

**PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI
PROPILEN OKSIDA DAN AIR
DENGAN KAPASITAS 26.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama: Muhammad Asyrofunni'am
No. Mahasiswa: 18521147

Nama: Muhammad Fajar Irfani
No. Mahasiswa: 19521058

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 26.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	:	Muhammad Asyrofunni'am	Nama	:	Muhammad Fajar Irfani
NIM	:	18521147	NIM	:	19521058

Yogyakarta, 28 Agustus 2024

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

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



Muhammad Asyrofunni'am
18521147



Muhammad Fajar Irfani
19521058

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN
OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 26.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

ISLAM

Disusun Oleh:

Nama : Muhammad Asyrofunni'am	Nama : Muhammad Fajar Irfani
NIM : 18521147	NIM : 19521058

Yogyakarta, 28 Agustus 2024

Pembimbing,



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

NIK: 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK PROPILLEN GLIKOL DARI PROPILLEN OKSIDA
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 26.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Muhammad Fajar Irfani

NIM : 19521058

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

Yogyakarta, 28 Agustus 2024

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Ketua Penguji



Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

Penguji I



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

Penguji II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

NIK: 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum wr. wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT atas rahmat, taufik, dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Semoga shalawat dan salam senantiasa tercurah kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, para sahabat, dan pengikutnya.

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 26.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai bentuk penerapan ilmu teknik kimia yang telah dipelajari selama masa kuliah, serta merupakan salah satu syarat untuk meraih gelar Sarjana Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik berkat bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya.
2. Kedua orang tua kami, yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga dengan segala dorongan semangat dan motivasi selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari S.T., M.Eng, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman–teman seperjuangan Teknik Kimia yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum wr. wb.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xv
ABSTRAK	xviii
ABSTRACT	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan	2
1.2.1 <i>Supply</i>	2
1.2.2 <i>Demand</i> (Permintaan)	5
1.2.3 Peluang	6
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	7
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.3.1 Macam-Macam Proses	8
1.3.2 Pemilihan Proses	12
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika	17
BAB II PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	18
2.2 Spesifikasi Produk	20
2.3 Pengendalian Kualitas	21
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	21
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	21
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	22
BAB III PERANCANGAN PROSES	23

3.1	Diagram alir proses dan material	23
3.1.1	Diagram Aair kualitatif	23
3.1.2	Diagram alir kuantitatif.....	24
3.2	Uraian Proses	25
3.2.1	Reaksi dan Kondisi Operasi.....	25
3.2.2	Tahap Persiapan Bahan Baku	25
3.2.3	Tahap Reaksi.....	26
3.2.4	Tahap Pemurnian Produk.....	26
3.3	Spesifikasi Alat	27
3.3.1	Reaktor.....	27
3.3.2	Spesifikasi alat pemisah dan unit operasi pendukung.....	29
3.3.3	Spesifikasi alat penyimpanan.....	32
3.3.4	Spesifikasi alat transportasi.....	35
3.3.5	Spesifikasi alat penukar panas	46
3.4	Neraca massa	56
3.4.1	Neraca massa total	56
3.4.2	Neraca massa <i>flash drum</i>	56
3.4.3	Neraca massa netralizer	57
3.4.4	Neraca massa <i>centrifuge</i>	57
3.4.5	Neraca massa menara distilasi	58
3.5	Neraca panas	59
3.5.1	Neraca panas total	59
3.5.2	Reaktor.....	59
3.5.3	<i>Flash Drum</i>	59
3.5.4	Netralizer.....	60
3.5.5	<i>Centrifuge</i>	60
3.5.6	Menara distilasi.....	61
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		62
4.1	Lokasi Pabrik	62
4.1.1	Ketersediaan Bahan Baku	63
4.1.2	Sarana Utilitas yang Memadai	63
4.1.3	Transportasi dan Distribusi yang Lancar	64
4.1.4	Pemasaran yang Potensial.....	64
4.1.5	Penyediaan Sumber Daya Manusia sebagai Tenaga Kerja.....	65

4.1.6	Keadaan Iklim yang Stabil.....	65
4.1.7	Lingkungan dan Masyarakat.....	65
4.2	Tata Letak Pabrik.....	65
4.3	Tata Letak Alat Proses	70
4.4	Organisasi Perusahaan	72
4.3.1	Bentuk Perusahaan.....	72
4.3.2	Struktur Organisasi	73
4.5	Tugas dan Wewenang.....	76
4.4.1	Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).....	76
4.4.2	Dewan Komisaris.....	77
4.4.3	Direktur Utama	77
4.4.4	Staff Ahli.....	80
4.4.5	Pengaturan Jam Kerja	80
4.4.6	Jumlah karyawan dan sistem gaji	82
4.4.7	Fasilitas dan Hak Karyawan	84
BAB V UTILITAS.....		87
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	87
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	87
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas	95
5.3	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	104
5.4	Unit Penyedia Listrik	106
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan	109
5.6	Unit Penyedia Kebutuhan Bahan Bakar	110
BAB VI EVALUASI EKONOMI		112
6.1	Modal Investasi Industri (<i>Capitas Investment</i>).....	112
6.1.1	Modal Tetap (<i>Fixed Capital</i>)	113
6.1.2	Modal Kerja (<i>Working Capital</i>).....	120
6.2	<i>Manufacturing Cost</i>	121
6.2.1	<i>Direct manufacturing cost</i> (DMC).....	121
6.2.2	<i>Indirect manufacturing cost</i> (IMC).....	122
6.2.3	<i>Fixed manufacturing cost</i> (FMC)	122
6.3	<i>General Expenses</i>	123
6.4	Analisa Kelayakan	124
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		130

7.1	Kesimpulan	130
7.2	Saran	131
DAFTAR PUSTAKA		132
LAMPIRAN A		134
LAMPIRAN B		154
LAMPIRAN C		155

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Pabrik Produksi Propilen Glikol di Dunia	3
Tabel I.2 Data impor propilen glikol dari Tahun 2018-2022	Error! Bookmark not defined.
Tabel I.3 Data konsumsi propilen glikol dari tahun 2008-2016 .	Error! Bookmark not defined.
Tabel I.4 Tabel Perbandingan Proses	13
Tabel I.5 Data nilai ΔH_f° setiap komponen.....	15
Tabel I.6 Energi bebas Gibbs komponen	16
Tabel II.1 Sifat fisis bahan baku (MSDS)	18
Tabel II.2 Sifat fisis produk (MSDS)	20
Tabel III.1 Spesifikasi reaktor	27
Tabel III.2 Spesifikasi flash drum	29
Tabel III.3 Spesifikasi netralizer (N-01)	29
Tabel III.4 Spesifikasi centrifuge	30
Tabel III.5 Spesifikasi menara distilasi	31
Tabel III.6 Spesifikasi tangki propilen oksida	32
Tabel III.7 Spesifikasi tangki asam sulfat	33
Tabel III.8 Spesifikasi tangki Propilen Glikol	34
Tabel III.9 Spesifikasi silo kalsium hidroksida.....	34
Tabel III.10 Spesifikasi pompa 1	35
Tabel III.11 Spesifikasi pompa 2	36
Tabel III.12 Spesifikasi pompa 3	36
Tabel III.13 Spesifikasi pompa 4	37
Tabel III.14 Spesifikasi pompa 5	38
Tabel III.15 Spesifikasi pompa 6	38
Tabel III.16 Spesifikasi pompa 7	39
Tabel III.17 Spesifikasi pompa 8	40
Tabel III.18 Spesifikasi pompa 9	40

Tabel III.19 Spesifikasi pompa 10	41
Tabel III.20 Spesifikasi pompa 11	42
Tabel III.21 Spesifikasi pompa 12	42
Tabel III.22 Spesifikasi pompa 13	43
Tabel III.23 Spesifikasi pompa 14	44
Tabel III.24 Spesifikasi expansion valve	44
Tabel III.25 Spesifikasi screw conveyor	45
Tabel III.26 Spesifikasi belt elevator	46
Tabel III.27 Spesifikasi condensor 1.....	46
Tabel III.28 Spesifikasi condensor 2.....	47
Tabel III.29 Spesifikasi heater 1	48
Tabel III.30 Spesifikasi heater 2	49
Tabel III.31 Spesifikasi heater 3	50
Tabel III.32 Spesifikasi heater 4	51
Tabel III.33 Spesifikasi heater 5	52
Tabel III.34 Spesifikasi cooler 1	53
Tabel III.35 Spesifikasi cooler 2	54
Tabel III.36 Spesifikasi reboiler.....	54
Tabel III.37 Neraca massa total	56
Tabel III.38 Neraca massa flash drum	56
Tabel III.39 Neraca massa netralizer	57
Tabel III.40 Neraca massa centrifuge	57
Tabel III.41 Neraca massa menara distilasi	58
Tabel III.42 Neraca panas total	59
Tabel III.43 Neraca panas reaktor (R-01)	59
Tabel III.44 Neraca panas flash drum (FD-01).....	59
Tabel III.45 Neraca panas netralizer (N-01)	60
Tabel III.46 Neraca panas centrifuge (CF-01)	60
Tabel IV.1 Luas bangunan	69

Tabel IV.2 Jadwal kerja karyawan non shift.....	81
Tabel IV.3 Jadwal kerja karyawan shift.....	81
Tabel IV.4 Jadwal kerja setiap kelompok.....	82
Tabel IV.5 Jadwal kerja setiap kelompok (lanjutan)	Error! Bookmark not defined.
Tabel IV.6 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian.....	83
Tabel V.1 Kebutuhan air domestik	88
Tabel V.2 Kebutuhan air pendingin	88
Tabel V.3 Kebutuhan steam.....	89
Tabel V.4 Spesifikasi Filter.....	95
Tabel V.5 Spesifikasi clarifier.....	95
Tabel V.6 Spesifikasi bak penyaring	96
Tabel V.7 Spesifikasi bak penampung sementara.....	96
Tabel V.8 Spesifikasi tangki klorinasi	96
Tabel V.9 Spesifikasi tangki air bersih	97
Tabel V.10 Bak air pendingin	97
Tabel V.11 Spesifikasi cooling tower	98
Tabel V.12 Tangki kation exchanger	98
Tabel V.13 Tangki anion exchanger	99
Tabel V.14 Spesifikasi deaerator	99
Tabel V.15 Spesifikasi tangki umpan boiler	99
Tabel V.16 Spesifikasi boiler.....	100
Tabel V.17 Spesifikasi blower	100
Tabel V.18 Spesifikasi tangki penyimpanan alum.....	100
Tabel V.19 Tangki penyimpanan natrium karbonat	101
Tabel V.20 Spesifikasi tangki penyimpanan N_2H_4	101
Tabel V.21 Tangki penyimpanan NaOH	101
Tabel V.22 Spesifikasi pompa utilitas	102
Tabel V.23 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan).....	102
Tabel V.24 Spesifikasi boiler.....	105

Tabel V.25 Kebutuhan listrik keperluan proses	107
Tabel V.26 Kebutuhan listrik keperluan utilitas	108
Tabel V.27 Spesifikasi kompresor	109
Tabel VI.1 Indeks harga	114
Tabel VI.2 Harga setiap alat proses	115
Tabel VI.3 Harga alat utilitas	117
Tabel VI.4 Harga alat penyedia air	118
Tabel VI.5 Physical plant cost (PPC).....	119
Tabel VI.6 Direct plant cost (DPC).....	120
Tabel VI.7 Fixed capital investment (FCI)	120
Tabel VI.8 Working capital investment (WCI).....	121
Tabel VI.9 Direct manufacturing cost (DMC).....	121
Tabel VI.10 Indirect manufacturing cost (IMC)	122
Tabel VI.11 Fixed manufacturing cost (FMC)	122
Tabel VI.12 Total Manufacturing Cost.....	122
Tabel VI.13 General expense (GE).....	123
Tabel VI.14 Total Production Cost	123
Tabel VI.15 <i>Annual variable value (Va)</i>	126
Tabel VI.16 Annual sales value (Sa).....	126
Tabel VI.17 Persyaratan Ekonomi	1269

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Grafik Pabrik Produksi Propilen Glikol di Dunia.....	4
Gambar I.2 Kurva linear jumlah impor propilen glikol di Indonesia	4
Gambar I.3 Kurva linier jumlah konsumsi propilen glikol di Indonesia	6
Gambar III.1 Diagram alir kualitatif proses pembuatan Propilen Glikol.....	23
Gambar III.2 Diagram alir kuantitatif pembuatan Propilen Glikol.....	24
Gambar IV.1 Rencana lokasi pabrik	63
Gambar IV.2 Rencana tata letak pabrik Propilen Glikol	70
Gambar V.1 Diagram utilitas	111
Gambar VI.1 Analisa kelayakan pabrik Propilen Glikol	128

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q _s	: Kebutuhan <i>Steam</i> , kg
Q _c	: Kebutuhan Air Pendingin, kg
M _s	: Massa <i>Steam</i> , kg
A	: Luas Bidang Penampang, ft ²
V _t	: Volume Tangki, m ³
t	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
v	: Laju alir, m ³ /jam
P	: <i>Power Motor</i> , HP
S _g	: <i>Specific Gravity</i>
X	: Konversi, %
V _s	: Volume <i>Shell</i> , m ³
V _h	: Volume <i>Head</i> , m ³
V _t	: Volume total, m ³
ID	: <i>Inside Diameter</i> , in
OD	: <i>Outside Diameter</i> , in

Re	: Bilangan Reynold
E	: Efisiensi Pengelasan
f	: <i>Allowable Stress</i> , psia
r	: Jari-jari <i>Dish</i> , psia
icr	: Jari-jari Sudut Dalam, in
ts	: Tebal <i>Shell</i> , in
th	: Tebal <i>Head</i> , in
DI	: Diameter Pengaduk, m
z	: Panjang Reaktor, m
Zi	: Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki, in
L	: Lebar Pengaduk, in
N	: Kecepatan Putaran, rpm
UD	: Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh, Btu/jam.ft ² .°F
UC	: Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Pada Awal, Btu/jam.ft ²
Rd	: Faktor Pengotor, Btu/jam.ft ² .°F
η	: Efisiensi
Wf	: <i>Total Head</i> , in
p	: Panjang, m
l	: Lebar, m
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
c	: Panas Spesifik, Btu/lb.°F
JH	: <i>Heat Transfer Factor</i>
hi	: <i>Inside Film Coefficient</i> , Btu/jam.ft ² .°F

h_o : *Outside Film Coefficient*, Btu/jam.ft².°F

LMTD : *Long Mean Temperature Different*, °F

K : *Konstanta Kinetika Reaksi*, L/mol.s

ABSTRAK

Propilen glikol ($C_3H_8O_2$) merupakan senyawa berwujud cairan kental jernih, tidak berwarna maupun berbau dan mampu larut sempurna di dalam air. Senyawa ini mempunyai sifat jernih, cair, kental, sedikit berbau, sedikit pahit, dan memiliki tekanan uap rendah. Senyawa ini banyak digunakan pada berbagai sektor industri yaitu sebagai pengawet makanan pada industri makanan, sebagai pelembab dan pelembut dalam industri kosmetik, sebagai salah satu formula obat dalam industri farmasi, dan dalam industri cat sebagai *addictive* yang berperan sebagai penstabil viskositas dan warna. Pembangunan pabrik propilen glikol di Indonesia diharapkan dapat menurunkan daya impor. Pabrik propilen glikol direncanakan berjalan pada tahun 2028 dengan kapasitas 26.000 ton/tahun di Indramayu, Jawa Barat dengan luas tanah keseluruhan 48.290 m^2 . Pabrik akan berjalan selama 330 hari dalam setahun dan jumlah karyawan 164 orang. Produksi propilen glikol dilakukan dengan proses hidrasi propilen oksida dalam reaktor jenis RATB pada suhu 52°C dan tekanan 2,25 atm, menggunakan katalis asam sulfat. Dalam mencapai kebutuhan kapasitas produksi dibutuhkan bahan baku propilen oksida sebesar 22.147,891 ton/tahun dan air sebesar 34.220,779 ton/tahun. Pabrik propilen glikol ini dilengkapi dengan beberapa komponen utilitas yang memerlukan 119.807,863 ton/tahun air yang sudah dihitung *overdesign* 10%, 368,871 kW listrik, 72 m³/jam udara tekan, dan 91.261,446 liter/jam bahan bakar. Resiko pabrik ini tergolong kedalam resiko rendah, karena kondisi operasi yang terjadi pada proses menggunakan suhu dan tekanan yang cukup rendah. Bahan baku yang mudah didapat, serta kondisi sifat keamanan dari bahan baku serta produk yang masih relatif aman. Pendirian pabrik propilen glikol ini diproyeksikan memiliki keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 114.980.645.977 dan sesudah pajak sebesar Rp. 86.235.484.483, sehingga diperoleh nilai BEP sebesar 46,17%, SDP sebesar 15,92%, ROI sebelum pajak 17,79% dan setelah pajak 13,34%, POT sebelum pajak sebesar 3,88 tahun dan setelah pajak 4,69 tahun, serta DCFR sebesar 10,08%. Berdasarkan analisis parameter ekonomi maka pabrik Propilen Glikol dengan kapasitas 26.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: Hidrasi, Katalis asam sulfat, Propilen glikol, Propilen Oksida, Reaktor alir tangki berpengaduk.

ABSTRACT

Propylen glykol ($C_3H_8O_2$) is a compound in the form of a clear, viscous liquid that is colorless, odorless, and completely soluble in water. This compound has properties that are clear, liquid, viscous, slightly odorous, slightly bitter, and has low vapor pressure. It is widely used in various industrial sectors, such as a food preservative in the food industry, a moisturizer and softener in the cosmetics industry, a drug formulation in the pharmaceutical industry, and as an additive in the paint industry that functions as a viscosity and color stabilizer. The establishment of a propylen glycol plant in Indonesia is expected to reduce import dependency. The propylene glycol plant is planned to start operations in 2028 with a capacity of 26,000 tons per year in Indramayu, West Java, covering a total area of 48,290 m². The plant will operate for 330 days a year and will employ 164 people. The production of propylene glycol will be carried out through the hydration process of propylene oxide in a RATB-type reactor at a temperature of 52°C and a pressure of 2.25 atm, using sulfuric acid as a catalyst. To meet the production capacity, 22,147.891 tons/year of propylene oxide and 34,220.779 tons/year of water are required as raw materials. This propylene glycol plant is equipped with several utility components that require 119,807.863 tons/year of water (with a 10% overdesign), 368.871 kW of electricity, 72 m³/h of compressed air, and 91,261.446 liters/hour of fuel. The risk level of this plant is categorized as low because the operating conditions involve relatively low temperatures and pressures. The raw materials are easily obtainable, and both the raw materials and the products have relatively safe safety characteristics. The establishment of this propylene glycol plant is projected to generate a profit before tax of Rp. 114,980,645,977 and after tax of Rp. 86,235,484,483, resulting in a BEP of 46.17%, SDP of 15.92%, ROI before tax of 17.79% and after tax of 13.34%, POT before tax of 3.88 years and after tax of 4.69 years, and a DCFR of 10.08%. Based on the economic parameter analysis, the propylene glycol plant with a capacity of 26,000 tons/year is feasible for further evaluation.

Keywords: Hydration, Propylene Glycol, Propylene Oxide, Stirred tank flow reactor, Sulfuric Acid Catalyst.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Peran bidang industri kimia di dalam negeri sangat penting untuk meningkatkan sektor penggerak perekonomian Indonesia dan mampu menjadi kontribusi secara signifikan terhadap pendapatan devisa negara yang digunakan untuk mengimpor bahan-bahan kimia, oleh karena itu pemerintah terus mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri. Dengan mendirikan banyak industri kimia diharapkan dapat menurunkan jumlah impor bahan kimia dari negara lain. Pembangunan bidang industri kimia di Indonesia sangat penting untuk menjangkau struktur ekonomi yang lebih kuat, menurunkan jumlah impor bahan kimia dari negara lain, meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri, serta dapat memperluas lapangan pekerjaan.

Berdasarkan proses produksinya, industri dikategorikan menjadi dua macam yaitu industri hulu dan industri hilir. Indonesia harus lebih memperhatikan industri yang berbasis di hulu. Berdasarkan data dari Kementerian Perindustrian target pertumbuhan industri kimia hulu belum mencapai target dikarenakan penyusutan tingkat mobilitas barang akibat adanya PSBB. Industri hulu memiliki sifat hanya menyediakan bahan baku yang dibutuhkan oleh industri lain. Salah satu bahan industri kimia yang banyak digunakan sebagai pemasok bahan baku untuk berbagai sektor industri lainnya adalah propilen glikol.

Propilen glikol yang mempunyai rumus kimia $C_3H_8O_2$ atau 1,2-propanadiol adalah salah satu bahan kimia yang dibutuhkan di Indonesia dan sampai saat ini masih didatangkan dari luar negeri sehingga pendirian pabrik propilen glikol sangat diperlukan mengingat besarnya pangsa pasar di Indonesia. Propilen glikol banyak

digunakan pada berbagai sektor industri seperti industri makanan, industri farmasi, industri kosmetik, dan industri cat. Kegunaan propilen glikol dalam industri kimia yaitu sebagai pengawet makanan pada industri makanan, sebagai pelembab dan pelembut dalam industri kosmetik, sebagai salah satu formula obat dalam industri farmasi, dan dalam industri cat sebagai *addictive* yang berperan sebagai penstabil viskositas dan warna. Propilen glikol berwujud cairan kental yang jernih, tidak berwarna maupun berbau dan mampu larut sempurna di dalam air. Senyawa ini mempunyai sifat jernih, cair, kental, sedikit berbau, sedikit pahit, dan memiliki tekanan uap rendah (Othmer, 2004).

Menurut data impor propilen glikol di Indonesia kebutuhan propilen glikol cenderung meningkat. Walaupun mempunyai fungsi yang sangat banyak, sampai saat ini belum ada satupun pabrik lokal yang memproduksi propilen glikol. Oleh karena itu pendirian pabrik propilen glikol sangat tepat untuk mengurangi jumlah impor dari negara lain.

1.2 Kapasitas Perancangan

Dalam menentukan kapasitas produksi ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, yaitu:

1.2.1 Supply

Supply merupakan data permintaan yang terdiri dari data impor dan produksi dalam negeri.

1. Produksi Dalam Negeri dan Luar Negeri

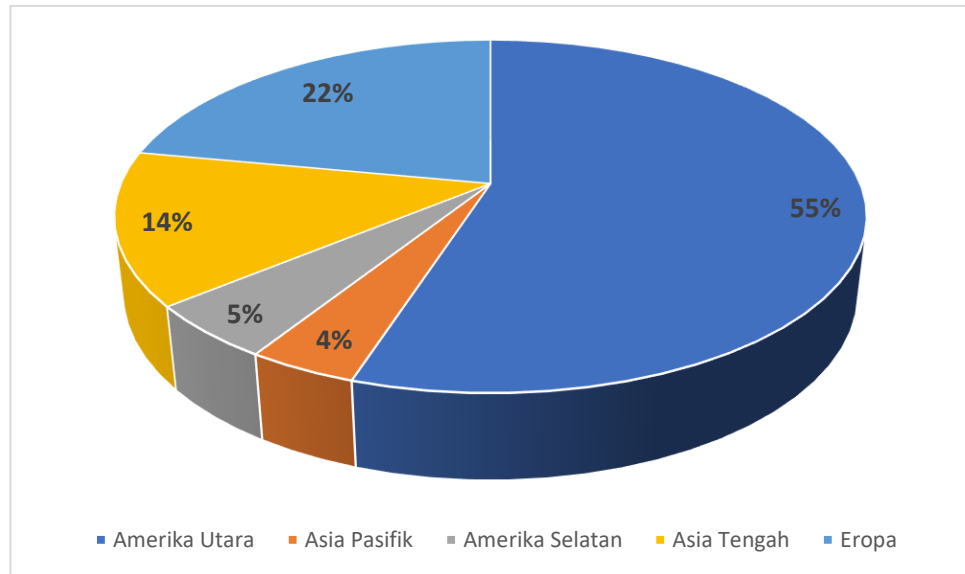
Berdasarkan data dari CNN Indonesia yang diterbitkan mengenai pabrik propilen glikol di Indonesia tidak ditemukan yang memproduksinya. Karena data produksi dalam negeri tidak bisa dijadikan pertimbangan untuk perhitungan

peluang kapasitas, maka produksi global untuk menjadi acuan global. Reporter pasar kimia mencatat bahwa keseluruhan produksi propilen glikol di Amerika Serikat adalah sekitar 144,16 juta pon/tahun (Statista, 2021).

Tabel I.1 Pabrik Produksi Propilen glikol di Dunia

Pabrik	Lok asi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Arch Chemicals	Bredeburg, US	35.000
Asahi Denka	Sodegaura, Jepang	33.000
Asahi Glass	Kashima, Jepang	42.000
BASF	Ludwigshafen, Jerman	80.000
CNOOC/Shell Petrochemicals	Huizhou, Cina	60.000
Dow Chemical	Texas	435.000
Huntsman	Texas, US	65.000
Ineos Olefins	Cologne, Jerman	100.000
Lyondell	Belanda	410.000
Nihon Oxirane	Sodegaura, Jepang	90.000
Repsol YPF	Puertollano, Spanyol	87.000
SKC Chemicals	Pulau Seraya, Singapura	65.000
Seraya Chemicals	Ulsan, Korea Selatan	50.000
Manali Petrochemicals Limited	India	20.000
Huntsman Corporation	Texas	66.000

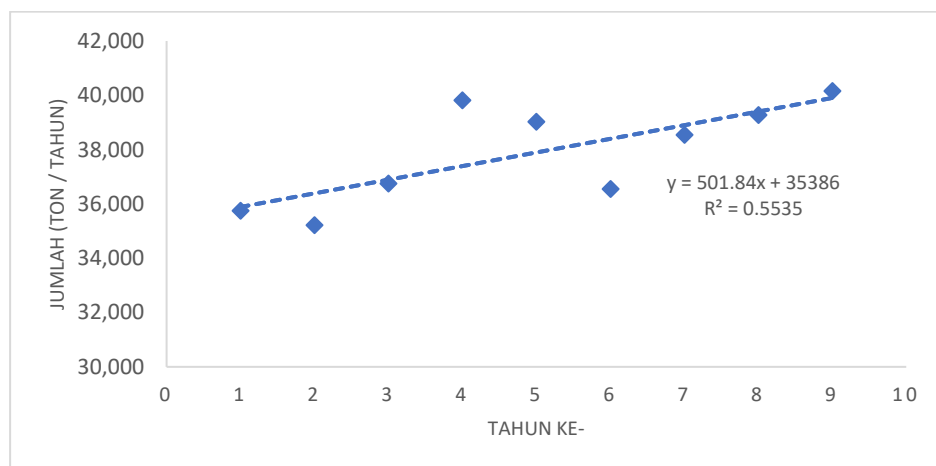
Sumber: McGroun



Gambar I.1 Grafik Negara yang Memproduksi Propilen glikol di Dunia

2. Impor

Berdasarkan data impor *propilen glikol* terus mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Dalam prarancangan pabrik ini akan didirikan pada tahun 2028. Selanjutnya tersebut di proyeksikan menggunakan metode regresi linear, yang hasilnya ditunjukkan pada gambar di bawah:



Gambar I.2 Kurva linear jumlah impor propilen glikol di Indonesia

Sumber: Badan Pusat Statistik

Dari gambar 1.2 tersebut, diperoleh persamaan regresi linear yaitu:

$$y = 501,84 x + 35.386$$

Dimana y adalah kapasitas produksi pabrik yang akan direncanakan adalah tahun yang akan dicari. Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan nilai impor pada tahun 2028 di Indonesia yaitu sebesar 42.913,60 ton/tahun.

1.2.2 *Demand* (Permintaan)

Demand merupakan data permintaan yang terdiri dari data ekspor dan konsumsi dalam negeri.

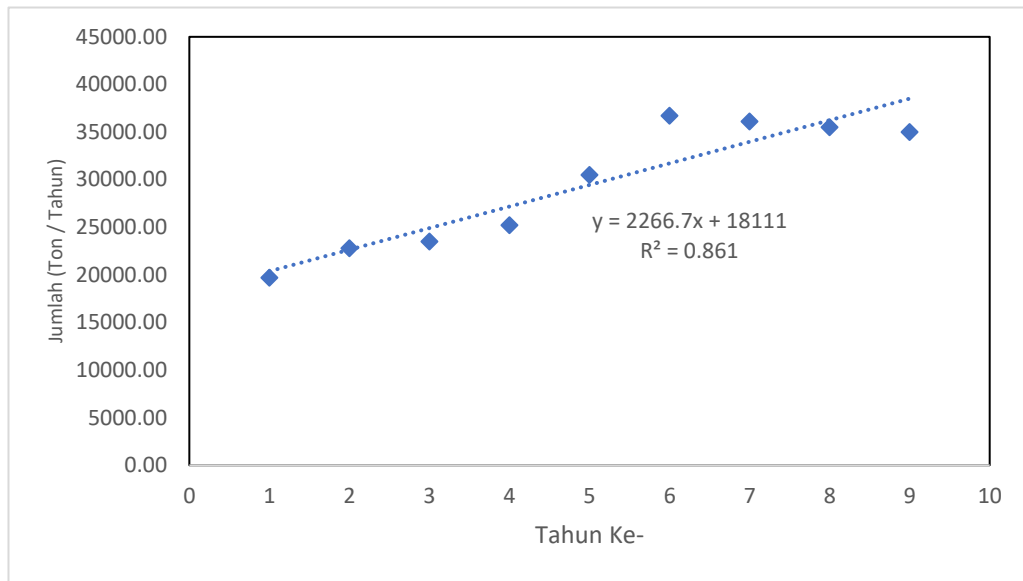
1. Ekspor

Data ekspor propilen glikol di Indonesia tidak ada, karena tidak terdapat pabrik di Indonesia yang memproduksi propilen glikol, maka dari itu data ekspor tidak dapat dimasukkan untuk perhitungan kapasitas.

2. Konsumsi

Berdasarkan Tabel 1.3 data konsumsi *propilen glikol* terus mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Dalam prarancangan pabrik ini akan didirikan pada tahun 2028. Selanjutnya data tabel 1.3 tersebut diproyeksikan menggunakan metode

regresi linear, yang hasilnya ditunjukkan pada gambar dibawah:



Gambar I.3 Kurva linier jumlah konsumsi propilen glikol di Indonesia

Sumber: Indeksbox.io

Dari gambar 3 tersebut, diperoleh persamaan regresi linear yaitu:

$$y = 2266.7 x + 18111$$

Dimana y adalah kapasitas produksi pabrik yang akan direncanakan adalah tahun yang akan dicari. Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan nilai konsumsi pada tahun 2028 di Indonesia yaitu sebesar 65.711,70 ton/tahun.

1.2.3 Peluang

Berdasarkan data *supply* (produksi dan ekspor) dan *demand* (konsumsi dan impor) pada tahun 2028 maka dapat dihitung peluang pasar propilen glikol pada tahun 2028 menggunakan persamaan:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

Karena tidak adanya data produksi dan ekspor, sehingga perhitungan peluang diperoleh dari:

$$\text{Peluang} = \text{Konsumsi} - \text{Impor}$$

$$\text{Peluang} = 65.711,70 - 42.913,60$$

$$\text{Peluang} = 22.858,10 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas} = 22.858,10 \text{ ton/tahun} + (22.858,10 \text{ ton/tahun} \times 15\%)$$

$$\text{Kapasitas} = 26.286,82 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik diambil melebihi 15% dari peluang yang ada untuk memenuhi kebutuhan ekspor di Asia Tenggara. Menurut industryarc pasar propilen glikol di Asia Tenggara selama tahun 2022 memiliki kenaikan sebesar 12%. Dari data tersebut diasumsikan perkembangan market Asia Tenggara pada tahun 2028 adalah 15%. Selain dari kenaikan pasar di Asia Tenggara, produksi propilen glikol dalam negeri belum ada tetapi konsumsi di Indonesia semakin meningkat, sehingga dapat mengurangi kebutuhan dalam negeri terkait impor bahan tersebut. Di lain sisi, bahan baku yang harus di impor, kapasitas pabrik yang mendekati 15% yaitu 26.000 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan dan perhitungan tersebut maka kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 26.000 ton/tahun.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik yang dekat dengan bahan baku akan memberikan keuntungan. Bahan baku utama propilen glikol yaitu propilen oksida. Propilen oksida bisa mengimpor dari Wanhua Chemical Yantai yang memiliki kapasitas produksi propilen oksida sebesar 360.000 ton/tahun yang berlokasi di Tiongkok. Sedangkan untuk katalis asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik. Dari data persediaan bahan baku yang ada dapat mencukupi kebutuhan propilen oksida yang dibutuhkan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-Macam Proses

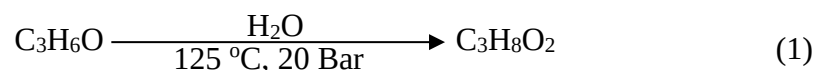
Hidrasi propilen oksida, terjadi melalui tiga mekanisme: Hidrasi secara spontan (non-Katalis), hidrasi dengan menggunakan katalis asam, dan hidrasi dengan menggunakan katalis basa (McKetta, 1990).

1. Hidrasi Propilen Oksida Secara Spontan (Non-Katalis)

Sintesis skala industri 1,2-propanediol dari propilena oksida (propilen oksida) dan air dimulai pada tahun 1930-an. Produksi saat ini menggunakan proses yang sama, yang secara bersamaan menghasilkan di- dan tri-propilen glikol (Ullman's, 2007).

Hidrolisis propilen oksida, proses industri utama untuk pembuatan 1,2-propanediol adalah hidrolisis langsung propilena oksida dengan air. Di-propilen glikol dan tri-propilen glikol dibentuk dengan penambahan berurutan propilen oksida menjadi 1,2-propanediol. Akibatnya, ketiga produk diproduksi secara bersamaan dan dipisahkan dengan distilasi (Ullman's, 2007).

Metode konvensional untuk produksi propilen glikol dari hidrolisis propilen oksida biasanya adalah proses non-katalitik pada suhu tinggi (150–250°C) dan tekanan tinggi (>100 psi). Kelebihan air yang besar digunakan dalam proses yang menghasilkan di- dan tri-propilen glikol sebagai produk sampingan yang perlu dipisahkan sehingga membuat proses menjadi tidak ekonomis (kelemahan) (Nanda dkk., 2016).



Propilena oksida dan air digabungkan pada tahap awal proses dengan rasio molar 1:15 pada suhu awal 125°C dan tekanan kira-kira 2 MPa. Karena reaksi

eksotermik, suhu limbah reaktor biasanya naik hingga 190°C. Pada perbandingan air dengan oksida di atas, campuran 1,2-propanediol, di-propilen glikol. Dan tri-propilen glikol yang dihasilkan kira-kira dalam rasio 100:10:1. Rasio propilen glikol yang lebih tinggi dicapai dengan meningkatkan rasio air ke oksida, namun, peningkatan tersebut juga meningkatkan tingkat daur ulang, menurunkan throughput, dan meningkatkan biaya energi (Ullman's, 2007).

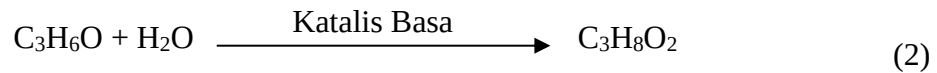
Campuran air-glikol keluar dari zona reaktor pada suhu sekitar 200°C dan dipisahkan dari air dalam kolom dehidrasi. Tiga distilasi vakum berturut-turut memisahkan kemurnian tinggi 1,2-propanadiol, di-propilen glikol, dan tri-propilen glikol. Residu mewakili campuran glikol yang lebih tinggi, yang memiliki beberapa penggunaan komersial yang terbatas. Limbah dari proses ini sangat rendah. Karena toksisitas 1,2-propanediol, di-propilen glikol, dan tri-propilen glikol yang sangat rendah, bahan-bahan ini menunjukkan bahaya minimal terhadap lingkungan. Semuanya mudah terurai secara alami (Ullman's, 2007).

Analisis produk yang diperoleh dari reaksi non-katalitik pada 160 °C menunjukkan bahwa selektivitas PG dan DPG ditemukan masing-masing sebesar 81,5 dan 17,8% ketika lebih dari 99%. dari PO telah dikonversi (Akyalcin, 2017).

2. Hidrolisis Propilen Oksida dengan Katalis Basa

Sintesis propilen glikol (PG) dan di-propilen glikol (DPG) dilakukan dengan hidrolisis propilen oksida dengan katalis basa padat. Diantaranya, turunan sol-gel $\text{Na}_2\text{O}-\text{ZrO}_2$ menunjukkan kinerja yang sangat baik. Ditemukan bahwa $\text{Na}_2\text{O}-\text{ZrO}_2$ memiliki kerangka mesopori dimana nano partikel Na_2O terdispersi secara homogen. Struktur seperti itu menyebabkan kebasaan yang kuat dan kemudian kinerja yang sangat baik dalam hidrolisis propilena oksida. Akibatnya, sintesis satu

pot propilen glikol (PG) dan di-propilen glikol (DPG) dapat berlangsung pada rasio H₂O/PO rendah tanpa reaksi kondensasi (Liu dkk., 2010).



Kinerja katalitik basa padat yang dihasilkan dievaluasi dalam sintesis propilen glikol dan di-propilen glikol dari propilen oksida dan H₂O. Reaksi dilakukan dalam reaktor *autoklaf stainless steel* dengan volume bagian dalam 150 ml. Prosedur standarnya adalah 5,80 g propilena oksida (PO); 5,40 g air suling; dan sejumlah katalis dimasukkan ke dalam *autoklaf*. Reaksi dilakukan pada 90–130 °C selama 1–4 jam di bawah tekanan *autogenous*, dan *autoklaf* dipanaskan dan diaduk secara magnetis secara konstan selama reaksi. Selain itu, 3 basis heterogen lainnya digunakan sebagai referensi. Produk dianalisis dengan kromatografi gas (Liu dkk., 2010).

Kinerja katalitik basa padat dalam hidrolisis propilena oksida. Produk utamanya adalah propilen glikol (PG), di-propilen glikol (DPG) dan tri-propilen glikol (TPG). Di antara basa padat yang berbeda, Na₂O–ZrO₂ mesopori yang telah disiapkan memiliki aktivitas yang luar biasa. Dibandingkan dengan MgO–ZrO₂ dan CaO–ZrO₂, Na₂O–ZrO₂ menunjukkan konversi PO yang tinggi sebesar 99,9%. Hal ini dapat dikaitkan dengan kerapatan muatan yang lebih tinggi dari O₂ dengan Na⁺ daripada O₂ dengan Mg²⁺ atau Ca²⁺, yang meningkatkan kekuatan dasar. Mengambil keuntungan dari struktur mesopori dan basa super kuat, Na₂O–ZrO₂ menunjukkan kinerja terbaik dalam reaksi di antara katalis (Liu dkk., 2010).

Na₂O–ZrO₂, sebagai katalis padat super basa, dapat dibuat melalui proses sol-gel yang sesuai. Dengan katalis tersebut, sintesis propilen glikol (PG) dan di-propilen glikol (DPG) dari hidrolisis propilen oksida (PO) dapat dilakukan secara

efisien. Di bawah kondisi reaksi yang optimal, konversi PO, selektivitas PG dan selektivitas DPG masing-masing mencapai 99,9%; 46,2%; dan 41,3%. Akibatnya, sintesis satu pot PG dan DPG dapat dilakukan pada rasio H₂O/PO rendah tanpa reaksi kondensasi (Liu dkk., 2010).

3. Hidrolisis Propilen Oksida dengan Katalis Asam

Laju katalis asam untuk propilen oksida (PO) 5 kali lebih tinggi daripada etilen oksida (EO) dan 250 kali lipat lebih tinggi daripada laju katalis basa untuk PO. Tingkat spontan untuk PO sedikit lebih tinggi daripada EO, dan tingkat dasar sedikit lebih rendah. Semua informasi ini diperoleh pada suhu 0-70°C, jauh di bawah kondisi industri. Namun, kesimpulan ini harus berlaku pada suhu tertinggi karena energi aktivasi untuk ketiga reaksi berada di kisaran 18,5-19,5 kkal/g-mol (Ullman's. 2007).

Propilen glikol (C₃H₈O₂, PG) diproduksi dari propilen oksida (C₃H₆O, PO) melalui hidrolisis fase cair dengan air berlebih dengan adanya asam sulfat konsentrasi kecil sebagai katalis (Chan & Seider, 2004). Reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi berlangsung pada tingkat yang wajar pada temperatur dekat-ambien, tetapi kenaikan temperatur dapat cukup besar dalam reaktor *batch* atau RATB, karena panas reaksi adalah 36.400 Btu/lbmol propilena oksida pada 68°F. Untuk menjaga agar reaksi tetap dalam fase cair, penting untuk mengontrol suhu campuran reaksi, karena propilena oksida adalah spesies dengan titik didih agak rendah. Kelebihan air yang besar digunakan untuk tujuan ini. Selain itu, metanol ditambahkan untuk mencegah pemisahan fasa karena propilen oksida tidak larut

sempurna dalam air. Campuran cairan yang dihasilkan adalah larutan non-ideal, yang dapat dimodelkan secara memadai dengan persamaan NRTL (Chan & Seider, 2004).

Peningkatan laju yang signifikan dapat diperoleh pada nilai pH yang cukup rendah, seperti peningkatan lima kali lipat pada pH 4. Namun, katalis asam harus dihilangkan sebelum distilasi untuk menghindari degradasi produk dalam *reboiler* menara. Beberapa pendekatan untuk menghindari masalah ini adalah dengan menggunakan resin dan polimer penukar ion, SO_2 , H_2SO_4 dan resin penukar ion, dan garam logam (Ullman's, 2007).

Laporan isi akumulator PG menunjukkan bahwa kemurnian produk propilen glikol saat ini adalah 99%. Sayangnya, untuk mencapai kemurnian tinggi ini, 8,4 lb mol propilen glikol hilang dengan produk metanol dan air. Metanol dan air didaur ulang untuk digunakan dalam *batch* lain, dengan air tambahan ditambahkan untuk menggantikan yang dikonsumsi dalam reaksi (Chan & Seider, 2004).

1.3.2 Pemilihan Proses

Pemilihan proses dilakukan dengan membandingkan kelebihan dan kekurangan pada masing-masing proses yang diuraikan pada tabel 1.4 berikut:

Tabel I.2 Tabel Perbandingan Proses

Kriteria	Metode		
	Hidrolisis Tanpa Katalis	Hidrolisis Dengan Katalis Basa	Hidrolisis Dengan Katalis Asam
Suhu (°C)	100 - 150	90 – 130	25 - 75
Air yang digunakan	10 – 15x perbandingan dengan propilen oksida	2,5 – 5x perbandingan dengan propilen oksida	8 – 10x perbandingan dengan propilen oksida
Waktu (Jam)	>2	1 – 4	0,5
Katalis yang Digunakan	-	Mg ⁺ , Ca ⁺ , NaHCO ₃	H ₂ SO ₄ , H ₃ PO ₄ , CH ₃ OH,
Fase Reaksi	Cair - Cair	Cair – Padat	Cair – Cair
Konversi	91.6 %	99.9 %	90,4 %
Selektivitas	72,4 terkonversi menjadi propilen glikol dan 20.2 terkonversi menjadi di-propilen glikol	46.2% terkonversi menjadi propilen glikol dan 41.3% terkonversi menjadi DPG dan 12,5% terkonversi menjadi TPG	88,7% terkonversi menjadi propilen glikol dan 1,7% terkonversi menjadi di-propilen glikol
Kekurangan	• Kebutuhan air untuk proses sangat banyak • Tekanan dan temperatur proses tergolong tinggi • Waktu reaksi berjalan lambat • Hasil selektivitas produk utama terbilang sedikit	• Katalis basa harus dihilangkan terlebih dahulu sebelum masuk menara distilasi • Katalis basa dapat menghasilkan produk samping yang tidak diinginkan seperti isomer di-glikol • Katalis basa membutuhkan pengolahan yang kompleks • Nilai konversi produk cukup tinggi	• Katalis asam harus dihilangkan dahulu sebelum masuk proses pada menara distilasi untuk mencegah korosi • Suhu pada saat proses reaksi harus dijaga
Kelebihan	• Limbah yang dihasilkan dalam proses ini tergolong sedikit • Biaya produksi rendah • Tidak ada proses penghilangan katalis	• Kecepatan reaksi lebih cepat daripada tanpa katalis • Temperatur dan tekanan reaksi tergolong sedang	• Kecepatan reaksi berlangsung cepat • Tekanan dan temperatur pada saat beroperasi tergolong rendah • Nilai konversi yang tinggi • Bahan katalis termasuk mudah didapat

Sumber: (Akaclyn, 2017)

Berdasarkan Tabel 1.4 maka dalam proses pembuatan propilen glikol dipilih proses hidrasi propilen oksida dengan menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4) dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Metode reaksi hidrasi propilen oksida dengan menggunakan katalis asam sulfat memiliki waktu reaksi yang lebih cepat dari proses yang lainnya.
2. Kondisi operasi reaksi berada pada kondisi keamanan yang relatif rendah karena temperatur dan suhu pada saat bereaksi tergolong rendah.
3. Bahan katalis yang digunakan berupa asam sulfat relatif mudah didapat di dalam negeri, serta memiliki harga yang relatif murah.
4. Konversi yang tinggi yaitu 90,4% dan selektivitas *propylene* yang tinggi yaitu 88,7%.
5. Menghasilkan produk samping yang rendah yaitu dengan selektivitas sebesar 1,7%.

Dengan demikian, proses pembuatan propilen glikol dengan menggunakan katalis asam sulfat lebih sederhana dan lebih terjangkau harganya alat yang digunakan dibandingkan dengan katalis basa.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan termodinamika dan kinetika berisi data-data yang dibutuhkan dalam menentukan jenis reaktor yang digunakan, alat proses serta untuk mengetahui kondisi reaksi dari kedua tahapan reaksi sebelum menjadi Propilen glikol.

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis, spontan atau tidak spontan, dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara endotermis atau

eksotermis dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 K. Nilai (ΔH_f°) masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.6 sebagai berikut:

Tabel I.3 Data nilai ΔH_f° setiap komponen

Komponen	BM	A	B	C	ΔH_f° (kJ/mol.K)
C ₃ H ₆ O	58,08	-74,450	-7,2182 x 10 ²	3,4979 x 10 ⁵	-94,22
H ₂ O	18,02	-	-	-	-241,80
C ₃ H ₈ O ₂	76,1	-398,229	-9,1676 x 10 ²	4,4602 x 10 ⁵	-423,32
C ₆ H ₁₄ O ₃	134,18	-590,070	-1,5166 x 10	7,9376 x 10 ⁵	-593,81
H ₂ SO ₄	98,08	-	-	-	-735,13

Sumber: Yaws, 1999

Untuk menghitung entalpi panas reaksi digunakan persamaan:

$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = \sum (n \times H_f^\circ) \text{ Produk} - \sum (n \times H_f^\circ) \text{ Reaktan} \quad (4)$$

Keterangan :

$\Delta H_{R\ 298K}$: Panas reaksi standar pada suhu 298 K (kJ/mol)

$\Sigma \Delta H_f^\circ$ (produk) : Panas reaksi pembentukan produk pada suhu 298 K (kJ/mol)

$\Sigma \Delta H_f^\circ$ (reaktan) : Panas reaksi pembentukan reaktan pada suhu 298 K (kJ/mol)

Maka dihasilkan:

$$\Delta H^\circ_{R\ 298K} = -87,30 \text{ kJ/mol}$$

Karena nilai $\Delta H^\circ_{R\ 298K}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis. Sedangkan spontanitas reaksi dimana reaksi spontan atau tidak spontan dapat diketahui dari nilai kesetimbangan kimia yang dipengaruhi oleh energi bebas Gibbs pada Tabel I.7 (Yaws, 1999):

Tabel I.4 Energi bebas Gibbs komponen

Komponen	BM	ΔG_{fo} (298 K)
C_3H_6O	58,08	-25,770
H_2O	18,02	-227,360
$C_3H_8O_2$	76,1	-304,480
$C_6H_{14}O_3$	134,18	-406,000
H_2SO_4	98,08	-648,510

Menghitung energi bebas Gibbs reaksi pada suhu 298 K

$$\Delta G_{R\ 298K}^{\circ} = \sum \Delta G_F^{\circ} Produk - \sum \Delta G_F^{\circ} Reaktan \quad (5)$$

$$= -51,35 \text{ kJoule/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan energi bebas Gibbs menunjukkan bahwa $\Delta G_{R\ 298K}^{\circ}$ bernilai negatif sehingga reaksi pembuatan propilen glikol merupakan reaksi spontan.

Konstanta Keseimbangan Reaksi pada 298 K

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta G_{298K}}{RT} \quad (6)$$

$$K_1 = 1,78e \times 10^8$$

Konstanta Keseimbangan Pada Suhu Reaksi

$$\frac{\ln K_2}{\ln K_1} = \frac{\Delta H_R}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (7)$$

$$\frac{K_2}{K_1} = 18,9578$$

$$K_2 = 3,37 \times 10^9$$

Dari perhitungan di atas dapat dilihat harga $k > 1$ sehingga dapat disimpulkan produk akan dominan.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Sebelum menentukan jenis rancangan aliran reaktor, maka perlu mencari data kinetik dari reaksi. Tinjauan kinetika digunakan untuk menentukan nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reaktor. Persamaan perancangan menyatakan ketergantungan nilai k (nilai konstanta laju reaksi) pada suhu untuk proses elementer sesuai dengan persamaan Arrhenius. Reaksi pembentukan dari propilen oksida dan air merupakan reaksi secara langsung dengan laju orde 1, sehingga persamaannya adalah:

$$-r_a = k C_a \quad (8)$$

Dimana:

$-r_A$ = Laju reaksi ($\text{kmol/m}^3 \cdot \text{s}$)

k = konstanta laju reaksi ($/\text{s}$)

C_a = Konsentrasi komponen A (kmol/m^3)

Persamaan untuk nilai konstanta laju reaksi adalah:

$$k = A e^{-E/RT} \quad (9)$$

Dimana:

$A = 3,364 \times 10^{14} \text{ mol/L.s}$

$E = 85,829 \text{ kJ/mol}$

$R = 0,008314 \text{ kJ/mol.k}$

$T = 52 \text{ }^\circ\text{K}$

Sehingga nilai k diperoleh 5.47 ($/\text{s}$)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik propilen glikol dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel II.1 Sifat fisis bahan baku (MSDS)

Sifat fisika dan kimia	Propilen oksida	Air	Asam sulfat
Rumus molekul	C ₃ H ₆ O	H ₂ O	H ₂ SO ₄
Fase	Cair	Cair	Cair
Berat molekul (g/mol)	58,08	18,02	98,08
Densitas (g/ml)	0,83	1	1,83
Titik didih (°C)	34,23	100	337
Titik leleh (-°C)	-112	0	10
Tekanan uap (mmHg)	0,13	17,2520	120
Viskositas (cP)	0,28	1,002	26,725
Kemurnian (%)	99,98	-	98
Temperatur kritis (°C)	209,1	374,1	655
Tekanan kritis (atm)	48,6	218,3	654
Kelarutan	• Larut dalam alkohol dan eter	• Larut dalam asam asetat, asam sulfat, asam nitrat, asam	• Termasuk asam kuat

		hidroklorida, aseton, amonia, amonium klorida, etanol, gliserol, metanol, sodium hidroksida, dan propilen glikol.	
Reaktifitas	• Bereaksi dengan air untuk menghasilkan propilen glikol, di-propilen glikol, tri-propilen glikol, dan poli-propilen glikol. • Bereaksi dengan gugus hidroksil alkohol dan fenol untuk menghasilkan monoeter propilen glikol • Bereaksi dengan amonia untuk menghasilkan isopropanol amina. Sedangkan reaksi antara Propilen Oksida dan isopropanol amina atau ikatan amina yang lainnya akan menghasilkan ikatan N- dan N, N- disubstitusi isopropanolamina. • Reaksi antara Propilen Oksida dan karbon dioksida menghasilkan propilen karbonat. • Isomerisasi Propilen Oksida menjadi propionaldehida dan aseton dapat berlangsung dengan bantuan katalis seperti silica gel, sodium atau potasium alum, dan zeolite. • Hidrogenolisis propilena oksida menghasilkan alkohol primer dan sekunder serta produk isomerisasi aseton.	• Mampu melarutkan zat-zat kimia, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan berbagai macam molekul organik. • Golongan logam alkali jika direaksikan dengan air dapat menghasilkan ion hidroksida. • Unsur-unsur kimia dalam golongan 13,14, dan 15 cenderung tidak bereaksi dengan air • Unsur-unsur kimia dalam golongan 17 memiliki perbedaan dalam bereaksi dengan air tergantung elektronegativitas nya. • Gas mulia tidak bereaksi dengan air.	• Mengalami penguraian bila terkena panas, mengeluarkan gas SO₂. asam encer jika bereaksi dengan logam akan menghasilkan gas hidrogen • Bereaksi hebat dengan air

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel II.2 Sifat fisis produk (MSDS)

Sifat fisika dan kimia	Propilen glikol	di-Propilen Glikol
Rumus molekul	$C_3H_8O_2$	$C_6H_{14}O_3$
Fase	Cair	Cair
Berat molekul (g/mol)	76,1	134,18
Densitas (g/ml)	1,036	1,0252
Titik didih ($^{\circ}C$)	188	231,9
Titik leleh ($^{\circ}C$)	-59	-32
Tekanan uap (mmHg)	0,0820	<0,0120
Viskositas (cP)	58,120	0,28
Kemurnian (%)	99,5	98,75
Temperatur kritis ($^{\circ}C$)	340,23	382
Tekanan kritis (atm)	57,16	36
Kelarutan	• Larut dalam air, etanol, eter, aseton, dan klorofom.	• Larut dalam air
Reaktifitas	• Sebagian besar reaksi propilen glikol melibatkan pemindahan satu atau dua atom hidrogen dari gugus OH yang membentuk eter, ester, eter ester, atau asetal. • Reaksi esterifikasi propilen glikol dengan <i>maleic</i>, <i>fumaric</i>, <i>acyl halide</i>, atau asam anhidra menghasilkan mono- dan di-eter. • Reaksi transesterifikasi propilen glikol menghasilkan ester mono- dan di-propilen glikol. • Digunakan sebagai inisiator dalam katalis basa. • Kondensasi propilen glikol dengan aldehid membentuk siklik asetal atau 4-metil-1,3-dioxolan (McKetta, 1993)	• Bereaksi kuat dengan asam dan bahan pengoksidasi namun tidak bereaksi dengan basa.

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik propilen glikol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

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 dan bahan-bahan pembantu dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem control.

1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* 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*.

2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk data dari sensor ke *controller*
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

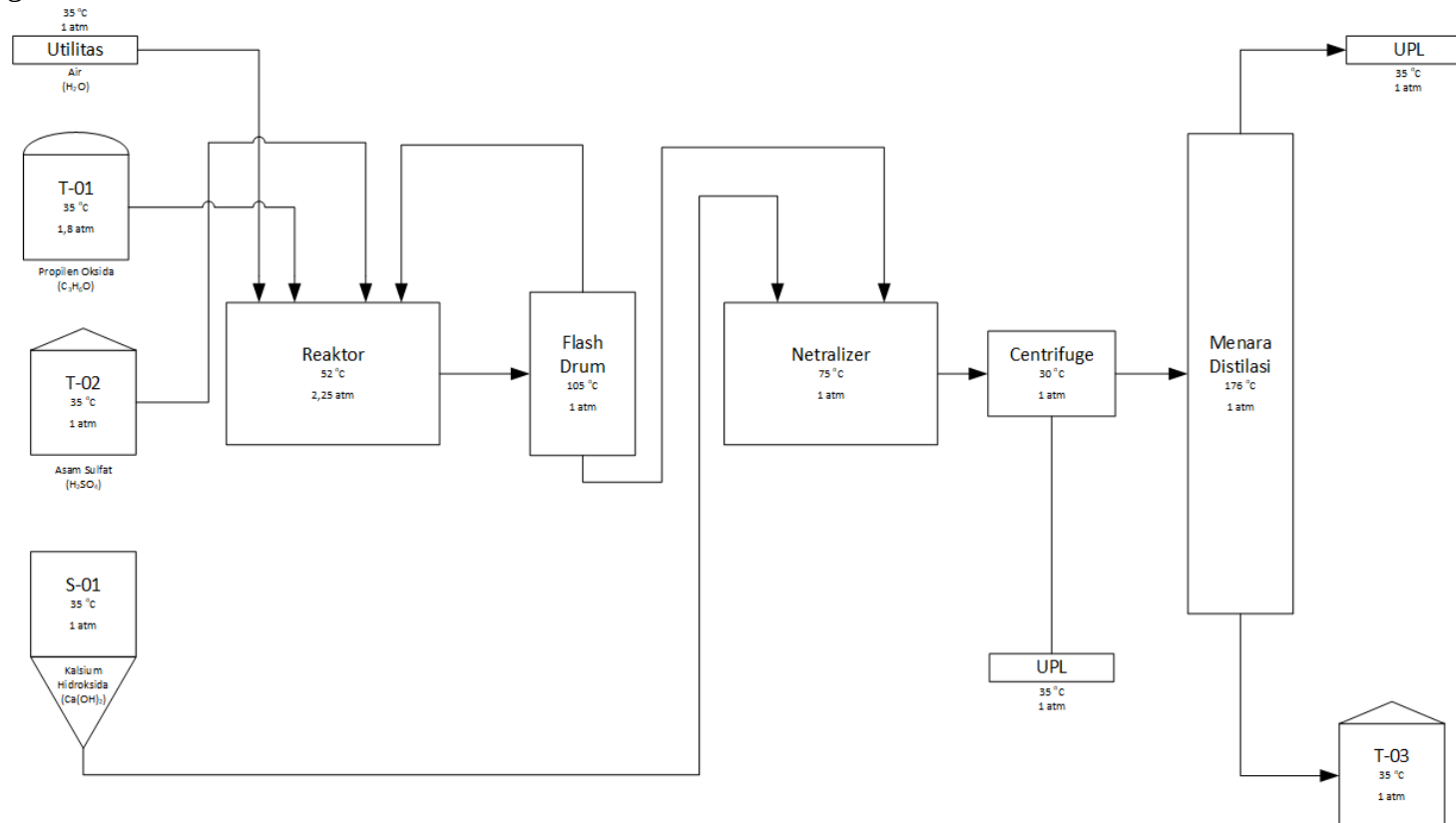
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

BAB III PERANCANGAN PROSES

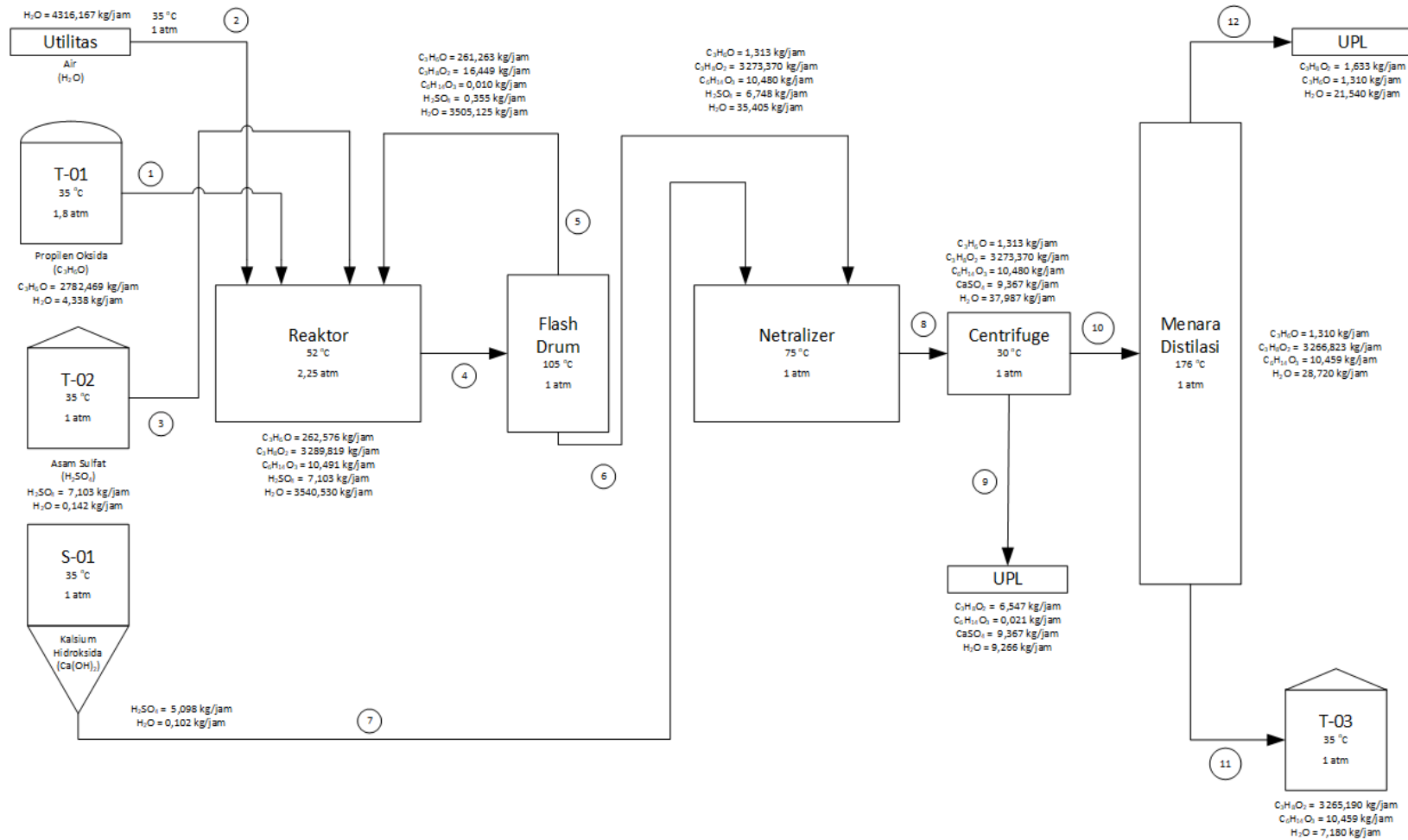
3.1 Diagram alir proses dan material

3.1.1 Diagram Aair kualitatif



Gambar III.1 Diagram alir kualitatif proses pembuatan Propilen glikol

3.1.2 Diagram alir kuantitatif



Gambar III.2 Diagram alir kuantitatif pembuatan Propilen glikol

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Reaksi dan Kondisi Operasi

Produksi propilen glikol dengan metode hidrasi propilen oksida dengan katalis asam sulfat beroperasi pada tekanan 2,25 atm dan suhu yang digunakan yaitu 52°C. Produksi propilen glikol dibagi menjadi tiga tahap yaitu:

3.2.2 Tahap Persiapan Bahan Baku

1. Propilen Oksida

Propilen oksida (C_3H_6O) sebagai bahan baku utama dalam proses pembuatan propilen glikol didapat dari Wanhua Chemical Yantai yang berlokasi di Tiongkok dengan kemurnian 99,5% dan memiliki kadar *impurities* air. Propilen oksida disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) yang dapat menampung 30 hari keperluan produksi. propilen oksida yang disimpan dalam fase cair bersuhu 35 °C dengan tekanan 1,8 atm untuk menjaga fasenya tetap cair. Propilen oksida dipompa dengan pompa (P-01) untuk dinaikkan tekanannya menuju 2,25 atm lalu dialirkan menuju reaktor (R-01), sebelum menuju reaktor propilen oksida harus melalui *heater* agar (H-01) suhunya naik menuju 52 °C. Kebutuhan propilen oksida selama setahun adalah 22.147,891 ton/tahun

2. Asam Sulfat

Asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis pada proses dengan metode ini didapatkan dari PT. Petrokimia Gresik dengan kemurnian 98% yang mengandung *impurities* air. Asam sulfat disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-02) dalam fase cair dengan suhu 30 °C dan tekanan 1 atm, dengan penampungan produksi selama 30 hari. Asam sulfat tersebut dialirkan dengan pompa (P-02) untuk dinaikkan tekanannya sebelum menuju reaktor (R-01) dan dinaikkan suhunya menggunakan *heater* (H-02) menjadi 52 °C

3. Air

Air digunakan sebagai bahan baku pembuatan propilen glikol, digunakan untuk reaksi dengan propilen oksida di reaktor (R-01). Air tersebut bersumber dari unit utilitas yang dialirkan dan dinaikkan tekanan nya

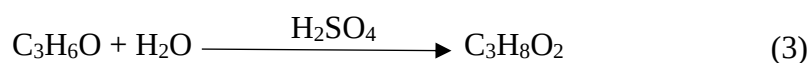
dengan menggunakan pompa (P-03) menjadi 2,25 atm serta melewati *heater* (H-03) untuk dinaikan suhunya menjadi 52 °C.

3.2.3 Tahap Reaksi

Umpan masuk yang terdiri dari propilen glikol, air, serta katalis asam sulfat dialirkan menuju reaktor (R-01) setelah memenuhi kondisi operasi reaktor. Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)

Pemilihan tipe reaktor didasarkan pada fase reaktan dan kondisi operasi, sedangkan untuk penentuan jumlah reaktor berdasarkan kapasitas produksi yang sudah dilakukan perhitungan optimasi, sehingga dapat disimpulkan bahwa penggunaan reaktor sebanyak 1 buah. Reaktor (R-01) dilengkapi dengan jaket pendingin. Reaksi yang terjadi pada produksi dengan menggunakan katalis asam bersifat eksotermis, sehingga reaktor dilengkapi air pendingin untuk menjaga suhu reaksi agar tetap konstan. Perbandingan rasio mol untuk propilen oksida dan air adalah 1:5, dan katalis sebanyak 0,1% dari berat total reaktan. (Benham, 1955).

Propilen oksida, air, serta katalis asam sulfat akan bereaksi pada suhu 52 °C dan tekanan 2,25 atm. Pada kondisi optimalnya akan menghasilkan hasil konversi sebesar 90,4%, dengan selektivitas 88,7% menghasilkan propilen glikol dan 1,7% menjadi di-propilen glikol sebagai produk samping. Reaksi yang terjadi pada proses tersebut yaitu:



3.2.4 Tahap Pemurnian Produk

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan propilen glikol yang merupakan produk utama dari impuritis lainya, agar kemurnian yang diinginkan tercapai yaitu propilen glikol dengan kemurnian 99,5%. Pada proses ini juga bertujuan untuk menghilangkan katalis asam sulfat agar tidak mengganggu proses lainya. Tahap pemurnian produk terdiri dari:

- Hasil dari keluaran reaktor (R-01) dialirkan menggunakan *expansion valve* (EV-01) untuk diturunkan tekanannya menjadi 1 atm serta melewati *heater* (H-04) untuk masuk menuju *flash drum* (FD-01) pada proses didalam *flash drum* ini memisahkan berdasarkan titik didih untuk mengambil produk utama yaitu propilen glikol dan memisahkan nya dengan air, agar air yang berlebih sisa dari reaksi reaktor dapat di *recycle* menuju reaktor (R-01) dengan bantuan pompa (P-07) untuk dinaikan tekanannya menjadi 2,25 atm serta kondensor (CD-01) untuk mengembunkan hasil keluaran *flash drum* yang berupa uap.
- Hasil dari keluaran *flash drum* (FD-01) kemudian dialirkan menuju netralizer (N-01) dengan menggunakan pompa (P-08) serta diturunkan suhunya menggunakan *cooler* (C-01). Netraziler (N-01) digunakan untuk mereaksikan katalis asam sulfat yang tersisa selama proses dengan basa kalsium hidroksida (Ca(OH)_2), sehingga hasil reaksi tersebut menghasilkan garam berupa kalsium sulfat (CaSO_4).
- Hasil keluaran dari netralizer (N-01) dialirkan menuju *centrifuge* (CF-01) dengan bantuan pompa (P-09) dan diturunkan suhunya terlebih dahulu dengan menggunakan *cooler* (C-02) untuk memisahkan *slurry* garam kalsium sulfat (CaSO_4) dari larutan utama.
- Hasil keluaran dari *centrifuge* (CF-01) dialirkan dengan pompa (P-10) lalu dinaikan suhunya menggunakan *heater* (H-05) menuju menara distilasi (MD-01). Pada proses yang terjadi di menara distilasi impuritis yang tersisa pada produk utama yaitu propilen glikol akan dipisahkan menuju distilatnya, sedangkan produk nya akan mengalir dari bottom menara distilasi.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

Tabel III.1 Spesifikasi reaktor

Kode	= R-01
Nama	= Reaktor alir tangki berpengaduk dengan jaket pendingin
Fungsi	= Mereaksikan propilen oksida dengan air dengan bantuan katalis asam sulfat untuk membentuk

propilen glikol dengan laju umpan sebesar
2782,469 kg/jam

Kondisi reaksi = Eksotermis, Isotermal

Jumlah alat = 1

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316*

Kondisi operasi

Tekanan = 2,25 atm

Suhu = 52 °C

Dimensi reaktor

D = 2,585 m = 101,787 in = 8,482 ft

H = 1,5 D = 3,878 m = 152,681

Volume *dish* = 0,00131 m³

Volume *straight flange* = 0,00393 m³

Volume reactor = 13,576 m³

Volume *bottom* = 0,00524 m³

Volume cairan = 13,561 m³

Tinggi cairan = 13,561 m³

Jenis *head* = *Torespherical dished head*

Volume *head* = 0,105 m³

Tebal *head* = 1,5

Tekanan hidrostatik = 0,0374 psi

Tekanan total = 14,737 psi

Pengaduk

Jenis *turbine* = *Turbin with 6 flat blades*

Jumlah *baffle* = 4

Jumlah pengaduk = 1

Diameter pengaduk = 0,862 m

Tinggi pengaduk = 3,361 m

Jarak pengaduk = 1,120 m

Lebar *baffle* = 0,146 m

Lebar pengaduk = 0,215 m

Kecepatan pengadukan : 81,984 rpm

Power pengadukan : 15 hP

Jaket pendingin

Bahan jaket : *Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316*

Jari-jari jaket (r) : 56 in

Tebal *shell* : 0,00635 m

3.3.2 Spesifikasi alat pemisah dan unit operasi pendukung

4. *Flash drum*

Tabel III.2 Spesifikasi *flash drum*

Kode alat	=	FD-01
Fungsi	=	Memisahkan campuran antara gas dengan cairan hasil ekspansi yang keluar dari reaktor
Tipe	=	Silinder tegak dan tutup <i>torispherical dished head</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel 283 grade C</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	=	1 atm
Temperatur	=	104,544 °C
Spesifikasi		
Tebal <i>shell</i>	=	0,1875 m
Tinggi <i>head</i>	=	0,2122 in
Tebal <i>head</i>	=	0,1875 in
Tinggi	=	1,2754 m

5. Netralizer

Tabel III.3 Spesifikasi netralizer (N-01)

Keterangan	Desain perhitungan	Desain standar	Keterangan
Volume netralizer	1.869,9502	2.243,9403	Liter
ID netralizer	1,4192	1,4192	Meter
H <i>shell</i>	2,1288	2,1288	Meter
Tekanan desain	17,5389	17,5389	Psi
Tebal <i>Shell</i> (ts)	0,1577	0,1875	in

OD netralizer	1,4288	3,2004	Meter
Tebal <i>head & bottom</i> (th)	0,2472	0,3125	in
Tinggi <i>head & bottom</i> (OA)	0,2994	0,2994	Meter
Tinggi cairan di <i>shell</i> (Hls)	1,1198	1,1198	Meter
Tinggi total netralizer (H)	2,7277	2,7277	Meter
Diameter pengaduk (Di)	0,4731	0,4731	Meter
tinggi pengaduk dari dasar tangki (Zi)	0,4731	0,4731	Meter
Lebar <i>baffle</i> (J)	0,0473	0,0473	Meter
Tebal <i>baffle</i> (W)	0,0946	0,0946	Meter
Diameter batang penyangga (Dd)	0,3154	0,3154	Meter
Jarak <i>baffle</i> dari dasar netralizer (<i>offset</i> 1)	0,2365	0,2365	Meter
Jarak <i>baffle</i> dari permukaan cairan (<i>offset</i> 2)	0,0079	0,0079	Meter
Jumlah <i>baffle</i>	4	4	Meter
Panjang <i>baffle</i> (L)	0,8754	0,8754	Meter
Kec. Putaran pengaduk (N)	153,6206	125,0000	rpm
<i>Power</i> (Pa)	2,7464	150	hp

6. Centrifuge

Tabel III.4 Spesifikasi *centrifuge*

Fungsi	=	Memisahkan <i>Slurry</i> Katalis
Jenis	=	<i>Solid Bowl</i>
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	=	30 °C
Tekanan	=	1 atm
Densitas <i>liquid</i>	=	1.028,6597 kg/m ³
Densitas <i>cake</i>	=	1.802,1584 kg/m ³
Diameter <i>bowl</i>	=	6 in
Panjang <i>bowl</i>	=	12 in
<i>Speed</i>	=	8000 rpm
<i>Power</i>	=	5 hp

7. Menara Distilasi

Tabel III.5 Spesifikasi menara distilasi

Kode	=	MD – 01	
Fungsi	=	Untuk memisahkan komponen H ₂ O sebagai keluaran <i>top (distilat)</i> dan C ₆ H ₁₆ N ₂ serta C ₆ H ₈ N ₂ sebagai keluaran <i>bottom (residu)</i>	
Tipe	=	<i>Plate tower (sieve tray)</i> berbentuk <i>torispherical roof</i>	
Jumlah	=	1 alat	
Kondisi operasi umpan menara			
Tekanan	=	1	Atm
Suhu	=	176	°C
Kondisi operasi puncak menara			
Tekanan	=	1,0000	Atm
Suhu	=	98,1719	°C
Kondisi operasi dasar menara			
Tekanan	=	1,0	Atm
Suhu	=	188	°C
<i>Plate</i>			
Jumlah <i>plate</i>	=	3	Buah
Panjang <i>weir</i>	=	0,1598	M
Diameter <i>hole</i>	=	0,006	M
Tebal <i>tray</i>	=	0,003	M
Jumlah lubang	=	95,8608	Buah
Dimensi menara			
Tinggi menara	=	2,9820	M
Diameter	=	0,2131	M
Tebal <i>shell</i>	=	0,1299	In
Dimensi head			
Tebal <i>head</i>	=	0,1373	In
Tinggi <i>head</i>	=	2,9779	In
Ukuran pipa pemasukan umpan			
ID	=	1,61	In

OD	=	1,9	In
Ukuran pipa pengeluaran uap puncak			
ID	=	2,469	In
OD	=	2,88	In
Ukuran pipa pengeluaran <i>reflux</i> menara			
ID	=	1,38	In
OD	=	1,66	In
Ukuran pipa pengeluaran dasar menara			
ID	=	1,38	In
OD	=	1,66	In
Ukuran pipa pengeluaran <i>vapor reboiler</i>			
ID	=	3,068	In
OD	=	3,5	In

3.3.3 Spesifikasi alat penyimpanan

1. Tangki propilen oksida

Tabel III.6 Spesifikasi tangki propilen oksida

Kode	=	T-01
Tipe tangki	=	<i>Torispherical Roof</i>
Fungsi	=	Menyimpan bahan <i>propylene oxide</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 304</i>
Tekanan (atm)	=	1.8
Jumlah	=	1
Lama penyimpanan (hari)	=	7
Suhu (°C)	=	35
Volume larutan (m ³)	=	2991,273
Spesifikasi tangki		
Diameter (m)	=	16,220
Tinggi (m)	=	8.110
<i>Course</i> ke 1 (in)	=	0,25
<i>Course</i> ke 2 (in)	=	0,25
<i>Course</i> ke 3 (in)	=	0,1875

<i>Course</i> ke 4 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 5 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 6 (in)	=	0,1875
Tebal <i>bottom</i> (in)	=	0,875
Tebal <i>head</i> (in)	=	0,875
Tinggi <i>head</i> (m)	=	3,169
Tinggi total (m)	=	12.313

2. Tangki asam sulfat

Tabel III.7 Spesifikasi tangki asam sulfat

Kode	=	T-02
Tipe tangki	=	<i>Conical Roof</i>
Fungsi	=	Menyimpan bahan larutan asam sulfat
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 304</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Lama penyimpanan (hari)	=	30
Suhu (°C)	=	35
Volume larutan (m ³)	=	3.841
Spesifikasi tangki		
Diameter (m)	=	0,427
Tinggi (m)	=	0,853
<i>Course</i> ke 1 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 2 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 3 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 4 (in)	=	0,1875
Tebal <i>bottom</i> (in)	=	0,1875
Tebal <i>head</i> (in)	=	0,1875
Tinggi <i>head</i> (m)	=	0,571
Tinggi total (m)	=	3,619

3. Tangki propilen glikol

Tabel III.8 Spesifikasi tangki Propilen glikol

Kode	=	T-03
Tipe tangki	=	<i>Conical roof</i>
Fungsi	=	Menyimpan produk <i>propilen glikol</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 Tipe 304</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Lama penyimpanan (hari)	=	30
Suhu (°C)	=	35
Volume larutan (m ³)	=	2793,876
Spesifikasi tangki		
Diameter (m)	=	15,841
Tinggi (m)	=	7,920
<i>Course</i> ke 1 (in)	=	0,3125
<i>Course</i> ke 2 (in)	=	0,25
<i>Course</i> ke 3 (in)	=	0,25
<i>Course</i> ke 4 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 5 (in)	=	0,1875
<i>Course</i> ke 6 (in)	=	0,1875
Tebal <i>bottom</i> (in)	=	0,625
Tebal <i>head</i> (in)	=	0,625
Tinggi <i>head</i> (m)	=	0,0159
Tinggi total (m)	=	12,331

4. Silo kalsium hidroksida

Tabel III.9 Spesifikasi silo kalsium hidroksida

Kode	=	S-01
Tipe tangki	=	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>

Fungsi	=	Menyimpan bahan serbuk kalsium hidroksida
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-299 Grade 3 Tipe-304</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Lama penyimpanan (hari)	=	30
Suhu (°C)	=	35
Volume larutan (m ³)	=	2,012
Spesifikasi tangki		
Diameter (m)	=	1,0577
Tebal <i>shell</i>	=	0,1875
Tebal <i>bottom</i> (in)	=	0,1875
Tebal <i>head</i> (in)	=	0,1875
Tinggi total (m)	=	1,586

3.3.4 Spesifikasi alat transportasi

1. Pompa

Tabel III.10 Spesifikasi pompa 1

Kode	=	P-01
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan bahan baku <i>propylene oxide</i> dari pengiriman menuju tangki penyimpanan
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1.8
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	18,208
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,744
ID (in)	=	2,067

OD (in)	=	2,38
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,350
Efisiensi pompa	=	60 %
Power motor (HP)	=	0,25
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.109,477

Tabel III.11 Spesifikasi pompa 2

Kode	=	P-02
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Radial flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan bahan baku asam sulfat dari pengiriman menuju tangki penyimpanan
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	0,0212
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	0,1173
ID (in)	=	0,269
OD (in)	=	0,405
IPS (in)	=	0,125
<i>Flow area</i> (in ²)	=	0,058
Efisiensi pompa	=	40%
Power motor (HP)	=	0,05
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	228,980

Tabel III.12 Spesifikasi pompa 3

Kode	=	P-03
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>

Fungsi	=	Mengalirkan bahan baku <i>propylene oxide</i> dari tangki penyimpanan menuju Reaktor
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	2.25
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	18,208
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,744
ID (in)	=	2,067
OD (in)	=	2,38
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,350
Efisiensi pompa	=	60 %
Power motor (HP)	=	0,25
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.134,539

Tabel III.13 Spesifikasi pompa 4

Kode	=	P-04
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Radial flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan bahan baku asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju reaktor
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	2,25
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	0,0212
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	0,654
ID (in)	=	0,364
OD (in)	=	0,54

IPS (in)	=	0,25
<i>Flow area</i> (in ²)	=	0,104
Efisiensi pompa	=	60 %
Power motor (HP)	=	0,05
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	205,542

Tabel III.14 Spesifikasi pompa 5

Kode	=	P-05
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan bahan baku air dari utilitas menuju reaktor
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	2,25
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	22,403
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	2,145
ID (in)	=	2,067
OD (in)	=	2,38
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,350
Efisiensi pompa	=	45 %
Power motor (HP)	=	0,75
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.109,477

Tabel III.15 Spesifikasi pompa 6

Kode	=	P-06
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>

Fungsi	=	Mengalirkan hasil atas dari <i>flash drum</i> untuk dimasukkan kembali ke reaktor
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	2,25
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	52
Kapasitas (gal/min)	=	19,914
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,907
ID (in)	=	2,067
OD (in)	=	2,38
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,35
Efisiensi pompa	=	45 %
Power motor (HP)	=	0,25
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.802,554

Tabel III.16 Spesifikasi pompa 7

Kode	=	P-07
Jenis	=	Centrifugal pump single stage
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil <i>bottom flash frum</i> menuju ke netralizer
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	189
Kapasitas (gal/min)	=	17,354
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,162
ID (in)	=	2,469
OD (in)	=	2,88

IPS (in)	=	2,5
<i>Flow area</i> (in ²)	=	4,790
Efisiensi pompa	=	45 %
Power motor (HP)	=	0,05
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	6.154,267

Tabel III.17 Spesifikasi pompa 8

Kode	=	P-08
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil dari netralizer menuju <i>centrifuge</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	30
Kapasitas (gal/min)	=	17,092
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,637
ID (in)	=	2,067
OD (in)	=	2,38
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,35
Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	0,5
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	5.018,755

Tabel III.18 Spesifikasi pompa 9

Kode	=	P-09
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>

Fungsi	=	Mengalirkan hasil netralizer menuju menara distilasi
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	30
Kapasitas (gal/min)	=	17,052
Spesifikasi Pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	2,681
ID (in)	=	1,61
OD (in)	=	1,9
IPS (in)	=	1.5
<i>Flow area</i> (in ²)	=	2,040
Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	0,75
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.246,712

Tabel III.19 Spesifikasi pompa 10

Kode	=	P-10
Jenis	=	<i>Centrifugal pump multi stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Radial flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil <i>bottom</i> luaran menara distilasi
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	188
Kapasitas (gal/min)	=	19,605
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	7,279
ID (in)	=	1,049
OD (in)	=	1,32

IPS (in)	=	1
Flow area (in ²)	=	0,864
Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	5
Static pump speed (rpm)	=	219,938

Tabel III.20 Spesifikasi pompa 11

Kode	=	P-11
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
Impeller	=	<i>Radial flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil <i>distilat</i> dari menara distilasi
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	98
Kapasitas (gal/min)	=	0,1368
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	0,422
ID (in)	=	0,364
OD (in)	=	0,54
IPS (in)	=	0,25
Flow area (in ²)	=	0,104
Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	0,05
Static pump speed (rpm)	=	355,882

Tabel III.21 Spesifikasi pompa 12

Kode	=	P-12
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
Impeller	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil produk dari <i>bottom</i> menara distilasi menuju tangki produk

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	16,9237
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	2,661
ID (in)	=	1,61
OD (in)	=	1,9
IPS (in)	=	1,5
<i>Flow area</i> (in ²)	=	2,040
Efisiensi pompa	=	20 %
Power Motor (HP)	=	1
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.048,368

Tabel III.22 Spesifikasi pompa 13

Kode	=	P-13
Jenis	=	<i>Centrifugal pump single stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Mixed flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan produk dari tangki produk menuju mobil distribusi
Bahan konstruksi	=	<i>Commercial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	16,924
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	2,661
ID (in)	=	1,61
OD (in)	=	1,9
IPS (in)	=	1.5
<i>Flow area</i> (in ²)	=	2,040

Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	0,75
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	1.236,598

Tabel III.23 Spesifikasi pompa 14

Kode	=	P-14
Jenis	=	<i>Centrifugal pump multi stage</i>
<i>Impeller</i>	=	<i>Radial flow impeller</i>
Fungsi	=	Mengalirkan hasil <i>distilat</i> menara distilasi menuju unit pembuangan limbah (UPL)
Bahan konstruksi	=	<i>Commersial steel</i>
Tekanan (atm)	=	1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	35
Kapasitas (gal/min)	=	0,128
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	0,396
ID (in)	=	0,364
OD (in)	=	0,54
IPS (in)	=	0,25
<i>Flow area</i> (in ²)	=	0,104
Efisiensi pompa	=	20 %
Power motor (HP)	=	0,05
<i>Static pump speed</i> (rpm)	=	240,054

2. *Expansion valve*

Tabel III.24 Spesifikasi *expansion valve*

Kode	=	EV-01
Jenis	=	<i>Expansion valve (globe valve open)</i>
Fungsi	=	Menurunkan tekanan hasil keluaran reaktor untuk dilanjutkan ke <i>flash drum</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Commersial Stainless Steel AISI type 316</i>

Tekanan (atm)	=	2,25 menjadi 1
Jumlah	=	1
Suhu (°C)	=	52
Kapasitas (gal/min)	=	7110,519 (kg/jam)
Spesifikasi pompa		
Kecepatan aliran (ft/s)	=	1,362
ID (in)	=	3,068
OD (in)	=	3,5
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	7,380
Panjang <i>Ekivalen</i> (ft)	=	80
<i>Pressure Head</i> (m)	=	12,923
Bilangan Reynold	=	5567,825 (Turbulen)

3. *Screw Conveyor*

Tabel III.25 Spesifikasi *screw conveyor*

Kode	=	SC-01
Jenis	=	<i>Horizontal screw conveyor</i>
Fungsi	=	Menurunkan tekanan dari 2,25 menjadi 1 dari keluaran reaktor menuju <i>flash drum</i>
Kapasitas (Ton/jam)	=	5
Diameter <i>screw</i> (in)	=	9
Diameter pipa (in)	=	2,5
Pusat gantungan (ft)	=	10
Kecepatan motor (rpm)	=	40
Diameter bagian umpan (in)	=	6
Panjang (ft)	=	15
Daya motor (HP)	=	0,43
Daya motor standar (HP)	=	0,5
Laju alir (kg/jam)	=	5,1997

4. Belt Elevator

Tabel III.26 Spesifikasi *belt elevator*

Kode	=	BE-01
Jenis	=	<i>Continous bucket elevator</i>
Fungsi	=	Memindahkan bahan dari <i>screw conveyor</i> menuju netralizer
Kapasitas (Ton/jam)	=	35
Panjang (ft)	=	0,667
Daya motor (HP)	=	1,305
Daya motor standar (HP)	=	1,5
Laju alir (kg/jam)	=	5,1997
Kedalaman (in)	=	5,5
Lebar (in)	=	7,75
<i>Elevator center</i> (ft)	=	25
<i>Head</i> (ft)	=	1,9375
<i>Tail</i> (ft)	=	1,6875
Tinggi <i>bucket elevator</i> (ft)	=	25
Jarak antar <i>bucket</i> (ft)	=	0,6667
Tinggi 1 <i>bucket</i> (ft)	=	1,1250
Jumlah <i>bucket</i> vertikal (buah)	=	22
Waktu tinggal (detik)	=	0,9946
Volume <i>bucket</i> (in ³)	=	170,5

3.3.5 Spesifikasi alat penukar panas

1. Condensor

Tabel III.27 Spesifikasi *condensor* 1

Kode	=	CD-01
Fungsi	=	Untuk mengembunkan distilat dari <i>flash drum</i> untuk di <i>recycle</i> kembali menuju reaktor
Jenis alat	=	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Jenis bahan	=	<i>Stainless steel AISI 316</i>
Spesifikasi		

a'' (in ²)	= 0,639
Pt	= 1,250
<i>Passes</i>	= 4
A (ft ²)	= 236,174
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	= 393,537
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	= 4,457
<i>Rd calculated</i>	= 0,222
<i>Rd min</i>	= 0,003
<i>Hot fluid: shell, Produk</i>	
<i>Aliran fluida</i>	= Hot Fluid
IDs (in)	= 15,25
<i>Passes</i>	= 1
Delta P perhitungan (psi)	= 0,0153
Delta P diijinkan (psi)	= 10
<i>Cold fluid: tube</i>	
<i>Aliran fluida</i>	= <i>Cold fluid</i>
Nt	= 759
L (ft)	= 20,000
OD (in)	= 1
IDs (in)	= 0,902
BWG	= 18
Delta P perhitungan (psi)	= 0,214
Delta P diijinkan (psi)	= 10

Tabel III.28 Spesifikasi *condensor 2*

Kode	= CD-02
Fungsi	= Untuk mengembunkan hasil distilat dari menara distilasi
Jenis alat	= <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Jenis bahan	= <i>Stainless steel AISI 316</i>
Spesifikasi	
a'' (in ²)	= 0,639

Pt	= 1,25
<i>Passes</i>	= 4
A (ft ²)	= 17,312
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	= 438,947
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	= 4,960
<i>Rd calculated</i>	= 0,199
<i>Rd min</i>	= 0,003
<i>Hot fluid: shell, produk</i>	
<i>Aliran fluida</i>	= <i>Hot fluid</i>
IDs (in)	= 15,25
<i>Passes</i>	= 1
Delta P perhitungan (psi)	= 9.48E-06
Delta P diijinkan (psi)	= 10
<i>Cold fluid: Tube</i>	
<i>Aliran fluida</i>	= <i>Cold fluid</i>
Nt	= 50
L (ft)	= 20
OD (in)	= 1
IDs (in)	= 0,902
BWG	= 18
Delta P perhitungan (psi)	= 0,215
Delta P diijinkan (psi)	= 10

2. Heater

Tabel III.29 Spesifikasi heater 1

Kode	= H-01
Fungsi	= Memanaskan <i>propilen glikol</i> dari tangki penyimpanan (T-01) menuju reaktor
Jumlah	= 1 alat
Tipe	= <i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis bahan	
Jumlah <i>hairpins</i>	= 1

Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	15
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Light organics</i>
IPS (in)	=	4
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,140
OD (in)	=	3,500
ID (in)	=	3,068
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	0,917
<i>Hot fluid: Inner pipe (steam)</i>		
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	7,880
OD (in)	=	4,500
ID (in)	=	4,026
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	1,178
A (ft ²)	=	8,485
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	136,987
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	606,064
Rd	=	0,006
<i>Rd min</i>	=	0,003
Jumlah Alat	=	1

Tabel III.30 Spesifikasi *heater 2*

Kode	=	H-02
Fungsi	=	Memanaskan air dari utilitas menuju reaktor
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	5
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	15
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Water</i>
IPS (in)	=	3,140
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,500

OD (in)	=	3,068
ID (in)	=	0,917
Surface area (ft ² /ft)	=	3,140
<i>Hot fluid: Inner pipe (steam)</i>		
IPS (in)	=	3
Flow area (in ²)	=	7,880
OD (in)	=	4,500
ID (in)	=	4,026
Surface area (ft ² /ft)	=	1,178
A (ft ²)	=	29,450
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	119,161
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	208,607
Rd	=	0,004
Rd min	=	0,003
Jumlah Alat	=	1

Tabel III.31 Spesifikasi *heater* 3

Kode	=	H-03
Fungsi	=	Memanaskan asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju reaktor
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	12
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Light organics</i>
IPS (in)	=	2
Flow area (in ²)	=	1,190
OD (in)	=	1,660
ID (in)	=	1,380
Surface area (ft ² /ft)	=	0,435
<i>Hot fluid: Inner pipe (steam)</i>		

IPS (in)	=	1,250
<i>Flow area</i> (in ²)	=	1,500
OD (in)	=	2,380
ID (in)	=	2,067
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	0,622
A (ft ²)	=	1,253
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	1,698
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	38,401
Rd	=	0,563
<i>Rd min</i>	=	0,003
Jumlah Alat	=	1

Tabel III.32 Spesifikasi *heater* 4

Kode	=	H-04
Fungsi	=	Memanaskan hasil keluaran reaktor untuk menuju <i>flash drum</i>
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	20
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Outer pipe heavy organics</i>
IPS (in)	=	4
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,140
OD (in)	=	3,500
ID (in)	=	3,068
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	7,380
<i>Hot fluid</i>	=	<i>Inner pipe (steam)</i>
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	7,380
OD (in)	=	4,500
ID (in)	=	4,026

<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	12,700
A (ft ²)	=	101,424
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	56,867
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	417,330
Rd	=	0,015
<i>Rd min</i>	=	0,003
Jumlah Alat	=	1

Tabel III.33 Spesifikasi *heater* 5

Kode	=	H-05
Fungsi	=	Menaikan temperatur keluaran <i>centrifuge</i> menuju menara distilasi
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	20
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Outer pipe heavy organics</i>
IPS (in)	=	4
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,140
OD (in)	=	3,500
ID (in)	=	3,068
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	7,380
<i>Hot fluid</i>	=	<i>Inner pipe (steam)</i>
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	7,380
OD (in)	=	4,500
ID (in)	=	4,026
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	12,700
A (ft ²)	=	107,955
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	94,687
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	1.561,846

Rd	=	0,010
<i>Rd min</i>	=	0,003
Jumlah Alat	=	1

3. Cooler

Tabel III.34 Spesifikasi cooler 1

Kode	=	C-01
Fungsi	=	Menurunkan temperatur hasil luaran <i>flash drum</i> menuju Netralizer
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis Bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	2
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	15
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Outer pipe heavy organics</i>
IPS (in)	=	4
<i>Flow area</i> (in ²)	=	3,140
OD (in)	=	4,500
ID (in)	=	4,026
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	1,178
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Inner pipe (steam)</i>
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	7,880
OD (in)	=	3,500
ID (in)	=	3,068
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	0,917
A (ft ²)	=	9,170
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	222,814
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	979,376
Rd	=	0,0035
<i>Rd min</i>	=	0,003
Jumlah alat	=	1

Tabel III.35 Spesifikasi *cooler* 2

Kode	=	C-02
Fungsi	=	Menurunkan temperatur hasil distilat menara distilasi
Jumlah	=	1 alat
Tipe	=	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jenis Bahan		
Jumlah <i>hairpins</i>	=	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	=	12
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Outer pipe heavy organics</i>
IPS (in)	=	2
<i>Flow area</i> (in ²)	=	1,190
OD (in)	=	2,380
ID (in)	=	2,067
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	3,350
<i>Cold fluid</i>	=	<i>Inner pipe (steam)</i>
IPS (in)	=	3
<i>Flow area</i> (in ²)	=	1,250
OD (in)	=	1,500
ID (in)	=	1,660
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	=	1,380
A (ft ²)	=	1,500
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	=	3,184
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	=	33,788
Rd	=	255,155
<i>Rd min</i>	=	0,026
Jumlah Alat	=	0,003

4. Reboiler

Tabel III.36 Spesifikasi *reboiler*

Kode	RB-01
------	-------

Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom menara distilasi untuk dimasukan Kembali menuju menara distilasi
Jumlah	1 alat
Tipe	<i>Double Pipe Heat exchanger</i>
Jenis Bahan	
Jumlah <i>hairpins</i>	2
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	15
<i>Cold fluid: Outer pipe (heavy organic)</i>	
IPS (in)	2
<i>Flow area</i> (in ²)	3.140
OD (in)	3.500
ID (in)	3.068
<i>Suraface area</i> (ft ² /ft)	7.380
<i>Hot fluid: Inner pipe (steam)</i>	
IPS (in)	1.25
<i>Flow area</i> (in ²)	1.47
OD (in)	1.5
ID (in)	1.027
<i>Suraface area</i> (ft ² /ft)	12.700
A (ft ²)	118.472
Ud (Btu/Jam.ft ² .F)	59.574
Uc (Btu/Jam.ft ² .F)	600
Rd	0.015
<i>Rd min</i>	0.003
Jumlah alat	1

3.4 Neraca massa

3.4.1 Neraca massa total

Tabel III.37 Neraca massa total

Komponen	BM	<i>Input</i>		<i>Output</i>	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₆ O	58,08	47,908	2782,469	4,521	262,576
H ₂ O	18,02	239,778	4.320,805	196,470	3.540,388
C ₃ H ₈ O ₂	76,1	0,000	0,000	43,230	3.289,819
C ₆ H ₁₄ O ₃	134,18	0,000	0,000	0,078	10,491
Total		287,686	7.103,274	244,221	7.103,274

3.4.2 Neraca massa *flash drum*

Tabel III.38 Neraca massa *flash drum*

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 4		Arus 5 (Atas)		Arus 6 (Bawah)	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	4,521	262,576	4,498	261,263	0,023	1,313
H ₂ O	196,478	3.540,530	194,513	3.505,125	1,965	35,405
C ₃ H ₈ O ₂	43,230	3.289,819	0,216	16,449	43,014	3.273,370
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,078	10,491	0,000	0,010	0,078	10,480
H ₂ SO ₄	0,072	7,103	0,004	0,355	0,069	6,748
Sub Total	244,380	7.110,519	199,231	3.783,203	45,148	3.327,317
Total (kg/jam)	7.110,519		7.110,519			

3.4.3 Neraca massa netralizer

Tabel III.39 Neraca massa netralizer

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 6		Arus 7		Arus 8	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	0,023	1,313	0,000	0,000	0,023	1,313
H ₂ O	1,965	35,405	0,006	0,102	2,108	37,987
Ca(OH) ₂	0,000	0,000	0,069	5,098	0,000	0,000
CaSO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	0,069	9,367
C ₃ H ₈ O ₂	43,014	3.273,370	0,000	0,000	43,014	3.273,370
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,078	10,480	0,000	0,000	0,078	10,480
H ₂ SO ₄	0,069	6,748	0,000	0,000	0,000	0,000
Sub Total	244,380	3.327,317	0,074	5,200	45,292	3.332,517
Total (kg/jam)	3.332,52				3.332,52	

3.4.4 Neraca massa *centrifuge*

Tabel III.40 Neraca massa *centrifuge*

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 8		Arus 9		Arus 10	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	0,023	1,313	0,000	0,003	0,023	1,310
H ₂ O	2,108	37,987	0,514	9,266	1,594	28,720

Ca(OH) ₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CaSO ₄	0,069	9,367	0,069	9,367	0,000	0,000
C ₃ H ₈ O ₂	43,014	3.273,370	0,086	6,547	42,928	3.266,823
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,078	10,480	0,000	0,021	0,078	10,459
H ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Sub Total	45,292	3.332,517	0,669	25,203	44,622	3.307,313
Total (kg/jam)	3.332,517		3.332,517			

3.4.5 Neraca massa menara distilasi

Tabel III.41 Neraca massa menara distilasi

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 10		Arus 11 (Atas)		Arus 12 (Bawah)	
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
C ₃ H ₆ O	0,023	1,310	0,023	1,310	0,000	0,000
H ₂ O	1,594	28,720	1,195	21,540	0,398	7,180
C ₃ H ₈ O ₂	42,928	3.266,823	0,021	1,633	42,907	3.265,190
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,078	10,459	0,000	0,00105	0,078	10,458
Sub Total	44,622	3.307,313	1,239	24,485	43,383	3.282,828
Total (kg/jam)	3.307,313		3.307,313			

3.5 Neraca panas

3.5.1 Neraca panas total

Tabel III.42 Neraca panas total

Komponen	Mr	<i>Input</i>	<i>Output</i>
		(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
C ₃ H ₆ O	58.08	6030.556	569.092
H ₂ O	18.02	18670.423	14761.769
Ca(OH) ₂	74.093	6.020	0.000
CaSO ₄	136.14	0.000	6.860
C ₃ H ₈ O ₂	76.1	0.000	9351.944
C ₆ H ₁₄ O ₃	134.18	0.000	27.747
H ₂ SO ₄	98.08	10.412	0.000
Sub Total		24717.412	24717.412
Total (kg/jam)		24717.412	24717.412

3.5.2 Reaktor

Tabel III.43 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	BM	<i>Input</i>	<i>Output</i>
		kJ/Jam	kJ/Jam
C ₃ H ₆ O	58,08	6.030,556	569,092
H ₂ O	18,02	18.015,615	14761,769
C ₃ H ₈ O ₂	76,1	0,000	9351,944
C ₆ H ₁₄ O ₃	134,18	0,000	27,747
H ₂ SO ₄	98,08	10,412	10,412
ΔH_R		42.196.925,159	-
Q Pendingin		-	42.196.260,779
Total		42.220.981,743	42.220.981,743

3.5.3 Flash Drum

Tabel III.44 Neraca panas *flash drum* (FD-01)

Komponen	BM	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
		kJ/Jam	Distilat (kJ/Jam)	Bottom (kJ/Jam)
C ₃ H ₆ O	58,08	28.643,042	28.499,827	143,215
H ₂ O	18,02	529.344,217	524.050,775	5.293,442
C ₃ H ₈ O ₂	76,1	383.491,754	1.917,459	381.574,295
C ₆ H ₁₄ O ₃	134,18	1.260,445	1,260	1.259,184
H ₂ SO ₄	98,08	505,169	25,258	479,910
Total		943.244,627	554.494,580	388.750,047
Total		943.244,627	943.244,627	

3.5.4 Netralizer

Tabel III.45 Neraca panas netralizer (N-01)

Komponen	Mr	<i>Input</i>	<i>Output</i>
		kJ/jam	kJ/jam
C ₃ H ₆ O	58,08	141,979	141,979
H ₂ O	18,02	7.410,066	7.927,544
Ca(OH) ₂	74,093	6,020	-
CaSO ₄	136,14	-	6,860
C ₃ H ₈ O ₂	76,1	464.703,200	464.703,200
C ₆ H ₁₄ O ₃	134,18	1.383,723	1.383,723
H ₂ SO ₄	98,08	493,397	-
ΔH_{oR}		490.058,430	
Q Pendingin			490.033,510
Sub Total		964.196,816	964.196,816
Total (kg/jam)		964.196,816	964.196,816

3.5.5 Centrifuge

Tabel III.46 Neraca panas *centrifuge* (CF-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	aliran masuk (kJ/jam)	aliran keluar fase cair (kJ/jam)	aliran keluar samping fase gas (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	13.663	0.027	13.635
H ₂ O	795.756	194.115	601.641
Ca(OH) ₂	0.000	0.000	0.000
CaSO ₄	6.860	6.860	0.000
C ₃ H ₈ O ₂	45741.756	91.484	45650.273
C ₆ H ₁₄ O ₃	135.643	0.271	135.371
Total	46693.678	292.757	46400.921
		46693.678	

3.5.6 Menara distilasi

Tabel III.48 Neraca panas menara distilasi (MD-01)

Komponen	<i>Input (Kj/jam)</i>	<i>Output (kj/jam)</i>	
	Aliran masuk	<i>Bottom</i>	<i>Distilat</i>
C3H6O	4.049	0.000	1.982
H2O	129.203	32.301	40.859
C3H8O2	10586.626	10581.333	2.628
C6H14O3	32.062	32.062	0.000
H2SO4	0.000	0.000	0.000
<i>Condensor</i>	0.000	235150.682	
<i>Reboiler</i>	235089.906	0.000	
Total	245841.846	245841.846	

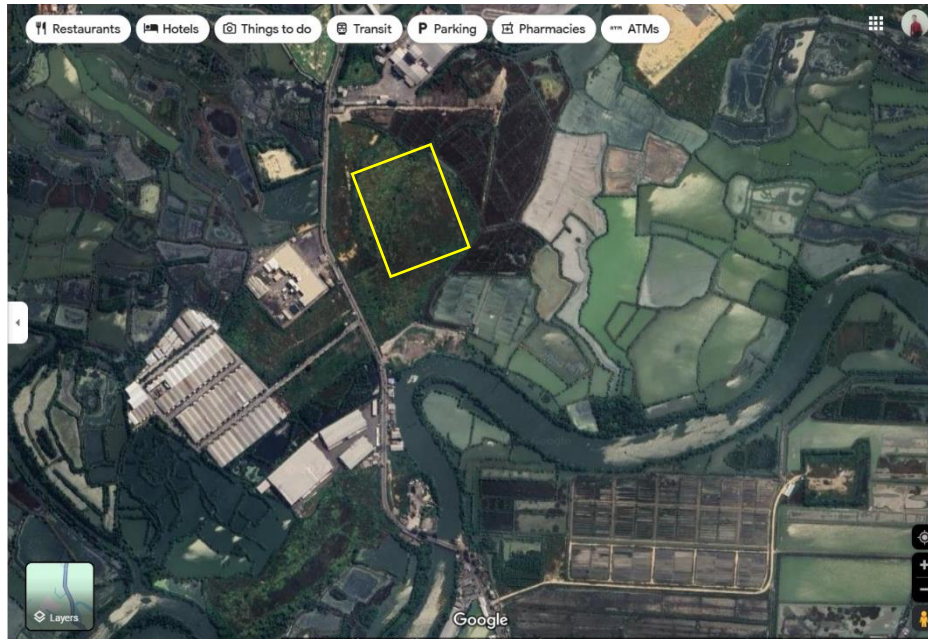
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Perancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya dan keperluan lainnya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang di dalamnya meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis, dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian.

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci dan spesifik sebelum mendirikan suatu pabrik. Dengan pertimbangan tersebut perancangan pabrik *propilen glikol* dengan kapasitas 26.000 ton/tahun ini akan didirikan di daerah Indramayu, Jawa Barat, tepatnya di, Jl. Pantai Song, Karangsong, Indramayu, Indramayu Regency, 45219. Dengan lokasi pendirian dapat dilihat dari Gambar 4.1 seperti berikut ini:



Gambar IV.1 Rencana lokasi pabrik

Dalam pra-rancangan pabrik propilen glikol yang akan didirikan di kawasan tersebut meninjau dari faktor-faktor dengan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat dibutuhkan untuk menjamin kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku pembuatan *propilen glikol* adalah propilen oksida dan air, serta katalis asam sulfat. Lokasi yang dipilih karena berdekatan dengan laut untuk mendapatkan bahan baku paling utama yaitu *propylene oxide* yang harus di import dari China. Proses bahan-bahan lain seperti asam sulfat didapat dari PT. Petrokimia Gresik, oleh karena itu dipilih jalan utama sebagai sarana distribusi jalur darat yaitu Jalan Pantai Utara.

4.1.2 Sarana Utilitas yang Memadai

Agar suatu proses pada pabrik berjalan dengan lancar dibutuhkan sarana pendukung seperti utilitas, utilitas sendiri berfungsi sebagai sarana pendukung

seperti air, listrik, dan bahan bakar. Pada pendirian pabrik propilen glikol ini, bahan baku yang paling banyak yaitu sumber air yang terdekat yang mengalir langsung disamping pabrik yaitu kali Cimanuk. Dengan pertimbangan sumber air tersebut memiliki debit air yang cukup besar dengan fluktuasi antara musim hujan dan musim kemarau relatif kecil. Sumber energi listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator pabrik sebagai cadangan jika PLN mengalami gangguan. Untuk bahan bakar generator sendiri diperoleh dari Pertamina terdekat. Yaitu PT. Pertamina RU VI Balongan, yang hanya berjarak 11,7 Km dari pabrik.

4.1.3 Transportasi dan Distribusi yang Lancar

Indramayu merupakan Kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, dimana Kawasan ini memiliki infrastruktur yang memadai seperti jalan raya yang akan memudahkan proses pendistribusian produk melalui jalur darat. Selain itu dekat dengan beberapa pelabuhan yang akan memudahkan akses import bahan baku dan proses ekspor produk ke luar negeri melalui jalur laut.

4.1.4 Pemasaran yang Potensial

Pasar Propilen glikol di Indonesia menunjukkan dinamika yang signifikan, didorong oleh berbagai sektor industri yang terus berkembang. Target pasar produk Propilen glikol sendiri adalah industri makanan, farmasi, kosmetik, dan industri cat. Kegunaan propilen glikol dalam industri kimia yaitu sebagai pengawet makanan pada industri makanan, sebagai pelembab dan pelembut dalam industri kosmetik, sebagai salah satu formula obat dalam industri farmasi, dan dalam industri cat sebagai *addictive* yang berperan sebagai penstabil viskositas dan warna.

4.1.5 Penyediaan Sumber Daya Manusia sebagai Tenaga Kerja

Untuk kebutuhan tenaga kerja diperlukan spesifikasi sesuai dengan kriteria perusahaan. Diperlukan juga pertimbangan terhadap gaji minimum daerah setempat, jumlah waktu kerja, keanekaragaman keterampilan, Pendidikan masyarakat sekitar dan pertimbangan lainnya. Dengan ini kebutuhan tenaga kerja akan terpenuhi, baik dari sekitar lokasi maupun luar lokasi pabrik. Dengan adanya pendirian pabrik ini diharapkan dapat menurunkan tingkat pengangguran serta meningkatkan sumber daya manusia yang ada.

4.1.6 Keadaan Iklim yang Stabil

Indramayu, Jawa Barat, menunjukkan suhu rata-rata 33.5°C (92.3°F) - 26.2°C (79.2°F) sehingga operasi pabrik akan berjalan dengan lancar.

4.1.7 Lingkungan dan Masyarakat

Dengan adanya pembangunan pabrik baru ini, akan membuka lapangan pekerjaan yang cukup luas. Respon masyarakat sekitar juga cukup baik karena pendirian pabrik baru tersebut. Selain dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar, pendirian pabrik ini juga tidak mengganggu keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar karena dampak yang telah dipertimbangkan sebelumnya.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan salah satu hal yang penting dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada dalam pabrik guna menjalankan proses produksi. Tata letak pabrik ini meliputi semua rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan

seluruh aktivitas yang ada di suatu pabrik, baik aktivitas di dalam kantor, gudang, kamar, maupun aktivitas lain yang berhubungan dengan proses suatu pabrik. Tata letak pabrik dibuat dengan mempertimbangkan berbagai aspek, sehingga proses produksi yang berkelanjutan dan mobilitas karyawan dapat dilakukan dengan aman, mudah dan efisien. Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik (Peters, 2004):

- a. Urutan rangkaian proses produksi,
- b. Perluasan lokasi pabrik,
- c. Distribusi ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, *steam process*, serta tenaga listrik,
- d. Pemeliharaan serta perbaikan komponen-komponen dalam pabrik,
- e. Keamanan (*safety*) dan keselamatan kerja,
- f. Luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi bangunan yang telah memenuhi syarat.
- g. Perencanaan tata letak pabrik yang fleksibel dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak membutuhkan biaya yang mahal.
- h. Pembuangan limbah cair.
- i. Service area, seperti ruang ibadah, kantin, toilet, tempat parkir, dan sebagainya diatur dengan baik sehingga tidak jauh dari lokasi kerja.

Berikut merupakan hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

- 1) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

2) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat.

3) Luas Area yang Tersedia

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

4) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

5) Instalasi dan Utilitas

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

6) Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- a) Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari:
 - Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 - Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, dan masjid.
- b) Daerah proses dan perluasan merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.
- c) Daerah pergudangan, bengkel, garasi dan *loading space*.
- d) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

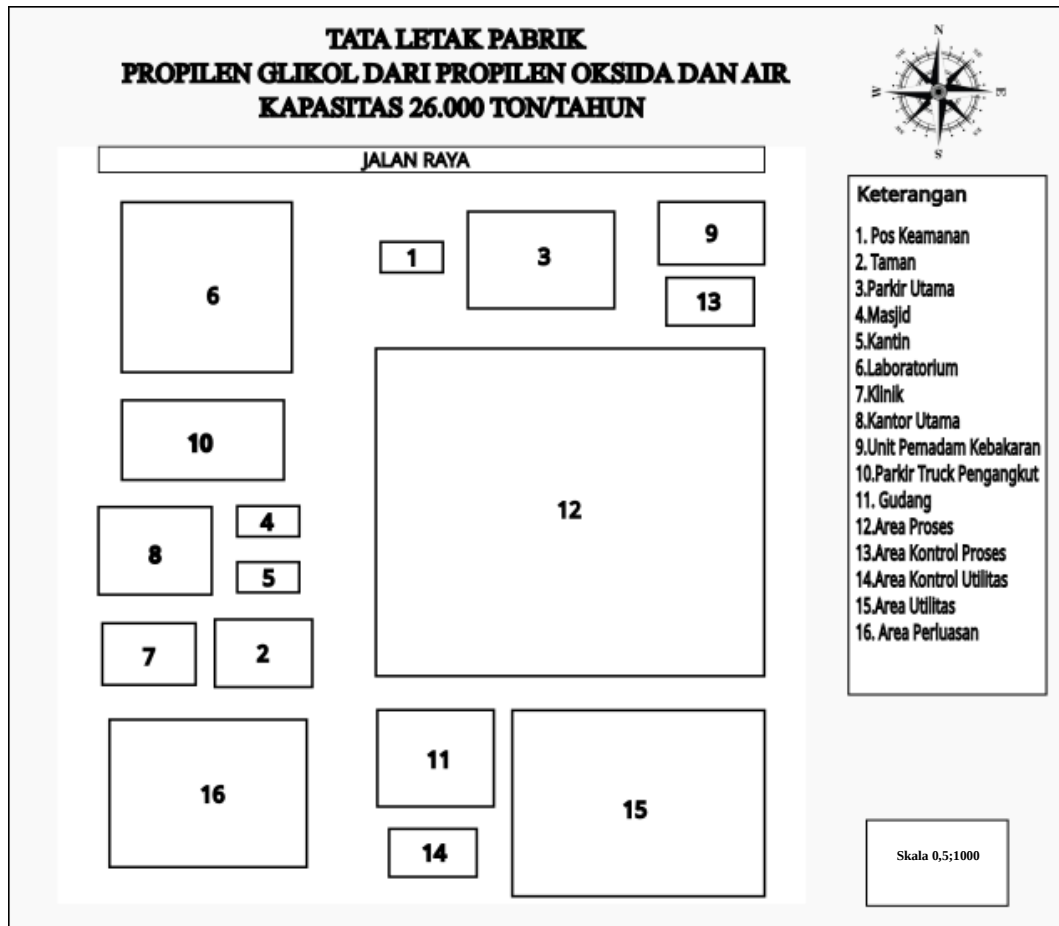
- e) Daerah pengolahan limbah Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Berikut merupakan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut:

Tabel IV.1 Luas bangunan

No	Lokasi	Luas (m ²)	Lebar (m)	Panjang (m)
1	Pos Keamanan	8	2	4
2	Taman	70	7	10
3	Parkir Utama	150	10	15
4	Masjid	8	2	4
5	Kantin	8	2	4
6	Laboratorium	144	12	12
7	Klinik	24	4	6
8	Kantor Utama	63	7	9
9	Unit Pemadam kebakaran	60	6	10
10	Parker Truk Pengangkut	72	6	12
11	Gudang/Tangki Produk	120	10	12
12	Area Proses	4.260	60	71
13	Area Kontrol Proses	45	5	9
14	Area Kontrol Utilitas	45	5	9
15	Area Utilitas	1.564	34	46
16	Area Perluasan	300	15	20
Luas Bangunan		42.205	185	203
Luas Tanah		48.290	207	233

Berdasarkan tabel 4.1, perancangan pabrik propilen glikol direncanakan akan dibangun dengan tata letak pabrik secara keseluruhan tersaji dalam gambar 4.2 sebagai berikut:



Gambar IV.2 Rencana tata letak pabrik Propilen glikol

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak alat-alat proses, ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak peralatan proses diantaranya sebagai berikut:

1. Aliran bahan dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar alat proses perlu diperhatikan supaya lancar.

3. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh area pabrik harus diperhatikan terutama pada tempat-tempat yang beresiko tinggi.

4. Kelancaran lalu lintas

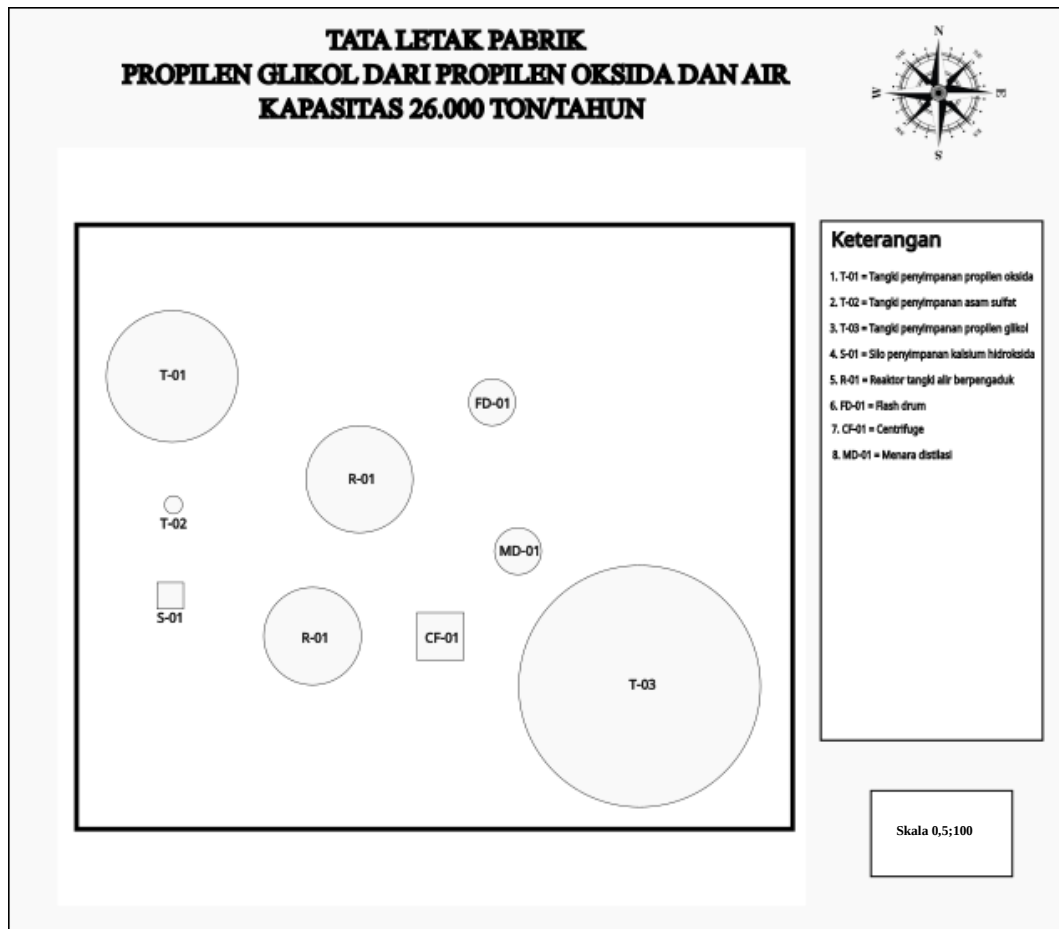
Kelancaran lalu lintas barang dan manusia perlu diperhatikan karena berpengaruh terhadap jalannya proses produksi dan keamanan pekerja.

5. Pertimbangan ekonomi

Dalam penempatan alat-alat produksi diusahakan dapat menekan biaya operasi serta menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, hal tersebut dapat menguntungkan.

6. Jarak antar alat proses

Jarak antar alat proses yang memiliki suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan proses lainnya.



Gambar IV.3 Rencana tata letak pabrik Propilen glikol

4.4 Organisasi Perusahaan

4.3.1 Bentuk Perusahaan

Pra-rancangan Pabrik ini akan menggunakan bentuk perseroan terbatas (PT). Dimana modalnya diperoleh dari penjualan saham dan tiap sekutu berhak mengambil bagian sebesar satu saham atau lebih.

Pemegang saham hanya bertanggung jawab untuk menyeter jumlah yang disepakati untuk setiap saham. Bagi perusahaan besar yang biasanya berbentuk perseroan terbatas (PT/korporasi), perseroan terbatas (PT) adalah persekutuan hukum para mitra yang diperlakukan sebagai badan hukum. Beberapa faktor yang menjadi alasan pemilihan perseroan terbatas adalah sebagai berikut:

- a. Kemudahan dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan maupun berasal dari bank.
- b. Kelancaran produksi hanya bisa dipegang oleh pimpinan perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham yang sangat terbatas.
- c. Pemilik dan pengelola perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemilik saham dan pengelola perusahaan adalah manajemen eksekutif beserta timnya yang diawasi oleh dewan pengawas sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemilik saham, manajemen eksekutif beserta timnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
- e. Lapangan usaha yang lebih luas karena suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.
- f. Dapat dengan mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.3.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan perusahaan yang perlu dibutuhkan yaitu sumber daya manusia dan juga sistem manajemen atau organisasi yang mempunyai pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Terbentuknya struktur organisasi yang baik dapat diperoleh dari manajemen

perusahaan yang baik juga. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk mengatur dan membagi bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab dari masing-masing bagian atau divisi yang terbentuk di dalam perusahaan tersebut. Bagian-bagian atau jabatan yang akan dibentuk dalam perusahaan ini dimulai dari jenjang tertinggi dimana terdapat dua bentuk struktur organisasi yang baik yaitu sistem line dan staf. Ada dua jenis kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini diantaranya adalah sebagai berikut:

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh manajer produksi dan direktur administrasi, keuangan dan umum. Manajer produksi mengawasi produksi, proses, kontrol, pasokan, dan pemeliharaan. Tanggung jawab administrasi, keuangan dan administrasi meliputi pengadaan, pemasaran, administrasi dan keuangan, sumber daya manusia, hubungan masyarakat dan keamanan, serta penelitian dan pengembangan.

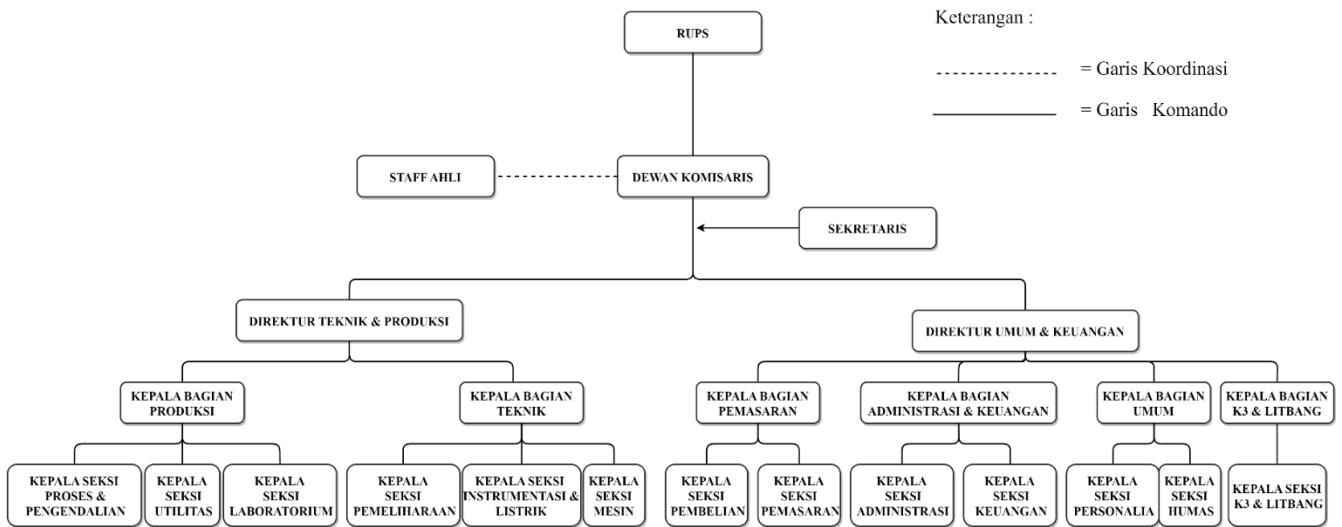
Direktur membawahi sejumlah kepala departemen yang bertanggung jawab kepada bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap manajer departemen mengelola beberapa departemen, dan setiap

departemen mengawasi dan mengarahkan beberapa karyawan perusahaan di area masing-masing. Karyawan perusahaan dibagi menjadi beberapa kelompok tim yang masing-masing dipimpin oleh seorang pemimpin tim, dimana pemimpin tim tersebut bertanggung jawab kepada manajer departemen masing-masing.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai materi pengantar untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan rencana pengembangan manajemen
- 5) Penataan ulang langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar dan tidak memenuhi syarat.

Gambar IV.4 Struktur organisasi perusahaan



4.5 Tugas dan Wewenang

4.4.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh pemilik saham serta dewan komisaris, dan dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalannya perusahaan. Akan tetapi, apabila terjadi hal mendesak, RUPS dapat tetap dilaksanakan sesuai dengan ketentuan forum. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

- Meminta pertanggungjawaban dewan komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah.
- Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
- Menetapkan besar keuntungan tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanamkan kembali.

4.4.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih RUPS yang merupakan pelaksana dari pemilik saham, sehingga bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris diantaranya sebagai berikut:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
- b. Melaksanakan pengawasan terhadap seluruh aktivitas dan pelaksanaan tugas direktur.
- c. Membantu direktur utama dalam kegiatan yang bersifat penting.

4.4.3 Direktur Utama

Direktur utama memiliki jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab sepenuhnya terhadap keberhasilan perusahaan sesuai dengan target dari RUPS. Direktur utama sebagai pimpinan tertinggi dalam perusahaan memiliki tanggung jawab atas segala tindakan dan kebijaksanaan terhadap dewan komisaris. Tugas-tugas Direktur utama meliputi:

- a. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
- b. Merumuskan dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- c. Mengusulkan kerjasama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
- d. Mewakili perusahaan untuk menjalin hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- e. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur utama akan dibantu oleh sekretaris, direktur produksi dan teknik, serta direktur keuangan dan umum. Berikut merupakan tugas masing-masing sebagai berikut:

1. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lain untuk membantu dalam menangani administrasi perusahaan.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur teknik dan produksi adalah memimpin semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang memiliki hubungan dengan bidang produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur teknik dan produksi dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu:

- a. Kepala Bagian Produksi

Tugas dari kepala bagian produksi adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian produksi akan dibantu oleh beberapa Seksi yaitu, seksi proses & pengendalian, seksi utilitas dan seksi laboratorium.

- b. Kepala Bagian Teknik

Tugas dari kepala bagian teknik adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik dibantu oleh 3

Kepala seksi yaitu seksi pemeliharaan, Seksi instrumentasi & listrik serta Seksi mesin.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur keuangan dan umum adalah memimpin semua kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktur keuangan dan umum dibantu oleh beberapa kepala bagian yaitu:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas kepala bagian pemasaran adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas kepala bagian administrasi dan keuangan adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan serta pembukuan dan pengaturan gaji karyawan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian administrasi dan keuangan dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

c. Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang personalia,

humas, dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi, yaitu seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Tugas dari kepala bagian K3 dan litbang yaitu mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang K3 dan litbang. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian K3 dan litbang dibantu oleh dua kepala seksi, meliputi seksi K3 dan seksi litbang.

4.4.4 Staff Ahli

Staff ahli memiliki tugas memberi masukan, berupa saran, nasihat, dan pandangannya terhadap segala aspek operasional yang terlibat dalam perusahaan.

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

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

4.4.5 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Propilen glikol direncanakan akan dioperasikan selama 330 hari selama satu tahun secara kontinyu dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok yaitu:

1. Karyawan non-shift yaitu karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak

menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut merupakan perincian jam kerja karyawan non-shift sebagai berikut:

Tabel IV.2 Jadwal kerja karyawan non shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	07.00 – 16.00	12.00 – 13.00
Jum'at	07.00 – 16.00	12.00 – 13.00

Karyawan shift, yaitu karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari perusahaan yang memiliki hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift diantaranya sebagai berikut:

Tabel IV.3 Jadwal kerja karyawan shift

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 – 15.00	11.00 – 12.00
Shift 2	15.00 – 23.00	19.00 – 20.00
Shift 3	23.00 – 07.00	03.00 – 04.00

Karyawan shift dilakukan dalam 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang masuk dan ada satu kelompok yang libur.

Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang sudah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Masing-masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel IV.4 Jadwal kerja setiap kelompok

Kelompok	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Keterangan:

P = Shift Pagi (07.00 – 15.00)

S = Shift Sore (15.00 – 23.00)

M = Shift Malam (23.00 – 07.00)

L = Libur

4.4.6 Jumlah karyawan dan sistem gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut tabel 4.6 yang merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel IV.5 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Jumlah	Gaji/Tahun
			(Rp)	(Rp)	(Rp)
1	Direktur Utama	1	60.000.000,00	60.000.000,00	720.000.000,00
2	Direktur Produksi	1	30.000.000,00	15.000.000,00	180.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000,00	15.000.000,00	180.000.000,00
4	Manager Produksi	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
5	Manager RnD	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
6	Manager Teknik	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
7	Manager Administrasi	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
8	Manager Pemasaran	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
9	Manager Umum	1	15.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
10	Seksi Proses	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
11	Seksi Utilitas	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
12	Seksi Packaging & Gudang	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
13	Seksi Penelitian & Pengembangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
14	Seksi Laboratorium	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
15	Seksi Quality Control	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
16	Seksi Perawatan & Listrik	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
17	Seksi Bengkel & Mesin	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
18	Seksi Administrasi	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
19	Seksi Keuangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
20	Seksi Humas	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
21	Seksi Akuntan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
22	Seksi Pembelian & Pengadaan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
23	Seksi Pemasaran	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
24	Seksi Kesehatan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
25	Seksi HRD	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
26	Seksi Keamanan	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
27	Seksi Logistik	1	8.000.000,00	8.000.000,00	96.000.000,00
28	Staff Packing & Gudang	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00

29	Staff Penelitian & Pengembangan	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
30	Staff Perawatan & Listrik	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
31	Staff Bengkel & Mesin	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
32	Staff Administrasi	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
33	Staff Keuangan	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
34	Staff Humas	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
35	Staff Akuntan	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
36	Staff Pembelian & Pengadaan	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
37	Staff Pemasaran	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
38	Staff HRD	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
39	Staff Keamanan	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
40	Staff Logistik	1	6.000.000,00	6.000.000,00	72.000.000,00
41	Dokter	2	6.000.000,00	12.000.000,00	144.000.000,00
42	Perawat	4	3.127.192,22	12.508.768,90	150.105.226,75
43	Supir	4	3.127,192,22	12.508.768,90	150.105.226,75
44	Satpam	12	3.127,192,22	37.526.306,69	450.315.680,26
45	Operator Proses	36	3.127,192,22	112.578.920,06	1.350.947.040,77
46	Operator utilitas	20	3.127,192,22	62.543.844,48	750.526.133,76
47	Supervisor	8	6.000,000,00	48.000.000,00	576.000.000,00
48	Quality Control	8	6.000,000,00	48.000.000,00	576.000.000,00
49	Laboratorium	8	6.000,000,00	48.000.000,00	576.000.000,00
50	Control room	8	6.000,000,00	48.000.000,00	576.000.000,00
51	K3	8	6.000,000,00	48.000.000,00	576.000.000,00
Total		164	395,635,961.12	966,609,567.97	11,599,314,815.62

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Apabila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.4.7 Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut merupakan fasilitas serta hak karyawan yang diberikan oleh perusahaan untuk menunjang aktivitas kerja karyawan diantaranya sebagai berikut:

1. Hak Cuti

a. Cuti Tahunan

- b. Setiap karyawan dalam perusahaan mempunyai hak cuti maksimal sebanyak 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun selanjutnya.
- c. Cuti Massal
- d. Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.
- e. Cuti Hamil
- f. Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

2. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (non-shift), hari libur nasional adalah hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan shift, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (overtime).

3. Kerja Lembur

Kerja lembur dilaksanakan atas persetujuan kepala bagian apabila ada pekerjaan yang mendesak harus segera diselesaikan.

4. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

5. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan yang bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

6. Penyediaan Fasilitas Bagi Karyawan

- a. Penyediaan sarana transportasi/bus karyawan.
- b. Penyediaan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.
- c. Penyediaan fasilitas tempat ibadah yang dilengkapi dengan sarana air dan listrik.
- d. Penyediaan fasilitas koperasi karyawan.
- e. Penyediaan fasilitas kantin
- f. Memberikan tanda penghargaan dalam bentuk tanda mata kepada pekerja yang mencapai masa kerja berturut-turut 10 tahun.

BAB V

UTILITAS

Salah satu sarana penunjang untuk membantu jalannya suatu proses pada pabrik adalah unit utilitas, dimana perancangan unit utilitas akan menjamin keberlangsungan berdirinya suatu pabrik. Ada beberapa unit penyediaan yang dibutuhkan suatu pabrik, antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik ini menggunakan sungai sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindarkan dari kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses air laut yang lebih rumit dan

biaya pengolahannya lebih besar karena membutuhkan alat yang relatif lebih mahal.

- Jumlah air sungai yang lebih banyak dibandingkan jumlah air sumur.
- Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pembangunan pabrik.

Secara keseluruhan kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

a. Air Sanitasi

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 120 liter per hari (Sularso, 2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 195 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar:

Tabel V.1 Kebutuhan air domestik

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Sanitasi	721
2	Laboratorium	17.74
3	Taman	492.89
4	Poliklinik	92
5	Kantin	360.42
6	Masjid	120.14
Total		1804

b. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi untuk membantu dalam penurunan suhu pada beberapa alat. Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini terlampir pada tabel 5.2 sebagai berikut:

Tabel V.2 Kebutuhan air pendingin

Nama alat	Kode alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler 1</i>	CL-01	1.628,979

<i>Cooler 2</i>	CL-02	1.242,297
<i>Cooler 3</i>	CL-03	5,599
<i>Cooler 4</i>	CL-04	624,122
<i>Condensor 1</i>	CD-01	19.401,870
<i>Condensor 2</i>	CD-02	2.425,812
Air Pendingin Reaktor	R-01	3.514,912
Air Pendingin Netralizer	N-01	2.817,305
Total		25.328,667

c. Air untuk *Steam*

Air *steam* merupakan media pemanas dalam suatu pabrik, air *steam* ini berfungsi untuk membantu beberapa alat untuk menaikkan suhu. Air *steam* yang digunakan untuk *boiler* harus sesuai dengan persyaratan yang ada. Sehingga tidak terjadinya kerusakan seperti *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Kebutuhan *steam* tiap-tiap alat pada perancangan pabrik ini terlampir pada tabel 5.3 sebagai berikut:

Tabel V.3 Kebutuhan *steam*

Nama alat	Kode alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater 1</i>	H-01	37.4184
<i>Heater 2</i>	H-02	112.9745
<i>Heater 3</i>	H-03	0.0685
<i>Heater 4</i>	H-04	484.8347
<i>Heater 5</i>	H-05	533.1909
Reboiler 1	RB-01	84.2436
Total		5033,560

Jumlah air *make up* yang digunakan untuk menyediakan uap (*steam*) sebesar 10%, massa air *make up* yaitu $10\% \times \text{steam}$ sebesar 125.273 kg/jam. Maka total kebutuhan air untuk *steam* yaitu sebesar 5.191,009 kg/jam.

d. *Air Service*

Air service digunakan untuk kebutuhan penggunaan layanan umum seperti masjid, kantin, laboratorium, dan lain-lain sebesar diambil 10% dari kebutuhan air sanitasi, yaitu 133 kg/jam

e. Air Hidran

Berdasarkan NPFA 15 untuk kebutuhan air hidran dipakai selama 12 jam dengan kebutuhan 260 L/menit maka kebutuhan air hidran 2.306,71 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik propilen glikol diambil dari air sungai dengan melakukan pengolahan air sebelum digunakan agar dapat memenuhi syarat-syarat yang dapat digunakan di dalam proses. Berikut adalah tahapan dalam proses pengolahan air sungai:

a. Penyaringan filter

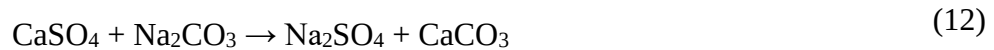
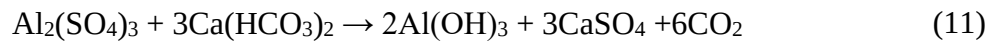
Sebelum proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan pembersihan awal/penyaringan yang dilakukan dengan dilewatkan pada filter yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah, dan sebagainya yang kemudian dialirkan ke bak pengendapan awal.

b. Bak pengendap awal/sedimentasi

Air sungai yang telah melalui proses penyaringan kemudian ditampung ke bak pengendap awal untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaringan awal. Selanjutnya dialirkan ke bak penggumpal.

c. Bak penggumpal/flokulator

Air dialirkan ke bak penggumpal yang berfungsi untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Pada umumnya bahan kimia yang digunakan adalah tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Berikut adalah reaksi yang terjadi pada bak penggumpal:



d. *Clarifier*

Air yang telah melewati bak penggumpal kemudian dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan ke *clarifier*, alirannya diatur dan diaduk menggunakan agitator. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak penyaring

Air dari *clarifier* kemudian dialirkan ke bak penyaring yang berfungsi untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Media penyaring yang digunakan adalah antrasit, pasir, dan kerikil.

f. Bak penampung sementara

Air yang telah melalui proses sand filter kemudian akan masuk ke bak penampung sementara yang akan didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler*, air pendingin, dan air proses.

g. Tangki klorinator

Air yang telah melalui bak penampung sementara kemudian dialirkan ke tangki klorinator untuk ditambahkan klor atau kaporit agar dapat membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin sering digunakan karena harganya murah dan masih bersifat desinfektan setelah beberapa jam pembunuhannya. Klorin dalam air akan membentuk asam hipklorit dengan reaksi sebagai berikut:



h. Tangki air bersih

Dari tangki klorinator kemudian dialirkan ke tangki air bersih yang berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk kebutuhan air minum dan perkantoran.

i. Bak air pendingin

Bak air pendingin berfungsi untuk menampung air yang berfungsi sebagai pendingin dalam proses yang digunakan. Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Air yang hilang karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak penampung sementara.

Air pendingin harus mempunyai sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka perlu diinjeksikan bahan-bahan kimia pada air pendingin sebagai berikut:

- 1) Fosfat digunakan untuk mencegah timbulnya kerak
- 2) Klorin digunakan untuk membunuh mikroorganisme
- 3) Zat *dispersant* digunakan untuk mencegah timbulnya penggumpalan

j. *Cooling tower*

Cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air yang digunakan sebagai air pendingin pada proses pabrik.

k. Tangki *kation exchanger*

Air dari bak penampung sementara berfungsi sebagai *make up boiler* yang selanjutnya diumpankan ke tangki *kation exchanger*. Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg, dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. 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^+ . reaksi yang terjadi:

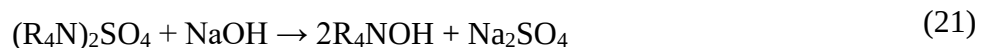


l. Tangki *anion exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian dialirkan 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 oleh resin. Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam tangki:



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



m. Tangki air umpan *boiler*

Tangka air umpan *boiler* berfungsi untuk menyimpan air yang telah melalui tangki *anion exchanger* dan menampung kondensat sirkulasi dari *boiler*. Kemudian air dipompa menuju *deaerator* dicampurkan dengan kondensat sirkulasi.

n. *Deaerator*

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

korosi. Proses pengurangan gas-gas dalam unit *deaerator* dilakukan secara mekanis dan kimiawi. Proses mekanis dilakukan dengan cara mengontakkan air umpan *boiler* dengan uap tekanan rendah, mengakibatkan Sebagian besar gas terlarut dalam air umpan yang terlepas dan dikeluarkan ke atmosfer. Selanjutnya dilakukan proses kimiawi dengan penambahan bahan kimia *hidrazin* (N_2H_4). Adapun reaksi yang terjadi adalah:



o. *Boiler*

Dari tangka umpan *boiler* air kemudian dipompa menuju *boiler*. Di dalam *boiler* air akan diuapkan. *Boiler* berfungsi membuat *saturated steam*.

5.2 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel V.4 Spesifikasi Filter

Alat	Filter
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran kecil maupun besar
Bahan	Alumunium
Jenis	<i>Course bar screen</i>
Luas	150 m ²
Panjang	15 m
Lebar	10 m

Tabel V.5 Spesifikasi *clarifier*

Alat	<i>Clarifier</i>
Fungsi	Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal
Bahan	Beton
Jenis	<i>Circular clarifiers</i>
Volume	618098.82

Diameter	92.341
Tinggi	60.000
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller tanpa baffle</i>
Lebar pengaduk	7.387
Panjang pengaduk	9.234
Putaran pengaduk	1.2 rpm
Power pengaduk	40 Hp

Tabel V.6 Spesifikasi bak penyaring

Alat	Bak penyaring / <i>sand filter</i>
Fungsi	Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air
Bahan	Beton
Jenis	<i>Gravity sand filter</i>
Diameter	116.4152
Tinggi tumpukan	4.888946
Luas penampung	10638.72

Tabel V.7 Spesifikasi bak penampung sementara

Alat	Bak penampung sementara
Fungsi	Menampung sementara air setelah disaring <i>sand filter</i>
Bahan	Beton
Bentuk	Persegi Panjang
Volume	2,9681 m ³
Lebar	2,2812 m
Panjang	2,2812 m
Tinggi	0,5703 m

Tabel V.8 Spesifikasi tangki klorinasi

Alat	Tangki klorinasi
------	------------------

Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air sanitasi
Jenis	Silinder berpengaduk
Volume	0,9045 m ³
Diameter	0,4644 m
Tinggi	0,6966 m
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller 3 blade</i>

Tabel V.9 Spesifikasi tangki air bersih

Alat	Tangka air bersih
Fungsi	Menampung air bersih untuk air sanitasi
Jenis	<i>Silinder vertical</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume	3,6180 m ³
Diameter	2,4369 m
Tinggi	0,6092 m

Tabel V.10 Bak air pendingin

Alat	Bak air pendingin
Fungsi	Menampung air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di <i>cooling tower</i>
Jenis	Persegi Panjang
Bahan	Beton bertulang
Volume	0,6644 m ³
Panjang	1,3851 m
Lebar	1,3851 m
Tinggi	0,3462 m

Tabel V.11 Spesifikasi *cooling tower*

Alat	<i>Cooling tower</i>
Fungsi	Mendinginkan Kembali air pendingin yang digunakan pada alat-alat proses dari suhu 50 °C menjadi 30 °C untuk disirkulasikan Kembali dengan mengontakkan air dengan udara
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	<i>Mechanical induced draft counterflow cooling tower</i>
Dimensi Menara pendingin	
Lebar	0,4011 m
Panjang	0,4011 m
Tinggi	12,2 m
Tinggi bahan isian	4,5613 m
Dimensi basin	
Lebar	0,66 m
Panjang	0,66 m
Tinggi	0,5268 m
Daya motor	0,05

Tabel V.12 Tangki *kation exchanger*

Alat	<i>Tangki kation exchanger</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	<i>Down flow kation exchanger</i>
Resin	<i>Natural greensand zeolite</i>
Volume	0,0879 m ³
Diameter	0,3195 m
Tinggi	1,5971 m

Tabel V.13 Tangki *anion exchanger*

Alat	Tangka <i>anion exchanger</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	<i>Down flow anion exchanger</i>
Resin	<i>Weakly basic anion exchanger</i>
Volume	0,0346 m ³
Diameter	0,2475 m
Tinggi	1,2199 m

Tabel V.14 Spesifikasi *deaerator*

Alat	<i>Deaerator</i>
Fungsi	Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O ₂ , CO ₂ , NH ₃ , dan H ₂ S
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	<i>Cold water vacuum</i>
Volume <i>packing</i>	1,1762 m ³
Luas penampang	0,2406 m ²
Diameter	0,5536 m
Tinggi	5,3889 m

Tabel V.15 Spesifikasi tangki umpan *boiler*

Alat	Tangki umpan <i>boiler</i>
Fungsi	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make-up</i> air umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai <i>steam</i> dalam <i>boiler</i>
Jenis	Bak persegi yang diperkuat
Volume	2,941 m ³
Panjang	2,274 m

Lebar	2,274 m
Tinggi	0,569 m

Tabel V.16 Spesifikasi *boiler*

Alat	<i>Boiler</i>
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Jenis	<i>Fire tube boiler</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	22.864,0537 kJ/jam
Luas penampang	7,9122 m ²
Kebutuhan <i>natural gas</i>	48,009 kg/hari

Tabel V.17 Spesifikasi blower

Alat	Blower
Fungsi	Mengalirkan udara segar ke <i>boiler</i>
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	44,008 kg/jam
Jumlah udara	40,007 kg/jam
Tekanan <i>inlet</i>	1 atm
Suhu inlet	35 °C
Daya motor	0,05 Hp

Tabel V.18 Spesifikasi tangki penyimpanan alum

Alat	Tangki penyimpanan alum
Fungsi	Melarutkan dan menyimpan larutan alum 5% yang akan diumpankan ke flokulator
Jenis	Tangki silinder vertikal
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume	1,8326 m ³
Diameter	1,1189 m
Tinggi	2,2378 m

Tabel V.19 Tangki penyimpanan natrium karbonat

Alat	Tangki penyimpanan Na_2CO_3
Fungsi	Menyimpan natrium karbonat sebagai koagulan selama 7 hari
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	Silinder vertical
Volume	1,2328 m ³
Diameter	0,9225 m
Tinggi	0,4612 m

Tabel V.20 Spesifikasi tangki penyimpanan N_2H_4

Alat	Tangki penyimpanan N_2H_4
Fungsi	Menyimpan dan melarutkan N_2H_4
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	Silinder vertical
Volume	0,1369 m ³
Diameter	0,4913 m
Tinggi	0,7369 m

Tabel V.21 Tangki penyimpanan NaOH

Alat	Tangki penyimpanan NaOH
Fungsi	Membuat dan menyimpan larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jenis	Silinder vertical
Volume	0,0153 m ³
Diameter	0,2349 m
Tinggi	0,3524 m

Tabel V.22 Spesifikasi pompa utilitas

Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendapan awal	Mengalirkan air dari bak pengendapan awal menuju bak penggumpal	Mengalirkan air dari bak penggumpal menuju <i>clarifier</i>	Mengalirkan air dari <i>clarifier</i> menuju bak penyaring	Mengalirkan air dari tangki penampung sementara menuju tangki klorinator, bak air pendingin, dan tangki <i>kation exchanger</i>	Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Impeller	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>
Kapasitas	26,2232	26,2232	26,2232	26,2232	26,2232	5,870105
BHP teoritis	0,116294	0,116294	0,116294	0,116294	0,116294	0,042874
BHP actual	3,305361	0,927227	56,44217	0,386309	12,93091	7,006583
Power motor	0,333333	0,25	3	0,166667	0,75	0,125

Tabel V.23 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Alat	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan air pendingin dari <i>cooling tower</i> ke bak air pendingin	Mengalirkan air dari tangki <i>kation exchanger</i> menuju tangki <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan air dari tangki <i>anion exchanger</i> ke <i>deaerator</i>	Mengalirkan air dari <i>deaerator</i> menuju tangki penampung air umpan <i>boiler</i>	Mengalirkan air dari tangki penampung air umpan <i>boiler</i> menuju <i>boiler</i>
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>	<i>Commercial material</i>
Jumlah	1	1	1	1	1

Impeller	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>
Kapasitas	5,870105	2,5981	2,5981	2,5981	2,5981
Bhp teoritis	0,042874	0,536461	0,536461	0,536461	0,536461
Bhp actual	6,884674	11,14617	11,86252	2,255115	21,79312
Power motor	0,125	0,536461	0,125	0,05	0,25

5.3 Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang dihasilkan digunakan sebagai media pemanas pada *Heat exchanger* dan *reboiler*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* dibutuhkan 1 buah *boiler*. *Steam* yang dihasilkan dari *boiler* merupakan *saturated steam* dengan suhu 154 °C dengan tekanan 4 atm. *Saturated steam* digunakan karena uap yang digunakan adalah uap jenuh (*saturated*) yang akan memberikan panas laten yaitu panas saat terjadi perubahan fase tanpa ada perubahan suhu sehingga panas yang dihasilkan stabil dan tidak boros. Jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah 5.033,5605 kg/jam. Diperkirakan air yang hilang sebesar 20% sehingga kebutuhan make up air umpan *boiler* sebesar 906,0409 kg/jam. Jadi, total kebutuhan air pendingin pada saat *start-up* sebesar 5.033,5605 kg/jam. Tahapan proses untuk unit penyedia *steam*:

1. Unit demineralisasi

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , HCO_3^{-} , SO_4^{2-} , Cl^{-} , dan lain-lain dengan menggunakan resin sebelum diumpankan sebagai air umpan *boiler*. Syarat yang harus dipenuhi dalam unit demineralisasi air:

- a. *Steam* yang disediakan tidak menimbulkan kerak pada *tube heat exchanger*, karena dapat mengakibatkan efisiensi turun dan bahkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
- b. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 . Untuk menghilangkan kation-kation mineralnya air diumpankan ke *kation exchanger*. Dan kemudian diumpankan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anionnya.

2. Unit air umpan *boiler*

Air yang sudah melalui tahap demineralisasi kemudian masuk ke unit *deaerator* untuk menghilangkan gas-gas sisa yang masih terkandung dalam air terutama oksigen yang dapat menimbulkan korosi. Pada *deaerator* diinjeksikan bahan kimia yaitu *hidrazin* (N_2H_4) yang dapat mengikat sisa-sisa oksigen. Melalui *stripping* dengan uap bertekanan rendah, nitrogen sebagai hasil reaksi bersama dengan gas- gas lain dihilangkan.

Tabel V.24 Spesifikasi *boiler*

Alat	<i>Boiler</i>
<i>Steam</i> yang dihasilkan	
Suhu	90 °C
Tekanan	4 atm
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Jenis	<i>Fire tube boiler</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Jumlah	1
Kapasitas <i>boiler</i>	27.083 kg/jam
Luas penampang <i>boiler</i>	7,9122 m ²
Bahan bakar	<i>Natural gas</i>
Kebutuhan <i>natural gas</i>	1,826 kg/hari
Efisiensi	80%

Alat	<i>Boiler</i>
<i>Steam</i> yang dihasilkan	
Suhu	200 °C
Tekanan	4 atm
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Jenis	<i>Fire tube boiler</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>

Jumlah	1
Kapasitas <i>boiler</i>	198,404 kg/jam
Luas penampang <i>boiler</i>	7,9122 m ²
Bahan bakar	<i>Natural gas</i>
Kebutuhan <i>natural gas</i>	11,299 kg/jam
Efisiensi	80%

5.4 Unit Penyedia Listrik

Tugas dari unit penyedia listrik adalah menyediakan listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik dan kantor. Kebutuhan listrik di pabrik Propilen glikol ini dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan. Hal ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan perimbangan:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik antara lain digunakan untuk:

- a. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- b. Listrik untuk penerangan
- c. Listrik untuk AC
- d. Listrik untuk laboratorium, bengkel, dan lain-lain
- e. Listrik untuk alat instrumenstasi dan kontrol

Besarnya kebutuhan listrik masing-masing keperluan diatas dapat diperkirakan sebagai berikut:

- a. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas

Besarnya kebutuhan listrik untuk keperluan proses dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel V.25 Kebutuhan listrik keperluan proses

No	Nama Alat	Power (Hp)	Jumlah	Power (Hp)	Kwatt
1	Pompa P-01	0.25	1	0.25	0.19
2	Pompa P-02	0.05	1	0.05	0.04
3	Pompa P-03	0.25	1	0.25	0.19
4	Pompa P-04	0.05	1	0.05	0.04
5	Pompa P-05	0.75	1	0.75	0.56
6	Pompa P-06	0.5	1	0.5	0.37
7	Pompa P-07	0.25	1	0.25	0.19
8	Pompa P-08	0.25	1	0	0.00
9	Pompa P-09	0.5	1	0.5	0.37
10	Pompa P-10	0.75	1	0.75	0.56
11	Pompa P-11	5	1	5	3.73
12	Pompa P-12	0.05	1	0.05	0.04
13	Pompa P-13	1	1	1	0.75
14	Pompa P-14	0.75	1	0.75	0.56
15	Pompa P-15	0.05	1	0.05	0.04
16	Motor Pengaduk Reaktor	15	1	15	11.19
17	Motor Pengaduk Netralizer	1.5	1	1.5	1.12
18	<i>Centrifuge</i>	1	1	1	0.75
19	<i>Screw Conveyor</i>	0.5	1	0.5	0.37
20	<i>Belt Elevator</i>	1.5	1	1.5	1.12
total				29.7	22.15

Besarnya kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel V.26 Kebutuhan listrik keperluan utilitas

No	Nama Alat	Power (Hp)	Jumlah	Power (Hp)	Kwatt
1	Pompa utilitas PU-01	5	1	5	3.729
2	Pompa utilitas PU-02	5	1	5	3.729
3	Pompa utilitas PU-03	5	1	5	3.729
4	Pompa utilitas PU-04	5	1	5	3.729
5	Pompa utilitas PU-05	5	1	5	3.729
6	Pompa utilitas PU-06	15	1	15	11.186
7	Pompa utilitas PU-07	0.125	1	0.125	0.093
8	Pompa utilitas PU-08	0.75	1	0.75	0.559
9	Pompa utilitas PU-09	0.75	1	0.75	0.559
10	Pompa utilitas PU-10	0.33	1	0.33	0.249
11	Pompa utilitas PU-11	0.33	1	0.33	0.249
12	Pompa utilitas PU-12	0.75	1	0.75	0.559
13	Kompresor Udara	25	1	25	18.643
14	<i>Boiler 1</i>	200	1	200	149.140
15	<i>Boiler 2</i>	40	1	40	29.828
16	<i>Fan Cooling Tower</i>	0.75	1	0.75	0.559
17	Pengaduk <i>Clarifier</i>	3	1	3	2.237
18	Pengaduk Bak Air Penggumpal	7	1	7	5.220
19	Pengaduk Tangki Klorinasi	0.05	1	0.05	0.037
total				318.842	237.760

b. Kebutuhan listrik tersedia

Power yang dibutuhkan Listrik dirancang 10% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, yaitu sebesar 383,396 HP

c. Listrik untuk instrument kontrol

Kebutuhan untuk instrument control dirancang 5% dari kebutuhan Listrik total yaitu 17,427 HP

d. Listrik untuk laboratorium, bengkel, dan lain-lain

Jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dan lain-lain diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan Listrik yang tersedia kebutuhan listrik yaitu 87,135 HP

e. Generator

Generator berfungsi untuk membangkitkan Listrik untuk keperluan proses, utilitas, serta umum jika Listrik yang disediakan oleh PLN mati. Jenis generator yang dipilih adalah generator diesel yang menggunakan bahan bakar fuel oil dengan kekuatan 500 kW. Efisiensi pembakaran adalah 80%. Dengan diasumsikan Listrik dari PLN mati selama 6 jam/minggu. Sehingga:

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{Q}{\text{Heating value} \times \text{Efficiency}} \quad (23)$$

Maka diperoleh kebutuhan bahan bakarnya yaitu 2,044 kg/jam

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk menggerakkan alat-alat *pneumatic* yaitu membuka dan menutup *valve*. Untuk menjalankan system instrumentasi digunakan udara tekan. Pengolahan udara ini adalah pengolahan udara yang bebas dari air, bersifat kering, bebas minyak dan tidak mengandung partikel-partikel lainnya. Kebutuhan udara tekan untuk prarancangan pabrik propilen glikol ini diperkirakan sebesar 50,976 m³/jam, tekanan 7,8231 atm dan suhu 35 °C. alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

Tabel V.27 Spesifikasi kompresor

Alat	Kompresor
Fungsi	Memenuhi kebutuhan udara tekan
Jenis	<i>Single stage reciprocating compressor</i>
Jumlah	1
Suhu udara	30 °C
Efisiensi	80%

Daya kompresor	25 Hp
----------------	-------

5.6 Unit Penyedia Kebutuhan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah NG (natural gas). NG sendiri diperoleh dari Pertamina gas dan distributornya. NG dipilih sebagai bahan bakar dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Mudah didapat
2. Lebih ekonomis
3. Murah

Kebutuhan bahan bakar digunakan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar:

1. *Boiler-01*

Kebutuhan bahan bakar = 2.564,39 L/jam

2. *Boiler-02*

Kebutuhan bahan bakar = 15.868,76 L/jam

3. Generator

Kebutuhan bahan bakar = 91.261,446 L/jam

4. Spesifikasi bahan bakar

Jenis bahan bakar : Natural gas

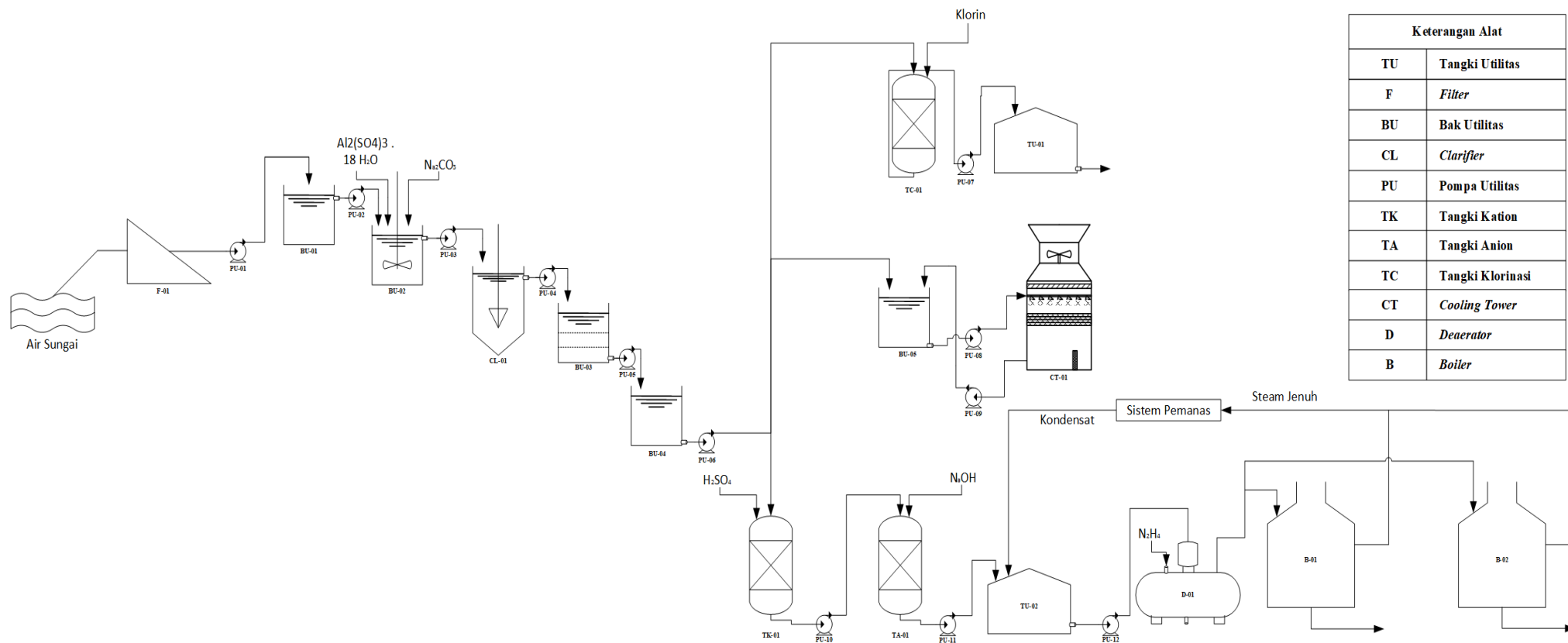
Heating value : 45.000 kJ/kg

Efisiensi pembakaran : 80%

Specific gravity : 0,7

Densitas : 0,7121 kg/m³

Jumlah kebutuhan : 1.297.467,521 L/jam



Gambar V.1 Diagram utilitas

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik propilen glikol merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas.

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik propilen glikol yang berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini ditinjau dari aspek, evaluasi kelayakan ekonomi yang dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

1. Modal Investasi (*Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
5. Analisis Kelayakan

6.1 Modal Investasi Industri (*Capitas Investment*)

Modal industri (*capital investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955). Modal industri terdiri dari:

1. Modal tetap (*fixed capital*)
2. Modal kerja (*working capital*)

6.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap (*Fix Capital*) terdiri dari:

1. *Physical plant cost*

Purchased equipment, Equipment installation, piping, instrumentation, insulation, electrical, building, land & yard improvements, utilities.

- Penentuan total harga alat (*purchasing equipment cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$EX = EY \frac{Nx}{Ny} \quad (24)$$

(Aries & Newton, 1955 hal 16)

Dimana:

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Index harga pada tahun x

Ny = Index harga pada tahun y

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

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (25)$$

(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dimana:

Ca = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

E_a = Biaya perawatan saat kapasitas C_a (US \$)

E_b = Biaya perawatan saat kapasitas C_b (US \$)

Dalam penentuan harga alat-alat pabrik propilen glikol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut:

- 1) Kurs dollar tahun 2024, US \$ 1 = Rp.16.400
- 2) Penentuan harga alat bersumber dari buku "Chemical Engineering Cost Estimation" karangan R. S. Aries dan R. D. Newton (1955)

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini. CE Index diambil dari: (www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index").

Tabel VI.1 Indeks harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1970	125,7
2	1971	132,3
3	1972	137,2
4	1973	144,1
5	1974	165,4
6	1975	182,4
7	1976	192,1
8	1977	204,1
9	1978	218,8
10	1979	238,7
11	1980	261,2
12	1981	297
13	1982	314
14	1983	317
15	1984	322,7
16	1985	325,3
17	1986	318,4
18	1987	323,8
19	1988	342,5
20	1989	355,4

21	1990	357,6
22	1991	361,3
23	1992	356,2
24	1993	359,2
25	1994	368,1
26	1995	381,1
27	1996	381,1
28	1997	386,5
29	1998	389,5
30	1999	390,6
31	2000	394,1
32	2001	394,3
33	2002	395,6
34	2003	402
35	2004	444,2
36	2005	468,2
37	2006	499,6
38	2007	525,4
39	2008	575,4
40	2009	521,9
41	2010	550,8
42	2011	585,7
43	2012	584,6
44	2013	567,3
45	2014	576,1
46	2015	556,8
47	2016	541,7
48	2017	567,5
49	2018	603,1
50	2019	607,5
51	2020	586,2
52	2021	655,9

Berdasarkan indeks harga tersebut maka harga alat pada tahun 2028 yang didasarkan pada harga alat yang dilihat dari www.matche.com. Membeli alat 3 tahun sebelum pabrik didirikan, didapatkan data harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel VI.2 Harga setiap alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2028	2014	2028

Tangki Penyimpanan <i>Propylene Oxide</i>	T-01	1	576,1	696,068	\$ 530.900	\$ 641.455,48
Tangki Penyimpanan Asam Sulfat	T-02	1	576,1	696,068	\$ 27.600	\$ 33.347,47
Tangki Penyimpanan Produk <i>Propilen</i> <i>glikol</i>	T-03	1	576,1	696,068	\$ 518.300	\$ 626.231,63
Silo	S-01	1	576,1	696,068	\$ 4.300	\$ 5.195,44
Hopper	H-01	1	576,1	696,068	\$ 10.700	\$ 12.928,19
Reaktor Tangki Alir Berpengaduk	R-01	1	576,1	696,068	\$ 916.200	\$ 1.106.990,98
Flash Drum	FD-01	1	576,1	696,068	\$ 127.000	\$ 153.446,69
Netralizer	N-01	1	576,1	696,068	\$ 336.000	\$ 405.969,19
Centrifuge	CF-01	1	576,1	696,068	\$ 15.000	\$ 18.123,62
Menara Distilasi	MD-01	1	576,1	696,068	\$ 221.100	\$ 267.142,22
Pompa	P-01	1	576,1	696,068	\$ 28.600	\$ 34.555,71
Pompa	P-02	1	576,1	696,068	\$ 18.000	\$ 21.748,35
Pompa	P-03	1	576,1	696,068	\$ 28.600	\$ 34.555,71
Pompa	P-04	1	576,1	696,068	\$ 20.200	\$ 24.406,48
Pompa	P-05	1	576,1	696,068	\$ 28.600	\$ 34.555,71
Pompa	P-06	1	576,1	696,068	\$ 29.700	\$ 35.884,78
Pompa	P-07	1	576,1	696,068	\$ 28.600	\$ 34.555,71
Pompa	P-08	1	576,1	696,068	\$ 29.700	\$ 35.884,78
Pompa	P-09	1	576,1	696,068	\$ 28.600	\$ 34.555,71
Pompa	P-10	1	576,1	696,068	\$ 27.300	\$ 32.985,00
Pompa	P-11	1	576,1	696,068	\$ 25.500	\$ 30.810,16
Pompa	P-12	1	576,1	696,068	\$ 20.200	\$ 24.406,48
Pompa	P-13	1	576,1	696,068	\$ 27.300	\$ 32.985,00
Pompa	P-14	1	576,1	696,068	\$ 27.300	\$ 32.985,00
Pompa	P-15	1	576,1	696,068	\$ 20.200	\$ 24.406,48
Heater	H-01	1	576,1	696,068	\$ 1.600	\$ 1.933,19

Heater	H-02	1	576,1	696,068	\$ 2.500	\$ 3.020,60
Heater	H-03	1	576,1	696,068	\$ 800	\$ 966,59
Heater	H-04	1	576,1	696,068	\$ 4.000	\$ 4.832,97
Heater	H-05	1	576,1	696,068	\$ 4.100	\$ 4.953,79
Cooler	CL-01	1	576,1	696,068	\$ 1.700	\$ 2.054,01
Cooler	CL-02	1	576,1	696,068	\$ 1.900	\$ 2.295,66
Cooler	CL-03	1	576,1	696,068	\$ 1.100	\$ 1.329,07
Cooler	CL-04	1	576,1	696,068	\$ 2.800	\$ 3.383,08
Condensor	CD-01	1	576,1	696,068	\$ 32.000	\$ 38.663,73
Condensor	CD-02	1	576,1	696,068	\$ 8.700	\$ 10.511,70
Reboiler	RB-01	1	576,1	696,068	\$ 16.500	\$ 19.935,99
Accumulator	ACC-01	1	576,1	696,068	\$ 41.000	\$ 49.537,91
Screw Conveyor	SC-01	1	576,1	696,068	\$ 3.800	\$ 4.591,32
Belt Elevator	BE-01	1	576,1	696,068	\$ 10.800	\$ 13.049,01
Total Harga						\$ 3.901.170,56

Tabel VI.3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2028	2014	2028
Filter	F-01	1	576,1	696,068	\$ 74.500	\$ 90.014,00
Tangki Klorinasi	TC-01	1	576,1	696,068	\$ 224.100	\$ 270.766,95
Cooling Tower	CT-01	1	576,1	696,068	\$ 101.900	\$ 123.119,82
Kompresor Udara	CO-01	1	576,1	696,068	\$ 5.300	\$ 6.403,68
<i>Kation exchanger</i>	KE-01	1	576,1	696,068	\$ 16.700	\$ 20.177,64
<i>Anion exchanger</i>	AE-01	1	576,1	696,068	\$ 16.700	\$ 20.177,64
Tangki NaOH	TU-01	1	576,1	696,068	\$ 26.400	\$ 31.897,58
Tangki H2SO4	TU-02	1	576,1	696,068	\$ 26.400	\$ 31.897,58
Tangki Kondensat	TK-01	1	576,1	696,068	\$ 26.400	\$ 31.897,58
Tangki NaHPO4	TU-03	1	576,1	696,068	\$ 26.400	\$ 31.897,58
Tangki N2H4	TU-04	1	576,1	696,068	\$ 26.400	\$ 31.897,58

Tangki Silika	TS-01	1	576,1	696,068	\$ 30.300	\$ 36.609,72
Tangki Bahan Bakar	TB-01	1	576,1	696,068	\$ 241.500	\$ 291.790,35
Tangki Udara Tekan	TUT-01	1	576,1	696,068	\$ 30.300	\$ 36.609,72
<i>Deaerator</i>	D-01	1	576,1	696,068	\$ 29.900	\$ 36.126,42
<i>Boiler</i>	B-01	1	576,1	696,068	\$ 213.900	\$ 258.442,88
<i>Boiler</i>	B-02	1	576,1	696,068	\$ 212.400	\$ 256.630,52
Generator	G-01	2	576,1	696,068	\$ 550.900	\$ 1.331.240,62
Pompa Utilitas	PU-01	1	576,1	696,068	\$ 1.500	\$ 1.812,36
Pompa Utilitas	PU-02	1	576,1	696,068	\$ 1.500	\$ 1.812,36
Pompa Utilitas	PU-03	1	576,1	696,068	\$ 1.501	\$ 1.813,57
Pompa Utilitas	PU-04	1	576,1	696,068	\$ 1.501	\$ 1.813,57
Pompa Utilitas	PU-05	1	576,1	696,068	\$ 1.502	\$ 1.814,78
Pompa Utilitas	PU-06	1	576,1	696,068	\$ 1.502	\$ 1.814,78
Pompa Utilitas	PU-07	1	576,1	696,068	\$ 1.503	\$ 1.815,99
Pompa Utilitas	PU-08	1	576,1	696,068	\$ 1.503	\$ 1.815,99
Pompa Utilitas	PU-09	1	576,1	696,068	\$ 1.504	\$ 1.817,20
Pompa Utilitas	PU-10	1	576,1	696,068	\$ 1.504	\$ 1.817,20
Pompa Utilitas	PU-11	1	576,1	696,068	\$ 1.505	\$ 1.818,40
Pompa Utilitas	PU-12	1	576,1	696,068	\$ 1.505	\$ 1.818,40
Total Harga						\$ 2.959.382,46

Tabel VI.4 Harga alat penyedia air

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Luas (m2)	Satuan	Biaya
Bak Air Pengendap	BAP-01	1	1352,83	Rp2.300.000,00	Rp3.111.505.456,73
Bak Air Pengaduk	BAP-02	1	704,66	Rp2.300.000,00	Rp1.620.716.464,73
Bak Air Penyaring	BAP-03	1	4043,80	Rp2.300.000,00	Rp9.300.741.547,10
Bak Air Bersih	BAB-01	1	1160,62	Rp2.300.000,00	Rp2.669.425.624,08
Bak Air Kantor dan Rumah Tangga	BAB-02	1	462,56	Rp2.300.000,00	Rp1.063.876.550,91

Clarifier	CL-01	1	3915,68	Rp2.300.000,00	Rp9.006.064.171,99
Unit Pembuangan Limbah	UPL-01	1	106,18	Rp2.300.000,00	Rp244.215.279,79
Bak Air Pendingin	BAB-03	1	785,50	Rp2.300.000,00	Rp1.806.654.442,69
Total					Rp28.823.199.538,03

Harga biaya bahan, tukang konstruksi /m2 menurut data harga konstruksi kabupaten:

Harga Bangunan Tingkat 3.000.000 Rp/m2

Harga Bangunan Biasa 2.300.000 Rp/m2

Harga Bangunan Tingkat 1.800.000 Rp/m2

Dasar perhitungan:

- a. kapasitas produksi : 26.000 ton/tahun
- b. pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. umur alat : 10 tahun
- d. kurs mata uang : 1 \$ = Rp 16.163 (Per 27 Mei 2024)
- e. tahun pabrik didirikan : 2028

Tabel VI.5 *Physical plant cost (PPC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Purchased Equipment cost	164.392.383.956,66	6,860,553.02
Delivered Equipment Cost	28.128.267.367,89	1,715,138.25
Instalasi cost	19.390.667.046,00	1,182,357.75
Pemipaan	63.241.606.789,60	3,856,195.54
Instrumentasi	28.318.304.686,45	1,726,725.90
Insulasi	4.471.365.428,54	272,644.23
Listrik	11.251.306.947,16	686,055.30
Bangunan	120.577.500.000,00	7,352,286.59
<i>Land & Yard Improvement</i>	84.410.000.000,00	5,146,951.22
Total	524.181.402.222	28,798,908

2. *Direct Plant Cost (DPC)*

Tabel VI.6 *Direct plant cost (DPC)*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Engineering and Constrution</i>	94,460,417,547.45	5,759,781.56
<i>DPC</i>	566,762,505,284.68	34,558,689.35

3. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Tabel VI.7 *Fixed capital investment (FCI)*

<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
<i>Direct Plant Cost</i>	566.762.505.284,68	34.558.689,35
<i>Cotractor's fee</i>	22.670.500.211,39	1.382.347,57
<i>Contingency</i>	56.676.250.528,47	3.455.868,93
Jumlah	646.109.256.024,53	39.396.905,86

Total *Fixed Capital Investment (FCI)* = Rp. 639.100.256.024,53

6.1.2 Modal Kerja (*Working Capital*)

Working Capital Investment yaitu model biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu:

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Investasi yang cepat kembali

- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai aman, dan lain-lain

Tabel VI.8 *Working capital investment (WCI)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	8.414.370.767,29	513,071.39
<i>Inproses Onventory</i>	821.835.145,17	50,111.90
<i>Product Inventory</i>	11.505.692.032,32	701,566.59
<i>Extended Credit</i>	15.578.264.966,67	949,894.21
<i>Available Cash</i>	49.310.108.709,96	3,006,713.95
<i>Working Capital (WC)</i>	5.630.271.621,41	5,221,358.03

6.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *direct cost*, *indirect cost*, *fixed cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *manufacturing cost* antara lain:

6.2.1 *Direct manufacturing cost (DMC)*

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel VI.9 *Direct manufacturing cost (DMC)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	396.677.479.029,50	24.187.651,16
<i>Labor</i>	11.599.314.815,62	707,275.29
<i>Supervision</i>	1.159.931.481,56	70.727.53
<i>Maintenance</i>	12.922.185.120,49	787,938.12
<i>Plant Supplies</i>	1.938.327.768,07	118,190.72
<i>Royalty and Patents</i>	7.344.039.198,57	447,807.27
<i>Utilities</i>	739.310,688,66	45,079.92
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	432.380.588.102,48	26,364,670.01

6.2.2 Indirect manufacturing cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel VI.10 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	1.739.897.222,34	106,091.29
<i>Laboratory</i>	1.159.931.481,56	70,727.53
<i>Plant Overhead</i>	5.799.657.407,81	353,637.65
<i>Packaging and Shipping</i>	36.720.195.992,87	2,239,036.34
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	45.419.682.104,58	2,769,492.81

6.2.3 Fixed manufacturing cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel VI.11 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	51.688.740.481,96	3,151,752.47
<i>Property taxes</i>	6.461.092.560,25	393,969.06
<i>Insurance</i>	6.461.092.560,25	393,969.06
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	64.610.925.602,45	3,939,690.59

Tabel VI.12 *Total Manufacturing Cost*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	432.380.588.102,48	26,364,670.01
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	45.419.682.104,58	2,769,492.81
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	64.610.925.602,45	3,939,690.59

<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	542.411.195.809,51	33,073,853.40
--------------------------------	--------------------	---------------

6.3 General Expenses

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel VI.13 *General expense (GE)*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	16.272.335.874,29	992,215.60
<i>Sales Expense</i>	27.120.559.790,48	1,653,692.67
<i>Research</i>	18.984.391.853,33	1,157,584.87
<i>Finance</i>	14.634.790.552,92	892,365.28
<i>General Expenses (GE)</i>	77.012.078.071,01	4,695,858.42

Tabel VI.14 *Total Production Cost*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	542,411,195,809.51	33,073,853.40
<i>General Expenses (GE)</i>	77,012,078,071.01	4,695,858.42
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	619,423,273,880.52	37,769,711.82

Analisa Keuntungan

Total Penjualan = Rp. 734.403.919.857

Total *Production Cost* = Rp. 619.423.273.881

Keuntungan sebelum Pajak = Rp. 114.980.645.977

Pajak dari Keuntungan (25%) = Rp. 28.745.161.494

Keuntungan setelah Pajak = Rp. 86.235.484.483

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain:

1. *Return on Investment (ROI)*

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Investment} \quad (26)$$

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 17,80\%$$

b. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 13,35\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$\%POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan + Depresant} \quad (27)$$

a. POT sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

POT b = 3,88 tahun

b. POT setelah pajak (POTa)

POT a = 4,68 tahun

3. Break Even Point (BEP)

Break event point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break event point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (28)$$

Dimana

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

Annual fixed manufacturing cost (Fa)

Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
Depresiasi	51.688.740.482	3,151,752
<i>Proerty Taxes</i>	6.461.092.560	393,969
Asuransi	6.461.092.560	393,969
TOTAL Nilai Fa	64.610.925.602	3,939,691

Annual regulated expenses (Ra)

Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
Gaji Karyawan	11.599.314.815,62	707,275.29
<i>Payroll Overhead</i>	1.739.897.222,34	106,091.29
<i>Supervision</i>	1.159.931.481,56	70,727.53
<i>Plant Overhead</i>	5.799.657.407,81	353,637.65
Laboratorium	1.159.931.481,56	70,727.53
<i>General Expense</i>	77.012.078.071,01	4,695,858.42
<i>Maintenance</i>	12.922.185.120,49	787,938.12
<i>Plant Supplies</i>	1.938.327.768,07	118,190.72
TOTAL Nilai Ra	113.331.323.368,47	6.910,446.55

Tabel VI.15 *Annual variable value (Va)*

Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
<i>Raw Material</i>	396.677.479.029,50	24,187,651.16
<i>Packaging and Shipping</i>	36.720.195.992,87	2,239,036.34
<i>Utilities</i>	739.310.688,66	45,079.92
<i>Royalty & Patent</i>	7.344.039.198,57	447,807.27
TOTAL Nilai Va	441.481.024.909,60	26,919,574.69

Tabel VI.16 *Annual sales value (Sa)*

Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
<i>Annual sales cost</i>	734.403.919.857	44.780.727

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar:

$$\text{BEP} = 46,17 \%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (29)$$

Didapatkan SDP = 15,92%

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i)^1) \frac{WC + SV}{CV}$$

Dimana:

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp 646.109.256.025

WCI = Rp 85.630.271.621

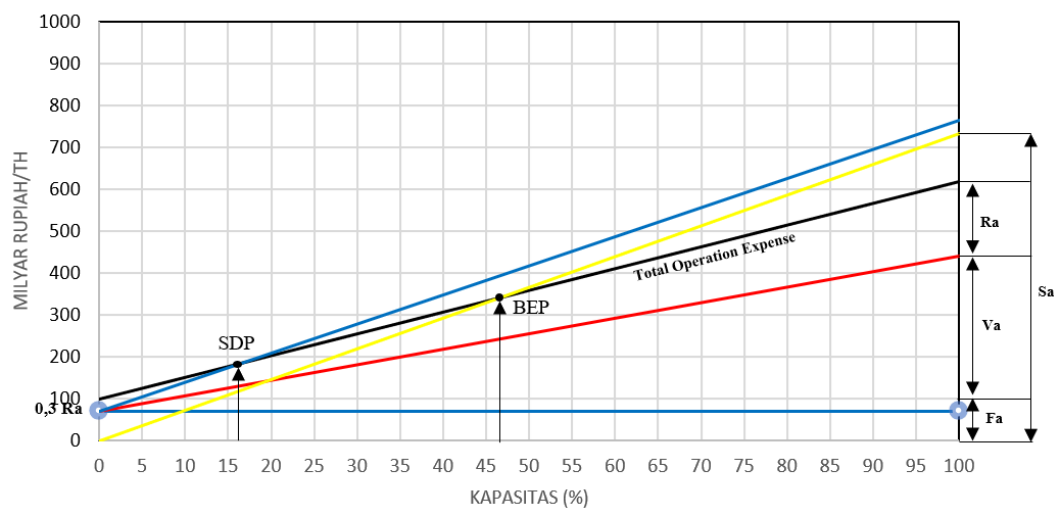
SV = Rp 51.688.740.482

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah:

DCFR = 10,60 %

Setelah dilakukan analisa terhadap evaluasi ekonomi didapat grafik sebagai berikut:



Gambar VI.1 Analisa kelayakan pabrik Propilen glikol

Gambar VI.1 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*). Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a Dimana diketahui berdasarkan perhitungan Analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik, untuk mengetahui posisi Dimana pabrik dalam

kondisi tidak untung dan tidak rugi, dalam kata lain adalah balik modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik dikatakan untung, namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas Dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar.

Table VI.17 Tabel persyaratan ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan
ROI sebelum pajak	17,80%	
ROI setelah pajak	13,35%	Minimum <i>low risk</i> 11 %
POT sebelum pajak	3,88	<i>POT before taxes</i>
POT setelah pajak	4,68	Maksimum <i>low risk</i> adalah 5 th
BEP	46,17%	Berkisar 40 - 60%
SDP	15,92%	
DCF	10,60%	>1,5 bunga bank = minimum = 8,63 %

(Aries Newton)

Analisa dari table VI.17 menyatakan bahwa persyaratan kebutuhan dari pabrik dengan resiko rendah sudah memenuhi standar.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Pabrik popilen glikol dengan kapasitas 26.000 ton/tahun dilakukan dengan menggunakan proses hidrasi oropilen oksida dengan katalis asam sulfat. Berdasarkan perhitungan utilitas dapat diketahui bahwa jumlah total kebutuhan air yang dibutuhkan adalah kg/jam yang akan digunakan untuk kebutuhan air proses, air pendingin, air *steam*, serta air domestik.

Analisis risiko dilakukan untuk mendapatkan perbandingan antara pabrik dengan risiko besar dan kecil. Selain itu, analisis risiko dilakukan untuk mencari solusi atas segala risiko yang ditemukan. Pengendalian risiko dilakukan terhadap seluruh bahaya yang kemungkinan terjadi dan mempertimbangkan tingkat risiko untuk menentukan prioritas dalam pengendaliannya dan nilai investasinya.

Selain perhitungan teknis, perhitungan ekonomi juga dilakukan dalam prarancangan ini. Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi. Hasil analisa kelayakan tersebut diantaranya sebagai berikut

1. Keuntungan yang diperoleh

Keuntungan sebelum dan sesudah pajak adalah Rp. 114.980.645.977 dan Rp. 86.235.484.483.

2. *Return On Investment* (ROI)

Persentase ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 17,80% dan 13,35%

3. *Pay Out Time* (POT)

POT yang dihasilkan sebelum dan sesudah pajak adalah selama 3,88 tahun dan 4,68 tahun lamanya.

4. *Break Even Point (BEP)* dan *Shut Down Point (SDP)*

Persentase hasil perolehan BEP sebesar 46,17% dengan persentase SDP sebesar 15,92%.

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR yang diperoleh sebesar 10,60%.

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi di atas, maka pabrik Propilen glikol dengan kapasitas 26.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 **Saran**

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi dalam pemilihan alat proses, alat penunjang, dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga keuntungan yang diperoleh dapat lebih optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

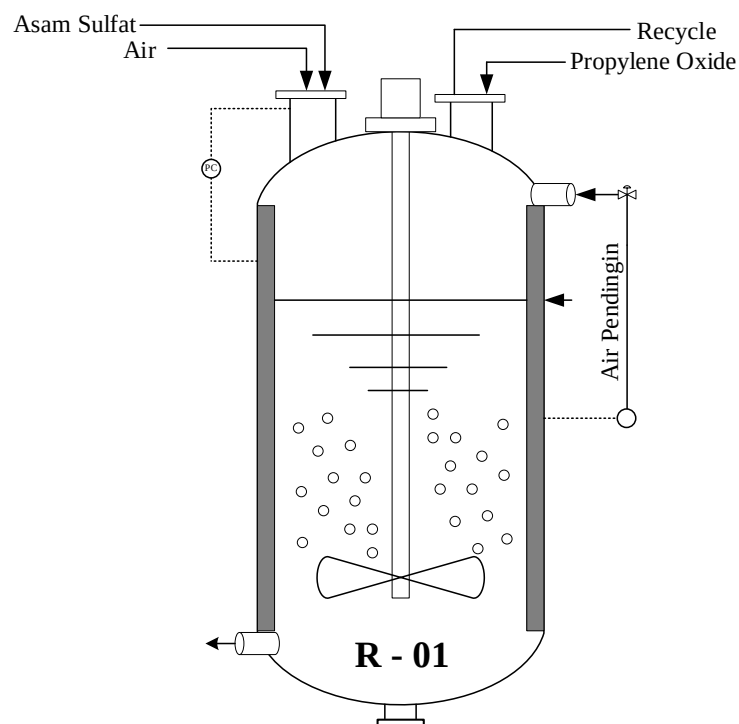
- Akyalcin, S. (2017). Kinetic study of the hydration of propylene oxide in the presence of heterogeneous catalyst. *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly*, 23(4), 573–580.
<https://doi.org/10.2298/CICEQ170203011A>
- Aries, R.S., & Newton, R.D., 1955, “Chemical Engineering Cost Estimation”, McGraw-Hill Companies Inc., New York
- Chan, A., & Seider. (2004). *Batch Manufacture of Propilen glikol*.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F. (2004). Encyclopedia of Chemical Technology, The Interscience Encyclopedia Inc, New York.
- Liu, Z., Zhao, W., Xiao, F., Wei, W., & Sun, Y. (2010). One-pot synthesis of propilen glikol and dipropilen glikol over strong basic catalyst. *Catalysis Communications*, 11(8), 675–678.
<https://doi.org/10.1016/j.catcom.2010.01.004>
- Matche, “Equipment Cost”, www.matche.com, diakses tanggal 15 Oktober 2023.
- Mc. Ketta, John. (1990). “Encyclopedia Chemical Process and Design”. Marchell Dekker Inc., New York.
- Mc.Ketta, J. (1993). “Chemical Processing Handbook”. The university of Texas at Austin.
- Nanda, M. R., Yuan, Z., Qin, W., & Xu, C. (Charles). (2016). Recent advancements in catalytic conversion of glycerol into propilen glikol: A review. *Catalysis Reviews*, 58(3), 309–336.
<https://doi.org/10.1080/01614940.2016.1166005>
- Perry, R. H., Chilton, C. H., & Kirkpatrick, S. D. (1973). Chemical Engineers' Handbook. Section 3. McGraw Hill. New York, 1, 973.

- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (2004). Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5 th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Sularso, Tahara. (2001), “Pompa dan Kompresor”, Erlangga, Jakarta
- Ulmann, (2007). “Ulmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”. VCH Verlagsgesell Scahft, Wanheim, Germany
- Yaws, C. L., Lin, X., & Bu, L. (1999). Chemical Properties Handbook. McGraw Hill Companies Inc., USA.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR-01

Fungsi	: Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara Propylene Oksida dan Air dengan katalis Asam Sulfat
Kondisi operasi	: Tekanan 2,25 atm Suhu 52°C
Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Fase	: Cair-cair
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel AISI 316</i>



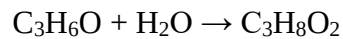
1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reactor jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena

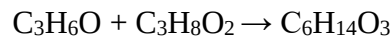
- Fase Umpan yang akan direaksikan dalam bentuk cair

- Fase katalis yang digunakan adalah dalam bentuk cair
 - Harga relative lebih murah
 - Lebih efektif terhadap spesifikasi bahan yang digunakan
2. Menghitung Konstanta kecepatan reaksi dan volume reactor
- Reaksi yang terjadi dalam reactor:

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Konversi reaksi 92%, selektivitas terhadap produk adalah 88,7% terkonversi menjadi propilen glikol dan 1,7% terkonversi menjadi Di-Propilen glikol dengan tambahan katalis asam sulfat 0,1% dari total berat umpan

- Menentukan densitas campuran

Hubungan antara densitas sebagai fungsi suhu dapat dinyatakan dengan

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana, nilai A, B, dan n sebagai koefisien regresi untuk komponen kimia

T = Suhu Operasi (K)

T_c = Suhu Kritis (K)

Tabel A. Data untuk Menghitung densitas tiap komponen

Tabel B. Perhitungan densitas campuran

Komponen	BM	A	B	N	Tc
C ₃ H ₆ O	58.08	0.312	0.276	0.294	482.250
H ₂ O	18.02	0.347	0.274	0.286	647.130
C ₃ H ₈ O ₂	76.1	0.318	0.261	0.205	626.000
C ₆ H ₁₄ O ₃	134.18	0.333	0.265	0.286	654.000
H ₂ SO ₄	98.08	0.422	0.194	0.286	925.000

Komponen	kg/jam	Fraaksi Massa	ρ (kg/m ³)	ρ campuran (kg/m ³)
C ₃ H ₆ O	2782.469	0.391	755.343	295.579
H ₂ O	4320.948	0.608	980.092	595.586
C ₃ H ₈ O ₂	0.000	0.000	992.927	0.000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.000	0.000	970.698	0.000
H ₂ SO ₄	7.103	0.001	1770.800	1.769
Total	7110.519	1	5469.860	892.934

➤ Menentukan Viskositas Campuran

Hubungan antara viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat dinyatakan dengan

$$\log_{10} \eta_{liq} = A = \frac{B}{T} + C \cdot T + C \cdot T^2$$

Dimana, nilai η liquid = Viskositas cairan (Centipoise)

A, B, dan C = Koefisien Regresi untuk setiap senyawa

T = Suhu (K)

Tabel C. Data Koefisien Regresi Perhitungan Viskositas

Name	A	B	C	D
C ₃ H ₆ O	-7.284	9.7539 x 10 ²	1.7425 x 10 ⁻²	-1.9160 x 10 ⁻⁵
H ₂ O	-10.216	1.7925 x 10 ³	1.7330 x 10 ⁻²	-1.2631 x 10 ⁻⁵
C ₃ H ₈ O ₂	-29.492	5.2456 x 10 ³	5.8169 x 10 ⁻²	-4.2343 x 10 ⁻⁵
C ₆ H ₁₄ O ₃	-13.687	3.3862 x 10 ³	1.6049 x 10 ⁻²	-7.1661 x 10 ⁻⁶
H ₂ SO ₄	-18.705	3.4962 x 10 ³	3.3080 x 10 ⁻²	-1.1018 x 10 ⁻⁵

Tabel D. Hasil Perhitungan Viskositas

Komponen	μ, cp	μ.x
C ₃ H ₆ O	0.23	0.089
H ₂ O	0.39	0.240
C ₃ H ₈ O ₂	11.96	0.000
C ₆ H ₁₄ O ₃	15.43	0.000
H ₂ SO ₄	43.57	0.044
Total	71.591	0.372

➤ Menentukan Persamaan laju reaksi

Reaksi pembentukan dari propilen oksida dan air merupakan reaksi secara langsung dengan laju orde 1, sehingga persamaannya adalah:

$$-r_a = k C_a$$

Dimana =

-r_A = Laju reaksi (kmol/m³.s)

K = konstanta laju reaksi (/s)

C_A = Konsentrasi Komponen A (kmol/m³)

$$k = A e^{-E/RT}$$

Dimana:

$$A = 3,364 \times 10^{14} \text{ mol/L.s}$$

$$E = 85.829 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 0.008314 \text{ kJ/mol.k}$$

$$T = 52 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Sehingga nilai k diperoleh 5.47 /s

- Menentukan Volume Reaktor

$$V = t \times F_v$$

Dimana:

t = Waktu tinggal yaitu 1.5 jam

$$F_v = 5.940 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 8,910 \text{ m}^3 \text{ atau } 8910,394 \text{ L}$$

- Optimasi reactor

Satu Reaktor	
V	8.910
Xo	0
X1	0.904

Dua Reaktor	
V	10.333
X0	0
X1	0.654
X2	0.904

Tiga Reaktor	
--------------	--

V	6.706
X0	0
X1	0.466
X2	0.741
X3	0.904

Empat Reaktor	
V	5.441
X0	0
X1	0.342
X2	0.591
X3	0.772
X4	0.904

Lima Reaktor	
V	4.828
X0	0.000
X1	0.258
X2	0.470
X3	0.644
X4	0.787
X5	0.904

Harga reactor dengan bahan stainless steel tipe 304 diperoleh dari matche.com sehingga diperoleh:

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	2353.8765	206900	206900
2	2729.5962	223800	447600
3	1771.5958	178000	534000
4	1437.2952	159300	637200
5	1275.3783	149500	747500
Harga paling kecil			206900

Berdasarkan perbandingan harga tersebut maka dipilih 1 reaktor RATB dengan volume gallon 2986.4585 gallon.

Volume Overdesign = 20% (Petters and Timmerhause, 1980)

Sehingga volume overdesignnya adalah 3583.751 gallon.

➤ Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input								Output	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3		Arus 5		Arus 4	
	Mol kmol/h	Massa kg/jam	Mol kmol/h	Massa kg/jam	Mol kmol/h	Massa kg/jam	Mol kmol/h	Massa kg/jam	Mol kmol/h	Massa kg/jam
C₃H₆O	43,409	2.521,206	0	0	0	0	4,498	261,263	4,521	262,576
H₂O	0,217	12,606	44,566	803,082	0,001	0,135	194,513	3.505,125	196,478	3.540,530
C₃H₈O₂	0	0	0	0	0	0	0,216	16,449	43,230	3.289,819
C₆H₁₄O₃	0	0	0	0	0	0	0,000	0,010	0,078	10,491
H₂SO₄	0	0	0	0	0,069	6,748	0,004	0,355	0,072	7,103
Total (Kg/jam)					7.110,519				7.110,519	

➤ Menghitung dimensi reactor

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{shell}}{\pi}}$$

Sehingga didapatkan nilai

$$D = 2.585 \text{ m}$$

$$D = 101.787 \text{ in}$$

$$D = 8.482 \text{ ft}$$

$$\text{Nilai } H = 1.5 D$$

Maka nilainya

$$H = 3.878 \text{ m}$$

$$H = 152.681$$

Dengan nilai tekanan operasi 1 atm maka dipilih bentuk torespherical dished head (brownell, hal 88)

$$V_{dish} = 0.000076 dt^3$$

Maka,

$$V_{dish} = 80.148 \text{ in}^3$$

$$V_{dish} = 0.00131 \text{ m}^3$$

Volume Straight Flange

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID \times sf$$

Nilai sf diambil dari standar 0.625 dari thickenss yang ada diatasnya, dan dengan notes diameter diatas 180 in berdasarkan table 5.8 brownell, maka nilai

$$Sf = 3 \text{ in}$$

Sehingga Volume straight flange memiliki nilai

$$V_{sf} = 239.71 \text{ in}^3$$

$$V_{sf} = 0.00393 \text{ m}^3$$

Volume Head

$$V_{head} = V_{dish} \times V_{sf}$$

$$V_{head} = 639.712 \text{ in}^3$$

$$V_{head} = 0.105 \text{ m}^3$$

Volume Reaktor

$$V_{reaktor} = V_{shell} \times V_{head}$$

$$V_{reaktor} = 828435.374 \text{ in}^3$$

$$V_{reaktor} = 13.576 \text{ m}^3$$

Volume Bottom

$$V_{sbottom} = 0,5 \times V_{head}$$

$$V_{\text{bottom}} = 319.856 \text{ in}^3$$

$$V_{\text{bottom}} = 0.00524 \text{ m}^3$$

Volume Cairan

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{shell}} \times V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = 82745.805 \text{ in}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 13.561 \text{ m}^3$$

Tinggi Cairan

$$H_l = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2}$$

$$H_l = 2.584 \text{ m}$$

$$H_l = 8.479 \text{ ft}$$

➤ Menghitung Tekanan Hidrostatik

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times h}{gc}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$g = gc = 9,8$$

$$H_l = 2,584 \text{ m}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 978,5071$$

$$\text{Sehingga nilai } \rho_{\text{hidrostatik}} = 26.3524 \text{ kg/m}^2$$

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = 0.0374 \text{ psi}$$

Menghitung Tekanan Total

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} \times P_{\text{operasi}}$$

Maka P_{total} adalah 14.737 psi

Menghitung tebal dinding reactor

- Bahan yang dipilih = Stainless steel SA 167 grade 11 type 316

- Allowable stress (f) = 18854,94 psia
- Sambungan yang dipilih = double welded butt joint
- Efisiensi sambungan (E) = 0.85
- Corrosion allowance (c) = 0.125 in
- Jari Jari reactor (r) = 50.893 in
- Dari data data tersebut diperoleh nilai $t_s = 0.181$ in
Sehingga dari data tersebut diperoleh nilai t_s standar yaitu 1,5 in (table 5.6 brownell, 1959 hal 89-81). Dari data tersebut juga diperoleh nilai:
- Nilai OD = 104.787
- OD standart dipilih = 108 (table 5.7 brownell, hal 90)
- $I_{cr} = 6.5$ in
- $R_c = 90$ in

Menghitung Ukuran Head

$$t_h = \frac{P \times d \times V}{2FE - 0,2 P} + C$$

Dari data tersebut diperoleh tebal head sebesar 0,1817 in

Dan tebal head standar nya adalah 1,5

➤ Menghitung Spesifikasi Pengaduk

Pemilihan spesifikasi pengaduk dipilih dari perbandingan antar tank volume dan viscositas cairan, sehingga dari figure. 10.57 buku Unit Operations, dipilih pengaduk jenis turbine dengan tipe turbine 6 flat blades, sehingga datanya diperoleh:

Dt/Di	3	
Zl/Di	3,9	Dipilih dari range 2,7 – 3,9
Zi/Di	1.3	Dipilih dari range 0,75 – 1,3
wb/Di	0.17	
L/Di	0.25	
Jumlah baffle	4	Baffle untuk mencegah terjadinya vortex

Sehingga dari data tersebut diperoleh perhitungan untuk menghitung dimensi pengaduk

Nama	Simbol	Rumus
------	--------	-------

Diameter Pengaduk	D_i	$\frac{D_t}{3}$
Jarak pengaduk dari dasar tangki	Z_i	$D_i \times 1,3$
Tinggi Pengaduk	Z_l	$D_i \times 3,9$
Lebar Baffle	W_b	$D_i \times 0,17$
Lebar Pengaduk	L	$D_i \times 0,25$

Sehingga diperoleh hasil

D_i	0,862 m	2,827 ft
Z_i	1,120 m	3,676 ft
Z_l	3,361 m	11,026 ft
W_b	0,146 m	0,481 ft
L	0,215 m	0,701 ft

➤ Perhitungan Kecepatan Pengadukan

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times d}}$$

Dimana:

N = Kecepatan pengadukan (rpm)

$WELH$ = Water Equivalent Liquid Height, Dimana untuk mencari $WELH$ dibutuhkan:

$$WELH = \text{Tinggi Cairan } (Z_l) \times \text{specific gravity } (sg)$$

Dimana nilai sg adalah

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

$$\rho_{liquid} = 978.5071 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{air} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$Sg = 0,981 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga didapat nilai $WELH = 8.322 \text{ ft}$

$$N = 81.984 \text{ rpm}$$

$$N = 1,366 \text{ rps}$$

Dari data tersebut dapat diperoleh jumlah pengaduk dengan rumus

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{D}$$

Jumlah pengaduk = 1 buah

➤ Perhitungan daya motor

$$R_e = \frac{N_p \times D_i^2}{\mu_{campuran}}$$

gc	32,174	ft.lbm/s2.lbf
ρ mix	978,5071	kg/m3
	61,08796808	lbm/ft3
Di	0,861798712	m
	2,827423599	ft
μ mix	3,72E-01	cP
	2,50E-04	lb/ft.s
N	1,366392871	rps
Re	2,67E+06	

Dari data tersebut dapat diperoleh nilai N_p dari figure.447 buku brown hal 507, N_p yang didapat sebesar 7, dan dapat menghitung power pengaduk dengan rumus:

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times d^5}{550 \text{ gc}}$$

Didapat power pengaduk sebesar

$$P = 11,139 \text{ hP}$$

Setelah mendapatkan data power pengaduk dapat menghitung daya motor pengaduk dengan rumus:

$$\text{daya motor} = \frac{P}{n}$$

Dimana nilai n adalah nilai efisiensi motor yang diambil dari figure 14.38 buku peters hal 521 dengan nilai 87%, sehingga daya motor yang diperoleh adalah 12,804 hP, dengan 15 hP (standar NEMA)

➤ Neraca Panas Reaktor

Input Reaktor						
Komponen	kg/jam	Cp. Dt (kJ/Kmol.K)	$\Delta H1$	Fraksi Massa	CP Reaktor (kJ/Kg)	Cp Camp (kJ/Kg)
C ₃ H ₆ O	2.782,469	125,879	6.030,556	0,391	2,167	0,848
H ₂ O	4.320,948	75,132	18.015,615	0,608	4,169	2,534
C ₃ H ₈ O ₂	0,000	216,329	0,000	0,000	2,843	0,000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,000	354,892	0,000	0,000	2,645	0,000
H ₂ SO ₄	7,103	143,767	10,412	0,001	1,466	0,001
Jumlah	7.110,519		24.056,584	1,000		

Output Reaktor						
Komponen	kg/jam	Cp. Dt (kJ/Kmol.K)	$\Delta H1$	Fraksi Massa	CP Reaktor (kJ/Kg)	Cp Camp (kJ/Kg)
C ₃ H ₆ O	262,576	125,879	569,092	0,037	2,167	0,080
H ₂ O	3.540,530	75,132	14.761,769	0,498	4,169	2,076
C ₃ H ₈ O ₂	3.289,819	216,329	9.351,944	0,463	2,843	1,315
C ₆ H ₁₄ O ₃	10,491	354,892	27,747	0,001	2,645	0,004
H ₂ SO ₄	7,103	143,767	10,412	0,001	1,466	0,001
Jumlah	7.110,519		24.720,964	1,000		

Perhitungan panas reaksi 1



Name	BM	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
C ₃ H ₆ O	58.08	-94.22	-94221.909
H ₂ O	18.02	-241.80	-241800.000
C ₃ H ₈ O ₂	76.1	-423.32	-423322.015
C ₆ H ₁₄ O ₃	134.18	-630.99	-630990.418
H ₂ SO ₄	98.08	-735.13	-735130.000

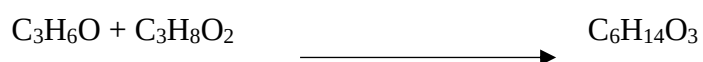
Reaktan

Name	Arus (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	47.908	-94221.91	-4513937.768
H ₂ O	239.786	-241800.00	-57980306.259
Total			-6.2494E+07

Produk

Name	Arus (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₂	47.908	-423322.02	-2.0280E+07

Perhitungan panas reaksi 2



Reaktan

Name	Arus (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	0.078	-94221.91	-7366.746
C ₃ H ₈ O ₂	0.078	-423322.02	-33097.461
Total			-40464.207

Produk

Name	Arus (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.078	-735130.00	-57476.190

NP Total

	Input (kJoule/jam)	Output (kJoule/jam)
ΔH_1 (in)	24056.58	0.00
$\Delta H^\circ R$	42196925.16	0.00
ΔH_2 (out)	0.00	24720.96
Q pendingin	0.00	42196260.78
TOTAL	42220981.74	42220981.74

➤ Menentukan Jaket Pemanas

Dipilih jaket pemanas karena Luas transfer panas lebih kecil dari luas selbung reactor

Menghitung Tebal Dinding Jaket

P desain	=	17.685 psi
Bahan yang dipilih	=	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Allowable stress (f)	=	18750

Sambungan yang dipilih	=	<i>double welded butt joint</i>
Effisiensi sambungan	=	0.8
Corrosion allowance (c)	=	0.125
Jari-jari jaket (r)	=	56
maka, tebal shell:	$ts = \frac{pr}{(fE - 0,6P)} + C$	
ts	=	0.19 in
ts (standar)	=	0.25 in
	=	0.00635 m

Menghitung Tebal Bottom

Bentuk bottom :	=	Ellipsoidal
OD	=	112.5
OD (standar)	=	204
sehingga diperoleh:		
icr	=	12.25
rc	=	170

keterangan:

$$V = \frac{1}{6}(2 + k^2)$$

icr = jari-jari sudut dalam dish (in)

rc = jari-jari dish (in) *dimana, k = a/b*

$$t_h = \frac{P.d.V}{2fE - 0,2 P} + c \text{ (pers 13.10 Brownell hal.256)}$$

sehingga:

a	=	56	$a = \frac{ID}{2}$
b	=	28	
k	=	2	untuk elliptical dish, depth of dish:

$$b = \frac{ID}{4} \text{ (brownell, 1959 hal.87)}$$

$$V = 1$$

maka tebal bottom:

$$th = 0.066031428 \text{ in}$$

$$th \text{ (standar)} = 1.5 \text{ in}$$

$$OA = sf + b + th$$

berdasarkan tabel 5.8 brownell

dipilih sf standar:

$$sf = 3 \text{ in}$$

Tinggi bottom:

$$OA = 32.5 \text{ in}$$

$$= 0.8255 \text{ in}$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

Dari persamaan (20.10) kern, p. 718

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

dengan $\mu = \mu_w$, sehingga $\frac{\mu}{\mu_w} = 1$

dimana:

$$Di = \text{Diameter reaktor (ID shell), ft}$$

$$hi = \text{koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$\rho = \text{densitas campuran, lb/ft}^3$$

Cp	=	kapasitas panas larutan,Btu/lb F
DI	=	Diameter pengaduk, ft
N	=	Kecepatan rotasi pengaduk, rph
k	=	Konduktivitas panas larutan, Btu/jam ft ² (F/ft)
μ	=	Viskositas larutan,lb/ft.h
sehingga:		
Di/k	=	25.49266322
$0,36(L^2.N.\rho/\mu)^{2/3}$	=	6924.05141
$(Cp.\mu/k)^{1/3}$	=	24.65833538
$(\mu/\mu_w)^{0.14}$	=	1
hi	=	6697.43998 Btu/jam.ft².F

Menghitung hio

Persamaan 6.5 Kern, Page: 105

ID = D1 = diameter dalam reaktor (ID shell)

OD = D2 = diameter dalam jaket pemanas

$$hi_o = hi \frac{ID}{OD}$$

hio	=	6086.73453 btu/jam ft ² F
-----	---	--------------------------------------

Menghitung Ho

T	=	308.15 K
---	---	----------

ρ air	=	61.596 lb/ft ³
-------	---	---------------------------

$$\begin{aligned}\mu_{\text{air}} &= 0.6034 \text{ cP} \\ &= 1.459 \text{ lb/ft.h}\end{aligned}$$

mass velocity:

$$\begin{aligned}G_t &= \text{Kecepatan Aliran Massa / Luas Penampang} \\ G_t &= W/A \\ &= 966.374 \text{ kg/h.m}^2 \\ &= 197.929 \text{ lb/h.ft}^2 \\ v &= G_t/\rho \\ &= 3.240 \text{ ft/jam} \\ &= 0.0002743 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam Batasan:

$$\begin{aligned}Re_t &= \frac{ID \cdot G_t}{\mu} \\ &= 28,19\end{aligned}$$

untuk suhu 35 °C (113 °F)

$$\begin{aligned}Re_t &= 28,19 \\ \text{Nilai } Re &= 28,19\end{aligned}$$

dari fig.24 Kern, diperoleh:

$$j_H = 2$$

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

Sehingga diperoleh:

$$h_o = 16.409 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung clean overall coefficient (Uc) dan designed overall coefficient (Ud)

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

Persamaan 6.38

$$U_D = \frac{U_c \cdot hD}{U_c + hD}$$

Kern, page 121

$$U_c = 16.365 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Tabel 12 Kern, hal.845:

Fouling factor R_d

$$R_d = 0.002 \text{ ft/hr.F/Btu}$$

$$hD = 1/R_d = 500$$

Kern page 720, example 20.1

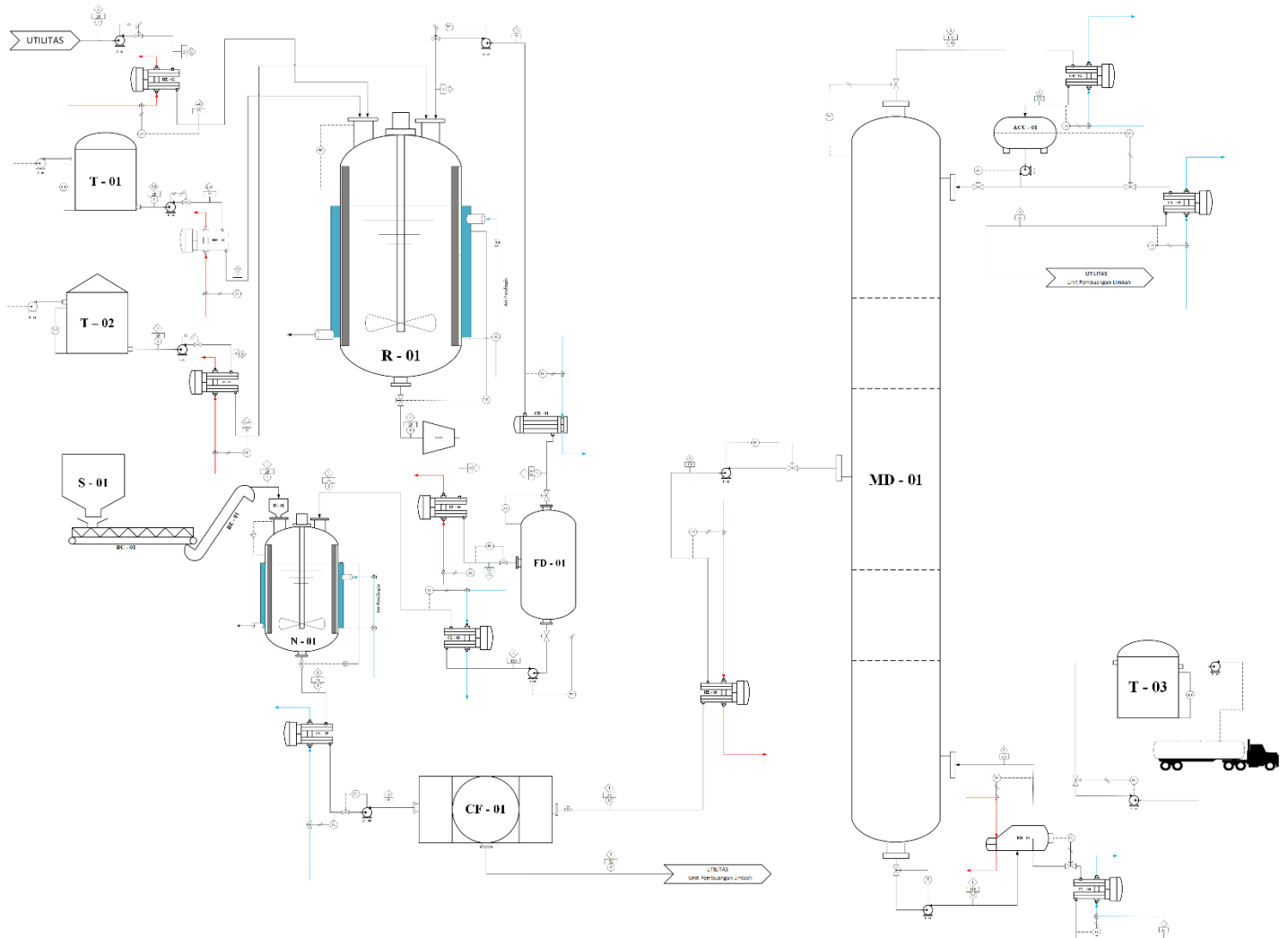
$$U_d = 15.846 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$= 89.980 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLEN GLIKOL DARI PROPYLEN OKSIDA DAN AIR
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 26.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Area (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
C-01-01	7787,489			502,970	502,963	1,743		1,733	0,007	1,740	1,740	
W-01	4,209	409,467	0,342	2040,109	2019,110	20,400	0,392	21,281	9,288	28,120	22,490	7,289
C-01-02	-	-	-	-	-	-	0,006	-	-	-	-	-
C-01-03	-	-	-	3308,919	16,169	3373,578	-	8,267	8,267	3368,833	1,633	3369,180
C-01-04	-	-	-	10,491	0,01	10,480	-	3373,579	6,247	3368,833	1,633	3369,180
C-01-05	-	-	-	10,491	0,01	10,480	-	10,480	0,021	10,497	0,00003	10,495
W-01-01	-	-	7,385	7,385	0,005	6,748	-	-	-	-	-	-
Total	7786,807	409,467	7,249	1318,919	2783,533	3373,543	8,386	3373,517	15,260	3367,353	34,885	3387,678

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK DAN POMETERI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLEN GLIKOL DARI PROPYLEN OKSIDA DAN AIR
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 26.000 TON/TAHUN

Dibuat Oleh:
1. Muhammad Azzahran (0921147)
2. Muhammad Fajar Syah (0921008)

Dosen Pembimbing:
1. Arif Setiawan, S.T., M.Eng.

Keterangan Simbol	Keterangan Instrumentasi
T	Tank
P	Pump
HE	Heat Exchanger
N	Nucleator
R	Reactor
MD	Mixed Bed
CD	Condenser
BD	Boiler
AC	Accelerator
CV	Control Valve
FD	Flash Drum
S	Storage
CT	Control Tower
CTP	Control Tower

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Asyrofanni'am
No. Mahasiswa : 18521147

2. Nama Mahasiswa : Muhammad Fajar Irfani
No. Mahasiswa : 19521058

Judul Prarancangan : Pra Rancangan Pabrik *Propylene Glycol* dari *Propylene Oxide* dan air dengan Kapasitas 26.000 Ton/Tahun.

Mulai Masa Bimbingan : 13 Maret 2023

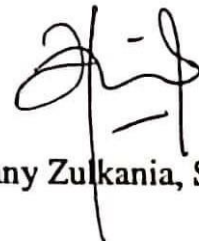
Batas Akhir Bimbingan : 13 September 2024

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20 Maret 2023	Bimbingan pertama dan prngarahan	
2.	6 April 2023	Konsultasi data kapasitas ekspor dan impor	
3.	4 Mei 2023	Penentuan kapasitas produksi	
4.	11 Oktober 2023	Konsultasi pemilihan proses	
5.	31 Oktober 2023	Diskusi spesifikasi bahan	
6.	21 Januari 2024.	Revisi kinetika dan termodinamika	
7.	8 Februari 2024	Persetujuan luaran 1	
8.	16 Februari 2024	Diskusi dan konsultasi diagram alir	
9.	22 Februari 2024	Persetujuan luaran 2-3	
10.	6 Maret 2024	Diskusi neraca massa	
11.	14 Maret 2024	Konsultasi progres neraca massa	
12.	21 Maret 2024	Konsultasi progres reaktor	
13.	27 Maret 2024	Diskusi penggunaan alat pemisah	
14.	24 April 2024	Diskusi progres alat dan PEFD	
15.	1 Mei 2024	Persetujuan luaran 4-8	
16.	9 Mei 2024	Progres luaran	

17.	22 Mei 2024	Diskusi unit utilitas	
18.	20 Juni 2024	Konsultasi evaluasi ekonomi	
19.	15 Agustus 2024	Persetujuan luaran 9-13	
20.	31 Agustus 2024	Diskusi naskah	
21.	2 September 2024	Persetujuan naskah	
22.			
23.			

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta,

Pembimbing



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.