat sebagai hasil atas. Filtrat yang tertampung sebanyak 22171,5030 kg/jam, diumpankan ke dalam menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan metanol dan propilen oksida sisa reaksi dari produk, sedangkan padatannya dibuang ke unit pengolahan untuk dijual ke PT. Varia Beton di Surabaya.

Hasil atas menara distilasi-01 (MD-01) berupa Propilen oksida, metanol, dan air dengan jumlah 4165,2634 kg/jam *direcycle* ke reaktor. Sementara hasil

bawah menara distilasi-01 (MD-01) berupa propilen oksida, air, dan sedikit metanol dengan jumlah 18006,2396 kg/jam dialirkan ke menara distilasi-02 (MD-02) untuk dipisahkan antara metanol dengan produk berupa propilen glikol 95%.

Hasil atas menara distilasi-02 (MD-02) berupa metanol, sebagian air, dan sedikit propilen glikol sejumlah 12576,9467 kg/jam *direcycle* ke reaktor. Sedangkan, hasil bawah berupa produk propilen glikol ($C_3H_8O_2$) 95% sebanyak 5429,2929 dialirkan ke tangki penampung (T-04).

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Reaktor

Tugas : Mereaksikan propilen oksida (C_3H_6O) 99,5% sebanyak 4356,1330 kg/jam dengan air (H_2O) sebanyak 13068,3990 kg/jam dengan konversi 92% dengan bantuan katalis asam sulfat (H_2SO_4) 99,6% sebanyak 2284,4935 kg/jam dan pelarut metanol (CH_4O) 98% sebanyak 3988,5020 kg/jam untuk menghasilkan propilen glikol ($C_3H_8O_2$) 95%.

Jenis alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) / *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)*.

Bahan : *Stainless Steel SA-299*

Kondisi operasi : Isotermal

Suhu : 52 °C

Tekanan : 2,25 atm

Reaksi : Eksotermis

Spesifikasi Alat

Diameter : 1,64 m
Tinggi : 3,28 m
Tebal isolasi : 0,65 m
Material : *asbestos*

Shell

Tebal Shell : ¼ inch
Outside Diameter: 66 inch

Alas dan Head

Tebal head : 0,1875 inch
Volume cairan : 7220,5765 m³
Tinggi cairan : 2,87 m

Pengaduk

Jumlah pengaduk: 1 buah
Kecepatan : 125 rpm
Daya : 0,01 HP

Koil

Ukuran : 2,5 inch
Jumlah : 16 lilitan
Panjang koil : 65,8310 m
Harga : US\$ 50,583.34
Jumlah alat : 2 unit

3.2.2. Netralizer

Tugas : Menetralkan asam sulfat (H₂SO₄) yang merupakan katalis

di reaktor dengan mereaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 98% sebanyak 1718,6677 kg/jam dengan konversi 100% menjadi CaSO_4 sebanyak 3158,6325kg/jam

Jenis alat : Silinder Tegak Berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel SA-240*

Kondisi operasi : Isotermal

Suhu : 75 °C

Tekanan : 1 atm

Reaksi : Eksothermis

Spesifikasi Alat

Diameter : 2,05 m

Tinggi : 4,11 m

Tebal isolasi : 0,6 m

Shell

Tebal Shell : 1,5 inch

Outside Diameter: 2,11 m

Alas dan Head

Tebal head : 0,35 m

Tinggi cairan : 3,41 m

Jumlah koil : 13 lilitan

Pengaduk

Jumlah pengaduk: 1 buah

Kecepatan : 84 rpm

Daya : 1 HP
 Harga : US\$ 18,968.75
 Jumlah : 1 unit

3.2.3. Filter (F)

Tugas : Memisahkan padatan CaSO_4 sebanyak 3158,6325 kg/jam dari filtrat

Jenis alat : *Rotary Facum Dry*

Bahan : *Stainless Steel SA-240*

Spesifikasi Alat

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 6,096 m

Tebal isolasi : 0,4 m

Harga : US\$ 129,619.81

Jumlah : 1 unit

3.2.4. Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tugas : Memisahkan impurities dari produk dengan hasil atas berupa propilen oksida, metanol, dan air dengan jumlah 4165,2634 kg/jam dan hasil bawah berupa propilen oksida, air, dan sedikit metanol dengan jumlah 18006,2396 kg/jam

Jenis alat : Menara dengan *Sieve Tray*

Bahan : *Carbon Steel SA-299*

Kondisi operasi

Tekanan : 1,07 atm

Suhu umpan : 367,66 K

Suhu distilat : 339,61 K

Suhu bottom : 381,12 K

Reflux ratio : 2,7

Spesifikasi Alat

Diameter : 1,6226 m

Jumlah Plate : 25 plates

Letak umpan : antara plate ke 12 dan 13

Tinggi menara: 16,0087 m

Tebal Shell : 0,1875 inch

0,00476 m

Tebal Head : 0,1875 inch

0,00476 m

Tray Spacing : 0,5 m

Tebal isolasi : 0,86 m

Specific tray

Jenis Tray : *Sieve Tray*

Bahan tray : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Tebal plate : 5 mm

Diameter hole : 5 mm

Panjang weir : 1,0163 m

Tinggi weir : 50 mm

Bahan

Isolator : Asbestos

Tebal : 45,64 cm

Bentuk head : *Torispherical Flanged and Dished Head*

Diameter pipa

Pipa pemasukan

Diameter umpan : 2,88 inch

Diameter cairan reflux : 1,9 inch

Diameter uap reboiler : 16 inch

Pipa pengeluaran

Diameter top : 18 inch

Diameter bottom : 2,88 inch

Harga : US\$ 11,381.25

Jumlah : 1 unit

3.2.5. Menara Distilasi 02 (MD-02)

Tugas : Memisahkan impurities dari produk propilen glikol ($C_3H_8O_2$) 95% dengan hasil atas berupa metanol, sebagian air, dan sedikit propilen glikol sejumlah 12576,9467 kg/jam dan hasil bawah berupa produk propilen glikol ($C_3H_8O_2$) 95% sebanyak 5429,2929

Jenis alat : Menara dengan *Sieve Tray*

Bahan : *Carbon Steel SA-299*

Kondisi operasi

Tekanan : 1,2 atm

Suhu umpan : 380,64 K

Suhu distilat : 378,24 K

Suhu bottom : 429,499 K

Reflux ratio : 0,1071

Spesifikasi Alat

Diameter : 1,5 m

Jumlah Plate : 15 *plates*

Letak umpan : antara *plate* ke 9 dan 10

Tinggi menara: 9,93 m

Tebal Shell : 0,1875 inch

0,00476 m

Tebal Head : 0,1875 inch

0,00476 m

Tray Spacing : 0,5 m

Tebal isolasi : 0,81 m

Spesific tray

Jenis Tray : *Sieve Tray*

Bahan tray : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Tebal plate : 5 mm

Diameter hole : 5 mm

Panjang weir : 0,9519 m

Tinggi weir : 50 mm

Bahan

Isolator : Asbestos

Tebal : 50,87 cm

Bentuk head : *Torispherical Flanged and Dished Head*

Diameter pipa

Pipa pemasukan

Diameter umpan : 2,38 inch

Diameter cairan reflux : 0,84 inch

Diameter uap reboiler : 8,625 inch

Pipa pengeluaran

Diameter top : 22 inch

Diameter bottom : 1,9 inch

Harga : US\$ 10,432.81

Jumlah : 1 unit

3.2.6. Tangki Propilen Oksida (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa propilen oksida sebanyak
4356,1330 kg/jam selama 15 hari

Jenis alat : Tangki silinder horisontal, *flat bottom, torispherical roof*

Ukuran alat

Volume : 1054,5506 m³

Diameter : 50 ft

15,24 m

Tinggi : 24 ft

7,32 m

Tebal shell

Course 1 : 7/16 in

Course 2 : 6/16 in

Course 3 : 5/16in

Course 4 : 3/16 in

Tebal head : 4/16 in

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Harga : US\$ 493,187.57

Jumlah alat : 2 unit

3.2.7. Tangki Metanol (T-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa metanol sebanyak 3988,5020
kg/jam selama 5 hari

Jenis alat : Tangki *vertikal silinder, flat bottom, conical roof***Ukuran alat**Volume : 334,2860 m³

Diameter : 24 ft

7,32 m

Tinggi : 24 ft

7,32 m

Tebal shell

Course 1 : 5/16 in

Course 2 : 4/16 in

Course 3 : 4/16in

Tebal head : 7/16 in

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Harga : US\$ 316,145.88

Jumlah alat : 2 unit

3.2.8. Tangki Asam Sulfat (T-03)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa asam sulfat (H_2SO_4) 99,6%
sebanyak 2284,4935 kg/jam selama 5 hari

Jenis alat : Tangki silinder *vertical, flat bottom, conical roof*

Ukuran alat

Volume : 180,3722 m³

Diameter : 20 ft

6,096 m

Tinggi : 20 ft

6,096 m

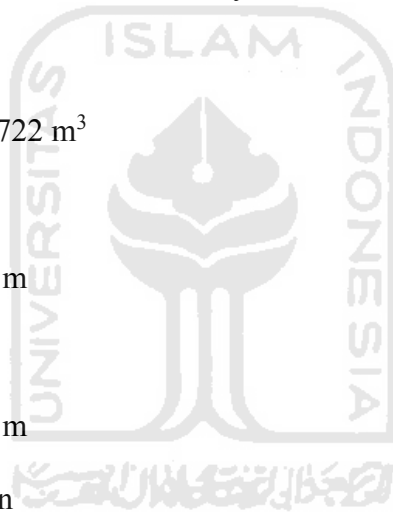
Tebal shell : 5/16 in

Tebal head : 3/8 in

Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 11

Harga : US\$ 170,718.77

Jumlah alat : 1 unit



3.2.9. Tangki Propilen Glikol (T-04)

Tugas : Menyimpan produk berupa propilen glikol 95% sebanyak
5429,2929 kg/jam selama 5 hari

Jenis alat : Tangki silinder *vertical, flat bottom, conical roof*

Ukuran alat

Volume : 348,41 m³

Diameter : 25 ft

7,62 m

Tinggi : 25 ft

7,62 m

Tebal shell

Course 1 : 5/16 in

Course 2 : 4/16 in

Course 3 : 4/16 in

Course 4 : 3/16 in

Tebal head : 7/16 in

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Harga : US\$ 328,791.71

Jumlah alat : 2 unit

3.2.10. Silo Ca(OH)₂ (S-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa Ca(OH)₂ 98% sebanyak
1753,7426 kg/jam selama 5 hari

Jenis alat : Silo menara silinder *vertical* dengan *cone*

Tinggi	: 8,2 ft
Diameter	: 3,2 ft
Tebal shell	: 0,01 ft
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Harga	: US\$ 10,000
Jumlah alat	: 1 unit

3.2.11. Bak Penampung CaSO₄ (BP-01)

Tugas	: Menyimpan ampas hasil filtrasi baku berupa cake dengan komposisi padatan CaSO ₄ sebanyak 3158,6325 kg/jam dan cairan sebanyak 280,6519 kg/jam selama 1 hari
Jenis alat	: Bak terbuat dari batu bata dan semen
Ukuran alat	
Ukuran sisi bak	: 9,5 m
Tinggi	: 4,7 m
Bahan	: Batu bata dan semen
Harga	: US\$ 13,000
Jumlah	: 1 unit

3.2.12. Pompa-01

Tugas	: Megalirkan air dari unit utilitas ke R-01 sebanyak 13068,3990 kg/jam
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 70,2555 gpm
<i>Head</i>	: 32,55 ft

9,92 m

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 1845,0302 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 unit (1 unit utama, 1 unit cadangan)

Harga : US\$ 2,465.94

3.2.13. Pompa-02

Tugas : Megalirkan (H₂SO₄) 99,6% sebanyak 2284,6183 kg/jam ke tangki penyimpan asam sulfat (T-03).

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 6,6124 gpm

Head : 18,11 ft
5,52 m

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 878,605 rpm

Jenis impeller : *Radial Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$ 1,770.19

3.2.14. Pompa-03

Tugas	: Megalirkan (H_2SO_4) 99,6% sebagai katalis sebanyak 2284,6183 kg/jam dari tangki penyimpan asam sulfat (T-03) ke Reaktor (R-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 6,8863 gpm
<i>Head</i>	: 80,16 ft 24,43 m
Putaran	: 3000 rpm
Putaran spesifik	: 293,878 rpm
Jenis impeller	: <i>Radial Flow Impellers</i>
Motor	: 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz
Daya	: 1 HP
Jumlah	: 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)
Harga	: US\$ 1,770.42

3.2.15. Pompa-04

Tugas	: Megalirkan bahan baku metanol (CH_4O) 98% sebanyak 3988,5020 kg/jam ke tangki penyimpan metanol (T-02)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 25,6964 gpm
<i>Head</i>	: 32,1240 ft 9,7915 m
Putaran spesifik	: 563,515 rpm

Jenis impeller : *Radial Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$ 2,276.25

3.2.16. Pompa-05

Tugas :Megalirkan bahan baku metanol (CH_4O) 98% sebanyak 3988,5020 kg/jam dari tangki penyimpanan propilen oksida (T-02) ke Reaktor (R-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 26,7633 gpm

Head : 53,50 ft
16,31 m

Putaran : 1500 rpm

Putaran spesifik: 784,538 rpm

Jenis impeller : *Radial Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$ 2,276.25

3.2.17. Pompa-06

Tugas : Megalirkan bahan baku $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$ ke tangki penyimpanan propilen oksida (T-01) sebanyak 4356,1340 kg/jam

Jenis alat : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 27,0193 gpm
Head : 26,8714 ft
 8,1905 m
 Putaran : 3000 rpm
 Putaran spesifik: 1541,479 rpm
 Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*
 Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz
 Daya : 1 HP
 Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)
 Harga : US\$ 2,339.48

3.2.18. Pompa-07

Tugas : Megalirkan bahan baku C_3H_6O dari tangki penyimpanan propilen oksida (T-01) sebanyak 4356,1340 kg/jam ke Reaktor (R-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 29,2876 gpm
Head : 34,55 ft
 10,53 m
 Putaran : 3000 rpm
 Putaran spesifik: 1139,156 rpm
 Jenis impeller : *Radial Flow Impellers*
 Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya	: 1 HP
Jumlah	: 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)
Harga	: US\$2,358.45

3.2.19. Pompa-08

Tugas	:Megalirkan hasil keluaran Reaktor (R-01) sebanyak 23857,0450 kg/jam masuk ke Reaktor (R-02)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 211,5771 gpm
Head	: 160,09 ft 48,80 m
Putaran	: 3000 rpm
Putaran spesifik:	969,593 rpm
Jenis impeller	: <i>Radial Flow Impellers</i>
Motor	: 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz
Daya	: 10 HP
Jumlah	: 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)
Harga	: US\$4,426.04

3.2.20. Pompa-09

Tugas	: Megalirkan keluaran (output) dari netralizer sebanyak 25610,7875 kg/jam ke Filter
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 118,8829 gpm
Head	: 17,2704 ft

5,2641

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 3861,037 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1,5 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$ 3,825.37

3.2.21. Pompa-10

Tugas : Megalirkan keluaran/filtrat dari filter sebanyak
22171,5030 kg/jam ke Menara Distilasi (MD-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 173,8451 gpm

Head : 49,80 ft
15,18 m

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 2109,642 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1,5 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US \$4,552.50

3.2.22. Pompa-11

Tugas	: Megalirkan refluks keluaran atas Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 4165,2634 kg/jam ke Reaktor (R-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 29,2381 gpm
<i>Head</i>	: 33,75 ft 10,29 m
Putaran	: 3000 rpm
Putaran spesifik:	1158,187 rpm
Jenis impeller	: <i>Radial Flow Impellers</i>
Motor	: 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz
Daya	: 1 HP
Jumlah	: 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)
Harga	: US\$ 2,402.71

3.2.23. Pompa-12

Tugas	: Megalirkan keluaran bawah Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 18006,2396 kg/jam diumpankan ke Menara Distilasi (MD-02)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 100,0314 gpm
<i>Head</i>	: 25,32 ft 7,72 m
Putaran	: 3000 rpm

Putaran spesifik: 2658,373 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$3,793.75

3.2.24. Pompa-13

Tugas : Megalirkan refluks/ keluaran atas Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 12576,9467 kg/jam ke Reaktor (R-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 70,1452 gpm

Head : 24,01 ft
7,32 m

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 2316,5754 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$3,793.75

3.2.24. Pompa-14

Tugas : Megalirkan keluaran bawah Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 5429,2929 kg/jam ke Tangki penyimpanan

produk (T-04)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 70,1452 gpm

Head : 24,01 ft

7,32 m

Putaran : 3000 rpm

Putaran spesifik: 2316,5754 rpm

Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*

Motor : 220 V AC, 3 Fase, 50 Hz

Daya : 1 HP

Jumlah : 2 buah (1 buah utama, 1 buah cadangan)

Harga : US\$3,793.75

3.2.25. *Belt Conveyor* (BC)

Kapasitas : 31214,72 kg/jam

Flowrate padatan: 9,42 m³/jam

Spesifikasi Alat

Lebar *belt* : 14 inch

Kecepatan *belt* : 100 fpm

Daya : 1 HP

3.2.26. *Bucket Elevator* (BE)

Spesifikasi *Bucket*

Lebar *Bucket* : 6 in

Kedalaman : 4,25 in
Bucket spacing : 12 in
 Daya : 1,02 HP

Spesifikasi *Belt*

Lebar *Belt* : 7 in
 Tinggi *Belt* : 5 m
 Panjang *Belt* : 50 ft

3.2.27. Heat Exchanger 01 (HE – 01)

Tugas : Memanaskan umpan dari unit utilitas dan tangki 3 (T-03) ke reaktor, dari suhu 30°C menjadi suhu 52 °C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 300°C.

Jenis : *Shell and Tube*
 Beban Panas : 1209059,548 BTU/jam

Luas Transfer Panas (A) : 230 ft²

***Shell side* :**

ID : 15 ¼ in
Baffle space : 3,8125 in
Passes : 4
Pressure Drop : 2,1490 psia

***Tube side* :**

Number : 116

Length : 16
Pressure Drop : 2,1943psia
 Harga Satuan : US\$ 2,301.27
 Jumlah : 1 unit

3.2.28. Heat Exchanger 02 (HE – 02)

Tugas : Memanaskan umpan dari tangki 2 (T-02) ke Reaktor 1 (R-01), dari suhu 30°C menjadi suhu 50 °C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 300°C.

Jenis : *Shell and Tube*
 Beban Panas : 222.983,3241 Btu/Jam
 Luas Transfer Panas (A) : 354 ft²

Shell side

ID : 13 ¼ in
Baffle space : 3 1/3 in
Passes : 1

Pressure Drop : 0,2094 psia

Tube side

Number : 97
Pressure Drop : 0,1900 psia
 Harga Satuan : US\$ 2,281.27
 Jumlah : 1 unit

3.2.29. Heat Exchanger 03 (HE – 03)

Tugas : Memanaskan umpan dari tangki 1 (T-01) ke reaktor 1 (R-01), dari suhu 30°C menjadi suhu 52°C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 300°C.

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 202.329,2635 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 321 ft²

Shell side

ID : 12 in

Baffle space : 3 in

Passes : 1

Pressure Drop : 0,4018 psia

Tube side

Number : 81

Pressure Drop : 0,2840 psia

Harga Satuan : US\$ 2,281.27

Jumlah : 1 unit

3.2.30. Heat Exchanger 04 (HE – 04)

Tugas : Memanaskan hasil dari reaktor 2 (R-02) ke *Netralizer*, dari suhu 52°C menjadi suhu 75°C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 300°C

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1.809.814,6953 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 292 ft²

Shell side

ID : 12 in

Baffle space : 3 in

Passes : 2

Pressure Drop : 9,4654 psia

Tube side

Number : 76

Pressure Drop : 5,3096 psia

Harga Satuan : US\$ 2,281.27

Jumlah : 1 unit

3.2.31. Heat Exchanger 05 (HE – 05)

Tugas : Memanaskan hasil dari *filter* ke menara distilasi 1 (MD-01) suhu 75°C menjadi suhu 91 °C dengan pemanas
02) *steam* jenuh pada suhu 300°C.

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1.207.338,2489 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 251 ft²

Shell side

ID : 13 ¼ in

Baffle space : 3 1/3 in

Passes : 1

Pressure Drop : 7,0025 psia

Tube side

Number : 97

Pressure Drop : 0,0343 psia

Harga Satuan : US\$ 2,281.27

Jumlah : 1 unit

3.2.32. Heat Exchanger 06 (HE – 06)

Tugas : Memanaskan hasil bawah dari menara distilasi (MD-01) ke menara distilasi 2 (MD-02), dari suhu 91°C menjadi suhu 137°C dengan pemanas *steam* jenuh pada suhu 300°C.

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 2.560.405,9239 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 283 ft²

Shell side

ID : 12 in

Baffle space : 3 in

Passes : 4

Pressure Drop : 2,9606 psia

Tube side

Number : 68

Pressure Drop : 1,4156 psia

Harga Satuan : US\$ 2,281.27

Jumlah : 1 unit

3.2.33. Cooler 01 (CL – 01)

Tugas : Mendinginkan hasil atas dari menara distilasi 1 (MD-01) ke reaktor 1 suhu 66°C menjadi suhu 52°C dengan pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 143.746,9359 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 249 ft²

Shell side

ID : 12 in

Baffle space : 3 in

Passes : 8

Pressure Drop : 0,4487 psia

Tube side

Number : 60

Pressure Drop : 0,0349 psia

Harga Satuan : US\$ 1,825.01

Jumlah : 1 unit

3.2.34. Cooler 02 (CL – 02)

Tugas : Mendinginkan hasil atas dari menara distilasi 2 (MD-02) ke reaktor 1 (R-01), dari suhu 156°C menjadi suhu 30 °C dengan pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube*
 Beban Panas : 2.624.982,0412 BTU/Jam
 Luas Transfer Panas (A) : 540 ft²

Shell side

ID : 15 ¼ in
Baffle space : 3 4/5 in
Passes : 1
Pressure Drop : 0,3862 psia

Tube side

Number : 137
Pressure Drop : 0,1378 psia
 Harga Satuan : US\$ 1,825.01
 Jumlah : 1 unit

3.2.35. Cooler 03 (CL – 03)

Tugas : Mendinginkan hasil bawah dari menara distilasi 2 (MD – 02) menuju tangki 4 (T-04) suhu 105°C menjadi suhu 52 °C.

Jenis : *Shell and Tube*
 Beban Panas : 1.950.825,6432 BTU/Jam
 Luas Transfer Panas (A) : 647 ft²

Shell side

ID : 17 ¼ in
Baffle space : 4 1/3 in

Passes : 4

Pressure Drop : 0,1308 psia

Tube side

Number : 158

Pressure Drop : 0,0349 psia

Harga Satuan : US\$ 1,825.01

Jumlah : 1 unit

3.2.36. Condenser 01 (CD – 01)

Tugas : Mengkondensasikan distilat/ hasil keluaran atas menara distilasi 1 (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 14.200.171,2261 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 6735,0421 ft²

Shell side

ID : 39 in

Baffle space : 19,5 in

Passes : 1

Pressure Drop : 0,0038 psia

Tube side

<i>Number</i>	: 1377 tubes
<i>Pressure Drop</i>	: 0,3088 psia
Harga Satuan	: US \$78,404.18
Jumlah	: 1 unit

3.2.37. Condenser 02 (CD – 02)

Tugas : Mengkondensasikan distilat/hasil keluaran atas menara

distilasi 2 (MD-02)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 27.537.489,3304BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 4977,5934ft²

Shell side

ID : 39 in

Baffle space : 19,5 in

Passes : 1

Pressure Drop : 0,0230psia

Tube side

Number : 1330 tubes

Pressure Drop : 1,8565 psia

Harga Satuan : US\$65,126.05

Jumlah : 1 unit

3.2.38. Reboiler 01 (RB – 01)

Tugas : Menguapkan sebagian *bottom*/hasil bawah Menara
Distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 15.941.076,47 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 935,51 ft²

Shell side

ID : 25 in

Length : 12 in

Passes : 1

Pressure Drop : 0,0760 psia

Tube side

Number : 413 *tubes*

Pressure Drop : 0,1182 psia

Harga Satuan : US\$44,260.42

Jumlah : 1 unit

3.2.39. Reboiler 02 (RB – 02)

Tugas : Menguapkan sebagian *bottom*/hasil bawah Menara
Distilasi (MD-02)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 27.732.299,53 BTU/Jam

Luas Transfer Panas (A) : 2.297,23 ft²

Shell side

ID : 39 in

Length : 12 in

Passes : 4

Pressure Drop : 0,0187 psia

Tube side

Number : 982 *tubes*

Pressure Drop : 0,4804 psia

Harga Satuan : US\$91,682.30

Jumlah : 1 unit

3.2.40. Accumulator 01 (ACC – 01)

Tugas : Menampung arus keluaran kondensor (CD-01) pada

menara distilasi (MD-01).

Jenis : Tangki silinder horizontal.

Volume : 181,98 gall

Diameter : 1,70ft

Panjang : 10,19 ft

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 3/16

Tinggi *Head* : 5,65 in

Panjang Total : 11,13 ft

Harga Satuan : US\$ 3,161.46

3.2.41. *Accumulator* 02 (ACC – 02)

Tugas : Menampung arus keluaran kondensor (CD-02) pada menara distilasi (MD-02).

Jenis : Tangki silinder horizontal.

Volume : 437,02 gall

Diameter : 2,27 ft

Panjang : 13,64 ft

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal <i>Head</i>	: 3/16
Tinggi <i>Head</i>	: 6,42 in
Panjang Total	: 14,71 ft
Harga Satuan	: US\$ 5,690.63

3.2.42. *Expansion Valve (EV)*

Tugas	: Menurunkan tekanan keluar Reaktor (R-02) 2,25 atm menjadi 1 atm sebelum masuk Netralizer (N)
<i>Flowrate</i>	: 4,02 m ³ /s
Daya	: 9 HP
Efisiensi	: 70 %
Harga	: US\$ 6,069.68

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan dari bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku propilen oksida (C₃H₆O) diperoleh dengan impor dari *Zhangdian Petrochem*, yang berlokasi di *China (mainland)* yang memproduksi 2,3 juta ton/tahun dan memenuhi 24% kebutuhan dunia terhadap propilen oksida. Sedangkan bahan baku air, diperoleh dari *Water Intake* Gunungsari yang diambil dari Sungai Brantas, serta *Water Intake* Babat yang diambil dari Sungai Bengawan Solo yang *ditreatment* di unit utilitas.

Selain bahan baku utama, produksi propilen glikol menggunakan bahan baku pembantu, yaitu metanol (CH_4O) sebagai pelarut dan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis. Metanol (CH_4O) diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri yang berlokasi di utara Samarinda. Sedangkan asam sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik yang mempunyai kapasitas produksi asam sulfat sebesar 1.170.000 ton/tahun. Selain itu, terdapat pula bahan tambahan yaitu CaOH_2 yang diperoleh dari PT.UTSG (*United Tractors Semen Gresik*) yang merupakan anak perusahaan PT Semen Gresik

Bahan baku pembuatan propilen glikol ini terdiri dari propilen oksida ($\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$) yang direaksikan dengan air (H_2O) dengan pelarut metanol (CH_4O) dan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Sedangkan untuk penetralan katalis asam sulfat yang terbawa arus hasil reaksi, menggunakan kapur padam (CaOH_2).

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan
Propilen Oksida	34.500,57334 ton/tahun
Air	103.501,72 ton/tahun
Metanol	31.588,93613 ton/tahun
Asam Sulfat	18.094,17676 ton/tahun
Kapur padam	13.889,64105 ton/tahun

3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

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



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Secara garis besar terdapat dua faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi suatu pabrik, yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor-faktor tersebut berpengaruh terhadap tujuan pabrik, yaitu produksi dan distribusi. Faktor primer meliputi lokasi pabrik terhadap sumber bahan baku, terhadap pangsa pasar, tersedianya fasilitas pengangkutan, tersedianya tenaga kerja dan sumber air. Selain itu, diperlukan adanya lokasi dan tata letak pabrik yang memungkinkan adanya perluasan untuk pengembangan di masa mendatang.

Lokasi pabrik propilen glikol ini direncanakan untuk dibangun di wilayah Gresik, Jawa Timur. Lokasi ini dipilih dengan beberapa pertimbangan, yaitu :

4.1.1. Penyediaan bahan baku

Mengingat bahan baku yang diperlukan adalah propilen oksida yang diimpor dari China, lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Karena Propilen Oksida belum banyak diproduksi di Indonesia, maka letak pabrik di Gresik dapat memenuhi syarat karena terdapat pelabuhan di kota Surabaya yang letaknya berdekatan dengan Gresik.

Sedangkan untuk asam sulfat diperoleh dari PT. Petro Kimia Gresik sehingga dengan pemilihan lokasi di Gresik, asam sulfat mudah untuk diperoleh.

Untuk metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri, Kalimantan. Dengan adanya pelabuhan di kota Surabaya, juga memudahkan untuk mendapatkan metanol.

4.1.2. Daerah Pemasaran

Produk pabrik ini adalah Propilen Glikol yang diutamakan untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri dan sebagian untuk diekspor. Ekspor Lokasi pabrik diusahakan cukup dekat dengan lokasi pemasaran atau paling tidak tersedia sarana transportasi yang cukup untuk mengangkut produk ke konsumen. Seperti telah di jelaskan di atas, Gresik adalah kota pelabuhan, jadi, sarana transportasi sangat memadai. Dengan sarana transportasi yang memadai itulah, pemilihan lokasi Gresik jika ditinjau dari daerah pemasarannya merupakan pilihan tepat.

4.1.3. Kondisi Lingkungan Pabrik

Selain ditinjau dari kemudahan lokasi untuk memperoleh bahan baku maupun daerah pemasarannya, terdapat beberapa hal yang tak kalah pentingnya dalam menentukan lokasi pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

a. Fasilitas dan ketersediaan air

Gresik merupakan kawasan industri sehingga telah tersedia sarana infrastruktur yang memadai untuk transportasi, lahan yang masih cukup luas sehingga masih memungkinkan untuk melakukan perluasan pabrik di masa mendatang, dan sarana utilitas.

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, laut atau danau. Air, sebagai bahan baku dan untuk keperluan lain juga mudah diperoleh. Sumber air yang digunakan adalah air dari *Water Intake* Gunung Sari yang diambil dari Sungai Brantas, serta *Water Intake* Babat yang diambil dari Sungai Bengawan Solo.

Dengan kemampuan Perusahaan Air Minum (PDAM) Surabaya dalam menyediakan air, yaitu sekitar 7000 m³ per jam, maka pabrik ini tidak dapat mengandalkan PDAM dalam mencukupi kebutuhan airnya. Langkah pertama yang dilakukan dalam menghadapi musim kemarau, terutama siklus 5 tahunan yang menyebabkan berkurangnya debit sungai Brantas dan Bengawan Solo, adalah dengan menyedot air dari Danau Ngipik yang terdapat dekat lokasi Gresik. Walaupun begitu, disarankan untuk tidak menggunakan air Danau Ngipik sebagai air minum karena kadar bakteri yang tinggi.

b. Ketersediaan tenaga kerja

Sumber Daya Manusia (SDM) merupakan aset perusahaan yang berperan sebagai subyek, dan sumber penciptaan nilai sebuah perusahaan. SDM merupakan pelaku dari proses produksi dan aset penting yang diharapkan mampu menunjang keberhasilan perusahaan dalam menghadapi tantangan dan mencapai sasaran jangka panjang. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

Jawa Timur merupakan salah satu propinsi yang memiliki kepadatan penduduk yang tinggi di Indonesia, sehingga masalah penyediaan tenaga kerja mulai dari tenaga kasar sampai tenaga ahli diharapkan mudah terpenuhi. Pabrik hendaknya didirikan di daerah yang memiliki sumber daya manusia yang baik, yang dapat dimanfaatkan oleh pabrik.

c. Karakteristik lokasi

Pabrik harus didirikan di daerah yang aman, baik secara alamiah maupun aman ditinjau dari segi sosial politik. Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Di Gresik, terdapat lahan hijau yang luas dan sangat berpotensi untuk didirikannya pabrik propilen glikol ini.

Secara sosial politik harus aman tidak terjadi kerusuhan. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik. Karena tumbuh dan berkembangnya sebuah pabrik tidak terlepas dari dukungan

semua *stakeholder*. Untuk itu, dibinalah keharmonisan hubungan antara perusahaan dengan masyarakat Gresik dan sekitarnya.

Untuk mewujudkan hubungan perusahaan dengan masyarakat yang berkualitas, dilakukan kegiatan-kegiatan yang berkelanjutan. Kegiatan-kegiatan tersebut mencakup berbagai bidang yang langsung menyentuh kehidupan masyarakat, antara lain bantuan, pemberdayaan dan kemitraan.

Selain itu, kebijakan pemerintah yang berusaha memajukan industri dan perdagangan di kawasan Gresik ini cukup menguntungkan pengembangan perusahaan lebih lanjut.

d. Penyediaan bahan bakar dan energi

Daerah Gresik merupakan kota industri yang berdiri beberapa industri kimia sehingga penyediaan bahan bakar dan energi dapat dipenuhi.

e. Transportasi

Sarana transportasi laut sangat memadai karena terdapat pelabuhan di kota Surabaya yang letaknya berdekatan dengan Gresik sehingga sangat memudahkan untuk menggunakan jalur laut.

Pabrik ini memiliki dermaga bongkar muat berbentuk huruf "T". Dermaga dilengkapi dengan 2 *unit continuous ship unloader (CSU)*, 2 *unit cangaroo crane*, 2 *unit ship loader, belt conveyor*, serta fasilitas pemipaan untuk bahan cair.

f. Penanganan Limbah

Berdirinya sebuah pabrik tidak akan mungkin terlepas dari yang namanya limbah. Limbah pabrik penghasil Propilen Glikol ini berupa limbah

padat (*cake* CaSO₄) dan limbah rumah tangga. Ditinjau dari pengaruh limbah tersebut terhadap pengaruh lingkungan, maka penanganan limbah harus menjadi pertimbangan serius dalam pendirian pabrik.

Pada dasarnya limbah yang merupakan buangan dari suatu aktivitas tidak mesti tidak bermanfaat, tergantung dari sudut pandang dan kemampuan dalam melakukan pengelolaan. Pengelolaan yang dimaksudkan adalah dengan memanfaatkan limbah tersebut menjadi suatu produk yang mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi.

Endapan berupa *cake* yang mengandung CaSO₄ yang dihasilkan dari pabrik Propilen Glikol dapat bernilai apabila dijual kembali. Endapan tersebut masuk di dalam kriteria *metal* hidroksida dan garam kalsium sehingga dapat dipadatkan dengan bahan matriks abu terbang dan kapur untuk membentuk produk semacam beton. Sehingga, *cake* dapat dijual ke PT. Varia Beton di Surabaya.

4.2. Tata Letak Pabrik

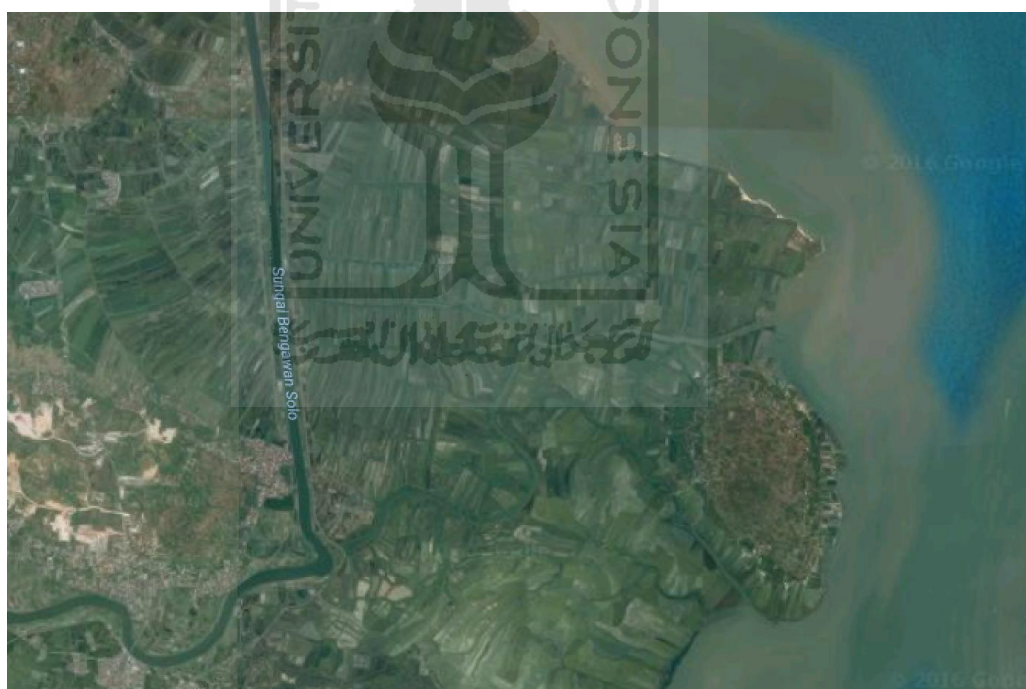
Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat alat-alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan, dan sarana-sarana lain. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain :

4.1. Luas daerah yang tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyediaan area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga

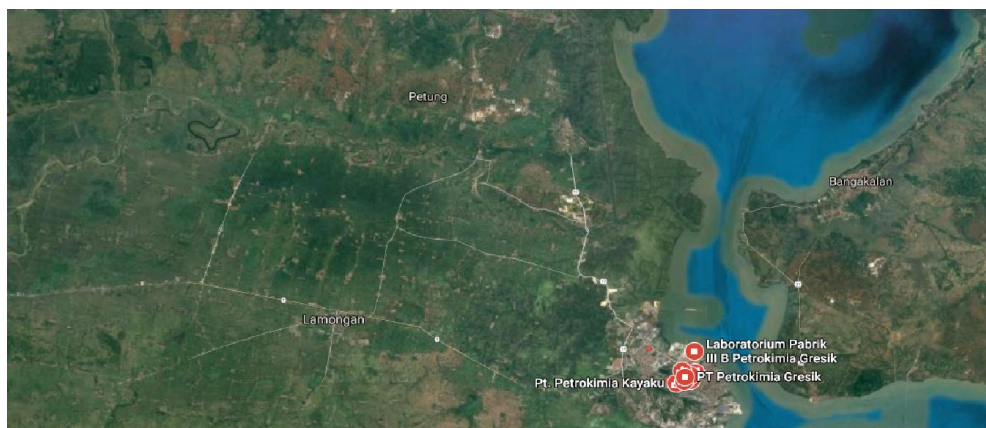
tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan sehingga peralatan tertentu dapat diletakkan diatas peralatan yang lain atau lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

Di Gresik, *update* terakhir dari laman *official website* kota Gresik, tersedia lahan hijau seluas ± 37.647 hektare. Untuk perencanaan pendirian pabrik propilen glikol, diambil di Watuagung, Bungah, Kabupaten Gresik. Lahan hijau di Watuagung, memungkinkan untuk didirikannya pabrik propilen glikol dikarenakan dekat dengan sumber pengambilan air, yaitu Sungai Bengawan Solo seperti gambar dibawah ini



Sumber : *Google maps*

Gambar 4.1. Lokasi Watuagung



Sumber : *Google maps*

Gambar 4.2. Lokasi pendirian pabrik propilen glikol

4.2. Letak masing-masing alat produksi

Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.

4.3. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi pipa yang baik dari gas, udara, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Selain itu, letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.

4.4. Keamanan

Bangunan perkantoran letaknya berjauhan dengan instalasi proses, hal ini didasarkan pada faktor keamanan (untuk mencegah akibat buruk apabila terjadi ledakan, kebakaran dan gas beracun).

Selain itu, alat-alat yang beresiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.

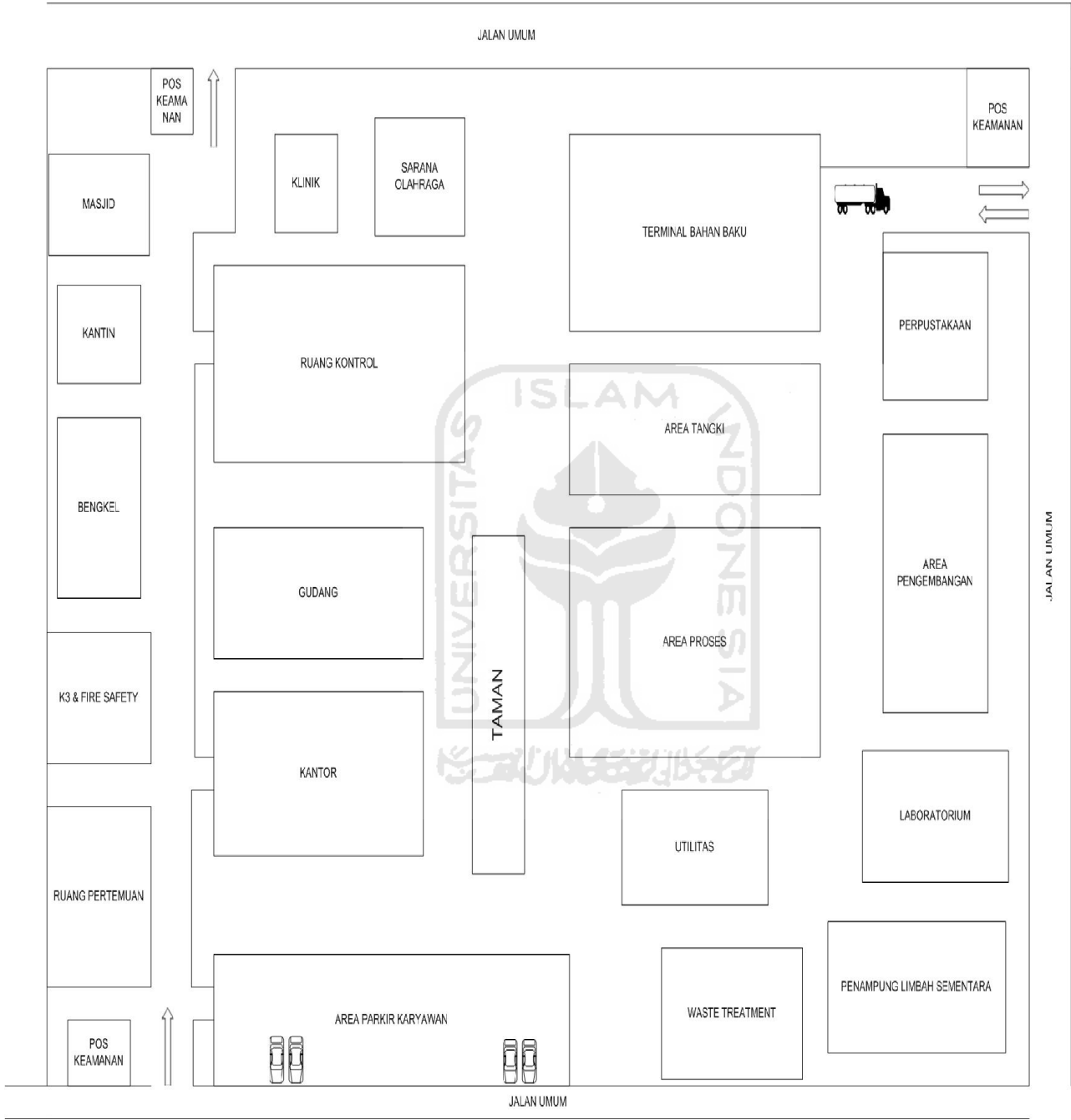
4.5. Transportasi dan jalan

Tata letak pabrik harus memperhatikan kelancaran distribusi bahan baku, proses maupun produk. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik.

4.6. Kemungkinan perluasan pabrik.

Susunan peralatan memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan pabrik. Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal supaya masalah kebutuhan tempat tidak muncul di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus sudah disediakan untuk dipakai sebagai area perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun mengolah produk sendiri atau produk lain.

Tata letak pabrik dan alat dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Skala 1 : 400

Gambar 4.3. Tata Letak Pabrik

Lay out pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat kerja karyawan, tempat perakitan, tempat penimbunan bahan baku maupun produk. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan penempatan alat-alat produksi sehingga keselamatan, keamanan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi.

Selain peralatan yang tercantum didalam flowsheet proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pos keamanan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang dan keamanan.

Secara umum tujuan perencanaan lay out adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya kombinasi yang optimal ini diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

Namun dari tujuan yang sangat umum tersebut maka beberapa pokok tujuan menurut Ahyari, Agus (1983) yang akan dicapai dengan perencanaan lay out yang baik adalah sebagai berikut :

- ✦ Simplifikasi dari proses produksi
- ✦ Minimasi biaya *material handling*
- ✦ Mendapatkan penggunaan luas lantai/ruang yang efektif
- ✦ Mendapatkan kepuasan karyawan serta kemauan kerja
- ✦ Menghindarkan pengeluaran kapital yang tidak begitu penting
- ✦ Mendorong efektifitas penggunaan karyawan

Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama yaitu :

a. Daerah administrasi/ perkantoran, laboratorium dan ruang *control*

- ❖ Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran proses.
- ❖ Laboratorium dan ruang *control* sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produksi yang akan dijual.

b. Daerah proses dan perluasan

- ❖ Daerah proses merupakan daerah dimana reaksi utama berlangsung, biasanya tergolong area dengan resiko tinggi, oleh karena itu penempatannya perlu mendapat perhatian khusus.

c. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

- ❖ Merupakan tempat persediaan bahan baku dan tempat penyimpanan kebutuhan pabrik.
- ❖ Bengkel terkhusus untuk menangani alat yang rusak, baik dari alat operasi maupun alat – alat operasional.
- ❖ Garasi merupakan tempat penyimpanan kendaraan – kendaraan pabrik yang tidak beroperasi atau tempat istirahat kendaraan yang usai beroperasi.

d. Daerah utilitas

- ❖ Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air, media pendingin dan tenaga listrik dipusatkan
- ❖ Udara yang nantinya akan digunakan dalam proses (PA) dan digunakan untuk alat kontrol (IA) juga diproduksi di area ini.

Perincian luas tanah dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1. Perincian luas tanah pabrik

No	Penggunaan Lahan	Luas (m ²)
1	Pos keamanan x3	150
2	Ruang kontrol	500
3	Gudang	300
4	Kantor	400
5	Masjid	200
6	Kantin	200
7	Klinik	150
8	Laboratorium	200
9	Bengkel	200
10	Perpustakaan	200
11	Daerah proses	5000
12	Daerah utilitas	800
13	K-3 & Fire Safety	200
14	Unit pengolahan limbah	900
15	Area pengembangan	2000
16	Area Parkir Karyawan	400

Lanjutan Tabel 4.1. Perincian luas tanah pabrik

17	Taman dan jalan	2400
	Jumlah	15.200

4.3. Tata Letak Alat Proses

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

1. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

2. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas yang mudah.

3. Operasi

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. Perawatan

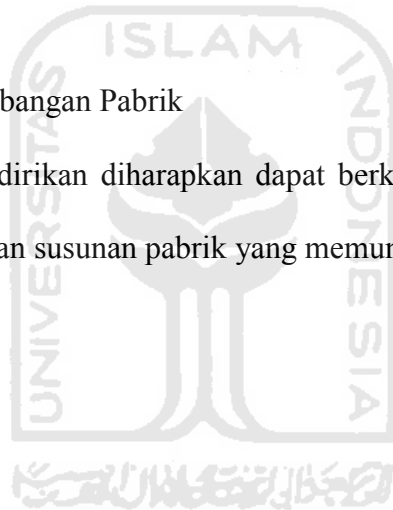
Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *Heat Exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

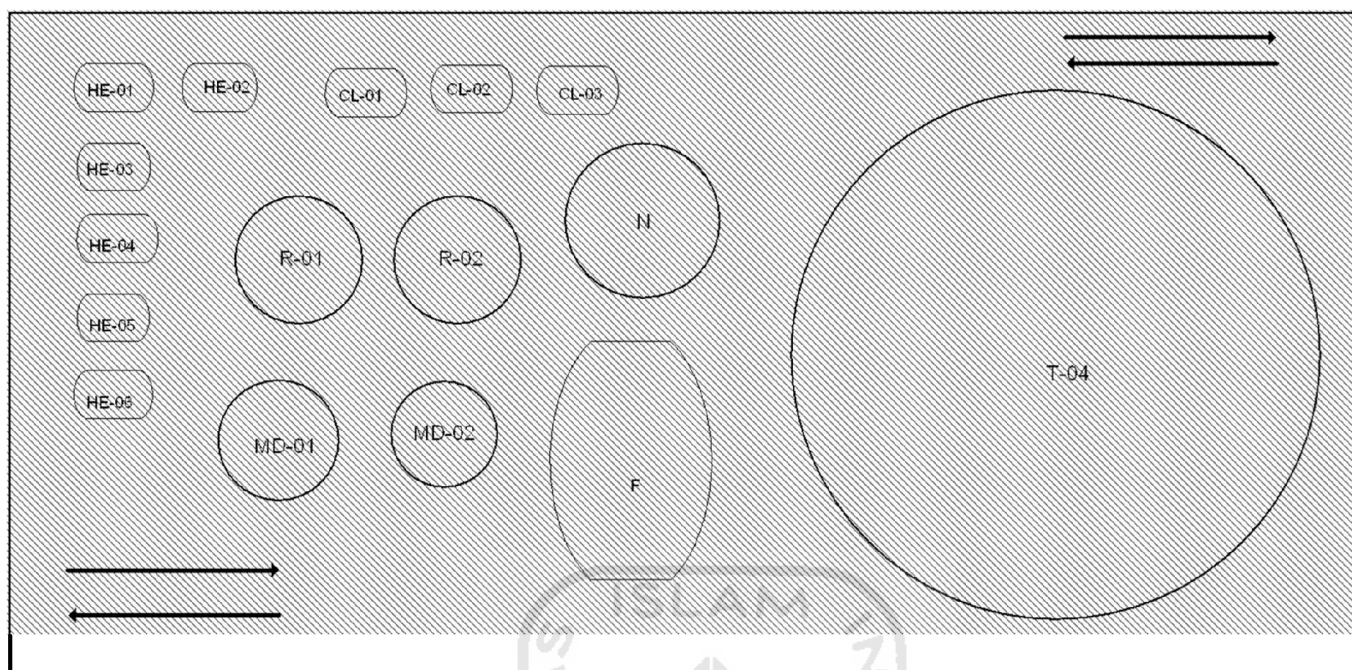
5. Keamanan

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 dan Pengembangan Pabrik

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





Skala 1 : 100

Gambar 4.4. *Lay Out* peralatan proses

Keterangan gambar :

R – 01 : Reaktor-01

R – 02 : Reaktor-02

N – 01 : *Netralizer*F – 01 : *Filter*

MD – 01 : Menara Distilasi

MD – 02 : Menara Distilasi

HE – 01 : *Heat Exhchanger*HE – 02 : *Heat Exhchanger*HE – 03 : *Heat Exhchanger*HE – 04 : *Heat Exhchanger*HE – 05 : *Heat Exhchanger*

T-04 : Tangki produk

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Neraca Massa Total

komponen	masuk, kg/jam	keluar, kg/jam
C ₃ H ₆ O	4334,35	346,75
H ₂ O	13213,44	12812,01
CH ₄ O	3908,73	3908,73
H ₂ SO ₄	2276,07	0
Ca(OH) ₂	1718,67	0
C ₃ H ₈ O ₂	159,52	5384,66
CaSO ₄	0	3158,63
Total	25610,78	25610,78

4.4.1.2. Neraca Massa Alat

4.4.1.2.1. Reaktor

Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor

komponen	F masuk, kg/jam (1)	F keluar, kg/jam (2)
C ₃ H ₆ O	4334,35	346,75
H ₂ O	13178,37	11940,83
CH ₄ O	3908,73	3908,73
H ₂ SO ₄	2276,07	2276,07
Ca(OH) ₂	0	0
C ₃ H ₈ O ₂	159,52	5384,66
CaSO ₄	0	0
Total	23857,04	23857,04

4.4.1.2.2. Netralizer

Tabel 4.4. Neraca Massa Netralizer

komponen	masuk, kg/jam (2)	keluar, kg/jam (3)
C ₃ H ₆ O	346,75	346,75
H ₂ O	11975,91	12812,02
CH ₄ O	3908,73	3908,73
H ₂ SO ₄	2276,07	0,00
Ca(OH) ₂	1718,67	0,00
C ₃ H ₈ O ₂	5384,66	5384,66
CaSO ₄	0,0000	3158,63
Total	25610,79	25610,79

4.4.1.2.3. Filter

Tabel 4.5. Neraca Massa Filter

komponen	F masuk, kg/jam (3)	keluar arus bawah, kg/jam (4)	keluar arus atas, kg/jam (5)
C ₃ H ₆ O	346,75	4,33	342,41
H ₂ O	12812,02	160,15	12651,87
CH ₄ O	3908,73	48,86	3859,87
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
Ca(OH) ₂	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈ O ₂	5384,66	67,31	5317,35
CaSO ₄	3158,63	3158,63	0,00
Total	25610,79	3439,28	22171,50
		25610,79	

4.4.1.2.4. Menara Distilasi 01

Tabel 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi 01

komponen	F masuk, kg/jam (5)	keluar atas, kg/jam (6)	keluar bawah, kg/jam (7)
C ₃ H ₆ O	342,41	342,41	
H ₂ O	12651,87	78,77	12573,09
CH ₄ O	3859,87	3744,08	115,80
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	
Ca(OH) ₂	0,00	0,00	
C ₃ H ₈ O ₂	5317,35	0,00	5317,35
CaSO ₄	0,00	0,00	
Total	22171,50	4165,26	18006,24
		22171,50	

4.4.1.2.5. Menara Distilasi 02

Tabel 4.7. Neraca Massa Menara Distilasi 02

komponen	masuk, kg/jam (7)	keluar atas, kg/jam (8)	keluar bawah, kg/jam (9)
C ₃ H ₆ O	0		
H ₂ O	12573,09	12301,63	271,46
CH ₄ O	115,80	115,80	
H ₂ SO ₄	0		
Ca(OH) ₂	0		
C ₃ H ₈ O ₂	5317,35	159,52	5157,83
CaSO ₄	0		
Total	18006,24	12576,95	5429,29
		18006,24	

4.4.2. Neraca Panas

T referensi = 25°C

4.4.2.1. Reaktor

Tabel 4.8. Neraca Panas Reaktor

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas dibawa umpan	617385,9726	
Panas dibawa produk		2135335,0077
Panas reaksi	5977281,111	
panas diserap pendingin		4459332,076
Jumlah	6594667,083	6594667,083

4.4.2.2. Netralizer

Tabel 4.9. Neraca Panas Netralizer

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas dibawa umpan	3159486,323	
Panas dibawa produk		3178146,8933
Panas reaksi	3578512,192	
panas diserap pendingin		3559851,622
Jumlah	6737998,515	6737998,515

4.4.2.3. Menara Distilasi-01

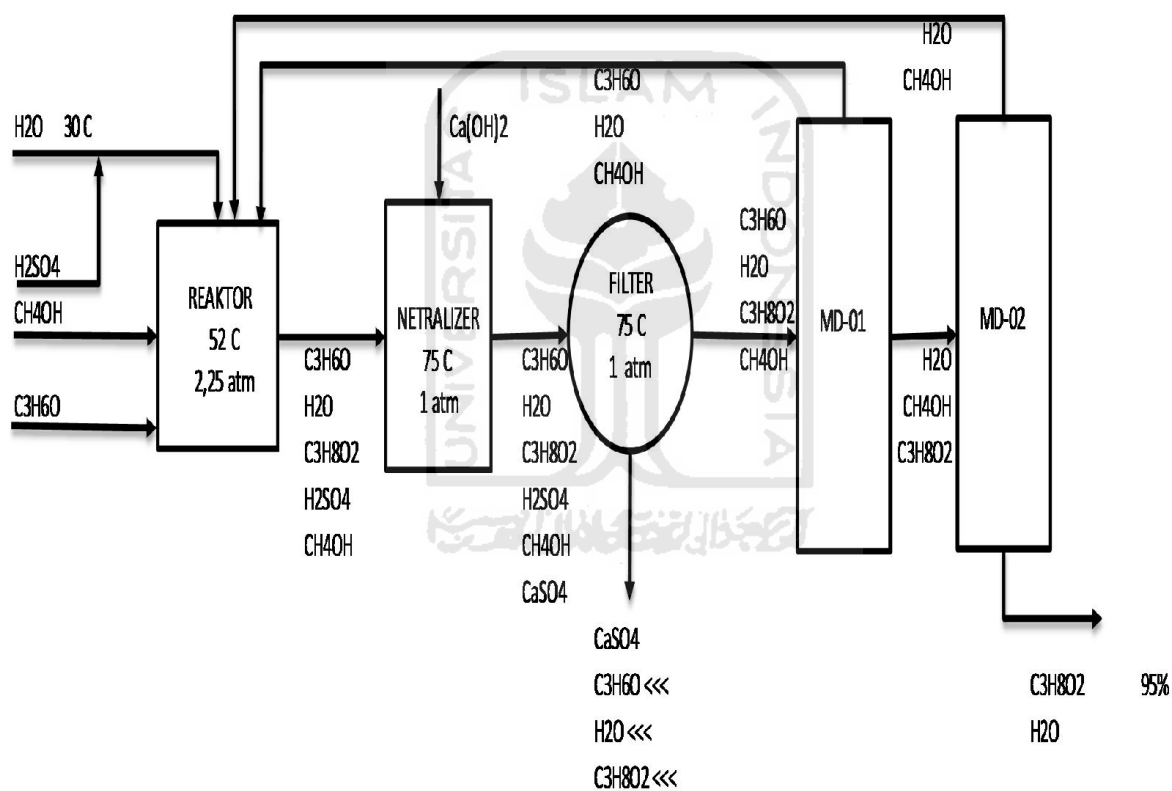
Tabel 4.10. Neraca Panas Menara Distilasi-01

Keterangan	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Panas dibawa umpan	5.486.207,579	
Panas <i>reboiler</i>	16.818.792,14	
Panas dibawa <i>bottom</i>		5.658.334,043
Panas dibawa <i>distilat</i>		441.469,3566
Panas <i>condensor</i>		14.981.975,66
<i>Heat loss</i>		1.223.221
	22.305.000	22.305.000

Tabel 4.11. Neraca Panas Menara Distilasi-02

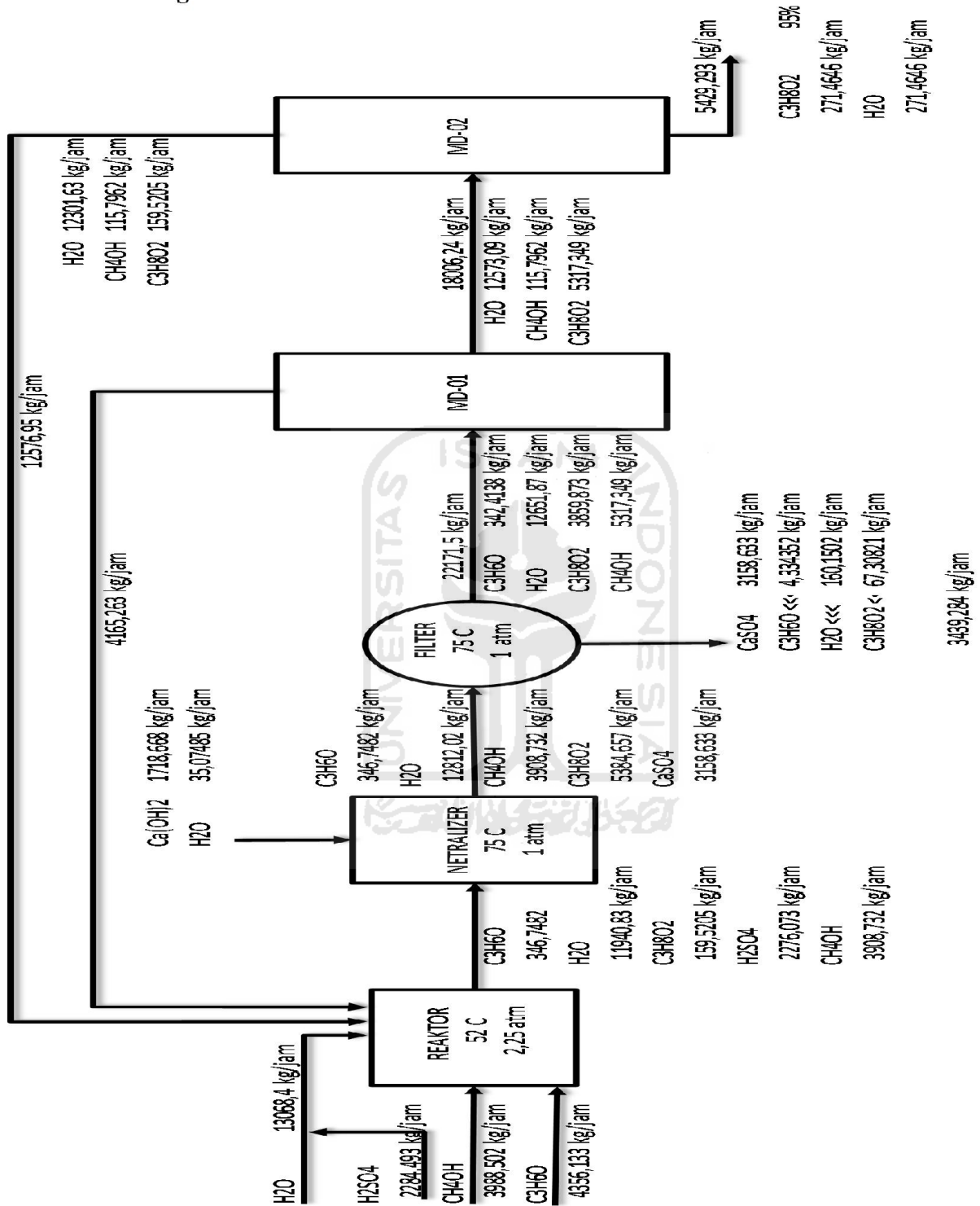
Keterangan	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Panas dibawa umpan	5.625.209,756	
Panas <i>reboiler</i>	29.259.239,94	
Panas dibawa <i>bottom</i>		2.142.133,939
Panas dibawa <i>distilat</i>		4.180.979,763
Panas <i>condensor</i>		29.053.592,97
<i>Heat loss</i>	492.257	
	35.376.707	35.376.707

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5. Diagram Alir Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.6. Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Unit utilitas adalah salah satu unit operasi yang ada di dalam sebuah pabrik kimia. Secara sederhana, unit utilitas dapat didefinisikan sebagai unit yang menyediakan media pendingin, media pemanas, energi penggerak dan lain sebagainya, untuk mendukung proses produksi pabrik.

Definisi di atas tidak mutlak diterapkan sama oleh satu pabrik dengan pabrik kimia lainnya. Bahkan, dalam industri yang sama sekalipun, unit utilitasnya bisa berbeda. Hal tersebut tergantung dari beberapa faktor, diantaranya karakteristik proses produksi, kompleksitas proses produksi, proses-proses penunjang yang ada di dalam pabrik dan jenis produk yang dihasilkan. Informasi mengenai unit utilitas dalam sebuah pabrik kimia, biasanya telah diinformasikan oleh pemberi lisensi proses. Salah satunya bisa kita temukan dalam dokumen manual operasi (SOP).

Suatu 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 pendukung proses dalam perancangan pabrik propilen glikol ini antara lain : unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan *boiler* dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Digunakan untuk proses pemanasan di *heat exchanger* dan *reboiler*.

3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *Boiler* dan *Generator*

4. Unit Penyediaan Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan *Generator Set* sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

5. Unit pengolahan limbah

Berfungsi untuk mengolah limbah pabrik baik yang berupa padat, cair maupun gas.

6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara

4.5.1 Unit Penyediaan Air dan Pengolahan air (*Water Supply Section*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air didalam pabrik, dapat diambil dari air permukaan. Pada umumnya air permukaan dapat diambil dari air sumur, air sungai, dan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik propilen glikol ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari sungai. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang lebih besar
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari
- c. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dengan pabrik

Air sungai akan digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik sebagai :

- a. Air untuk proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses :

- a. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- b. Besi yang dapat menimbulkan korosi
- c. Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan *film* yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

b. Air pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut :

- a. Air merupakan bahan yang mudah didapatkan.
- b. Air mudah dikendalikan dan dikerjakan.
- c. Dapat menyerap panas.
- d. Tidak mudah menyusut karena pendinginan.
- e. Tidak mudah terkondensasi.

c. Air Umpan *Boiler*

Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler* :

a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter, suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam *boiler*.

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal – hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

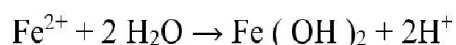
b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal – hal berikut :

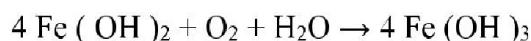
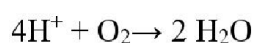
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

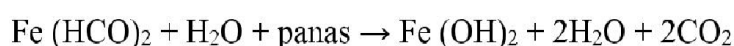
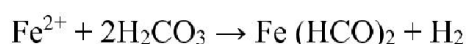
Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas – gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.



Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut :



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO_2 yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO_2 kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



d. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya. Berikut adalah persyaratan yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi :

a. Syarat Fisika

- Tidak berwarna dan berbau
- Kekeruhan SiO_2 kurang dari 1 ppm.
- pH netral.

b. Syarat Kimia

- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung zat – zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu, dan sebagainya.

c. Syarat Bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri *pathogen* yang dapat merubah sifat fisis air.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut adalah tahapan pengolahan air

1. Penyaringan Awal / *screen*

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

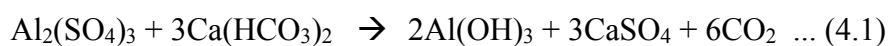
2. Bak pengendap (B-01)

Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. Premix Tank (TU-01)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan

adalah Tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah :



4. Clarifier (CLU)

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar dapat memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, penambahan desinfektan, dan penggunaan *ion exchanger*.

Raw water diumpankan ke tangki terlebih dahulu dan kemudian diaduk dengan kecepatan tinggi serta ditambahkan bahan – bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan – bahan kimia yang digunakan adalah :

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

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) sebagai flokulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan

keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

5. Sand Filter (FU)

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan dengan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari *sandfilter* akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung (*filter water reservoir*) yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

6. Bak Penampung Sementara (B-02)

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan kita distibusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

7. Tangki Klorinator (T-02)

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke tangki Klorinator (T-02). Air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk

membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amoeba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.

8. Tangki Kation Exchanger (KEU)

Air dari bak penampung (B-02) berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *kation exchanger* (T-03). Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

9. Tangki Anion Exchanger (T-04)

Air yang keluar dari tangki kation exchanger (KEU) kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin. Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

10. Unit Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti *oksigen* (O_2) dan *karbon dioksida* (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju *deaerator*. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi.

Unit *deaerator* ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam *deaerator* diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen.

Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari *deaerator* dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

11. Bak Air Pendingin (B-03)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat *dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

4.5.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.14 Kebutuhan air pembangkit steam

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Heat Exchanger – 01	HE-01	1.246,0678
2	Heat Exchanger – 02	HE-02	220,8257
3	Heat Exchanger – 03	HE-03	214,1430
4	Heat Exchanger – 04	HE-04	1.912,4383
5	Heat Exchanger – 05	HE-05	1.328,5977
6	Heat Exchanger – 06	HE-06	3.100,4399
7	Reboiler – 01	RB-01	8.468,7233
8	Reboiler – 02	RB-02	1.6684,6040
Jumlah			33.175,8398

Air pembangkit *steam* sebanyak 80% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan adalah sebanyak 20%. Sehingga *make up steam* adalah sebesar:

Air make up = 13.270,3359 kg/jam

Blowdown = 6.635,1680 kg/jam

3. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.15 Kebutuhan air pembangkit proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	92.797,2628
Netralizer	60.744,3192
Kondenser-01	60.744,3192
Kondenser-02	60.744,3192
Jumlah (Wc)	275.030,2204

4. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Tabel 4.16. Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/ hari)
1	Karyawan	14.500
2	Bengkel	200
3	Poliklinik	300
4	Laboratorium	500
5	Pemadam kebakaran	1000
6	Kantin, musholla, kebun	3500
7	Rumah tangga	24.000
Total		42.000

Kebutuhan Air Total secara kontinyu = 369.469,6165 kg/jam

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas = 55.992,8578 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Sebelum air dari *water treatment plat* digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula di atur terlebih dahulu kadar silika, oksigen, Ca dan Mg yang terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia kedalam *boiler feed water tank*. Selain pengaturan kadar bahan terlarut, diatur pula pH dari air yaitu sekitar 10,5 – 11,5 untuk mengurangi kadar korosivitas. Air dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu suatu alat penukar panas dengan tujuan pemanfaatan panas dari gas sisa pembakaran residu dari *boiler*. Pada *ecomizer* air dipanaskan hingga suhu 100 °C sebelum dialirkan menuju *boiler*. Api yang keluar dari *burner* berfungsi untuk memanaskan lorong api dari pipa– pipa api. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air yang terkumpul mencapai tekanan 10 bar, lalu dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat – alat proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik, pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah *generator set* untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat – alat seperti *boiler*, pengaduk reaktor, dan sejumlah pompa.

Generator diesel menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Listrik tersebut didistribusi menggunakan panel. Tenaga listrik digunakan sebagai penerangan, sementara itu listrik dari *generator diesel* digunakan untuk menggerakkan alat proses. Energi listrik dari generator diesel digunakan sebagai sumber energi listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi *generator diesel* yang digunakan :

Kapasitas : 60 kW

Jenis : 1 buah

Berikut adalah rincian kebutuhan listrik

a. Kebutuhan listrik proses

Peralatan Proses

Tabel 4.17. Kebutuhan listrik alat proses

Nama alat	Power (HP)	Jumlah	Σ power (HP)
Pompa-01	1,50	1	1,50
Pompa-02	1,00	1	1,00
Pompa-03	1,00	1	1,00
Pompa-04	1,00	1	1,00
Pompa-05	1,00	1	1,00
Pompa-06	0,75	1	0,75
Pompa-07	1,00	1	1,00
Pompa-08	1,00	1	1,00
Pompa-09	0,75	1	0,75
Pompa-10	1,50	1	1,50
Pompa-11	5,00	1	5
Pompa-12	2	1	2
Pompa-13	1,5	1	1,5
Pompa-14	1	1	1
Pompa-15	0,5	1	0,5
Expansion Valve	8,98	1	8,98
Jumlah			29.4752

Total kebutuhan listrik untuk alat proses adalah sebesar = 29,4752 kW

Peralatan Utilitas

Tabel 4.18. Kebutuhan listrik utilitas

Nama alat	Power (HP)	Jumlah	Σ power (HP)
Pompa – 01	0,57	1	0,57
Pompa – 02	0,40	1	0,40
Pompa – 03	0,29	1	0,29
Pompa – 04	0,37	1	0,37
Pompa – 05	0,34	1	0,34
Pompa-06	0,34	1	0,34
Pompa-07	0,08	1	0,08
Pompa-08	0,75	1	0,75
Pompa-09	0,46	1	0,46
Pompa-10	0,46	1	0,46
Pompa-11	0,45	1	0,45
Pompa-12	22,92	1	22,92
Tangki-01	0,01	1	0,01
Tangki-02	0,33	1	0,33
Clarifier	0,0013	1	0,0013
Udara Tekan (KU)	4,47		4,47
Jumlah			32,2442

Total kebutuhan listrik untuk alat utilitas adalah sebesar

$$= 32,2442 \text{ hP}$$

Total kebutuhan listrik proses dan utilitas adalah sebesar

$$= 37,5245 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan listrik alat kontrol dan penerangan

- Kebutuhan listrik alat kontrol adalah 5% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar = 1,4433 kW
- Kebutuhan listrik rumah tangga dan kantor adalah 25% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar = 7,2163 kW

Total kebutuhan listrik pabrik propilen glikol adalah sebesar 37,5245 kW.

Beban listrik dari *generator diesel* adalah sebesar 60 kW dengan faktor daya 80%.

4.5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan digunakan untuk alat *pneumatic control*. Kebutuhan udara tekan total adalah sebesar 63,84 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada generator diesel digunakan minyak diesel sebagai bahan bakar sebanyak 5.353,2647 kg/jam.

4.5.6 Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

a. Penyediaan Air

1. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai, yang tidak tersaring oleh *screen*.

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 357,3487 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 8,1232 m
 Lebar = 16,2464
 Panjang = 32,4929 m

2. Premix Tank (TU – 01)

Fungsi : Mencampur air dengan Tawas dan Ca(OH)_2
 Jenis : Tangki silinder berpengaduk
 Kapasitas : 297,6354 m^3/jam
 Dimensi : Tinggi = 3,572 m
 Diameter = 3,572 m

3. Clarifier (CL)

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk pada
 Pencampuran air dengan tawas dan Ca(OH)_2
 Jenis : *Circular Clarifiers*
 Kapasitas : 297,635 m^3/jam

Waktu Pengendapan : 4 jam

Dimensi : Tinggi = 1,3765 m
 Diameter = 5,5061 m

4. Sand Filter (SF)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat
 dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang
 tidak mengendap dalam clarifier.
 Jenis : 2 bak terbuka

Kapasitas : 357,8816 m³
 Dimensi : Tinggi = 3,6667 m
 Tinggi lapisan pasir = 0,635 m

b. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinator (TU-02)

Fungsi : Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : 2,100 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,4438 m

Diameter = 0,9625 m

c. Pengolahan Air Steam

1. Tangki Umpan Boiler (*Boiler Feed Tank*)

Fungsi : Mencampurkan kondensat sirkulasi dan make up air umpan *boiler* sebelum diumpankan.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : 55,9929 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 4,3133 m

Diameter = 2,8755 m

2. *Anion Exchanger*

Fungsi : Menghilangkan Anion dari air keluaran kation *exchanger*.

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 8,9109 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,2010 m

Diameter = 0,9637 m

3. *Kation Exchanger*

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan *boiler* yang disebabkan oleh kation seperti Ca, Mg, Na sehingga dapat menimbulkan kerak, sehingga mengakibatkan penyumbatan aliran pada plat dan terhambatnya

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Kapasitas : 8,9109 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,5682 m

Diameter = 1,749 m

4. Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O₂, CO₂, NH₃, dan H₂S

Jenis : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 8,9109 m³/jam
 Dimensi : Tinggi = 2,1549 m
 Diameter = 1,7222 m

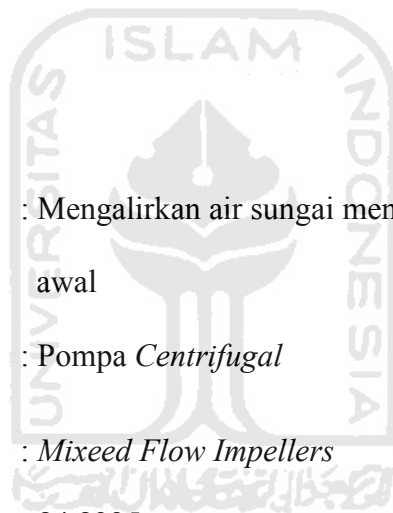
5. Boiler (BLU)

Fungsi : Membuat Steam Jenuh pada Tekanan 15.6 atm
 Jenis : *Water Tube Boiler*
 Kapasitas : 1.823,8055 kg/jam

d. Pompa Utilitas

1. Pompa 1(PU-01)

Tugas : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendapan awal
 Jenis : Pompa *Centrifugal*
 Jenis impeller : *Mixed Flow Impellers*
 Kapasitas : 84,8325 gpm
 Head pompa : 18,6266 ft
 Tenaga Pompa : 0,5 Hp
 Power motor : 0,57 Hp
 Kecepatan spesifik : 3595,4131 rpm
 Efisiensi motor : 0,75
 Jumlah : 1 unit



2. Pompa 2(PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari BU-01 ke TU-01

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 84,8325 gpm

Head pompa : 12,9079 ft

Tenaga Pompa : 0,3 Hp

Power motor : 0,4 Hp

Kecepatan spesifik : 4733,7687 rpm

Efisiensi motor : 0,75

Jumlah : 1 unit

3. Pompa 3(PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari TU-01 ke CLU

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 84,8325 gpm

Head pompa : 9,4893 ft

Tenaga Pompa : 0,2 Hp

Power motor : 0,29 Hp

Kecepatan spesifik : 5.962,4240 rpm

Efisiensi motor : 0,75

Jumlah : 1 unit

4. Pompa (PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari CLU ke FU

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 84,8325 gpm

Head pompa : 12,1738 ft

Tenaga Pompa : 0,3 Hp

Power motor : 0,37 Hp

Kecepatan spesifik : 4946,2855rpm

Efisiensi motor : 0,75

Jumlah : 1 unit

5. Pompa 5(PU-05)

Tugas : Mengalirkan air dari FU ke BU-02

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 84,8325 gpm

Head pompa : 11,2290 ft

Tenaga Pompa : 0,3 Hp

Power motor : 0,34 Hp

Kecepatan spesifik : 5255,2575rpm

Efisiensi motor : 0,75

Jumlah : 1 unit

6. Pompa 6(PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari BU-02

Jenis : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 84,8325 gpm

Head pompa : 11,2290 ft

Tenaga Pompa : 0,3 Hp

Power motor : 0,34 Hp

Kecepatan spesifik : 5,255,2575 rpm

Efisiensi motor : 0,75

Jumlah : 1 unit

7. Pompa 7(PU-07)

Tugas : Mengalirkan air dari TU-02 untuk domestik

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 8,9960 gpm

Head pompa : 8,0601 ft

Tenaga Pompa : 0,08 Hp

Power motor : 0,1Hp

Kecepatan spesifik : 2194,5065rpm

Efisiensi motor : 0,2

Jumlah : 1 unit

8. Pompa 8 (PU-08)

Tugas : Mengalirkan air dari BU-03 ke Alat-alat

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 85,0312 gpm

Head pompa : 12,9311 ft

Tenaga Pompa : 0,6 Hp

Power motor : 0,75 Hp

Kecepatan spesifik : 4372,9301rpm

Efisiensi motor : 0,4

Jumlah : 1 unit

9. Pompa 9(PU-09)

Tugas : Mengalirkan air dari KEU ke AEU

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 74,5512 gpm

Head pompa : 8,4958 ft

Tenaga Pompa : 0,37 Hp

Power motor : 0,46 Hp

Kecepatan spesifik : 6072,8238rpm

Efisiensi motor : 0,38

Jumlah : 1 unit

10. Pompa 10 (PU-10)

Tugas : Mengalirkan air dari AEU ke DAU

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 74,5512gpm

Head pompa : 9,9911 ft

Tenaga Pompa : 0,4 Hp

Power motor : 0,46 Hp

Kecepatan spesifik : 5815,3051rpm

Efisiensi motor : 0,4

Jumlah : 1 unit

11. Pompa 11(PU-11)

Tugas : Mengalirkan air dari *deaerator* ke BFWT

Jenis : Pompa *Centrifugal*

Jenis impeller : *Mixeed Flow Impellers*

Kapasitas : 74,5512 gpm

Head pompa : 8,4221 ft

Tenaga Pompa : 0,36 Hp

Power motor : 0,45 Hp

Kecepatan spesifik : 6112,6137rpm

Efisiensi motor : 0,38

Jumlah : 1 unit

12. Pompa 12(PU-12)

Tugas	: Mengalirkan air dari AEU ke DAU
Jenis	: Pompa <i>Centrifugal</i>
Jenis impeller	: <i>Radial Flow Impellers</i>
Kapasitas	: 74,5512 gpm
Head pompa	: 504,2783 ft
Tenaga Pompa	: 21 Hp
Power motor	: 23Hp
Kecepatan spesifik	: 283,9832 rpm
Efisiensi motor	: 0,4
Jumlah	: 1 unit

e. Penyedia *dowtherm*

Dowtherm A adalah fluida transfer panas yang merupakan campuran dari komponen organik yang sangat stabil yaitu *biphenyl* ($C_{12}H_{10}$) dan *diphenyl oxide* ($C_{12}H_{10}O$). Komponen-komponen ini memiliki tekanan uap yang sama, sehingga campurannya dapat dikendalikan selayaknya komponen tunggal.

Dowtherm A biasanya digunakan dalam sistem dalam fase cair maupun fase uap. Suhu yang biasanya digunakan berkisar antara 60°F hingga 750°F (15°C hingga 400°C) dan pada kisaran tekanan *atmospheric* hingga 152.5 psig (10.6 bar).

Kebutuhan *dowtherm*

Kebutuhan *dowtherm* pada pabrik propilen glikol ini berasal dari kebutuhan di :

1. *Cooler-01* : 415,313 kg/jam
2. *Cooler-02* : 7.584,092 kg/jam
3. *Cooler-03* : 1.260,380 kg/jam

Jadi, total kebutuhan *dowtherm* A sebanyak 9.259,784 kg/jam.

Tangki penampung *dowtherm* A

Lama penampungan : 1 hari

Overdesign : 20 %

Kebutuhan *dowtherm* : $0,2 * 24 \text{ jam} * \text{total kebutuhan } dowtherm$

: 44.446,96515 kg

Sehingga, dimensi tangki penyimpan *dowtherm* :

Diameter (D) : 3,76 m

Tinggi (H) : 3,76 m

Volume : 41,79 m³

Make up dowtherm

Dimisalkan setiap sirkulasi kehilangan *dowtherm* A akibat kebocoran sebesar 3%

Jumlah *make up* : 277,79 kg/jam

Dowtherm A akan disirkulasikan setelah di dinginkan kembali hingga mencapai kondisi Heat Boiler.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

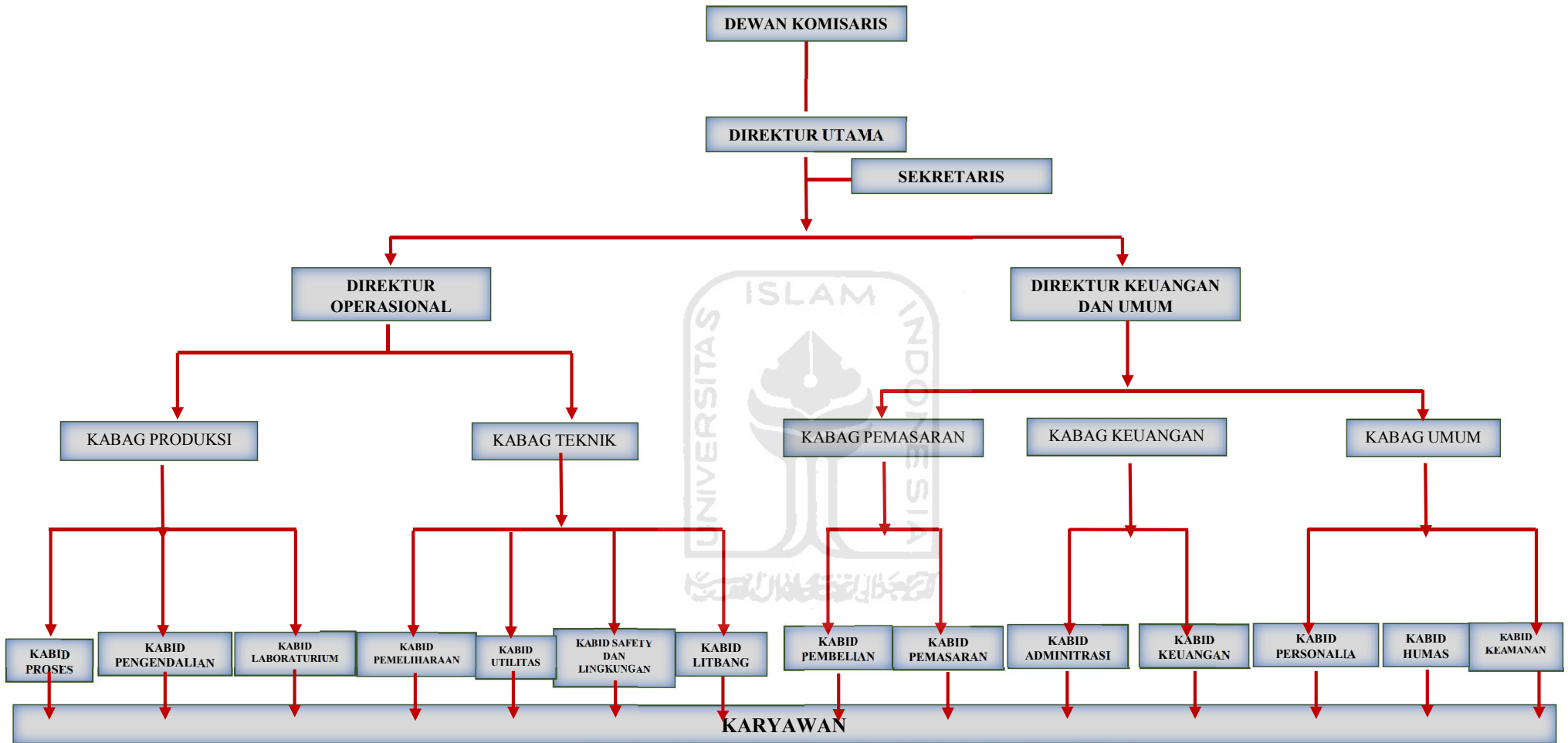
Pabrik merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang berbentuk perseroan terbatas (PT), bentuk perusahaan ini digunakan dengan alasan :

- a. Kedudukan antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham terpisah satu sama lain.
- b. Tanggung jawab para pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
- c. Mudah mendapatkan modal, baik dari bank maupun dari penjualan saham.
- d. Kehidupan perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur ataupun karyawan.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem organisasi garis dan staff, alasan menggunakan sistem ini adalah :

- a. Dapat digunakan untuk organisasi dalam jumlah anggota yang banyak.
- b. Terdapat satu kesatuan antara pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- c. Masing masing kepala bagian secara langsung bertanggung jawab atas semua kegiatan yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- d. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil wakil dari pemilik saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas untuk memberikan saran kepada direktur.



Gambar 4.7. Struktur Organisasi Pabrik Propilen Glikol

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT. (Perseroan Terbuka) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut, para pemegang saham berwenang (Widjaja, 2003) :

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

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pimpinan perusahaan yang menjadi pelaksana tugas dari pemilik saham serta diangkat langsung oleh para pemilik saham melalui RUSP, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas - tugas Dewan Komisaris meliputi (Widjaja, 2003) :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum target perusahaan alokasi sumber - sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas - tugas direktur utama
3. Membantu Direktur Utama dalam tugas - tugas penting
4. Bertanggung jawab kepada pemilik saham

4.6.3.3 Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama, antara lain (Djoko, 2003) :

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (direktur produksi) dan bagian keuangan dan umum (direktur keuangan dan umum)

4.6.3.4 Manager Operasional

Tugas dari Manager Operasional, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam Bidang Produksi dan Teknik
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

3. Berusaha agar jumlah produksi sesuai dengan rencana yang ditentukan serta syarat – syarat penjualan yang menguntungkan.

4.6.3.5 Manager Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pemasaran dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala - kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.6.3.6 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff Direktur. Kepala Bagian bertanggung jawab kepada Direktur masing – masing.

Kepala Bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Kepada Bagian Produksi bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala - kepala bidang yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Produksi membawahi bidang proses, bidang pengendalian dan bidang laboratorium.

- Tugas Bidang Proses antara lain :
 - a. Mengawasi jalannya proses produksi
 - b. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian - kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh divisi yang berwenang
- Tugas bidang Pengendalian adalah menangani hal - hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada
- Tugas bidang laboratorium, antara lain :
 - a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
 - b. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
 - c. Mengawasi hal - hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
 - d. Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik, antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan bidang peralatan dan utilitas
- b. Mengkoordinir kepala - kepala bidang yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian teknik membawahi bidang pemeliharaan, bidang utilitas, bidang *safety* & lingkungan dan bidang penelitian dan pengembangan (Litbang)

- Tugas bidang pemeliharaan, antara lain :

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
 - b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik
 - Tugas bidang utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air , *steam*, dan tenaga listrik.
 - Tugas bidang *safety* dan lingkungan antara lain :
 - a. Mengatur, menyediakan dan mengawasi hal - hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja
 - b. Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran
 - Tugas Bidang Penelitian dan Pengembangan (Litbang)
 - a. Memperbaiki mutu produksi
 - b. Memperbaiki dan melakukan inovasi terhadap proses produksi
 - c. Meningkatkan efisiensi perusahaan diberbagai bidang
3. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada Manager Keuangan dan Umum, Kepala Bagian Keuangan membawahi 2 bidang, yaitu bidang adminitrasi dan bidang keuangan.

- Tugas bidang adminitrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, adminitrasi persediaan kantor dan pembukaan, dan pembukuan, serta ,masalah perpajakan.
- Tugas bidang keuangan antara lain :

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan
- b. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

(Djoko, 2003)

4. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan dan pemasaran hasil produksi, serta membawahi

2 bidang yaitu bidang pembelian dan bidang pemasaran

- Tugas bidang pembelian, antara lain :
 - a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi
 - b. Mengetahui harga pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.
- Tugas bidang pemasaran
 - a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
 - b. Mengatur distribusi hasil produksi

5. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, Hubungan masyarakat, dan keamanan serta mengkoordinir kepala - kepala bidang yang menjadi bawahannya, Kepala bagian umum membawahi bidang personalia, bidang humas, dan bidang keamanan

- Bidang personalia bertugas
 - a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
 - b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- Bidang humas bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan
- Bidang keamanan bertugas :
 - a. Mengawasi keluar masuknya orang - orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik.
 - b. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
 - c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

4.6.3.7 Kepala Bidang

Kepala Bidang adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing - masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala bidang bertanggung jawab kepala bagian masing - masing sesuai dengan bidangnya.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik melamin ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

a. Karyawan *non Shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala bidang serta karyawan yang beredar dikantor.

Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

- Hari Senin – Jum'at : Jam 08:00 – 17:00

Jam istirahat :

- Hari Senin Kamis : Jam 12:00 – 13:00
- Hari Jum'at : Jam 11:00 – 13:00

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses atau mengatur bagian – bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift*

ini adalah operator produksi, sebagian dan bagian teknik, bagian gedung dan bagian – bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian selama 24 jam. 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 yang masuk, sehingga ada satu kelompok yang libur. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk. Jadwal pembagian kerja masing – masing kelompok ditampilkan dalam bentuk Tabel 1

Tabel 1 Jadwal Pembagian Kelompok *Shift*

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L

Hari	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M
B	M	M	L	L	P	S	S	M	M	L
C	L	L	P	P	S	M	M	L	L	P
D	P	P	S	S	M	L	L	P	P	S

Hari	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
B	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
C	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
D	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

Keterangan : P : Pagi

M : Malam

S : Sore

L : Libur

Jadwal untuk tanggal pada bulan selanjutnya, berulang kesusunan awal.

Kelancaran produksi dan suatu pabrik sangat dipengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan dikenakan absensi. Disamping itu masalah absensi digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan (Djoko, 2009).

Pada pabrik Propilen Glikol ini system upah karyawan berbeda – beda tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1) Karyawan tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

2) Karyawan harian

Karyawan harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar diakhir pekan.

3) Karyawan borongan

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

4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

4.6.5.1 Pengolahan Jabatan

Tabel 4.19. Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Ekonomi/Teknik/Hukum
2	Staf Ahli	Sarjana Ekonomi/Teknik/Hukum
3	Direktur Produksi	Sarjana Teknik Kimia
4	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi
8	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Umum	Sarjana Sosial
10	Kepala Bidang	Ahli Madya
11	Operator	STM/SLTA/SMU
12	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13	Dokter	Sarjana Kedokteran
14	Perawatan	Akademi Keperawatan
15	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

4.6.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan di pabrik Propilen glikol ini disajikan dalam tabel 4.20 dan tabel 4.21 tersaji pergolongan dan gaji karyawan.

Tabel 4.20. Jumlah Karyawan menurut Jabatannya

Jabatan	Jmlh
Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	1
Ka. Bag Umum	1
Ka. Bag. Pemasaran	1
Ka. Bag. Keuangan	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Bag. Litbang	1
Ka. Sek. Personalia	1
Ka. Sek. Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1
Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1
Ka. Sek. Utilitas	1
Ka. Sek. Pengembangan	1
Ka. Sek. Penelitian	1
Karyawan Personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keamanan	6
Karyawan Pembelian	4
Karyawan Pemasaran	4
Karyawan Administrasi	3
Karyawan Kas/Anggaran	3
Karyawan Proses	40
Karyawan Pengendalian	5
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	7
Karyawan Utilitas	10

Lanjutan Tabel 4.20 Jumlah karyawan menurut jabatannya

Karyawan KKK	6
Karyawan Litbang	3
Sekretaris	5
Medis	2
Paramedis	3
Sopir	6
Cleaning Service	5
Total	145

Tabel 4.21 Perincian Golongan dan Gaji

Gol.	Jabatan	Gaji/Bulan	Kualifikasi
I	Direktur Utama	Rp. 15.000.000,00	S1 Pengalaman
II	Direktur	Rp. 10.000.000,00	S1 Pengalaman
III	Litbang	Rp. 15.000.000,00	S1 pengalaman
IV	Kepala Bagian	Rp. 8.000.000,00	S1/D3 pengalaman
V	Kepala Bidang	Rp. 5.000.000,00	S1/D3 pengalaman
VI	Sekretaris	Rp. 3.000.000,00	S1/D3 pengalaman
VII	Karyawan Biasa	Rp. 2.000.000,00 – Rp. 800.000,00	SMP/SLTA/D1/D3

4.6.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan, antara lain (Mas ‘ud, 1988) :

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit bersarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untung setiap tahunnya.

4. Pengobatan

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

5. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan lebih besar dari Rp. 1.000.000,00 per bulan.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau diantaranya adalah :

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profitabilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja
3. Biaya Produksi Total, meliputi :
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Analisa pendapatan modal berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even*

Point dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari :

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Alat

Harga dari suatu alat industry akan berubah seiring dengan perubahan ekonomi. Maka diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu.

Tabel 4.22 Indeks Harga Tiap Tahun

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (Tahun-Ke)
1990	356	1
1991	361,3	2
1992	358,2	3
1993	359,2	4
1994	368,1	5
1995	381,1	6
1996	381,7	7
1997	386,5	8
1998	389,5	9
1999	390,6	10
2000	394,1	11
2001	394,3	12
2002	395,6	13
2003	402	14
2004	444,2	15
2005	468,2	16
2006	499,6	17
2007	525,4	18
Total	7255,6	171

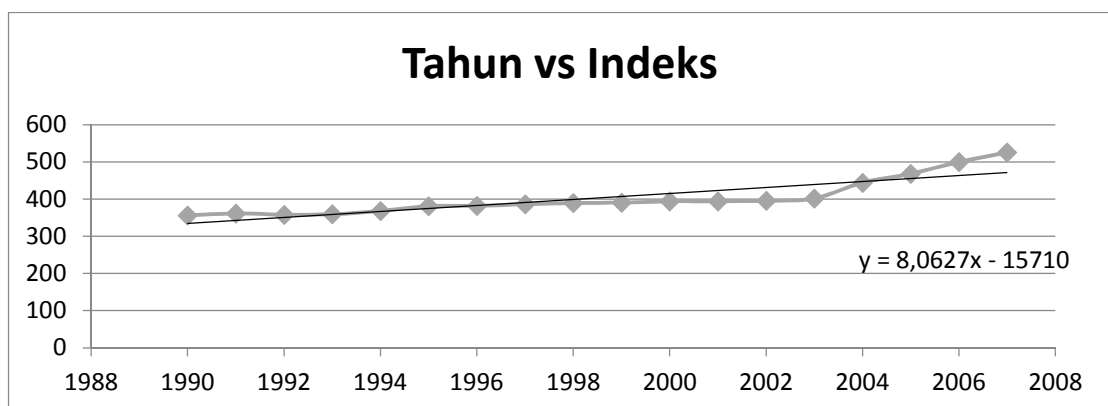
Sumber : Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) (www.che.com)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 8,0627x - 15710$. Pabrik propilen glikol dari propilen oksida dan air dengan kapasitas 43.000 ton/tahun ini akan didirikan pada tahun 2016, maka dari persamaan regresi linier diperoleh indeks sebesar 544,40.

Tabel 4.23 Indeks Harga Pada Tahun Pendirian Pabrik

Tahun	Index
2008	479,90
2009	487,96
2010	496,03
2011	504,09
2012	512,15
2013	520,22
2014	528,28
2015	536,34
2016	544,40
2017	552,47
2018	560,53

Berikut adalah grafik hasil *plotting* data



Gambar 4.8. Grafik Tahun VS Indeks Harga

Harga alat diperoleh dari situs matches (www.matche.com), buku *chemical engineering cost estimation* karangan Aries & Newton, buku *plant design and economics for chemical engineers* karangan Peters & Timmerhaus dan juga buku *Conceptual design of chemical processes* karangan James M. Douglas.

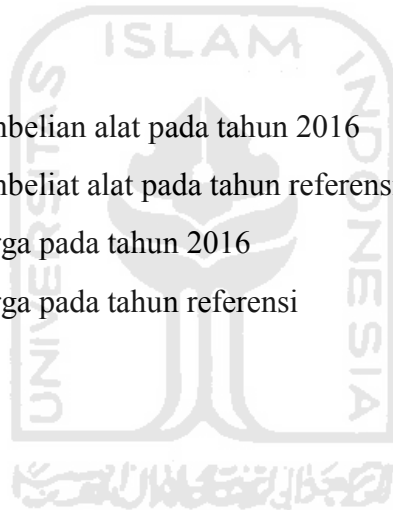
Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus berikut :

$$EX = \left(\frac{NX}{NY} \right) \times EX$$

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan :

- Ex : Harga pembelian alat pada tahun 2016
- Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi
- Nx : Indeks harga pada tahun 2016
- Ny : Indeks harga pada tahun referensi



Tabel 4.24 Harga Alat Proses Pada Tahun 2016

Nama Alat	Jumlah	Harga satuan	Harga 2016
Reaktor-01	1	\$ 8.000,00	\$ 50.583,34
Reaktor-02	1	\$ 8.000,00	\$ 50.583,34
Netralizer	1	\$ 3.000,00	\$ 18.968,75
Filter Rotary Drum	1	\$ 20.500,00	\$ 129.619,81
Menara Distilasi-01	1	\$ 1.800,00	\$ 11.381,25
Menara Distilasi-02	1	\$ 1.650,00	\$ 10.432,81
Condenser-01	1	\$ 12.400,00	\$ 78.404,18
Condenser-02	1	\$ 10.300,00	\$ 65.126,05
Accumulator-01	1	\$ 500,00	\$ 3.161,46
Accumulator-02	1	\$ 900,00	\$ 5.690,63
Reboiler-01	1	\$ 7.000,00	\$ 44.260,42
Reboiler-02	1	\$ 14.500,00	\$ 91.682,30
Belt Conveyor	1	\$ 600,00	\$ 3.793,75
Bucket Elevator	1	\$ 600,00	\$ 3.793,75
Hopper	1	\$ 440,00	\$ 2.782,08
Tangki C3H6O	2	\$ 78.000,00	\$ 986.375,14
Tangki H2SO4	1	\$ 27.000,00	\$ 170.718,77
Tangki CH4OH	2	\$ 50.000,00	\$ 632.291,75
Tangki C3H8O2	2	\$ 52.000,00	\$ 657.583,42
Pompa-01	2	\$ 270,00	\$ 3.414,38
Pompa-02	2	\$ 360,00	\$ 4.552,50
Pompa-03	2	\$ 270,00	\$ 3.414,38
Pompa-04	2	\$ 450,00	\$ 5.690,63
Pompa-05	2	\$ 390,00	\$ 4.931,88
Pompa-06	2	\$ 280,00	\$ 3.540,83
Pompa-07	2	\$ 370,00	\$ 4.678,96
Pompa-08	2	\$ 605,00	\$ 7.650,73
Pompa-09	2	\$ 700,00	\$ 8.852,08
Pompa-10	2	\$ 720,00	\$ 9.105,00
Pompa-11	2	\$ 380,00	\$ 4.805,42
Pompa-12	2	\$ 600,00	\$ 7.587,50
Pompa-13	2	\$ 445,00	\$ 5.627,40

Lanjutan tabel 4.24 Harga Alat Proses Pada Tahun 2016

Pompa-14	2	\$ 400,00	\$ 5.058,33
Pompa-15	2	\$ 375,00	\$ 4.742,19
Heater-01	1	\$ 2.300,00	\$ 14.542,71
Heater-02	1	\$ 1.900,00	\$ 12.013,54
Heater-03	1	\$ 2.000,00	\$ 12.645,84
Heater-04	1	\$ 2.500,00	\$ 15.807,29
Heater-05	1	\$ 2.600,00	\$ 16.439,59
Heater-06	1	\$ 2.590,00	\$ 16.376,36
Cooler-01	1	\$ 1.900,00	\$ 12.013,54
Cooler-02	1	\$ 2.900,00	\$ 18.336,46
Cooler-03	1	\$ 3.200,00	\$ 20.233,34
Evaporator	1	\$ 200,00	\$ 1.264,58
Total	63	\$ 327.695,00	\$ 3.251.939,72

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 43.000 ton/tahun

Satu Tahun Produksi : 330 hari

Tahun Pendirian Pabrik : Tahun 2016

Kurs Mata Uang : 1 US\$ = Rp 12.700

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost* dan *fixed manufacturing cost*, atau biaya – biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Manufacturing Cost meliputi :

a. *Direct Cost*

Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.3.3 *General Expense*

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.7.4 **Analisa Kelayakan**

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi.

Berikut adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

4.7.4.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

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

4.7.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

2. Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan.
Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.4.5 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

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

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=3}^{n=N-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Keterangan	:
FC	: <i>Fixed capital</i>
WC	: <i>Working capital</i>
SV	: <i>Salvage value</i>
C	: <i>Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance</i>
n	: Umur pabrik = 10 tahun
i	: Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

4.7.5.1 Penentuan *Fixed Capital Investment (FCI)*

Tabel 4.25 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 3.494.602,19	Rp 44.381.447.803
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 873.650,55	Rp 11.095.361.951
3	<i>Instalation Cost</i>	\$ 523.970,20	Rp 6.654.421.489
4	<i>Piping Cost</i>	\$ 1.873.725,90	Rp 23.796.318.878
5	<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 864.872,77	Rp 10.983.884.141
6	<i>Insulation Cost</i>	\$ 126.644,93	Rp 1.608.390.658
7	<i>Electrical Cost</i>	\$ 349.460,22	Rp 4.438.144.780
8	<i>Building Cost</i>	\$ 308.661,42	Rp 3.920.000.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	\$ 223.622,05	Rp 2.840.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		\$ 8.639.210,21	Rp 109.717.969.699

Tabel 4.26 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	\$ 8.639.210,21	Rp 109.717.969.699
2	<i>Engineering and Costruction</i>	\$ 1.727.842,04	Rp 21.943.593.940
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		\$ 10.367.052,26	Rp 131.661.563.639

Tabel 4.27 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 10.367.052,26	Rp 131.661.563.639
2	<i>Cotractor's fee</i>	\$ 414.682,09	Rp 5.266.462.546
3	<i>Contingency</i>	\$ 1.036.705,23	Rp 13.166.156.364
Fixed Capital Investment (FCI)		\$ 11.818.439,57	Rp 150.094.182.549

4.7.5.2 Penentuan *Total Production Cost (TPC)*

Tabel 4.28 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 42.966.911,03	Rp 545.679.770.050,47
2	<i>Labor</i>	\$ 42.519,69	Rp 540.000.000,00
3	<i>Supervisor</i>	\$ 10.629,92	Rp 135.000.000,00
4	<i>Maintenance</i>	\$ 9.454.751,66	Rp 120.075.346.039,02
5	<i>Plant Supllies</i>	\$ 1.418.212,75	Rp 18.011.301.905,85
6	<i>Royalties and Patents</i>	\$ 1.117.999,99	Rp 14.198.599.923,39
7	<i>Utilities</i>	\$ 10.762.120,10	Rp 136.678.925.331,59
Direct Manufacturing Cost (DMC)		\$ 65.773.145,14	Rp 835.318.943.250,32

Tabel 4.29 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 8.503,94	Rp 108.000.000,00
2	<i>Laboratory</i>	\$ 8.503,94	Rp 108.000.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 42.519,69	Rp 540.000.000,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 11.179.999,94	Rp 141.985.999.233,94
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		\$ 11.239.527,50	Rp 142.741.999.233,94

Tabel 4.30 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	\$ 1.181.843,96	Rp 15.009.418.254,88
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 236.368,79	Rp 3.001.883.650,98
3	<i>Insurance</i>	\$ 118.184,40	Rp 1.500.941.825,49
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		\$ 1.536.397,14	Rp 19.512.243.731,34

Tabel 4.31 *Manufacturing Cost (MC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 65.773.145,14	Rp 835.318.943.250,32
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 11.239.527,50	Rp 142.741.999.233,94
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 1.536.397,14	Rp 19.512.243.731,34
Manufacturing Cost (MC)		\$ 78.549.069,78	Rp 997.573.186.215,60

Tabel 4.32 *Total Working Capital (WC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 911.419,32	Rp 11.575.025.425,31
2	<i>In Process Inventory</i>	\$ 119.013,74	Rp 1.511.474.524,57
3	<i>Product Inventory</i>	\$ 1.666.192,39	Rp 21.160.643.343,97
4	<i>Extended Credit</i>	\$ 2.371.515,14	Rp 30.118.242.261,74
5	<i>Available Cash</i>	\$ 7.140.824,53	Rp 90.688.471.474,15
<i>Working Capital (WC)</i>		\$ 12.208.965,12	Rp 155.053.857.029,74

Tabel 4.33. *General Expense (GE)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	\$ 2.356.472,09	Rp 29.927.195.586,47
2	<i>Sales Expense</i>	\$ 10.996.869,77	Rp 139.660.246.070,18
3	<i>Research</i>	\$ 4.712.944,19	Rp 59.854.391.172,94
4	<i>Finance</i>	\$ 961.096,19	Rp 12.205.921.583,14
<i>General Expense (GE)</i>		\$ 19.027.382,24	Rp 241.647.754.412,73

Tabel 4.34. *Total Production Cost (PC)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	\$ 78.549.069,78	Rp 997.573.186.215,60
2	<i>General Expense (GE)</i>	\$ 19.027.382,24	Rp 241.647.754.412,73
<i>Total Production Cost (PC)</i>		\$ 97.576.452,02	Rp 1.239.220.940.628,33

4.7.5.3 Penentuan *Fixed Cost (Fa)*

Tabel 4.35. *Fixed Cost (Fa)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)	
1	<i>Depreciation</i>	\$ 1.181.843,96	Rp	15.009.418.254,88
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 236.368,79	Rp	3.001.883.650,98
3	<i>Insurance</i>	\$ 118.184,40	Rp	1.500.941.825,49
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		\$ 1.536.397,14	Rp	19.512.243.731,34

4.7.5.4 Penentuan *Variable Cost (Va)*

Tabel 4.36. *Variable Cost (Va)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)	
1	<i>Raw Metrial</i>	\$ 42.966.911,03	Rp	545.679.770.050,47
2	<i>Packaging & Shipping</i>	\$ 11.179.999,94	Rp	141.985.999.233,94
3	<i>Royalties & Patents</i>	\$ 1.117.999,99	Rp	14.198.599.923,39
4	<i>Utilities</i>	\$ 10.762.120,10	Rp	136.678.925.331,59
<i>Variable Cost (Va)</i>		\$ 66.027.031,07	Rp	838.543.294.539,39

4.7.5.5 Penentuan *Regulated Cost (Ra)*

Tabel 4.37. *Regulated Cost (Ra)*

No.	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Labor Cost	\$ 42.519,69	Rp 540.000.000,00
2	Plant Overhead	\$ 42.519,69	Rp 540.000.000,00
3	Payroll Overhead	\$ 8.503,94	Rp 108.000.000,00
4	Supervision	\$ 10.629,92	Rp 135.000.000,00
5	Laboratory	\$ 8.503,94	Rp 108.000.000,00
6	Administration	\$ 2.356.472,09	Rp 29.927.195.586,47
7	Finance	\$ 961.096,19	Rp 12.205.921.583,14
8	Sales Expense	\$ 10.996.869,77	Rp 139.660.246.070,18
9	Research	\$ 4.712.944,19	Rp 59.854.391.172,94
10	Maintenance	\$ 9.454.751,66	Rp 120.075.346.039,02
11	Plant Supplies	\$ 5.538,63	Rp 18.011.301.905,85
Regulated Cost (Ra)		\$ 28.600.349,69	Rp 381.165.402.357,60

4.7.5.6 Analisa Kelayakan Ekonomi

1. Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 26%

ROI setelah pajak = 13%

Syarat minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah 11% dan syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia resiko tinggi adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

2. Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak = 2,30 tahun

POT setelah pajak = 5,70 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

3. Break Even Point (BEP)

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

BEP = 42,56 %

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%.

4. Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 36,43 %

SDP pabrik kimia umumnya adalah 22% - 30%.

5. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=3}^{n=N-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

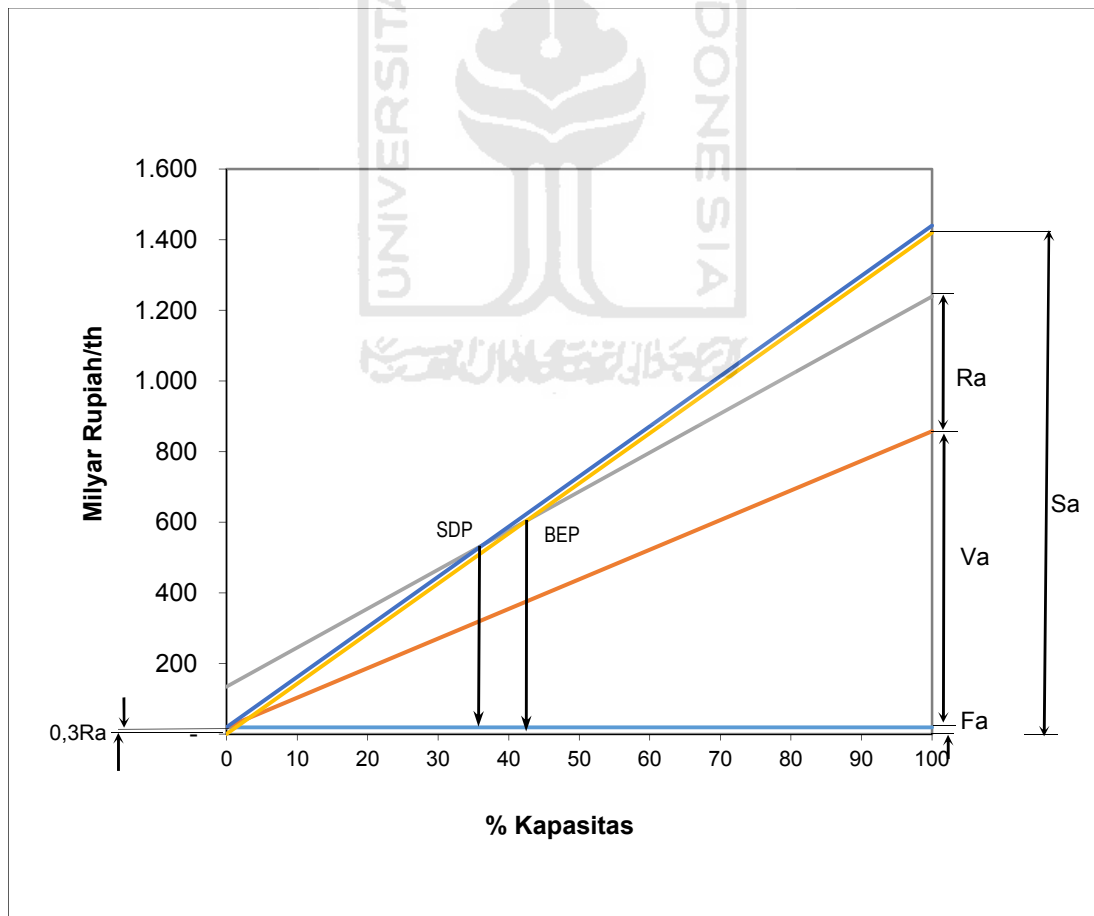
Fixed Capital =Rp 150.094.182.549

Working Capital = Rp 155.053.857.029,74

Salvage Value (SV) =Rp 15.009.418.255

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

Dengan *trial and error* diperoleh nilai i sebesar 18.70%.



Gambar 4.9. Nilai SDP dan BEP

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan proses dan tinjauan ekonomi, dapat diambil kesimpulan Pabrik propilen glikol dari hidrasi propilen oksida dengan kapasitas 43.000 ton/tahun merupakan pabrik beresiko rendah (*low risk*). Hal tersebut dikarenakan :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, pabrik propilen glikol beresiko rendah.
2. Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa :
 - a. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 26% dan 13% ROI setelah pajak.
ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah adalah 11 % (Aries & Newton, 1954).
 - b. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah sebesar 2,3 tahun dan 5,70 tahun POT setelah pajak.
POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1954).
 - c. *Break Even Point* (BEP) adalah sebesar 42,56 % kapasitas.
Kisaran BEP adalah 40 - 60% kapsitas. Pra rancangan pabrik propilen glikol memenuhi syarat BEP.
 - d. *Shut Down Point* (SDP) adalah sebesar 36,43% kapasitas.
 - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 18,70%.

- f. Untuk menjalankan produksi, dibutuhkan modal tetap sebesar \$ 11,818,439.57 + Rp 150.094.182.548,78 dan modal kerja sebesar \$ 12,208,965.12 + Rp 155.053.857.030

Berdasarkan hasil analisis di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Propilen Glikol dari Propilen Oksida dan Air dengan kapasitas 43.000 ton/tahun perlu pengkajian lebih lanjut karena ditinjau dari analisa ekonomi, pabrik belum dapat dinyatakan layak untuk didirikan.

5.2. Saran

Untuk pengkajian lebih lanjut, disarankan agar lebih memperhatikan dan meneliti lebih dalam semua unsur, dari pemilihan lokasi, pemilihan teknologi, kapasitas, teknologi proses dan proses produksi serta ditunjang dengan pengendalian proses dan sistem manajemen sumber daya manusia yang baik, agar dapat diperoleh laba yang optimum.

Selain itu, perlunya pengkajian lagi dalam hal analisa ekonomi diantaranya biaya produksi langsung (biaya yang harus dikeluarkan untuk pembiayaan langsung suatu proses, seperti bahan baku, buruh dan supervisor, perawatan, plant supplies, paten dan royalty dan utilitas), biaya produksi tidak langsung (biaya yang dikeluarkan untuk mendanai hal-hal yang secara tidak langsung membantu proses produksi, antara lain payroll overhead seperti rekreasi karyawan, laboratorium, plant overhead, packing dan pengapalan), dan biaya tetap (biaya yang tetap dikeluarkan baik pada saat pabrik berproduksi maupun tidak, biaya ini mencakup depresiasi, pajak dan asuransi). Selain itu ada juga biaya umum

yang meliputi administrasi, sales expenses, penelitian dan finance. Biaya-biaya tersebut tadi perlu dilakukan pengkajian untuk mencapai profit yang maksimum dan nilai BEP, SDP yang optimum sehingga pra rancangan pabrik dapat dinyatakan layak untuk didirikan.



DAFTAR ISI

HalamanJudul.....	
HalamanPernyataan.....	i
HalamanPengesahanPembimbing.....	ii
HalamanPengesahanPenguji.....	iii
Kata Pengantar.....	v
HalamanPersembahan.....	vii
Daftar Isi.....	viii
DaftarTabel.....	x
DaftarGambar.....	xiii
Abstrak.....	xiv

BAB I PENDAHULUAN

1.1 LatarBelakang.....	1
1.2 TinjauanPustaka.....	6

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 SpesifikasiProduk.....	9
2.2 SpesifikasiBahan Baku.....	10
2.3 PengendalianKualitas.....	12

BAB III PERANCANGAN PRODUK

3.1 Uraian Proses	20
3.2 SpesifikasiAlat	22
3.3 PerancanganProduksi	55

BAB IV PERANCANGAN PRODUK

4.1 LokasiPabrik	56
4.2 Tata LetakPabrik	61
4.3 Tata LetakAlat Proses	69
4.4 Alir Proses dan Material	72
4.5 PelayananTeknik	78
4.6 Organisasi Perusahaan	107
4.7 EvaluasiEkonomi	124

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan	143
5.2 Saran.....	144

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor Prpoilen Glikol	3
Tabel 1.2. Data Pabrik Prpoilen Glikol Dunia	5
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Pabrik	68
Tabel 4.2. Neraca Massa Total	72
Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor	72
Tabel 4.4. Neraca Massa Netralizer	73
Tabel 4.5. Neraca Massa Filter	73
Tabel 4.6. Neraca Massa MD-01	74
Tabel 4.7. Neraca Massa MD-02	74
Tabel 4.8. Neraca Panas Reaktor	75
Tabel 4.9. Neraca Panas Netralizer	75
Tabel 4.10. Neraca Panas MD-01	75
Tabel 4.11. Neraca Panas MD-02	76
Tabel 4.14. Kebutuhan air pembangkit steam	89
Tabel 4.15. Kebutuhan air pembangkit proses	90
Tabel 4.16. Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga	90
Tabel 4.17. Kebutuhan listrik alat proses	93

Tabel 4.18. Kebutuhan listrik utilitas	94
Tabel 4.19. Penggolongan jabatan	120
Tabel 4.20. Jumlah karyawan menurut jabatannya	121
Tabel 4.21. Perincian golongan dan gaji	122
Tabel 4.22. Indeks harga tiap tahun	125
Tabel 4.23. Indeks harga pada tahun pendirian pabrik	125
Tabel 4.24. Harga alat proses pada tahun 2016	125
Tabel 4.25. <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	135
Tabel 4.26. <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	135
Tabel 4.27. <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	136
Tabel 4.28. <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	136
Tabel 4.29. <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	137
Tabel 4.30. <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	137
Tabel 4.31. <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	137
Tabel 4.32. <i>Total Working Capital</i> (WC)	138
Tabel 4.33. <i>General Expense</i> (GE)	138
Tabel 4.34. <i>Total Production Cost</i> (PC)	138
Tabel 4.35. <i>Fixed Cost</i> (Fa)	139

Tabel 4.36. *Variable Cost* (Va)139

Tabel 4.37. *Regulated Cost* (Ra)140



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik jumlah impor propilen glikol	3
Gambar 4.1. Lokasi Watuagung	62
Gambar 4.2. Lokasi pendirian pabrik propilen glikol	63
Gambar 4.3. Tata Letak Pabrik	65
Gambar 4.4. <i>Layout</i> peralatan proses	71
Gambar 4.5. Diagram Alir Kualitatif	77
Gambar 4.6. Diagram Alir Kuantitatif	78
Gambar 4.7. Struktur organisasi pabrik	108
Gambar 4.8. Diagram Alir Kuantitatif	109
Gambar 4.9. Grafik SDP dan BEP	142

INTISARI

Pabrik Propilen Glikol dirancang dengan kapasitas 43.000 ton/tahun. Tujuan dari prarancangan pabrik propilen glikol ini adalah untuk mengkaji lebih lanjut kelayakan pabrik untuk didirikan. Untuk memperoleh produk yang sesuai kapasitas, dibutuhkan 13068,3990 kg/jam air dan 4356,1330 kg/jam propilen oksida sebagai bahan baku utama.

Proses yang dilakukan untuk memproduksi propilen glikol adalah reaksi hidrasi propilen oksida dengan katalis asam, yaitu H_2SO_4 . Reaksi ini dijalankan pada reaktor berupa Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada tekanan 2,25 atm dan $52^\circ C$. Produk propilen glikol didapatkan dengan kemurnian sebesar 95% , digunakan menara distilasi sebagai unit purifikasi.

Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah $15.200 m^2$ dan mempekerjakan 145 orang karyawan. Untuk menjalankan pabrik memerlukan kebutuhan listrik sebesar 37,525 kW/jam dan bahan bakar sebanyak 5353,265 kg/jam. Untuk menjalankan produksi, dibutuhkan modal tetap sebesar \$ 11,818,439.57 + Rp 150.094.182.548,78 dan modal kerja sebesar \$ 12,208,965.12 + Rp 155.053.857.030. Berdasarkan tinjauan ekonomi, pabrik ini termasuk pabrik beresiko tinggi dengan 26% ROI (sebelum pajak) and 13% ROI (setelah pajak); 2,30 tahun POT (sebelum pajak) dan 5,70 tahun POT (setelah pajak); 42,56 % BEP; 36,43% SDP; dan 18,70% DCFR. Dari poin ini dapat disimpulkan bahwa Prarancangan Pabrik Propilen Glikol perlu dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : Propilen Glikol, hidrasi, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

ABSTRACT

Plant of Propylene Glycol is designed to fulfill 43,000 tons/year of capacity. The aim of preliminary design of this propylene glycol plant is to assess the feasibility of this plant. In order to gain the propylene glycol product as design capacity, 13068.3990 kilograms per hour water and 4356.1330 kilograms per hour propylene oxide are required as main raw materials.

Process for produced propylene glycol is based on catalyzed hydration process of propylene oxide with acid catalyst, H_2SO_4 . The reaction takes place in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) at 2.25 atm and $52^\circ C$. Distillation columns needed to gain the purity of product propylene glycol, 95 %.

Plant of propylene glycol to be constructed in Gresik, East Java, requires 15.200 m² area and employs 145 labors. The consumed energy of this plant includes 37,525 kW per hour of electricity and 5353,265 kilograms per hour of fuel. Fix Capital Investment \$ 11,818,439.57 + Rp 150.094.182.548,78 and Work Capital Investment \$ 12,208,965.12 + Rp 155.053.857.030 is needed to run this plant. Based on the economical feasibility study, this plant is classified as high risk chemical plant with 26% of ROI (before taxes) and 13% of ROI (after taxes); 2.30 year of POT (before taxes) and 5.70 year of POT (after taxes); 42.56 % of BEP; 36.43% of SDP; and 18.70% of DCFRR. From those points, it can be concluded that preliminary design of this propylene glycol plant is appealing for further studies.

Keywords : Propylene Glycol, hydration, Continuous Stirred Tank Reactor



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1955.
- Benham, A.L and Kurata, F., "Kinetics Of The Catalyzed and Uncatalyzed Liquid-Phase Hydration of Propylene Oxide", Kansas, 1955.
- Brown, G.G., "*Unit Operations*", John Wiley and Sons, Inc., New York, 1950.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York, 1959.
- Chan, A. and Seider, W.D., "Batch Manufacture of Propylene Glycol", Philadelphia, 2004.
- Chatterjee, K. et al., "Glycerol to Propylene Glycol", University of Pennsylvania, Philadelphia, 2011.
- Cruz, E.V, et al., "Penetration of Propylene Glycol Into Dentine", Blackwell Science Ltd, 2002.
- Fogler, H.S, "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", (4th ed)., Prentice Hall PTR., New Jersey, 1986.
- Furusawa, T. et al., "Experimental Study of A Bistable Continuous Stirred-Tank Reactor", Tokyo, 1969.
- Geankoplis, Christie J., "*Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operations) (4th ed)*"., Prentice Hall, New Jersey, 2003.

- Hernandez, O., "1,2-Dihydroxypropane", OECD SIDS UNEP Publication, Washington, D.C., 2001.
- Hiroshi, K. et al., "Method of Producing Propylene Glycol", Ueropean Patent 2 281 795 A1, 2009.
- Kern, D.G., "*Process Heat Transfer*," Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo, 1950.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", Interscience Encyclopedia, Inc., New York, 1951.
- Kirk and Otmer, "Propylene Oxide", 1999.
- Kuono, et al., "Method Of producing Propylene Glycol", US Patent no : US 2011/0040131 A1, 2011.
- Kuono, et al., "Process for Producing Propylene Glycol", US Patent no : US 2010/0256425 A1, 2010.
- Kuono, et al., "Process for Producing Propylene Glycol", US Patent no : US 8,053,608 B2, 2011.
- Lopez-Zamora, S.M. et al., "Stability Criteria and Critical Runway Conditions of Propylene Glycol Manufacture in A Continuous Stirred Tank Reactor", Colombia, 2005.
- Mc.Ketta, John., "*Chemical Processing Handbook*", CRC Press, 1993.
- Molnar, A. et al., "Accuracy of Mathematical Model with Regard to Safety Analysis of Chemical Reactors", Slovak University of Technology, Bratislava, 2002.

- Patel, N.K., "Modul : 3 Propylene Glycol".
- Perry, et all., "*Perry's Chemical Engineering Hand Book (6th ed)*", McGraw Hill Kogakusha Ltd., London, 1984.
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.O., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineering (2nd ed)*", McGraw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo, 1980.
- Sinnott, R.K., "*Chemical Engineering Design (5th ed)*", Butterworth-Heinemann, 2009.
- Sitompul J., Limbong M., "Modul Praktikum Pengendalian Proses". Departemen Teknik Kimia ITB, 2011
- Stephanopoulos G., "*Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*". Prentice/Hall International, Inc., 1984
- Talesnick, I., "Chem 13 News : Questions and Answer", Kingston, 2008.
- Treyball, R.E., "*Mass Transfer Operations*", 3th ed., McGraw Hill Book Co., Singapore, 1985.
- Ullman, Fritz., "*Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*", VCH., California, 1995.
- Um, N and Hirato, T., "Dissolution Behavior of La₂O₃, Pr₂O₃, Nd₂O₃, CaO and Al₂O₃ in Sulfuric Acid Solutions and Study of Cerium Recovery from Rare Earth Polishing Powder Waste via Two-Stage Sulfuric Acid Leaching", The Mining and Materials Processing Institute of Japan, Japan, 2013.

Wallas, Stanley M., "*Chemical Process Equipment*", Butterworths., Boston, 1988.

Yaws, C. L., "*Chemical Properties Handbook*", McGraw Hill Book Co., New York, 1999.



Website :

Badan Pusat Statistik, “*Data ekspor-impor*”, www.bps.go.id., diakses pada 5 April 2016.

Propylene Glycol

<http://www.atsdr.cdc.gov/substances/toxsubstance.asp?toxid=240>

diakses tanggal 22 Maret 2016

Propylene Glycol

<http://www.propylene-glycol.com/about-us>

diakses tanggal 30 Maret 2016

Propylene Glycol Price

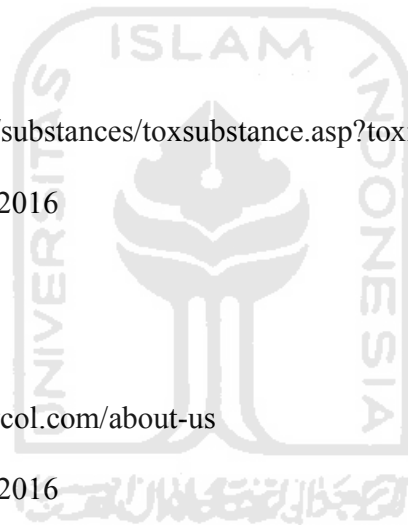
http://www.alibaba.com/product-detail/high-purity-propylene-glycol-for-coating_60386960215.html?spm=a2700.7724857.29.21.JdKFTa&s=p

diakses tanggal 2 April 2016

Propylene Oxide price

<http://www.dow.com/propyleneoxide/about/index.htm>

diakses tanggal 2 April 2016



Equipment costs and index

www.matche.com

diakses tanggal 1 Oktober 2016

Harga tanah

www.rumahdijual.com

diakses tanggal 11 Oktober 2016

Controller

<http://allaboutchemeng.blogspot.co.id/2011/03/sedikit-tentang-process-control.html>

diakses tanggal 12 Oktober 2016



1. Menentukan jenis reaktor

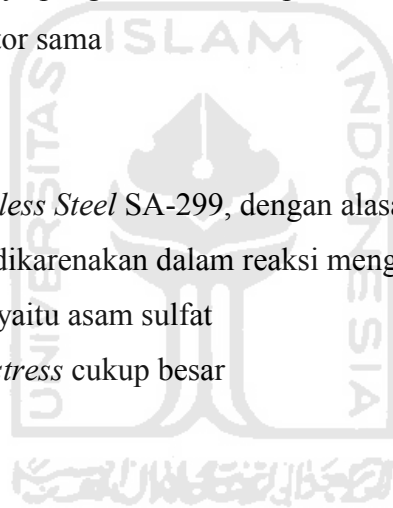
Dipilih reaktor jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk, dengan alasan :

1. Reaksi homogen, fase cair-cair.
2. Katalis dalam fase cair
3. Reaksi berlangsung pada tekanan atmosferis, dan suhu yang tidak terlalu tinggi.
4. Reaksi dijalankan dalam kondisi isothermal sehingga suhu dan komposisi campuran dalam reaktor yang harus selalu sama bisa dipenuhi dengan CSTR karena ada pengaduknya.
5. Menghindari adanya "hot spot" (bagian reaktor yang suhunya sangat tinggi) karena adanya pengadukan diharapkan suhu dan komposisi di semua titik di reaktor sama

2. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan jenis *Stainless Steel* SA-299, dengan alasan :

1. Bahan tahan korosi, dikarenakan dalam reaksi menggunakan katalis yang sangat korosif, yaitu asam sulfat
2. Memiliki *allowable stress* cukup besar

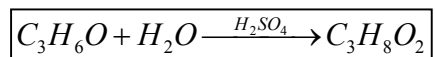


3. Menentukan jumlah reaktor optimal

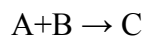
Tujuan optimasi :

Mendapatkan jumlah dan volume CSTR optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Reaksi merupakan reaksi **orde 1** ,dimana :



A sebagai Propilen Oksida

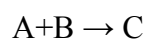
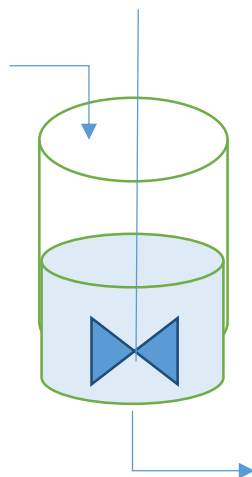
B sebagai Air

C sebagai Propilen Glikol

$$(-r_A) = k \cdot C_A^1 \cdot C_B^0$$

C_B pangkat 0 karena asumsi ketika Propilen Oksida bereaksi dengan air, air yang excess bereaksi tidak mempengaruhi konsentrasi keseluruhan dari air tersebut

mula-mula	CAO	CAO		
reaksi	CAO.XA	CAO.XA	-	CAO.XA
setimbang	CAO.(1-XA)	CAO.(1-XA)		CAO.XA



A sebagai Propilen Oksida

B sebagai Air

C sebagai Propilen Glikol

Neraca Massa komponen A adalah:

Input = Output + Reaksi + Akumulasi

laju reaktan masuk = laju reaktan meninggalkan reaktor + laju reaktan yang bereaksi + laju reaktan yang terakumulasi

dimana :

Input : F_{A0}

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

Reaksi : $(-r_A) V$

Akumulasi : 0 (untuk keadaan *steady state*)

Maka persamaan menjadi:

Neraca Massa :

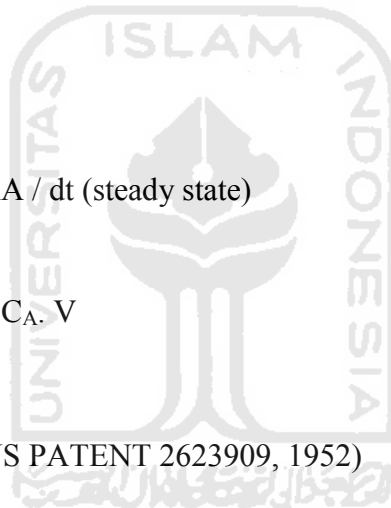
$$F_{A0} - F_A - (-r_A) \cdot V = \frac{dn_A}{dt} \text{ (steady state)}$$

$$F_{A0} - F_A - k \cdot C_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} - F_A = k \cdot C_A \cdot V$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{k \cdot C_A}$$

$$X_A \text{ (konversi)} = 92\% \quad (\text{US PATENT 2623909, 1952})$$



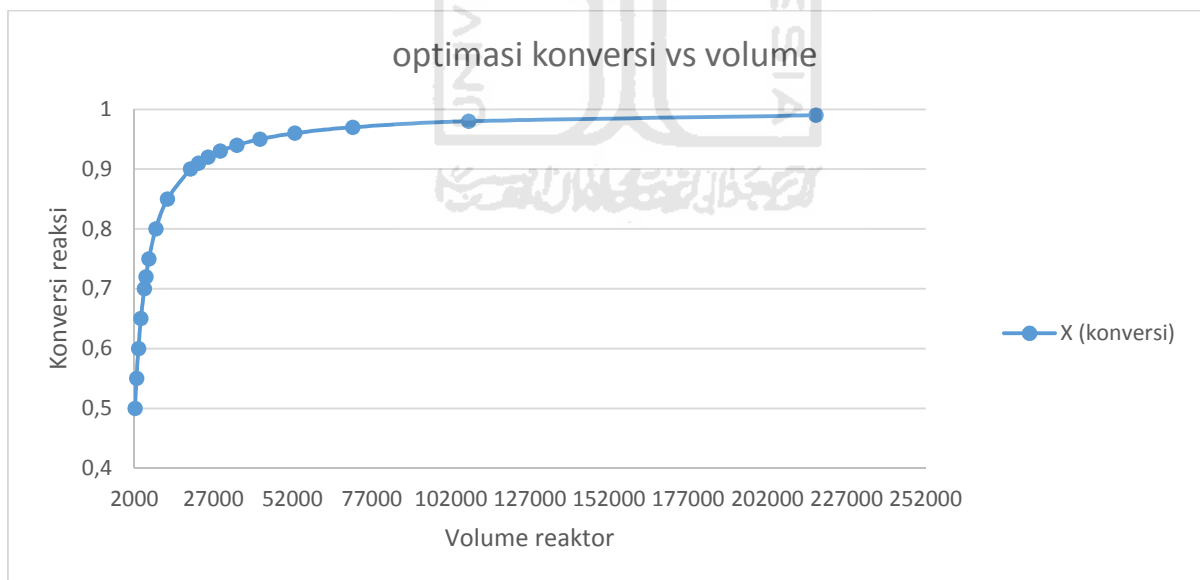
Berikut, dilakukan optimasi konversi dengan Volume reaktor

Tabel 1. Tabel optimasi konversi dengan Volume

X (konversi)	Volume
0,5	2194,8025
0,55	2682,53639
0,6	3292,20375
0,65	4076,06179
0,7	5121,20584

Lanjutan Tabel 1. Tabel optimasi konversi dengan Volume

0,72	5643,77786
0,75	6584,4075
0,8	8779,21001
0,85	12437,2142
0,9	19753,2225
0,91	22191,892
0,92	25240,2288
0,93	29159,5189
0,94	34385,2392
0,95	41701,2475
0,96	52675,26
0,97	70965,2809
0,98	107545,323
0,99	217285,448

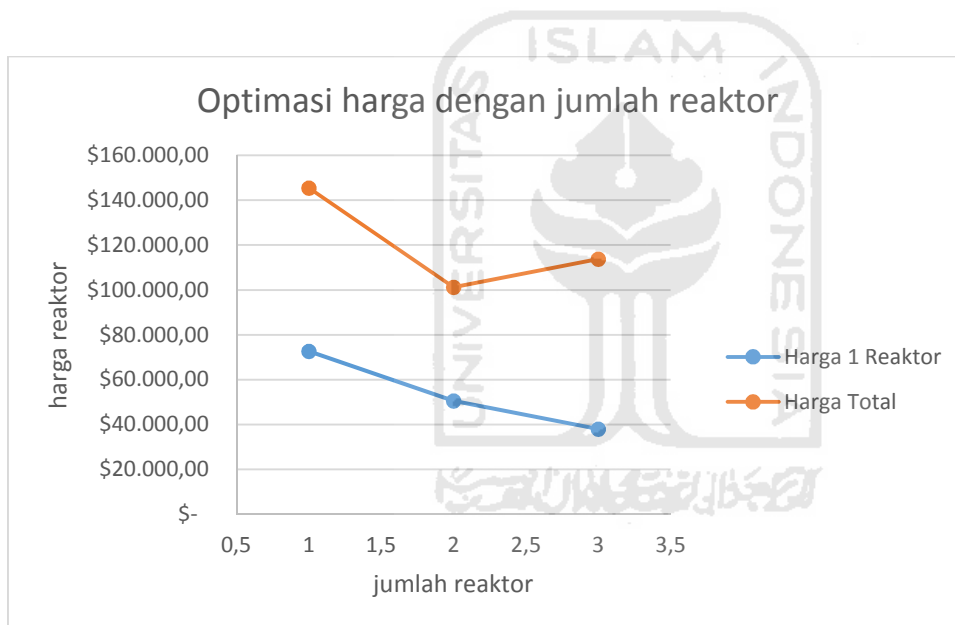


Gambar 1. kurva optimasi dengan volume

Dari kurva tersebut terlihat bahwa untuk konversi di atas 0,92 diperlukan penambahan volume reaktor yang besar untuk menghasilkan penambahan konversi yang tidak signifikan. Sehingga, dipilih konversi optimum yang dicapai dalam reaktor sebesar 0,92.

Berikut, dilakukan optimasi jumlah reaktor dengan Volume reaktor

Jumlah Reaktor	Volume (gall)	Harga 1 Reaktor	Harga Total
1 Reaktor	6668,5	\$72.713,55	\$145.427,10
2 Reaktor	1835,6	\$50.583,34	\$101.166,68
3 Reaktor	765,4	\$37.937,51	\$113.812,52



Gambar 2. grafik optimasi harga reaktor dengan jumlah reaktor

Dari hasil optimasi, diputuskan menggunakan 2 reaktor yang disusun secara seri dikarenakan harga total 2 reaktor lebih murah biayanya dibanding 1 reaktor dan 3 reaktor.

Konversi reaktor pertama (R-01) mencapai 72% dan konversi reaktor 2 (R-02) mencapai 92%.

4. Menentukan Dimensi Reaktor

Keterangan:

- Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan, dan komposisi dalam reaktor selalu seragam.
- Reaktan dan produk bersifat korosif, sehingga dipilih bahan *stainless steel* sebagai bahan konstruksi reaktor.
- Reaktor dilengkapi dengan *coil* pendingin untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap isothermal.

Karena ratio mol H₂O dg PO = 9,8 :1 dan konsentrasi katalis terhadap berat feed keseluruhan 0,025 mol maka persamaan k sebagai berikut :

$$k = 1,09 \times 10^{13} \text{EXP} \left(\frac{-36,9 \times 10^3 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}}}{R \cdot T} \right)$$

(A.L. Benham , Fred Kurata , 1955)

suhu (C)	suhu (K)	suhu (F)	suhu (R)	k
30	303,15	86	546	0,0181
32	305,15	89,6	549,6	0,0227
37,78	310,93	100,004	560,004	0,0425
52	325,15	125,6	585,6	0,1811
65	338,15	149	609	0,6130
70	343,15	158	618	0,9560
80	353,15	176	636	2,2386
90	363,15	194	654	5,0023
100	373,15	212	672	10,7069
110	383,15	230	690	22,0246
149	422,15	300,2	760,2	264,7452

Karena berdasar A.L Benham dan Fred Kurata range PO bereaksi dg air antara 37,78-149 C, dan Bubble Point feed adalah 80 C, maka dipilihlah suhu reaksi 52 C.

Neraca Massa R-01

komponen	F masuk, kmol/jam	F masuk, kg/jam	xi	ρ_i (kg/L)	$\rho_i \cdot X_i$ (kg/L)
C ₃ H ₆ O	74,73021262	4334,352332	0,1817	0,78775	0,143119114
H ₂ O	732,1314832	13178,3667	0,5524	1,0024	0,55371636
CH ₄ O	122,1478749	3908,731995	0,1638	0,76182	0,124816922
H ₂ SO ₄	23,22523927	2276,073448	0,0954	1,79957	0,171687635
Ca(OH) ₂	0	0	0,0000	0	0
C ₃ H ₈ O ₂	2,098953441	159,5204615	0,0067	1,01163	0,006764257
Total	954,3337634	23857,04493	1,0000	5,36318	1,000104289

Neraca Massa R-02

komponen	F masuk, kmol/jam	F masuk, kg/jam	xi	ρ_i (kg/L)	$\rho_i \cdot X_i$ (kg/L)
C ₃ H ₆ O	21,13689607	1225,939972	0,05139	0,78775	0,040476455
H ₂ O	678,5381666	12213,687	0,51195	1,0024	0,513140501
CH ₄ O	122,1478749	3908,731995	0,16384	0,76182	0,124805379
H ₂ SO ₄	23,22523927	2276,073448	0,0954	1,79957	0,171672885
CaO	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈ O ₂	55,69227	4232,61252	0,17742	1,01163	0,179550078
Total	900,7404468	23857,04493	1	5,36318	1,000105806

$$\tau_1 = \frac{(X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

$$\tau_2 = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot (1 - X_{A2})}$$

$$\tau_1 = 0,233288596 \text{ jam} = 13,997316 \text{ menit}$$

$$\tau_2 = 0,233288597 \text{ jam} = 13,997316 \text{ menit}$$

$$V = t \cdot v_0$$

$$V_1 = 5564,996 \text{ L}$$

$$V_2 = 5564,99615$$

Reaktor disusun seri

Menghitung *Volumetric Flow*

$$v_o = \frac{M}{\rho} = \frac{23857,04493 \text{ kg/jam}}{1,0001058 \text{ kg/L}}$$

$$C_{AO} = \frac{n}{v_o} = \frac{74,73021262 \text{ kmol/jam}}{23549,414 \text{ L/jam}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}}$$

$v_o =$	23854,55717
$CAO =$	3,132743655
$XA =$	92%

$$\rho_{camp} = \frac{\sum \rho_i \cdot F_{vi}}{\sum F_{vi}} = \frac{23857,04493 \text{ kg/jam}}{25202,17706 \text{ L/jam}}$$

$$\rho_{camp} = \frac{0,94663 \text{ Kg}}{L} \times \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}$$

$$\rho_{camp} = 946,62635 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0,0624 \text{ lbm/ft}^3}{1 \text{ kg/m}^3}$$

ρ_{camp}	satuan
0,94663	kg/L
946,62635	kg/m ³
59,06948	lbm/ft ³

Menentukan Volume Operasi

$$V_{operasi} = 5564,99615m^3 \times \frac{35,3147 ft^3}{1 m^3}$$

Voperasi	satuan
5564,99615	dm ³
5,56500	m ³
196,52617	ft ³

Over design 10-20% (diambil 20%)

V perancangan = Voperasi. (1+over design)

V perancangan	satuan
6,67800	m ³
235,83140	ft ³

V perancangan adalah V vessel (V silinder + 2. V head)

Perhitungan Ukuran Reaktor

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan head torispherical head

Alasan : mampu menahan tekanan 15-200 psia dan relatif ekonomis

Asumsi : $H = 2 D$ (John Mc Ketta, pg 288)

$V \text{ head (ft}^3) = 0,000049D^3$ (Brownell, eq 5.11 pg 88)

$V \text{ reaktor} = V \text{ silinder} + 2. V \text{ head}$

dimensi	hasil	satuan
D ³	150,20171	ft ³
D	5,31567	ft
D	1,61852	m
D	63,72115	in

dimensi	hasil	satuan
H	10,63135	ft
H	3,23703	m
H	127,44229	in

Diameter standar minimal 10 ft, dari hasil optimasi memang 3 reaktor lebih murah, tetapi dibanding 1 reaktor, dipertimbangkan jika menggunakan 2 reaktor, jika reaktor 1 off masih ada reaktor lainnya.

Perhitungan Ketinggian Cairan dalam Reaktor (BELUM TERKOREKSI)

Volume cairan merupakan volume reaktor sebelum over design

$$V_{\text{cairan}} = 196,52617 \text{ft}^3$$

$$V_{\text{head dasar}} = 12,15132 \text{ft}^3$$

$$V_{\text{cairan di shell}} = V_{\text{cairan}} - V_{\text{head dasar}}$$

$$V_{\text{cairan di shell}} = 184,37485 \text{ft}^3$$

$$V_{\text{cairan di shell}} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot Z_L$$

Dimensi	hasil	satuan
ZL	8,31219	ft
ZL	2,53356	m

Perhitungan Tekanan Perancangan Reaktor

$$P_{perancangan} = P_{operasi} \times (1 + over\ design)$$

$$P_{perancangan} = 1\ atm \times (1 + 0,2)$$

dimensi	hasil	satuan
over design	0,2	
Poperasi	2,3	atm
Pperancangan	2,76	atm
Pperancangan	40,560684	psia

Perhitungan Tebal dinding Reaktor (ts)

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (\text{Brownell, eq 13.1 pg 254})$$

Jenis bahan : SA-299

ts	tebal dinding reaktor		
P	tekanan perancangan	31,12634915	psia
E	welded joint efficiency	0,8	(Brownell, tab 13.2 pg 254)
f	tekanan maksimum yang diijinkan	18750	psia (Brownell, tab 13.1 pg 253)
ri	jari-jari reaktor	1/2.D	in
		1/2 x	63,4483
		31,72414	in
C	corrosion allowance	0,125	in (Brownell, pg 344)

ts	0,19091	in
ts standar	1/4	in

Perhitungan Tebal Alas dan Head Reaktor (th)

$$OD = ID + 2.t_s$$

$$ID \text{ (Inside diameter)} = 63,44828 \quad \text{in}$$

OD	63,94828	in
OD standar	66	in

Untuk $t_s = 1/4$ in dan $OD = 66$ in, maka :

r	66	in
icr	4	
icr/r	0,0606	
W	1,76550	
r (jari-jari reaktor)	31,72414	in
th	0,18312	in
th standar	0,1875	in

$$th = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

th = tebal head reaktor

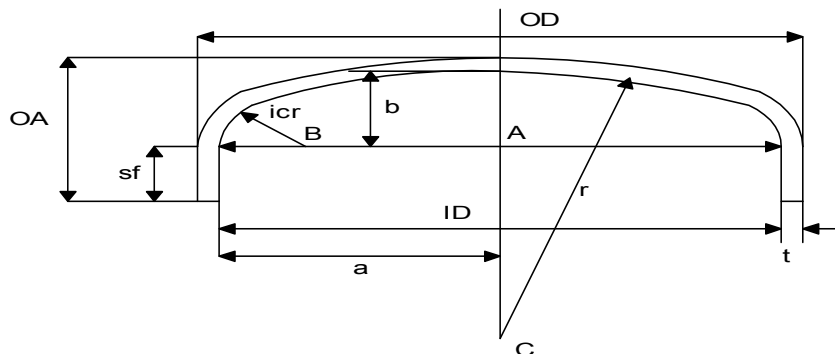
P = tekanan perancangan = 31,12634915 psia

E = welded joint efficiency = 80% (faktor pengelasan)

f = tekanan maksimum yang diijinkan = 18750 psia

r = jari-jari reaktor = 31,72414 in

Perhitungan Tinggi Reaktor Total



Keterangan :

ID = diameter dalam head in

OD = diameter luar head in

t = tebal head in

r = jari-jari dish (radius of dish) in

icr = inside-corner radius in

b = depth of dish (inside) in

sf = straight flange in

OA = overall dimension in

a = inside radius (ID/2) in

s = slope of cone degrees

H = diameter of flat spot in

untuk th standar = 0,1875 (3/16) in

maka, sf = 1,5 - 2,25 in

(Brownell, tab 5.8 pg 93)

Dipilih sf =	2	in
icr =	6	in
a =	31,72414	in
AB =	a - icr	
	25,72414	in
BC =	r - icr	
	60	in

AC =	$\sqrt{BC^2 - AB^2}$	
	54,20579962	in
b =	r - AC	
	11,79420038	in
OA =	th + b + sf	
	13,98170038	in
	0,355134998	m

Tinggi reaktor total = H + 2. OA

(ZR') 3,95 m

Tinggi Cairan Terkoreksi = ZL + (OA - th)

(ZL') 2,90 m

Perhitungan Dimensi dan Daya Pengaduk

Jenis pengaduk : penentuan berdasarkan μ campuran dan V tangki

T larutan =	52	$^{\circ}\text{C}$
μ campuran =	0,58597	cP
=	0,000585971	Ns/m ² (kg/m.s)
V cairan = VL =	5,5650	m ³
V tangki = VR =	6,6780	m ³
=	1764,331672	gal
dari (Coulson 4th ed, fig 10.57 pg 472) dipilih propeller/turbin		

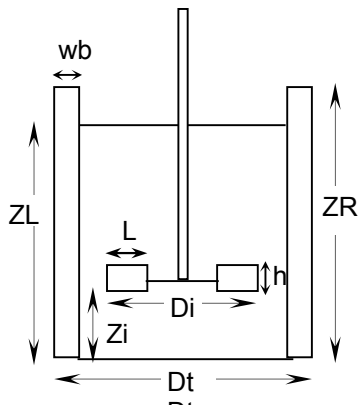
(Rase, tab 8.6 pg 358)

untuk transfer panas dengan coil, dipilih turbin, 6 blades, baffled

Dipilih jenis flat blade turbine impellers, karena

1. turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi,
2. Digunakan pula untuk menangani cairan-cairan yang tidak terlalu viscous

Perhitungan Dimensi Pengaduk



Keterangan :

D_t = diameter tangki

D_i = diameter pengaduk

Z_R = tinggi tangki

Z_L = tinggi cairan dalam tangki

Z_i = jarak pengaduk dari dasar tangki

h = tinggi pengaduk

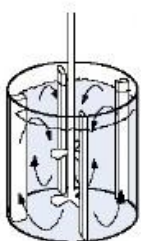
L = lebar pengaduk

w_b = lebar baffle

(Brown, tabel pg 507)

$D_t/D_i =$	3		
$Z_L/D_i =$	2,7 - 3,9	dipilih	2,7
$Z_i/D_i =$	0,75 - 1,3	dipilih	1
jumlah baffle =	4	(baffle untuk mencegah terjadinya vortex)	
$w_b/D_i =$	0,17		

Vortex adalah pusaran disebabkan oleh pengadukan, seperti yang digambarkan gambar di bawah ini



$D_i =$	$1/3 D_t$	
$Z_L =$	$2,7 * D_i$	
$Z_L / D_t =$	$(Z_L / D_i) * (D_i / D_t)$	
$=$	$2,7 * 1/3$	
$Z_L =$	$0,9$	$* D_t$
$Z_i =$	$1 * D_i$	
$w_b =$	$0,17 * D_i$	
$h =$	$0,2 * D_i$	
$L =$	$0,25 * D_i$	
$V_L =$	$(\pi / 4) * (D_t^2 * Z_L)$	
	$(\pi / 4) * D_t^2 * (1,3 * D_t) = (1,3 * \pi / 4) * D_t^3$	
$D_t =$	$((4 * V_L) / (1,3 * \pi))^{(1/3)}$	
$V_R =$	$\pi / 4 * D_t^2 * Z_R$	
$Z_R =$	$4 * V_R / (\pi * D_t^2)$	

sehingga didapat :

$D_t =$	1,9891	m	6,5259	ft	78,3103	in
$D_i =$	0,6630	m	2,1753	ft	26,1034	in
$Z_R =$	2,1482	m	7,0479	ft	84,5751	in
$Z_L =$	1,7902	m	5,8733	ft	70,4793	in
$Z_i =$	0,6630	m	2,1753	ft	26,1034	in
$h =$	0,1326	m	0,4351	ft	5,2207	in
$L =$	0,1658	m	0,5438	ft	6,5259	in
$w_b =$	0,1127	m	0,3698	ft	4,4376	in
		$p =$	3,142857143			
	1	inch =	0,0254		m	
	1	m =	3,28084		ft	

Perhitungan Kecepatan Pengadukan

1 kg/L	1000	L/m ³
1 kg/m ³	0,0624	lbm/ft ³

ρ _{camp}	satuan
0,94663	kg/L
946,6321825	kg/m ³
59,06984819	lbm/ft ³

$$sg = \frac{\rho_{liquid}}{\rho_{air}}$$

$$= \frac{1,00240 \text{ kg/L}}{0,94663}$$

sg =	0,9444
------	--------

$$\frac{WELH}{2 \cdot Di} = \left(\frac{\pi \cdot Di \cdot N}{600} \right)^2 \quad (\text{Rase, 1977 pg 345 eq 8.8})$$

$$\text{Jumlah Pengaduk } (n) = \frac{WELH}{ID}$$

$$WELH = \text{tinggi cairan } (ZL) \times \text{specific gravity } (sg)$$

$$\text{Jumlah Pengaduk } (n) = \frac{ZL \cdot sg}{ID}$$

$$(\text{Rase, 1977 pg 345 eq 8.9})$$

keterangan :

WELH = water equivalent liquid height

= tinggi cairan * specific gravity

WELH is water equivalent liquid height, which is the liquid height multiplied by the specific gravity of the liquid fluid equal to twice the turbine diameter (Rase, 1977 pg 345)

Di = Diameter Impeller = 2,1753ft

N = kecepatan pengadukan (rpm)

ID = Diameter dalam reaktor

Jumlah pengaduk (n)

Diambil n standar 1 pengaduk

$$\text{Putaran pengaduk } (N) = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}} \quad (\text{Rase, 1977 pg 345 eq 8.8})$$

N =	125,80956	rpm
N =	2,09683	rps
N =	7548,57337	rpj
N standar =	125	rpm
N standar =	2,08333	rps
N standar =	7500	rpj

(Walas, pg 288)

untuk flat blade turbine : N = 600-900 fpm (Rase, 1977 tab 8.2 pg 338)

$N(\text{fpm}) = N(\text{rpm}) * p * Di$

N	854,5766	fpm	sesuai
---	----------	-----	--------

jenis motor : fixed speed belt

1. Biaya paling murah dan mudah mengganti spare part-nya , (Walas,1988, pg 288)
2. nilai N memenuhi syarat karena masih dalam batasan harga N, (Ulrich 1984)
3. Dipakai motor fixed speed belt yang kecepatan putaran standar N = 56 rpm, (Rase, tab 8.9 1977)

Perhitungan Daya pengadukan

$$P = 3,52 \times 10^{-3} \cdot N_p \cdot \left(\frac{\rho}{62,43}\right) \cdot \left(\frac{N}{60}\right)^3 \cdot \left(\frac{D_i}{12}\right)^5$$

dengan :

P	=	Power Pengadukan	
N _p	=	Tenaga pengadukan	5,5
ρ	=	Densitas campuran	0,061238715 lbm/ft ³
N	=	Kecepatan putar pengadukan	125 rpm
D _i	=	Diameter Impeller	26,1034 in

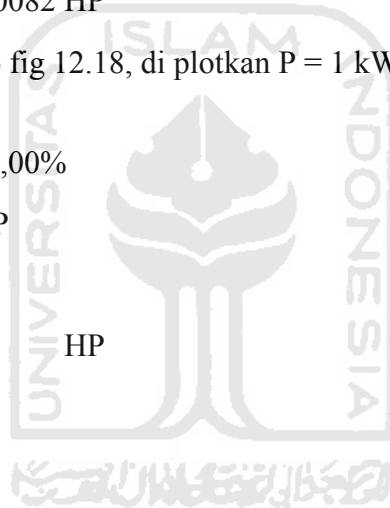
Power pengaduk : P = 0,0082 HP

Dari Timmerhaus 5th ed, pg 516 fig 12.18, di plotkan P = 1 kW untuk mencari efisiensi

Efisiensi motor : h = 80,00%

Daya motor : P' = 0,0102 HP

Dipilih power standar = 1 HP



Neraca Panas Reaktor

1. Perhitungan Panas yang Dibawa Umpan (ΔH_1)

a. Umpan propilen oksida (C_3H_6O)

$$T_{in} = 52 \quad C$$

$$325,15 \quad K$$

$$T = 25 \quad C$$

$$298,15 \quad K$$

Komponen	kmol/jam	xi	$\int_{303,15}^{298,15} C_p dT$	$\Delta H = m. \int_{303,15}^{298,15} C_p dT$
C ₃ H ₆ O	74,7302	0,984065934	-3322,470625	-248288,9362
H ₂ O	1,2100	0,015934066	-2033,300098	-2460,368236
Jumlah	75,9402	1		-250749,3045

b. Umpan methanol (CH_4O)

$$T_{in} = 52 \quad C$$

$$325,15 \quad K$$

$$T = 25 \quad C$$

$$298,15 \quad K$$

Komponen	kmol/jam	xi	$\int_{303,15}^{298,15} C_p dT$	$\Delta H = m. \int_{303,15}^{298,15} C_p dT$
CH ₄ O	122,1478749	0,964989059	-2191,379351	-267672,3308
H ₂ O	4,431668929	0,035010941	-2033,300098	-9010,912868
Jumlah	126,5795438	1		-276683,2437

c. Katalis Asam Sulfat (H_2SO_4)

$$T_{in} = 52 \quad C$$

$$325,15 \quad K$$

$$T = 25 \quad C$$

$$298,15 \quad K$$

Komponen	kmol/jam	xi	$\int_{303,15}^{298,15} C_p dT$	$\Delta H = m. \int_{303,15}^{298,15} C_p dT$
H2SO4	23,22523927	0,98	-3831,593329	-88989,67184
H2O	0,473984475	0,02	-2033,300098	-963,7526792
Jumlah	23,69922374	1		-89953,42452

d. Air (H2O)

$$T_{in} = 52 \quad C$$

$$325,15 \text{ K}$$

$$T = 25 \quad C$$

$$298,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	xi	$\int_{303,15}^{298,15} C_p dT$	$\Delta H = m. \int_{303,15}^{298,15} C_p dT$
H2O	726,0221662	1	-2033,300098	-1476220,942
Jumlah	726,0221662	1		-1476220,942

ΔH_{PO}	-250749,3045	Kj/jam
ΔH_{Met}	-276683,2437	Kj/jam
ΔH_{AS}	-89953,42452	Kj/jam
ΔH_{AIR}	-1476220,942	Kj/jam
ΔH_1	-617385,9726	Kj/jam

2. Perhitungan Panas Reaksi Standar (ΔH^0_R)

Reaksi yang terjadi di Reaktor

	C3H6O	+	H2O	→	C3H8O2
mula-mula	74.7302		732.1379		0
reaksi	68.7518		68.7518		68.7518
setimbang	5.9784		663.3861		68.7518

Komponen	kmol/jam	ΔH^0_f (kJ/mol)
C3H6O	68.7518	-92.76
H2O	68.7518	-241.8
C3H8O2	68.7518	-421.500
Jumlah	206.25539	

ΔH°_R	-86.940	kJ/mol
ΔH°_R	-5977281.111	kJ/jam

KOMPONEN	kmol/jam	xi	$\int_{303,15}^{298,15} C_p dT$	$\Delta H = m. \int_{303,15}^{298,15} C_p dT$
C3H6O	5.9784	0.006750834	3322.470625	19863.1149
H2O	663.3797	0.749088974	2033.300098	1348849.984
CH4OH	122.1479	0.137929496	2191.379351	267672.3308
H2SO4	23.2252	0.026225962	3831.593329	88989.67184
C3H8O2	70.8507	0.080004733	5786.246607	409959.9064
Jumlah	885.5820	1.0000		2135335.0077

ΔH_2	2135335.0077	kJ/jam
--------------	--------------	--------

JADI

ΔH_1	-617385.9726	Kj/jam
ΔH°_R	-5977281.111	kJ/jam
ΔH_2	2135335.008	kJ/jam
TOTAL	-4459332.076	kJ/jam

**NERACA PANAS
TOTAL**

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas dibawa umpan	617385.9726	
Panas dibawa produk		2135335.0077
Panas reaksi	5977281.111	
panas diserap pendingin		4459332.076
Jumlah	6594667.083	6594667.083

Pertimbangan penggunaan koil :

1. Lebih fleksibel
2. Internal coil lebih ekonomis untuk mencapai luas transfer panas yang diharapkan karena bisa langsung bersinggungan dengan fluida sehingga transfer panas bisa efektif (Kern, 1950 pg 720)
3. Luas transfer panas koil bisa diatur

Penentuan pipa koil pendingin

Ukuran Pipa Koil = 0,5 - 2,5 in (Perry, pg 11.20)
 dipilih = 2.5 in

Spesifikasi pipa koil :

(Kern, tab 11 pg 844)

Ukuran nominal pipa	(IPS)	3	in
Diameter luar	(OD)	3.5	in
Schedule Number	(SN)	40	
Diameter dalam	(ID)	3.068	in
Flow area tiap pipa	(ao)	7.38	in ²
Surface area per lin ft	(Ao)	0.917	ft ² /ft
Susunan koil		<i>helix</i>	
Diameter <i>helix</i>	(DH)	0,7 - 0,8 IDr	
	dipilih DH	0.7	IDr
IDr		1.618516245	m
DH		1.132961371	m
Jarak antar lilitan	(l)	(1-2)OD	
	dipilih l	1.5	OD
Jarak antar lilitan	(l)	0.4375	ft

$Gt = M_{air}$	Mair	21,13688994	
	ao	0,0047613	kg/s
	Gt	4439,310824	m ²
			kg/m ² .s
$Re = (Gt.ID)$	Gt	4439,310824	
	ID	0,077927356	kg/m ² .s
	μ	0,000733292	m
	Re	471767,8194	kg/m.s
			turbulent
$Pr = (cp.\mu)$	cp	0,999812876	
	μ	1,773880803	Btu/lbm..F
	k	0,357898353	lbm/ft.jam
	Pr	4,955454115	Btu/jam.ft.F

panjang koil dibutuhkan :	Lt	273,24866	ft
		83,28602	m

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

$$K_{lilitan} = \frac{1}{2} * \pi * D_c + \frac{1}{2} * \pi * AC$$

$$K_{lilitan} = \frac{1}{2} * \pi * (AB + AC)$$

$$N_{lilitan} = Lt_{pipakoil} / K_{lilitan}$$

$$K_{lilitan} = 16,3962 \text{ ft}$$

$$N_{lilitan} = 16,6654 \text{ lilitan}$$

$$\text{Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor : } N_{lilitan} = 17 \text{ lilitan}$$

$$L = n * K_{lilitan}$$

panjang koil
terkoreksi : $L = 213,1500 \text{ ft} \quad 64,9681 \text{ m}$

$$A = L * A_o$$

luas terkoreksi : $A = 195,4585 \text{ ft}^2 \quad 18,1587 \text{ m}^2$

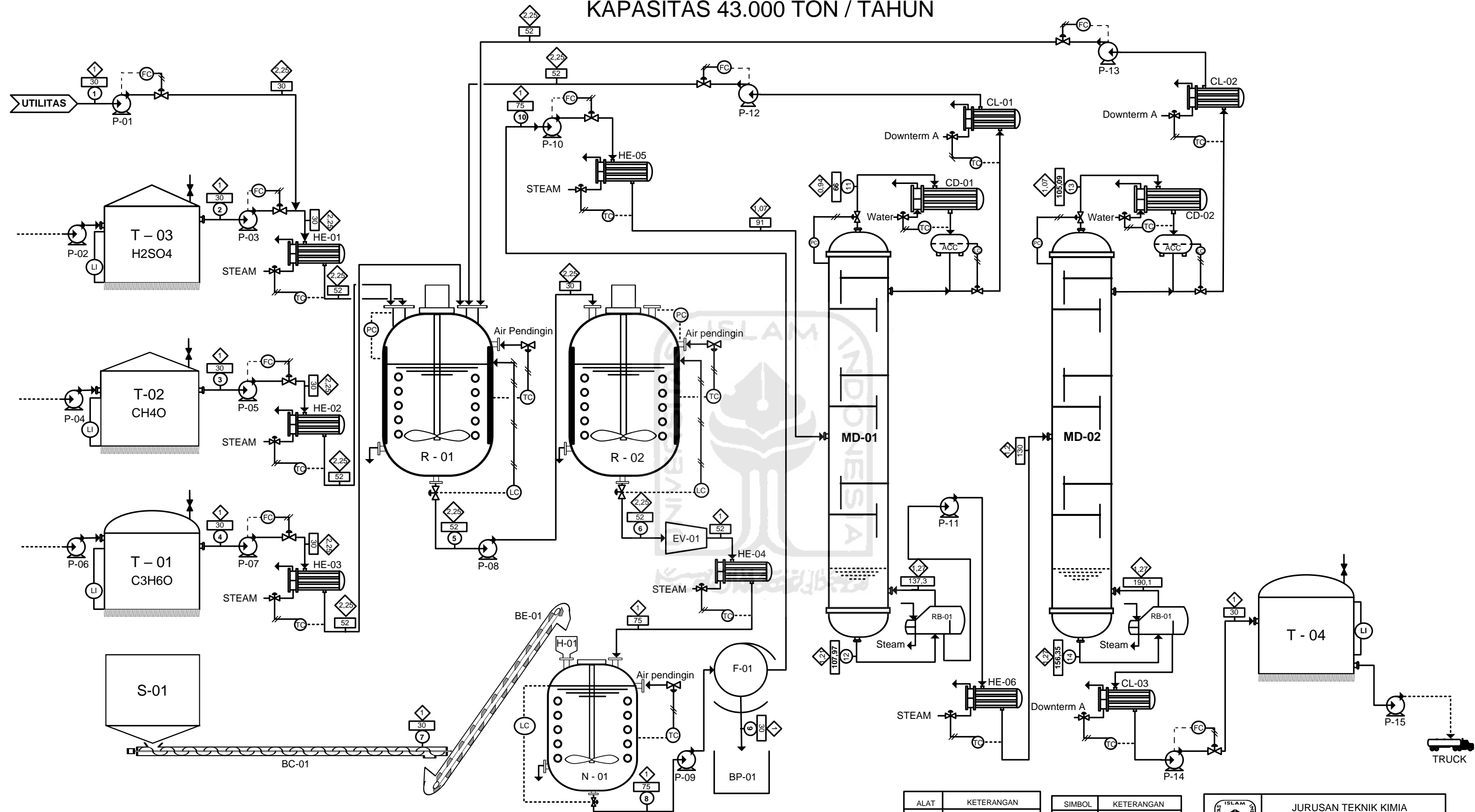
$$V_c = \pi/4 * (OD)^2 * L$$

volume koil : $V_c = 14,2341 \text{ ft}^3 \quad 0,40307 \text{ m}^3$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PERANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR

KAPASITAS 43.000 TON / TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C ₃ H ₆ O	-	-	-	4334.3523	1225.9400	346.7482	-	346.7482	4.3344	342.4138	342.41383	-	-	-
H ₂ O	13068.3990	8.4200	79.7700	21.7807	12213.6870	11940.8344	35.0749	12812.0178	160.1502	12651.8676	78.77292	12573.0947	12301.6301	271.4646
CH ₄ O	-	-	3908.7320	-	3908.7320	3908.7320	-	3908.7320	48.8591	3859.8728	3744.07666	115.7962	115.7962	-
H ₂ SO ₄	-	2276.0734	-	-	2276.0734	2276.0734	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₃ H ₈ O ₂	-	-	-	-	4232.6125	5384.6569	-	5384.6569	67.3082	5317.3487	-	5317.3487	159.5204615	5157.8283
Ca(OH) ₂	-	-	-	-	-	-	-	1718.6677	-	-	-	-	-	-
CaSO ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	3158.6325	3158.6325	-	-	-	-
TOTAL	13068.3990	2284.4934	3988.5020	4356.1330	23857.0449	23857.0449	1753.7426	25610.7875	3439.2845	22171.5030	4165.2634	18006.2396	12576.9467	5429.2929

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
CD	Condenser	FC	Flow Controller
HE	Heat Exchanger	LI	Level Indikator
F	Filter	PC	Pressure Controller
R	Reaktor	TC	Temperature Controller
BP	Bak Penampung	Nomor Arus	Nomor Arus
P	Pump	Suhu, C	Suhu, C
MD	Menara Distilasi	Tekanan, atm	Tekanan, atm
N	Netralizer	Control Valve	Control Valve
RB	Reboiler	Electric Connection	Electric Connection
CL	Cooler	Piping	Piping
BE	Bucket Elevator	Udara Tekan	Udara Tekan
BC	Belt Conveyor	Vent	Vent
Acc	Accumulator		

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR
KAPASITAS 43.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
1. SAVANNAH YONITA C (12 521 039)
2. SYAFRIAN ALDI (12 521 093)

Dosen pembimbing:
1. Diana, ST, M. Sc
2. Ariany Zulkania, S.T., M. Eng