

**PRARANCANGAN PABRIK DIETILEN GLIKOL
DARI ETILEN OKSIDA DENGAN PROSES
HIDROLISIS KAPASITAS 17.000 TON / TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Fitria Nur Penia

Nama : Sinta Rahmawati Dewi

No. Mahasiswa : 19521136

No. Mahasiswa : 19521128

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK DIETILEN GLIKOL DARI ETILEN OKSIDA DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Fitria Nur Penia Nama : Sinta Rahmawati Dewi
No. Mahasiswa : 19521136 No. Mahasiswa : 19521128

Yogyakarta, 12 Desember 2023

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

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



Fitria Nur Penia



Sinta Rahmawati Dewi

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK DIETILEN GLIKOL DARI ETILEN OKSIDA DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK DIETILEN GLIKOL DARI ETILEN OKSIDA
DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 17.000 TON / TAHUN
PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fitria Nur Penia Nama : Sinta Rahmawati Dewi
No. Mahasiswa : 19521136 No. Mahasiswa : 19521128

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, 26 Januari 2024

Tim Penguji,

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D
Ketua Penguji

(.....)  7/2'24

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc
Penguji I

(.....)  7 Feb 2024

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

Penguji II

(.....)  1 Feb 2024

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia




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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadiran Allah Swt. Yang telah melimpahkan Rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“PRA RANCANGAN PABRIK DIETILEN GLIKOL DARI ETILEN OKSIDA DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN”** tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penyusun ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada pihak - pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak, yang terhormat:

1. Allah Swt. Karena atas kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan saudara kami tercinta yang selalu mendoakan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk menyelesaikan tugas akhir dan penyusunan laporan tugas akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN. Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahannya dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh civitas akademik Program Studi, Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini.

Penyusun berusaha semaksimal mungkin dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penyusun pada khususnya. Penyusun menyadari masih terdapat kekurangan dalam penulisan laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya Mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 11 Desember 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahillobbil'alamin

Puji syukur Saya panjatkan kehadirat Allah Swt. yang telah memberikan Rahmat, karunia, serta hidayah-Nya kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar. Sholawat serta salam semoga tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wassalam* hingga akhir hayat kita.

Untuk diri saya sendiri, terima kasih sudah berjuang, bertahan dan kuat selama proses kuliah dan sampai akhirnya tugas akhir ini diselesaikan dengan baik.

Untuk kedua orang tua saya bapak H. Muhammad Yapendi S.T., S.pd. SD. dan Ibu Hj. Nurmiati, serta adik-adik saya Salman Alfarisi, Yuli Alitalia, dan Arifah Maulidah, serta seluruh keluarga besar tercinta yang telah menjadi sumber kekuatan dan motivasi saya untuk menjalani hari-hari selama dibangku perkuliahan sampai saya menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Sinta Rahmawati Dewi sebagai partner prarancangan pabrik saya, dari masa penelitian hingga laporan tugas akhir selesai, yang bersama-sama berjuang dalam penyusunan prarancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, dan semangat selama proses ini. Semoga kita bisa mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing, terima kasih atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik.

Untuk teman-teman seperjuangan di kuliah (Diya, Nabilah, Imamah, Sherin, Alin) serta teman seangkatan Teknik Kimia 2019 terima kasih banyak atas semua dukungan, bantuan serta doa-doanya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Untuk teman-teman KKN unit 148 (Salsa, Lika, Devina, Tiara) terima kasih atas doa dan dukungannya selama ini, terima kasih karena sering menjadi tempat keluh kesah dalam proses pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Untuk Muhammad Zarkasih Rhivano terima kasih telah memberikan dukungan, semangat, serta doa dalam proses pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Fitria Nur Penia

Teknik Kimia UII 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirobbil'alamin

Dengan rasa puji syukur saya panjatkan kehadiran Allah Swt. yang telah memberikan Rahmat, karunia, serta hidayah-Nya kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar. Sholawat serta salam tercurahkan kepada junjungan Nabi Agung kita Muhammad *Shalallahu Alaihi Wassalam* semoga syafaatnya senantiasa tercurahkan kepada kita aamiin.

Untuk kedua orang tua saya bapak Budiono dan Ibu Siti Naimatul Muktikoh, kakak saya Bayu Mukti Wicaksono, dan adik saya Muchammad Fatih Hatussurur, serta seluruh keluarga besar kami tercinta yang telah menjadi sumber kekuatan dan motivasi saya untuk menjalani hari-hari selama di bangku perkuliahan sampai saya menyelesaikan Tugas Akhir ini jika ada kata lebih indah dari kata Terima Kasih maka kata itu yang akan saya pakai untuk menyampaikan rasa terima kasih ini.

Terima kasih untuk budhe saya Sriyantini yang selalu mendoakan, mensupport, dan membimbing saya dimana pun saya berada. Terima kasih juga sudah menjadi tempat berkeluh kesah saya, semoga segala kebaikan selalu datang untuk beliau aamiin.

Fitria Nur Penia sebagai partner prarancangan pabrik saya, dari masa penelitian hingga laporan tugas akhir selesai, yang bersama-sama berjuang dalam penyusunan prarancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, dan semangat

selama proses ini. Semoga kita bisa mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan membawa kesuksesan kemuliaan dunia akhirat.

Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing, terima kasih atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik.

Untuk teman-teman seperjuangan di kuliah (Diya, Nabilah, Imamah, Alin) serta teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu terima kasih banyak atas semua dukungan, bantuan serta doa-doanya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses bersama untuk kedepannya.

Untuk sahabat sahabat saya Beta Ayu Andira, Taufik, Fajar, dan Heri Setiawan terima kasih telah menjadi tempat berkeluh kesah serta memberikan dukungan, semangat, serta doa dalam proses pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga kita selalu menjadi sahabat dan menjadi versi terbaik di hidup kita.

Untuk diri saya sendiri, terima kasih sudah berjuang, bertahan dan kuat sejauh ini. *You did well!* Karna hidup bukan untuk saling mendahului untuk itu jangan pernah berpuas diri, ini bukan akhir perjuangan melainkan awal perjuangan. Selamat melanjutkan perjuangan selanjutnya.

Sinta Rahmawati Dewi

Teknik Kimia 2019

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR	xviii
DAFTAR LAMBANG /NOTASI/SINGKATAN.....	xix
ABSTRAK	xxi
ABSTRACT.....	xxii
BAB 1	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Penentuan Kapasitas Produksi.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	5
1.3.1 Macam-macam proses produksi Dietilen Glikol	7
1.3.2 Pemilihan Proses	12
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	16
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	16
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	21
BAB II.....	26
PERANCANGAN PRODUK	26
2.1 Spesifikasi Produk.....	26
2.1.1 Spesifikasi Produk Utama Dietilen Glikol.....	26
2.1.2. Spesifikasi Produk Samping.....	28
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	31
2.3 Pengendalian Kualitas	34
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	35
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	35

2.3.3	Pengendalian Waktu Produksi.....	37
2.3.4	Pengendalian Bahan Proses.....	37
BAB III	38
PERANCANGAN PROSES	38
3.1	Diagram Alir Proses dan Material	38
3.1.1.	Diagram Alir Kualitatif.....	38
3.1.2.	Diagram Alir Kuantitatif.....	39
3.2	Uraian Proses.....	40
3.2.1	Unit Persiapan Bahan Baku	40
3.2.2	Unit sintesis.....	41
3.2.3	Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk	42
3.3	Spesifikasi Alat Proses	44
3.3.1	Spesifikasi Reaktor	44
3.3.2	Spesifikasi Mixer	46
3.3.3	Spesifikasi Alat Pemisah (Menara Distilasi).....	48
3.3.4	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan.....	51
3.3.5	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	53
3.3.6	Spesifikasi Alat Penukar Panas	57
3.4	Neraca Massa	70
3.4.1	Neraca Massa Total	70
3.4.2	Neraca Massa Alat	71
3.5	Neraca Panas	74
3.5.1	Neraca Panas Reactor 1 (R-01).....	74
3.5.2	Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01).....	75
3.5.3	Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02).....	75
3.5.4	Neraca Panas Menara Distilasi 3 (MD-03).....	76
3.5.5	Neraca Panas <i>Condensor</i> 1 (CD-01).....	76
3.5.6	Neraca Panas <i>Condensor</i> 2 (CD-02).....	76
3.5.7	Neraca Panas <i>Condensor</i> 3 (CD-03).....	77
3.5.8	Neraca Panas Reboiler 1 (RB-01).....	77
3.5.9	Neraca Panas Reboiler 2 (RB-02).....	78
3.5.10	Neraca Panas Reboiler 3 (RB-03).....	78

3.5.11	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 1 (HE-01).....	78
3.5.12	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 2 (HE-02).....	79
3.5.13	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 3 (HE-03).....	79
3.5.14	Neraca Panas <i>Cooler</i> 1 (CL-01).....	79
3.5.15	Neraca Panas <i>Cooler</i> 2 (CL-02).....	80
3.5.16	Neraca Panas <i>Cooler</i> 3 (CL-03).....	80
3.5.17	Neraca Panas Water Heat Boiler 1 (WHB-01).....	81
3.5.17	Neraca Panas Water Heat Boiler 2 (WHB-02).....	81
BAB IV		82
PERANCANGAN PABRIK		82
4.1	Lokasi Pabrik.....	82
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	83
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	85
4.2	Tata Letak Pabrik.....	86
4.3	Tata Letak Alat Proses	90
4.3.1	Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	93
4.4	Organisasi Perusahaan.....	94
4.4.1	Bentuk Perusahaan.....	94
4.4.2	Struktur Organisasi	96
4.4.3	Tugas dan Wewenang	99
4.4.4	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	109
4.4.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	112
4.4.6	Kesejahteraan Karyawan	114
BAB V.....		118
UTILITAS		118
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	118
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	118
5.1.2	Air Pendingin	128
5.2	Unit Pembangkitan Steam	129
5.3	Unit Pembangkitan Listrik	131
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	133
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	134

5.6 Unit Pengolahan Limbah	134
5.6.1 Limbah Cair	134
5.6.2 Limbah Gas	135
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	135
BAB VI	150
EVALUASI EKONOMI	150
6.1 Penaksiran Harga Peralatan	151
6.2 Analisa Perhitungan Biaya	154
6.3 Analisa Kelayakan	156
6.4 Hasil Perhitungan	157
6.5 Analisa Keuntungan	164
6.6 Analisa Resiko Pabrik	164
BAB VII	167
KESIMPULAN DAN SARAN	167
7.1 Kesimpulan	167
7.2 Saran	168
DAFTAR PUSTAKA	169
LAMPIRAN A	172
PERHITUNGAN REAKTOR	172
LAMPIRAN B	197
PEFD	197
LAMPIRAN C	198
KARTU KONSULTASI	198

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Kapasitas Impor Dietilen Glikol di Indonesia	3
Tabel 1.2 Data Pabrik Produsen Dietilen Glikol di Asia.....	5
Tabel 1.3 Perbandingan Antara Proses Hidrolisis Etilen	13
Tabel 1.4 Perbandingan Proses Hidrolisis Etilen Oksida dengan katalis.....	14
Tabel 1.5 Nilai ΔH_f^0 dan ΔG_f^0 masing-masing komponen	17
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Dietilen Glikol.....	26
Tabel 2.2 Identifikasi Hazard pada Produk Utama	27
Tabel 2.3 Spesifikasi Produk Samping.....	28
Tabel 2.4 Identifikasi Hazard pada Produk Samping.....	29
Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	31
Tabel 2.6 Identifikasi Hazard pada bahan baku dan bahan pendukung	33
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 1	48
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 2	49
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 3	50
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan	51
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Accumulator	52
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Pompa (1).....	53
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pompa (2).....	54
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Pompa (3).....	55
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Expansion Valve.....	57
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Condensor (CD-01).....	57
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Condensor (CD-02).....	58
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Condensor (CD-03).....	59
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Cooler (CL-01).....	60
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Cooler (CL-02).....	61
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Cooler (CL-03).....	62
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-01).....	63
Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-02).....	64
Tabel 3.18 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-03).....	64
Tabel 3.19 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-01).....	65
Tabel 3.20 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-02).....	66
Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-03).....	67
Tabel 3.22 Spesifikasi Alat Heat Boiler (WHB -01).....	68
Tabel 3.23 Spesifikasi Alat Heat Bolier (WHB -02).....	69
Tabel 3.24 Neraca Massa Total	70
Tabel 3.25 Neraca Massa Mixer (M-01)	71
Tabel 3.26 Neraca Massa Reaktor (R-01)	72
Tabel 3.27 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)	72
Tabel 3.28 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)	73
Tabel 3.29 Neraca Massa Menara Distilasi 3 (MD-03)	74

Tabel 3.30 Neraca Panas Reaktor.....	74
Tabel 3.31 Neraca Panas Menara Distilasi 1.....	75
Tabel 3.32 Neraca Panas Menara Distilasi 2.....	75
Tabel 3.33 Neraca Panas Menara Distilasi 3.....	76
Tabel 3.34 Neraca Panas Condensor 1.....	76
Tabel 3.35 Neraca Panas Condensor 2.....	76
Tabel 3.36 Neraca Panas Condensor 3.....	77
Tabel 3.37 Neraca Panas Reboiler 1.....	77
Tabel 3.38 Neraca Panas Reboiler 2.....	78
Tabel 3.39 Neraca Panas Reboiler 3.....	78
Tabel 3.40 Neraca Panas Heat Exchanger 1.....	78
Tabel 3.41 Neraca Panas Heat Exchanger 2.....	79
Tabel 3.42 Neraca Panas Heat Exchanger 3.....	79
Tabel 3.43 Neraca Panas Cooler 1.....	79
Tabel 3.44 Neraca Panas Cooler 2.....	80
Tabel 3.45 Neraca Panas Cooler 3.....	80
Tabel 3.46 Neraca Panas Water Heat Boiler 1.....	81
Tabel 3.47 Neraca Panas Water Head Boiler 2.....	81
Tabel 4.1 Produsen Industri PET Resin di Indonesia.....	84
Tabel 4.2 Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	87
Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan.....	109
Tabel 4.4 Pembagian Shift Karyawan.....	113
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik.....	121
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	129
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	130
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	131
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	132
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	133
Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengendap Awal.....	135
Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Pencampur Cepat.....	136
Tabel 5.9 Spesifikasi Clarifier.....	137
Tabel 5.10 Spesifikasi Saringan Pasir.....	138
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Bersih.....	138
Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Air Minum.....	139
Tabel 5.13 Spesifikasi Cooling Tower.....	140
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation.....	140
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Penukar Anion.....	141
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaCl.....	142
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki NaOH.....	143
Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler.....	144
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kondensat.....	144
Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara.....	145
Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika.....	146

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan	146
Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Utilitas	147
Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	148
Tabel 6.1 Harga Alat Proses	153
Tabel 6.2 Harga Alat Utilitas.....	154
Tabel 6.3 Physical Plant Cost Alat Proses (PPC).....	157
Tabel 6.4 Direct Plant Cost Alat Utilitas (DPC)	158
Tabel 6.5 Physical Plant Cost Land and Yard (PPC).....	158
Tabel 6.6 Direct Plant Cost (DPC).....	158
Tabel 6.7 Fixed Capital Investment (FCI).....	158
Tabel 6.8 Direct Manufacturing Cost (DMC)	158
Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	159
Tabel 6.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	159
Tabel 6.11 Manufacturing Cost (MC)	159
Tabel 6.12 Working Capital (WC)	159
Tabel 6.13 General Expense (GE).....	160
Tabel 6.14 Total Production Cost (TPC).....	160
Tabel 6.15 Fixed Cost (Fa).....	160
Tabel 6.16 Variabel Cost (Va)	160
Tabel 6.17 Regulated Cost (Ra)	161
Tabel A.1 Hasil Neraca Massa dan Mol Reaktor	173
Tabel A.2 Perhitungan Optimasi Reaktor.....	178
Tabel A.3 Kapasitas Panas	188
Tabel A.4 Kecepatan Panas Masuk	190
Tabel A.5 Kecepatan Panas Keluar	191
Tabel A.6 Beda Suhu Rata	193
Tabel A.7 Komposisi dan rapat massa umpan C ₂ H ₄ O	195

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Data Impor Dietilen Glikol	4
Gambar 1.2 Struktur Molekul Dietilen Glik	6
Gambar 1.3 Struktur Molekul Etilen Oksida	7
Gambar 4.1 Titik Lokasi Pabrik	82
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Pabrik skala 1:1.000.....	89
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses 1: 100.....	91
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	98
Gambar 5. 1 Unit Utilitas	122
Gambar 6.1 Indeks Harga Alat	152
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	164
Gambar A.1 Skema Arus Fluida Reaktor	172
Gambar A.2 Skema Torispherical Head	182
Gambar A.3 Skema Pengaduk.....	185
Gambar A. 4 Power correlation for baffled turbine impeller	187
Gambar A.5 Approximate Efficiencies of Electric Motor	188
Gambar A.6 Standard NEMA Ratings for Induction motor.....	188
Gambar A.7 Koefisien Perpindahan Kalor.....	194
Gambar A. 8 Pipa Standar	196

DAFTAR LAMBANG /NOTASI/SINGKATAN

T : Temperatur, °C

D : Diameter, m

H : Tinggi, m

P : Tekanan, psia

M : Viskositas, cP

P : Densitas, kg/m³

M : Massa, kg

Fv : Laju alir, m³ /jam

R : Jari-jari, in

HP : Power motor, Hp

Sg : Spesific gravity

X : Konversi, %

Tc : Titik kritis, °C

Tb : Titik didih, °C

Vs : Volume shell, m³

Vh : Volume head, m³

Vt : Volume total, m³

Dopt : Diameter optimal, m

ID : Inside diameter, in

OD : Outside diameter, in

Re : Bilangan Reynold

ϵ : :Effisiensi sambungan

Ro : Radius luar (in)

D : Diamter luar (in)

Ts : Ketebalan dinding (in)

Sf : Straight flang

ABSTRAK

Kebutuhan dietilen glikol di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan perkembangan zaman industri kimia. Dietilen glikol digunakan sebagai pelarut serta bahan tambahan dalam industri pembuatan zat anti beku, bahan baku dalam industri resin poliester, minyak rem, industri solven, dan sebagai pelumasan dalam industri tekstil. Pabrik dietilen glikol ini didirikan dengan kapasitas 17.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari dengan bahan baku berupa etilen oksida dan air sebagai bahan baku pendukung. Pabrik dietilen glikol ini direncanakan akan dibangun pada suatu Kawasan industri di Cilegon, Jawa Barat. Proses pembuatan dietilen glikol menggunakan reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) reaksi bersifat eksotermis dan proses berlangsung secara *irreversible* dengan perbandingan antara etilen oksida dan air adalah 1:20. Dengan konversi produk utama dietilen glikol 80% dan produk samping etilen glikol 10% dan trietilen glikol 5%. Untuk kebutuhan utilitas, pabrik membutuhkan air sebanyak 10.426.044 kg/jam. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN sebanyak 5.039 kW. Kebutuhan Listrik diperoleh dari PLN serta generator sebagai cadangan. Dalam perancangan ini menyediakan unit kebutuhan air, listrik, udara tekan, bahan bakar dan steam. Dari Analisa ekonomi, pabrik ini memerlukan *Fixed Capital Investment* sebanyak Rp.5.782.615.056.744, dan *Working capital* sebesar Rp.39.676.468.505.509. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp. 2.586.296.583.236. Keuntungan yang diperoleh setelah pajak adalah Rp. 1.939.722.437.427. ROI sebelum pajak sebesar 45% dan setelah pajak 34%. POT sebelum pajak 1,8 tahun dan sesudah pajak 2 Tahun. BEP sebesar 42%, SDP sebesar 17% serta DCFR sebesar 9,61%. Dengan demikian apabila ditinjau dari segi ekonomi maka pabrik dietilen glikol ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata kunci: Dietilen Glikol, Etilen Oksida, Air, Hidrolisis, Continuous Stirred Tank Reactor

ABSTRACT

The need for diethylene glycol in Indonesia will continue to increase along with the development of the chemical industry. Diethylene glycol is used as a solvent as well as an additive in the anti-freeze manufacturing industry, a raw material in the polyester resin industry, brake fluid, solvent industry, and as a lubricant in the textile industry. This diethylene glycol plant was established with a capacity of 17,000 tons/year operating for 330 days with raw materials in the form of ethylene oxide and water as supporting raw materials. This diethylene glycol plant is planned to be built in an industrial area in Cilegon, West Java. The process of making diethylene glycol using a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) reactor reaction is exothermic and the process takes place irreversibly with the ratio between ethylene oxide and water is 1:20. With a main product conversion of 80% diethylene glycol and by-products of 10% ethylene glycol and 5% triethylene glycol. For utility needs, the plant requires 10.426.044 kg/hour of water. Electricity needs are met by PLN as much as 5.039 kW. Electricity needs are obtained from PLN and generators as a backup. This design provides water, electricity, compressed air, fuel and steam units. From the economic analysis, this plant requires Fixed Capital Investment of Rp.5.782.615.056.744, and Working capital of Rp.39.676.468.505.509. The profit obtained before tax amounted to Rp.2.586.296.583.236. The profit earned after tax is Rp.1.939.722.437.427. ROI before tax is 45% and after tax is 34%. POT before tax 1,8 year and after tax 2 Year. BEP of 42%, SDP of 17% and DCFR of 9,61%. Thus, when viewed from an economic point of view, this diethylene glycol plant is profitable and feasible to establish.

Keywords: Diethylene Glycol, Ethylene Oxide, Water, Hydrolysis, Continuous Stirred Tank Reactor

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Penentuan Kapasitas Produksi

Dietilen glikol dengan nama IUPAC *2,2'-Oxydi(ethan-1-ol)* dengan rumus molekul $(\text{HOCH}_2\text{CH}_2)_2\text{O}$. Dietilen glikol atau diethylene glycol (DEG) adalah senyawa organik dengan rumus $(\text{HOCH}_2\text{CH}_2)_2\text{O}$. DEG merupakan cairan yang tidak berwarna, praktis tidak berbau, beracun, dan higroskopis dengan rasa yang manis. Dapat bercampur dalam air, alkohol, eter, aseton, dan etilen glikol (Schep LJ, et al., 2009).

Dietilen glikol (diethylene glycol) memiliki karakteristik yang tidak jauh berbeda dengan etilen glikol. Pada dasarnya, dietilen glikol terdiri dari dua molekul etilen glikol yang melekat satu sama lain. DEG merupakan pelarut yang banyak digunakan, menjadi pengkontaminasi dalam produk konsumen, yang telah menyebabkan banyak epidemi keracunan sejak awal abad ke-20.

Baru-baru ini, telah banyak berita-berita mengenai etilen glikol dan dietilen glikol dikarenakan kedua senyawa ini mengandung zat beracun yang dimana digunakan pada industri farmasi sebagai pelarut dalam obat sirup untuk menggantikan gliserin dikarenakan harganya yang lebih murah. Tetapi, etilen glikol dan dietilen glikol ini dapat menyebabkan keracunan jika dikonsumsi melebihi batas aman.

Selain digunakan sebagai pelarut, Dietilen glikol digunakan sebagai bahan tambahan dalam industri pembuatan zat anti beku, bahan baku dalam industri

resin poliester, minyak rem, industri solven, dan sebagai lubrikan dalam industri tekstil (McKetta, 1989).

Kebutuhan DEG dipenuhi oleh PT. Polychem Indonesia Tbk yang memproduksi dietilen glikol sebesar 22.000 ton/tahun. Sedangkan kekurangan dari kebutuhan dietilen glikol di Indonesia dipenuhi dengan melakukan impor dari berbagai negara.

Bahan baku dalam pembuatan dietilen glikol adalah etilen oksida dari PT. Chandra Asri Petrochemical, Cilegon dengan kapasitas 522.000 ton/tahun. Ditinjau dari harga bahan baku pembuatan dietilen glikol, ternyata harga produk lebih mahal dari pada harga bahan bakunya. Untuk harga etilen oksida sebagai bahan baku sebesar 4 US\$/kg sedangkan harga produk dietilen glikol adalah 35,27 US\$/kg sehingga pendirian pabrik dietilen glikol menguntungkan.

Dietilen glikol memiliki peran penting dalam bidang industri, sehingga sangat diperlukan pabrik dietilen glikol. Dengan mendirikan pabrik dietilen glikol di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dietilen glikol yang semakin meningkat dan dapat mengurangi nilai impor serta menambah devisa negara dengan melakukan ekspor. Selain itu, terdapat beberapa pertimbangan penting tentang pendirian pabrik dietilen glikol di Indonesia:

- a. Meningkatkan pendapatan negara dalam sektor industri
- b. Menambah lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat sehingga dapat membantu mengurangi banyaknya pengangguran di Indonesia
- c. Mengurangi beban impor dietilen glikol

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

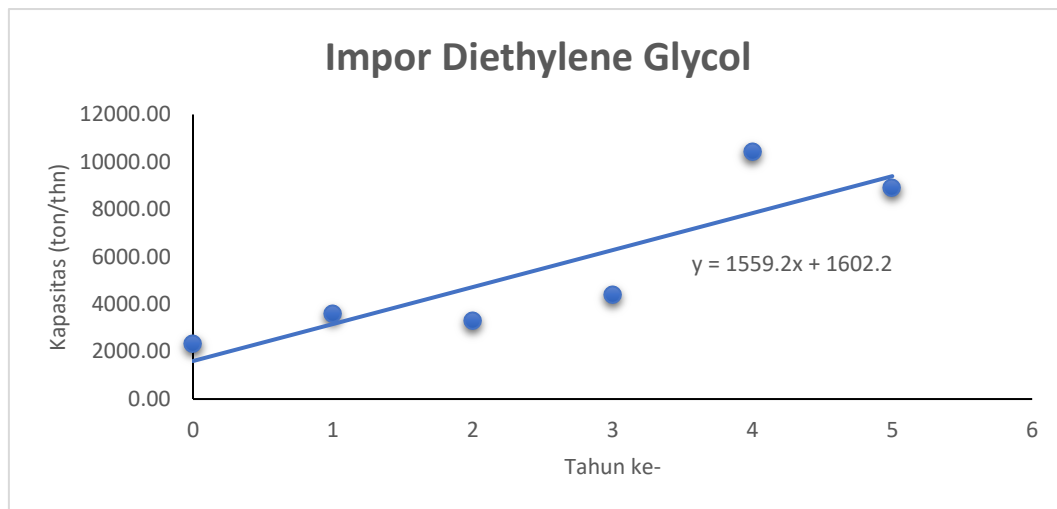
Di Indonesia melakukan impor dietilen glikol untuk memenuhi kebutuhannya. Hal ini dapat dijadikan potensi dengan adanya pabrik dietilen glikol di Indonesia. Direncanakan pada tahun 2027 akan didirikan pabrik dietilen glikol. Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik antara lain kebutuhan produk, ketersediaan produk, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produk yang sudah beroperasi. Nilai kapasitas produksi kemungkinan akan menguntungkan jika kapasitas produksi semakin besar. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistika (BPS), kebutuhan impor dietilen glikol di Indonesia dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Kapasitas Impor Dietilen Glikol di Indonesia

Tahun	Tahun ke-	Impor (Ton)
2017	0	2.324
2018	1	3.608
2019	2	3.300
2020	3	4.416
2021	4	10.422
2022	5	8.928

Sumber: Badan Pusat Statistik (bps.go.id)

Dari Tabel 1.1 digunakan sebagai acuan untuk membuat grafik yang menunjukkan proyeksi kebutuhan dietilen glikol pada tahun 2027.



Gambar 1.1 Proyeksi Data Impor Dietilen Glikol

(Sumber: BPS 2022)

Dari data pada Gambar 1.1 dapat diperkirakan kebutuhan impor dietilen glikol pada tahun 2027, sehingga dapat didapatkan persamaan:

$$y = a + bx \tag{1.1}$$

dimana diperoleh

$$a = 1.602$$

$$b = 1.559$$

sehingga,

$$y = 1.602 + (1.559) (10)$$

$$y = 17.194$$

Dari hasil proyeksi data nilai impor pada tahun 2027 atau pada tahun ke-10 sebesar 17.194 ton/tahun, jadi untuk kapasitas prarancangan pabrik yang akan kami dirikan yaitu 17.000 ton/tahun dan akan didirikan pada tahun 2027.

1.2.1 Pabrik yang Memproduksi Dietilen Glikol Di Asia

Berikut ini merupakan pabrik yang memproduksi dietilen glikol yang telah beroperasi di Asia dengan kapasitas per tahunnya.

Tabel 1. 2 Data Pabrik Produsen Dietilen Glikol di Asia

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)	Sumber
India Petrochemical	108.000	www.ceicdata.com
PT. Polychem Indonesia	20.000	polychemindo.com

Berdasarkan proyeksi impor dietilen glikol di Indonesia dan kapasitas pabrik yang memproduksi dietilen glikol di Asia maka dapat ditetapkan perancangan pabrik dietilen glikol memiliki kapasitas sebesar 17.000 ton/tahun dengan alasan dapat memenuhi kebutuhan nasional akan produk dietilen glikol.

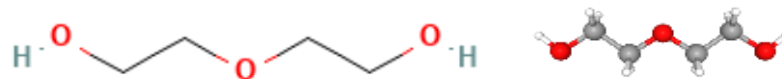
1.3 Tinjauan Pustaka

Glikol atau diol merupakan suatu senyawa yang memiliki dua gugus hidroksil yang mengikat dua atom karbon yang berbeda dalam suatu rangkaian alifatik. Glikol sendiri merupakan senyawa tambahan dari etilen oksida yang terdapat atom hidrogen, oksigen, dan karbon, dengan rumus senyawa pada umumnya yaitu $C_{2n}H_{4n}O_{n-1}(OH)_2$.

Glikol memiliki bentuk senyawa yang paling sederhana yaitu senyawa etilen glikol yang merupakan tambahan etilen oksida dan air.

Dietilen, Trietilen, dan Tetraetilen glikol merupakan polimer dari etilen glikol, dimana senyawa-senyawa tersebut terbentuk dikarenakan etilen oksida bertemu dengan senyawa glikol yang lebih kecil. Glikol mengalami reaksi umum dengan *monohydric alcohols* akan membentuk estal, eter, ester, dan produk serupa. Gugus hidroksil pada glikol dapat bereaksi dengan senyawa lain dan membentuk alkil halida, amina, azida, aldehyd, asam karboksilat, merkaptan, eter, ester nitrat, nitril, ester nitrit, peroksida, ester organik, ester fostat, dan ester sulfat.

Dietilen glikol atau diethylene glycol (DEG) adalah senyawa organik dengan rumus $(\text{HOCH}_2\text{CH}_2)_2\text{O}$. DEG merupakan cairan yang tidak berwarna, praktis tidak berbau, beracun, dan higroskopis dengan rasa yang manis. Dapat bercampur dalam air, alkohol, eter, aseton, dan etilen glikol (Schep LJ et al.,2009).

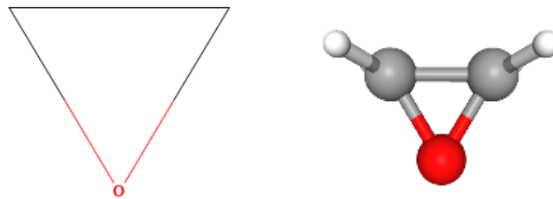


Gambar 1.2 Struktur Molekul Dietilen Glik

(pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

Dietilen glikol diproduksi dengan bahan baku yaitu etilen oksida. Etilen oksida merupakan gas tak berwarna dan mudah terbakar pada suhu ruangan, serta berbau manis. Senyawa ini adalah epoksida paling sederhana, memiliki cincin tiga anggota dengan 1 oksigen dan 2 karbon. Karena struktur molekulnya, etilen oksida banyak dipakai pada reaksi adisi, seperti

polimerisasi. Etilena oksida berisomer dengan asetaldehida dan vinil alkohol.



Gambar 1. 3 Struktur Molekul Etilen Oksida
(pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

Dietilen glikol (DEG) merupakan produk samping dari hidrolisis etilen oksida yang digunakan sebagai polyurethane, resin polyester tak jenuh (Faith, 1975).

Dietilen glikol adalah produk samping dari pembentukan etilen glikol dengan hidrolisis etilen oksida. Untuk jumlah yang lebih besar untuk komersil dari dietilen glikol dapat dihasilkan dengan mereaksikan antara etilen oksida dengan etilen glikol. Sehingga, untuk memproduksi dietilen glikol harus melewati proses pembentukan etilen glikol terlebih dahulu.

1.3.1 Macam-macam proses produksi Dietilen Glikol

Ada macam proses yang pernah dilakukan dalam memproduksi dietilen glikol yang digunakan pada skala industri, yaitu proses hidrolisis dari etilen oksida. Pada proses hidrolisis pada etilen oksida dapat dilakukan dengan menggunakan katalis basa maupun asam atau dapat juga tanpa

menggunakan katalis (*neutral medium*). Berikut merupakan proses- proses dalam pembentukan etilen glikol.

1. Hidrolisis Etilen Oksida

a. Hidrolisis dengan Katalis Asam

Proses hidrolisis dengan menggunakan katalis asam akan mengaktifkan etilen oksida dengan protonasi agar dapat bereaksi dengan air. Senyawa intermediate pada proses protonasi ini lebih stabil dibandingkan dengan menggunakan proses hidrolisis katalis basa. Pada umumnya, proses ini tidak pernah digunakan secara komersial, hal tersebut terjadi karena adanya permasalahan korosi katalis yang digunakan, namun sedang terus dikembangkan penggunaan katalis lainnya, seperti menggunakan *ion exchanger oksida* (Afianti & Widyastri, 2021).

b. Hidrolisis dengan Katalis Basa

Proses hidrolisis dengan menggunakan katalis basa dapat menyebabkan penurunan selektivitas dari etilen glikol. Secara substantial hasil produk glikol akan meningkat lebih tinggi dikarenakan ion hidroksida untuk etilen oksida bersaing dengan anion dari produk reaksi pertama (Afianti & Widyastri, 2021).

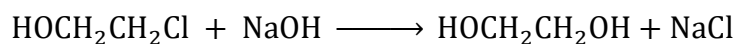
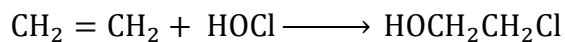
c. Hidrolisis Tanpa Katalis

Pada kondisi netral (pH 6-10) hidrolisis dapat dijalankan apabila air yang digunakan berlebih (*excess water*) serta menggunakan suhu dan

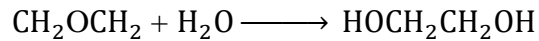
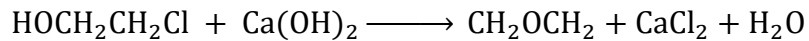
tekanan tinggi. Yield etilen glikol yang dihasilkan pada proses netral ini sebesar 89-91%. Pada proses hidrolisis ini terjadi pada suhu dan tekanan tinggi dan dengan komposisi air berlebih. Etilen glikol dan glikol yang lebih tinggi akan dipisahkan menggunakan *distillation*. Selektivitas dari setiap glikol dapat dikontrol dengan memvariasikan perbandingan air dan etilen oksida, dengan menggunakan air berlebih agar dapat meningkatkan selektivitas etilen glikol (Afianti & Widyastri, 2021).

2. Hidrolisis Ethylene Chlorohydrin

Etilen glikol pada pertama kali diproduksi di Amerika Serikat dengan bahan baku *ethylene chlorohydrin*, yang terbentuk dari *hypochlorous acid*. Kemudian *ethylene chlorohydrin* dapat diubah ke etilen glikol dengan melakukan hidrolisis dengan katalis basa.

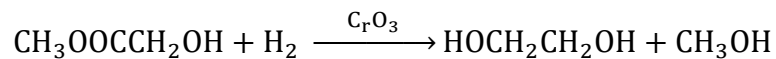
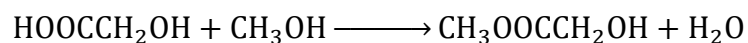
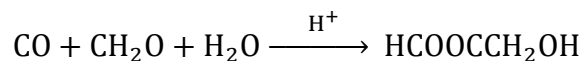


Sehingga dengan mengubah *ethylene chlorohydrin* menjadi etilen oksida melalui hidrolisis basa, setelah itu etilen oksida yang terbentuk dihidrolisis kembali menggunakan air sehingga menjadi etilen glikol. Etilen glikol akan bereaksi lebih lanjut dengan penambahan etilen oksida untuk membentuk glikol yang lebih tinggi (dietilene glikol, trietilen glikol, tetraetilen glikol). Produk yang dihasilkan akan mengandung garam sehingga perlu adanya pemisahan yang lebih lanjut (Afianti & Widyastri, 2021).



3. Reduksi Methyl Glycol

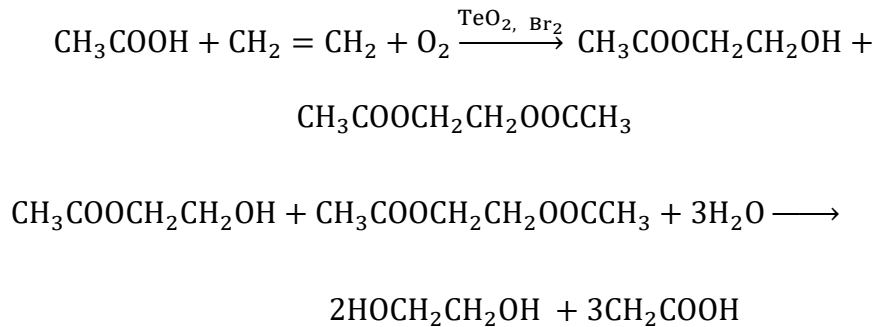
Perusahaan Du Point memproduksi etilen glikol dengan bahan baku karbon monoksida, metanol, hidrogen, dan formaldehid hingga tahun 1968. Pada proses ini terdiri dari reaksi formaldehid, air, dan karbon monoksida dengan penambahan katalis asam untuk membentuk *glycolic acid*. Untuk membentuk methyl glycolate perlu melakukan esterifikasi *glycolic acid* dengan metanol, kemudian direduksi dengan hidrogen dengan menambahkan katalis kromat sehingga menghasilkan etilen glikol dan metanol. Formaldehid dan metanol diproduksi dari syngas. Syngas didapatkan dari bahan baku batu bara (Afianti & Widyastri, 2021).



4. Hidrolisis Glikol Asetat

Etilen glikol dapat juga diproduksi dari *acetoxylation* senyawa etilen (*Halicon license*). Oksigen, Asam asetat, dan etilen dapat bereaksi dengan adanya katalis (selenium, palladium, thallium, atau tellurium) sehingga menghasilkan *glycol monoacetate* dan *diacetate*. Kemudian

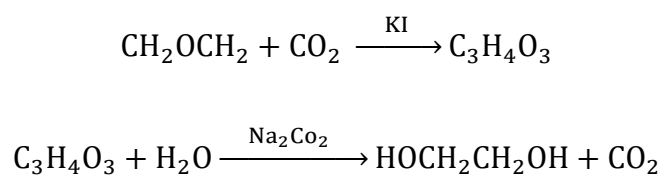
ester tersebut dihidrolisis menggunakan air untuk menghasilkan asam asetat dan etilen glikol (Afianti & Widyastri, 2021).



Namun reaksi ini memiliki banyak kendala jika digunakan secara komersial, salah satu kendalanya yaitu katalis dan asam asetat yang digunakan dapat menyebabkan korosif, sehingga perlu adanya material dan alat tambahan yang mahal. Selain itu juga sisa dari etilen glikol mono dan di-asetat juga sulit dipisahkan dari produk etilen glikol (Afianti & Widyastri, 2021).

5. Karbonasi Etilen Oksida

Etilen glikol dapat diproduksi dengan mereaksikan etilen oksida dengan karbon dioksida yang bertujuan untuk membentuk etilen karbonat yang kemudian dihidrolisis untuk membentuk etilen glikol. Sehingga produk akhir yang dihasilkan yaitu etilen glikol dan karbon dioksida (Afianti & Widyastri, 2021).



Pada proses karbonasi ini menghasilkan konversi yang signifikan etilen oksida menjadi etilen glikol yang tinggi dengan 1% dietilen glikol dan tingkat glikol yang lebih tinggi lagi. Membutuhkan rasio kurang dari 2:1 untuk air dan etilen karbonat dalam melakukan hidrolisis etilen oksida dari etilen karbonat (Afianti & Widyastri, 2021).

1.3.2 Pemilihan Proses

Dari proses produksi etilen glikol di atas, hanya dua proses yang menggunakan bahan baku etilen oksida dan dapat menghasilkan glikol yang lebih tinggi (di-, tri- dan tetra-etilen glikol). Proses tersebut yaitu sebagai berikut:

1. Hidrolisis Etilen Oksida
2. Karbonasi Etilen Oksida

Ada beberapa perusahaan di dunia yang dimana telah menggunakan proses karbonasi etilen oksida, namun masih banyak juga perusahaan yang masih menggunakan proses hidrolisis etilen oksida. Berikut beberapa perbandingan antara kedua proses tersebut.

Tabel 1. 3 Perbandingan Antara Proses Hidrolisis Etilen

Oksida dengan Karbonat dan Hidrolisis Etilen Oksida

Tinjauan	Proses	
	Hidrolisis Etilen Oksida	Karbonasi dan Hidrolisis Etilen Oksida
Temperatur (°C)	190-200 (<i>uncatalyzed</i>)	50-200
Tekanan (atm)	14-22 (<i>uncatalyzed</i>)	9,8-50
Yield	89-91% (MEG)	99% (MEG)
Produk	MEG, DEG, TEG	MEG, DEG, TEG (<i>small amount</i>), CO ₂
Proses	Hidrolisis secara langsung	Karbonasi membentuk etilen karbonat selanjutnya dihidrolisis
Air: Etilen Oksida	20: 1 (<i>uncatalyzed</i>)	1,5: 1

Sumber: McKetta, 1984

Berdasarkan tabel perbandingan proses di atas, yang dipilih yaitu proses hidrolisis langsung etilen oksida berdasarkan beberapa faktor, yaitu:

1. Biaya yang lebih murah dan proses yang lebih sederhana.
2. Hasil dari produk yang diinginkan, glikol yang lebih tinggi (di etilen glikol) yang cukup banyak.

Pada proses hidrolisis langsung dengan etilen oksida, terdapat tiga kondisi yang digunakan. Berikut Perbandingannya:

Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Hidrolisis Etilen Oksida dengan katalis dan tidak menggunakan katalis (non-katalis)

Tinjauan	Proses		
	Tidak Menggunakan Katalis	Katalis Asam	Katalis Basa
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> - Proses lebih sederhana. - Pemisahan tidak terlalu rumit. - Proses yang umum digunakan pada industri etilen glikol dunia. - Investasi alat lebih murah. 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu dan tekanan yang digunakan lebih rendah. - Kecepatan reaksi pembentukan etilen glikol cepat (pada pH<3). - Untuk mencapai <i>selectivity</i> yang sama, <i>excess water</i> yang digunakan lebih sedikit daripada hidrolisis tanpa katalis. 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu dan tekanan yang digunakan lebih rendah. - Kecepatan reaksi pembentukan etilen glikol lebih cepat (pH > 12) daripada hidrolisis tanpa katalis, tetapi lebih rendah dibandingkan dengan katalis asam. - Untuk mencapai <i>selectivity</i> yang sama, <i>excess water</i> yang digunakan lebih sedikit daripada hidrolisis tanpa katalis.

Lanjutan Tabel 1.4 Perbandingan Proses Hidrolisis Etilen Oksida dengan katalis dan tidak menggunakan katalis (non-katalis)

Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu dan tekanan yang digunakan tinggi. - Excess water banyak (Air: Etilen Glikol = 20:1). 	<ul style="list-style-type: none"> - Investasi alat yang lebih mahal (tahan korosi). - Proses pemisahannya yang lebih rumit. - Dapat terbentuk <i>side-product</i> yaitu etilen sulfat. - Pengaplikasiannya jarang. 	<ul style="list-style-type: none"> - Proses pemisahan yang lebih rumit. - Investasi alat yang lebih mahal (korosi). - Dapat terbentuk <i>side-product</i> lain. - Pengaplikasiannya jarang.
-------------------	---	---	---

Berdasarkan perbandingan di atas, proses hidrolisis tanpa katalis (non-katalis) dipilih karena prosesnya lebih sederhana dan saat ini lebih banyak aplikasinya dalam industri etilen glikol. Walaupun suhu dan tekanan yang digunakan cukup tinggi, namun biaya investasinya dinilai lebih murah dibandingkan dengan penggunaan dan *maintenance* alat tahan korosi. Penambahan proses pemisahan katalis dengan produk juga menjadi *concern*, dikarenakan katalis yang digunakan akan sulit untuk di recycle serta menambah biaya produksi. Selain itu, yield yang dihasilkan juga tidak signifikan antara proses hidrolisis dengan katalis maupun non-katalis, karena yield yang diinginkan bergantung pada perbandingan antara *excess water* dan etilen oksida yang diumpankan. Selain itu, penambahan katalis pada proses akan membentuk produk samping lain yang mengurangi kemurnian produk.

Pada hidrolisis non-katalis, yield produk baik itu mono-, di-, dan tri-etilen glikol bergantung pada rasio reaktan yang dimasukkan, yaitu etilen oksida dan air. Untuk mendapatkan yield monoetilen glikol yang tinggi, maka digunakan excess water karena kecenderungan etilen oksida yang akan bereaksi lebih cepat dengan etilen glikol dari pada dengan air (Rebsdats & Mayer, 2005).

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Dalam prinsip keseimbangan reaksi termodinamika sangat diperlukan. Tinjauan termodinamika sendiri bertujuan untuk menentukan atau mengetahui sifat suatu reaksi yaitu membutuhkan panas (*endotermis*) atau melepaskan panas (*eksotermis*). Selain itu juga untuk menentukan arah reaksi yang berlangsung searah (*irreversible*) atau reaksi yang berlangsung secara dua arah atau bisa disebut reaksi bolak balik (*reversibel*).

Untuk menentukan panas reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis dapat dilakukan perhitungan dengan panas pembentukan standar (ΔH_f^0) pada tekanan 1 atm dan pada suhu 298 K (25°C). Sedangkan untuk menentukan arah reaksi berlangsung secara irreversibel atau reversibel dengan menentukan nilai K, dimana jika nilai K lebih besar daripada 1 (satu) maka reaksi akan berjalan ke arah kanan (searah), dan apabila nilai K

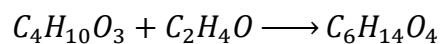
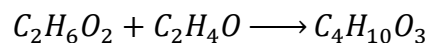
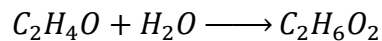
lebih kecil dari pada 1 (satu) maka reaksi akan berjalan ke kanan dan kiri atau bolak-balik (Rivai,1995).

Tabel 1. 5 Nilai ΔH_f^0 dan ΔG_f^0 masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f^0 , kJ/mol	ΔG_f^0 , kJ/mol
H ₂ O (Air)	-241	-228
C ₂ H ₄ O (Etilen Oksida)	-52	-13
C ₂ H ₆ O ₂ (Etilen Glikol)	-398	-304
C ₄ H ₁₀ O ₃ (Dietilen Glikol)	-571	-409
C ₆ H ₁₄ O ₄ (Trietilen Glikol)	-725	-486

Sumber : Yaws, 1999

Reaksi Produk:



- Perhitungan panas reaksi standar berdasarkan Tabel 1.3.

$$\Delta H_R^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

Reaksi pembentukan etilen glikol dengan menggunakan proses hidrolisis non katalis:

$$\begin{aligned} \Delta H_{R1}^0 &= \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^0 C_2H_6O_2) - (\Delta H_f^0 C_2H_4O + \Delta H_f^0 H_2O) \end{aligned}$$

$$= (-398) - ((-52) + (-241))$$

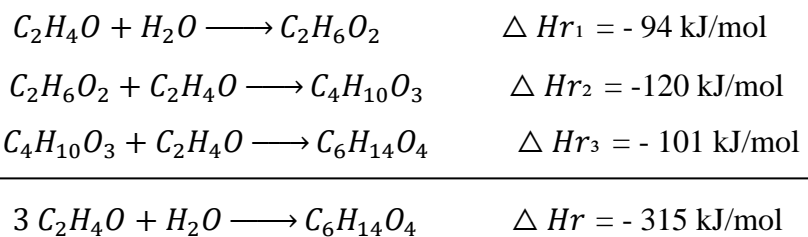
$$= -94 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi utama:

$$\begin{aligned} \Delta H_{R2}^0 &= \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^0 C_4H_{10}O_3) - (\Delta H_f^0 C_2H_4O + \\ &\quad \Delta H_f^0 C_2H_6O_2) \\ &= (-571) - ((-52) + (-398)) \\ &= -120 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R3}^0 &= \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^0 C_6H_{14}O_4) - (\Delta H_f^0 C_2H_4O + \Delta \\ &\quad H_f^0 C_4H_{10}O_3) \\ &= (-725) - ((-52) + (-571)) \\ &= -101 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh nilai ΔH_r^0 total untuk kedua persamaan tersebut adalah :



+

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai ΔH_R^0 bernilai negatif
maka reaksi akan bersifat eksotermis.

- Konstanta kesetimbangan (K) pada keadaan standar

$$\Delta G_r^0 = -RT \ln K$$

Dimana:

ΔG_r^0 : Energi Gibbs dalam keadaan standar (T=25⁰C, P=1 atm)

R : Tetapan gas ideal = 8,314 J/mol K

K : Konstanta kesetimbangan

T : Suhu

Reaksi pembentukan etilen glikol dengan menggunakan proses hidrolisis non katalis:

$$\begin{aligned} \Delta G_r^0 &= \Delta G_f^0 \text{ produk} - \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^0 \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2) - (\Delta G_f^0 \text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f^0 \text{H}_2\text{O}) \\ &= (-304) - ((-13) + (-228)) \\ &= -63 \text{ kJ/mol} \\ &= -63.000 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G_f^0}{RT} = -\frac{-63.000 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8,134 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \times 298 \text{ K}} = 25,991$$

$$K = 3,257$$

Reaksi utama

$$\begin{aligned} \Delta Gr2^0 &= \Delta Gf^0 \text{produk} - \Delta Gf^0 \text{reaktan} \\ &= (\Delta Gf^0 C_4H_{10}O_3) - (\Delta Gf^0 C_2H_4O + \\ &\quad \Delta Gf^0 C_2H_6O_2) \\ &= (-409) - ((-13) + (-304)) \\ &= -92 \text{ kJ/mol} \\ &= -92.000 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta Gf^0}{RT} = -\frac{-92.000 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8,134 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \times 298 \text{ K}} = 37,955$$

$$K = 3,636$$

$$\begin{aligned} \Delta Gr3^0 &= \Delta Gf^0 \text{produk} - \Delta Gf^0 \text{reaktan} \\ &= (\Delta Gf^0 C_6H_{14}O_4) - (\Delta Gf^0 C_2H_4O + \Delta Gf^0 C_4H_{10}O_3) \\ &= (-486) - ((-13) + (-409)) \\ &= -64 \text{ kJ/mols a} \\ &= -64.000 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta Gf^0}{RT} = -\frac{-64.000 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8,134 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \times 298 \text{ K}} = 26,403$$

$$K = 3,274$$

Dari hasil persamaan diatas dapat digunakan untuk menentukan apakah reaksi tersebut berlangsung secara

irreversibel atau *reversibel* pada T operasi = 30°C = 303 K

dapat dihitung menggunakan Van'Hoff yaitu:

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{K_{298}} = \frac{\Delta H_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

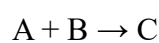
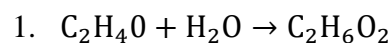
$$\ln \frac{K_{303}}{3,636} = \frac{-316}{8,314} \times \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right)$$

$$K_{303} = 4,873$$

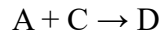
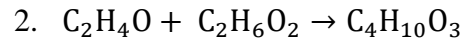
Reaksi berjalan *irreversible* apabila nilai $K > 1$, dari hasil perhitung nilai kesetimbangan K1 sebesar 3,257, K2 sebesar 3,636, K3 sebesar 3,274 dan untuk hasil perhitungan menggunakan Van'Hoff sebesar 4,873 sehingga menunjukkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible* karena nilai K yang dihasilkan positif (+).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

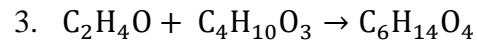
Reaksi yang terjadi diawali dengan pembentukan etilen glikol dari etilen oksida dengan penambahan air setelah itu direaksikan kembali dengan etilen oksida untuk menghasilkan dietilen glikol. Reaksi ini merupakan reaksi seri-paralel, dengan etilen oksida dan air pada reaksi seri sedangkan untuk etilen glikol dan dietilen glikol bertindak pada reaksi paralel (Wulandari G.T, dkk, 2017). Berikut merupakan tinjauan kinetika pembentukan dietilen glikol:



$$(-r_1) = k_1 C_A C_B$$

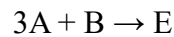
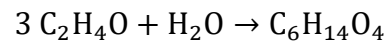


$$(-r_2) = k_2 C_A C_C$$



$$(-r_3) = k_3 C_A C_D$$

Sehingga dihasilkan reaksi total:



$$(-r_A) = (-r_1) + (-r_2) + (-r_3)$$

$$(-r_A) = k_1 C_A C_B + k_2 C_A C_C + k_3 C_A C_D$$

$$(-r_A) = k_1 C_{AO}(1 + x_{A,1})(C_{BO} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) +$$

$$K_2 C_{AO}(1 - x_{A,2})(C_{BO} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) +$$

$$K_3 C_{AO}(1 - x_{A,3})(C_{DO} - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2}))$$

Dengan:

$$C_{BO} = 1,7 C_{AO}$$

$$C_{CO} = C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1}$$

$$C_{DO} = C_{D,in} + C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})$$

Sehingga menjadi:

$$\begin{aligned}(C_{B0} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) &= (1,7 C_{AO} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) \\ &= C_{AO} (1,7 - x_{A,1})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_{C0} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) & \\ &= (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) \\ &= (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) \\ &= (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2} + C_{AO} \cdot x_{A,1}) \\ &= (C_{c,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_{D0} - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2})) &= (C_{D,in} + C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1}) - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2})) \\ &= (C_{D,in} + C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,3} + x_{A,0} \cdot x_{A,2}) \\ &= (C_{D,in} + 2C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} + C_{AO} \cdot x_{A,3})\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh kecepatan reaksi menjadi:

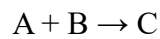
$$\begin{aligned}(-r_A) &= C_{AO}[k_1(1 - x_{A,1})C_{AO} (1,7 - x_{A,1}) + k_2(1 - x_{A,2}) \\ &\quad (C_{c,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2}) + k_3(1 - x_{A,3}) \\ &\quad (C_{D,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,3})]\end{aligned}$$

Dengan,

$$k_i = \exp\left(A_i - \frac{B_i}{T}\right)$$

Nilai A dan B diperoleh dari jurnal “Kinetics of the Hydration of Ethylene Oxide in the Presence Heterogenous Catalyst” (Altiokka & Akyalcin, 2009). Sehingga diperoleh nilai kinetika reaksi:

a. Kinetika reaksi (1)



$$(-r_1) = k_1 C_A C_B$$

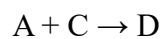
$$k_1 = \exp\left(13,62 - \frac{8,220}{T}\right)$$

Dengan, $T = T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_1 = 0,0000525 \frac{\text{L}}{\text{mol.min}} = 0,525 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.jam}}$$

b. Kinetika reaksi (2)



$$(-r_2) = k_2 C_A C_C$$

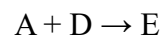
$$k_1 = \exp\left(15,57 - \frac{8.700}{T}\right)$$

Dengan, $T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_2 = 0,0000936 \frac{\text{L}}{\text{mol.min}} = 0,936 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.jam}}$$

c. Kinetika reaksi (3)



$$(-r_2) = k_3 C_A C_D$$

$$k_3 = \exp\left(16.06 - \frac{8.900}{T}\right)$$

Dengan, $T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_3 = 0,0000863 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}} = 0,863 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}\cdot\text{jam}}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

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

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Spesifikasi Produk Utama Dietilen Glikol

a. Sifat Fisis

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Dietilen Glikol

Parameter	Spesifikasi
Fasa	Cair
Kenampakan	Jernih, tidak berwarna
Rumus Molekul	$C_4H_{10}O_3$
Berat Molekul	106,12 g/mol
Titik Didih	245,8°C
Titik Lebur	-8°C
Kemurnian	99,6% (% berat minimal)
Tekanan Uap (20°C)	0,27 kPa
Densitas	1,1185 g/L
Kelarutan dalam air	Mudah larut (100 mg/mL pada 30°C)

Sumber: PubChem, 2022

b. Sifat Kimia

Sifat - sifat Kimia (*Othmer vol. 12 hal 945*):

- Mudah larut dalam air, alkohol, glikol eter dan aseton
- Merupakan cairan higroskopis
- Menurunkan titik beku jika direaksikan dengan air

Tabel 2. 2 Identifikasi Hazard pada Produk Utama

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Dietilen Glikol	-	✓	-	-	✓	-	-	1. Bersifat <i>irritant</i> dan <i>permeator</i> apabila kontak dengan permukaan kulit. 2. <i>Flammability Limits</i> LFL: 2% UFL: 12,3% 3. Bersifat <i>combustable</i> dengan <i>flash point</i> : 138°C (<i>Closed cup</i>) 4. Cairan higroskopis 5. Tidak korosif	1. Jauhkan dari panas dan sumber percikan api. 2. Disimpan pada <i>storage</i> yang kering, tempat sejuk, dan berventilasi baik. 3. Jaga <i>storag</i> tertutup rapat karena sifatnya yang higroskopis. 4. <i>Combustible material</i> sehingga penyimpanannya harus dijauhkan

							<p>untuk logam dan kaca.</p> <p>6. LD50 (<i>Hamster</i>) 12.565 mg/kg</p> <p>7. Saat dipanaskan untuk terjadi dekomposisi, dapat mengeluarkan asap yang tajam dan mengiritasi.</p>	<p>dari panas ekstrim dan strong oxidizing agents.</p>
--	--	--	--	--	--	--	--	--

2.1.2. Spesifikasi Produk Sampung

a. Sifat Fisis

Tabel 2. 3 Spesifikasi Produk Sampung

Parameter	Produk Sampung	
	Etilen Glikol	Trietilen Glikol
Fasa	Cair	Cair
Kenampakan	Jernih, cairan tidak berwarna	Cairan Tidak Berwarna
Rumus Molekul	$C_2H_6O_2$	$C_6H_{14}O_4$
Berat Molekul	62,07 g/mol	150,17 g/mol
Titik Didih	197,6°C	285°C
Titik Lebur	-13°C	-5°C
Kemurnian	99,8% (%berat minimal)	99,5%
Tekanan Uap (20°C)	1,59 kPa	< 1 kPa
Densitas	1,1132 g/mL	1,1255 g/mL
Kelarutan dalam air	Larut dalam air (100 mg/mL pada suhu 17,5 °C)	Larut dalam air dingin (100 mg/L pada suhu 20°C)

Sumber: PubChem, 2022

b. Sifat Kimia

Etilen Glikol

Sifat-sifat Kimia (*Othmer vol.12 hal 945*)

- Mudah menyerap air dan dapat dicampur dengan beberapa pelarut seperti air, alcohol, glikol eter dan aseton
- Kelarutan dalam larutan non polar rendah seperti benzena, toluena, dikloroetan, dan kloroform.
- Merupakan cairan higroskopis
- Menurunkan titik beku jika direaksikan dengan air

Trietilen Glikol

Sifat-sifat Kimia (*Othmer vol.12 hal 946-949*)

- Mudah larut dalam air, alcohol, glikol eter dan aseton
- Merupakan cairan higroskopis
- Menurunkan titik beku jika direaksikan dengan air

Tabel 2. 4 Identifikasi Hazard pada Produk Samping

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Carcinogen	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Harmful		
Etilen Glikol	-	✓	-	-	✓	-	-	1. Berbahaya jika tertelan. Sedikit berbahaya jika terkena kulit karena <i>irritant</i>	1. Jauhkan dari panas dan sumber percikan api. 2. Disimpan pada <i>storage</i>

								<p>dan <i>Permeator</i>.</p> <p>2. <i>Flammability Limits</i>: LFL :3,2%</p> <p>3. <i>Slightly flammable to flammable</i> dengan adanya nyala api terbuka dan percikan api</p> <p>4. Bersifat <i>combustable</i> dengan <i>flash point</i>: 111°C (<i>closed cup</i>).</p> <p>5. Cairan higroskopis</p> <p>6. <i>Non-corrosive</i> in presence of glass</p> <p>7. Reaktif terhadap <i>oxidizing agents</i>, asam, dan alkali</p> <p>8. <i>Incompatible materials</i>: <i>aliphatic amines, isocyanates, chlorosulfonic acid, dan oleum</i>.</p> <p>9. LD50 (Rat): 4.700 mg/kg.</p>	<p>yang kering, tempat sejuk, dan berventilasi baik.</p> <p>3. Jaga <i>storage</i> tertutup rapat karena sifatnya yang higroskopis.</p> <p>4. <i>Combustible material</i> sehingga penyimpanannya harus dijauhkan dari panas ekstrim dan strong oxidizing agents.</p>
Trietilen Glikol	-	✓	-	-	✓	-	-	<p>1. Sangat berbahaya apabila terkena mata (<i>Irritant</i>).</p> <p>2. <i>Flammability Limits</i></p>	<p>1. Jauhkan dari panas dan sumber percikan api.</p> <p>2. Disimpan pada <i>storage</i></p>

							LFL: 0,9% UFL: 9,2% 3. Bersifat <i>combustable</i> dengan <i>flash point</i> : 177°C (<i>Closed cup</i>) 4. Cairan higroskopis 5. <i>Non-corrosive in presence of glass</i> 6. LD50 (Rat): 17.000 mg/kg	yang kering, tempat sejuk, dan berventilasi baik. 3. Jaga <i>storag</i> tertutup rapat karena sifatnya yang higroskopis. 4. <i>Combustible material</i> sehingga penyimpanannya harus dijauhkan dari panas ekstrim dan strong oxidizing agents.
--	--	--	--	--	--	--	--	---

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

a. Sifat Kimia

Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Parameter	Bahan Baku	Bahan Pendukung
	Etilen Oksida	Air
Fasa	Gas	Cair
Kenampakan	Cairan Tidak Berwarna	Jernih, cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	C ₂ H ₄ O	H ₂ O
Berat Molekul	44 g/mol	18,02 g/mol
Titik Didih	10,7°C	100 °C
Titik Lebur	-112,8°C	-
Kemurnian	99,7% (%berat minimal) 0,03 impurities	100%
Tekanan Uap (20°C)	140 kPa	2,3 kPa

Lanjutan Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Densitas 20°C	0,882 g/mL	1 g/cm ³
Kelarutan	Larut dalam air	Larut dalam asam asetat, aseton, amoniak, amonium klorida, ethanol, glycerol, asam hidroklorida, metanol, asam nitrat, asam sulfat, sodium hidroksida, propilen glikol.

Sumber: PubChem, 2022

b. Sifat Kimia

Etilen Oksida

Sifat-sifat Kimia (*Kirk & Othmer, 1983*)

- Etilen oksida adalah zat antara yang sangat reaktif sehingga banyak digunakan dalam berbagai industri kimia.
- Mempunyai kelarutan yang tinggi dalam air, alcohol, dan eter.
- Sedikit berwarna, terkondensasi pada suhu rendah.
- Uap etilen oksida dapat menyala dan menimbulkan ledakan.

Air

Sifat-sifat Kimia (*Kirk & Othmer, 1983*)

- Digunakan sebagai pelarut yang banyak digunakan dalam industri.
- Mempunyai pH sama dengan 7
- Nilai pH air dapat mempengaruhi rasa dan sifat korosi.

Tabel 2. 6 Identifikasi Hazard pada bahan baku dan bahan pendukung

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelola
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radiactive		
Etilen Oksida	-	✓	✓	-	✓	-	-	<p>1. Dapat menyebabkan iritasi serius pada kulit, mata, dan jalur pernafasan.</p> <p>2. <i>Extremely flammable gas</i> dengan <i>flash point</i>, -20°C (-4°F)</p> <p>3. <i>Flammability Limits</i>: - LFL: 3% (vol) - UFL: 100% (vol)</p> <p>4. <i>Highly reactive</i> terhadap air, alcohol, amoniak, amines, dan organic acids.</p> <p>5. Membentuk campuran yang eksplosif dengan</p>	<p>1. Disimpan pada tempat yang jauh dari panas, percikan api, dan api yang menyala serta sumber apilainnya.</p> <p>2. Penyimpanan harus tertutup dengan temperature tidak boleh lebih dari 52°C dan dilengkapi ventilasi yang baik.</p> <p>3. Kontainer harus diselimuti oleh inert gas (biasanya nitrogen) dan</p>

								udara dan oxidizing agents. 6. Gas yang beracun dengan LD 50 (Rat) sebesar 72 mg/kg.	diberikan perlindungan lebih dari paparan api.
Air	-	-	-	-	-	-	-	Tidak Hazardous	Disimpan dalam wadah tertutup agar tidak terkontaminasi. Perlu diolah untuk menghilangkan bahan lain yang terbawa sebelum dibuang ke lingkungan

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam menjaga kualitas produk yang sesuai standar maka dibutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol sehingga diperoleh produk yang memiliki kualitas dan dapat dipasarkan. Adapun tujuan dilakukan pemeriksaan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan normal atau tidak. Apabila terjadi masalah dapat segera dilakukan tindakan

pengendalian agar tidak timbul masalah yang jauh lebih besar dan mengakibatkan kualitas dari produk terganggu. Adapun pengendalian yang dilakukan :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Oleh sebab itu, pengendalian bahan baku memiliki tujuan untuk mengetahui dan memastikan sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dan kualitas yang ditentukan untuk proses produksi. Sebelum dilakukannya proses produksi, perlu adanya pengecekan terkait pengujian kualitas bahan baku yang nantinya akan digunakan, yaitu etilen oksida dan air.

2.3.2 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, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol

terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Indicator Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki/vessel.

- *Flow Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

- *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai set point / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu actual yang diukur melebihi set point-nya maka outputnya akan bekerja.

- *Pressure Controller*

Alat yang digunakan untuk mengontrol tekanan. Alat kontrol akan bekerja apabila kondisi tekanan tidak sesuai dengan yang ditetapkan dengan ditandai berupa sinyal nyala lampu atau bunyi.

- *Ratio Controller*

Alat yang digunakan untuk sebagai penjaga dari komposisi bahan keluar maupun masuk kembali agar hasil yg didapatkan lebih murni.

2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dilakukan untuk memaksimalkan waktu yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung, sehingga didapatkan kualitas produk asetanilida sesuai dengan yang diinginkan.

2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

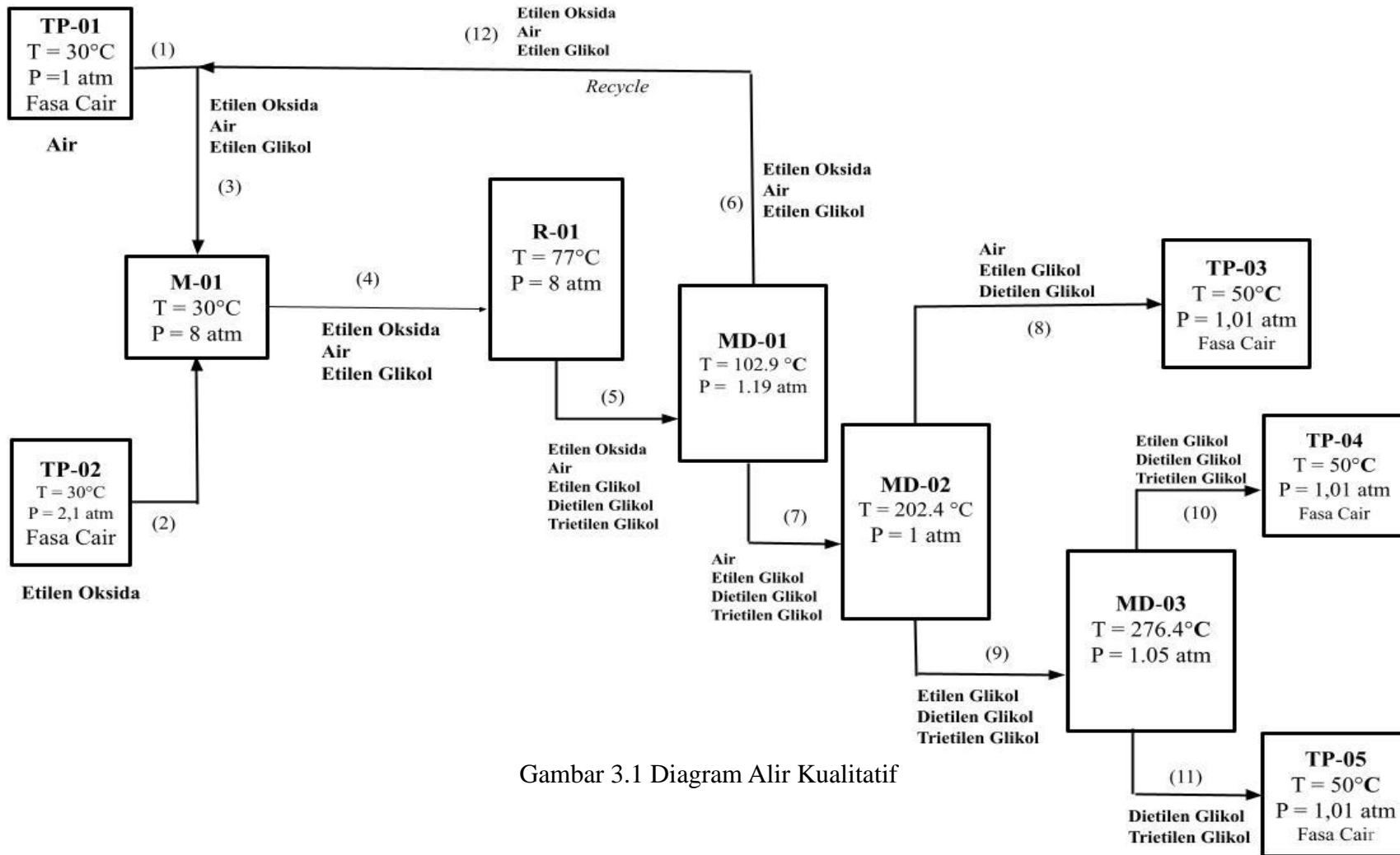
Pengendalian bahan proses dilakukan untuk mengendalikan ketersediaan kekurangan pada bahan baku agar tidak terjadinya kekurangan bahan baku, sehingga pabrik dapat memproduksi dietilen glikol sesuai dengan kapasitas yang diinginkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

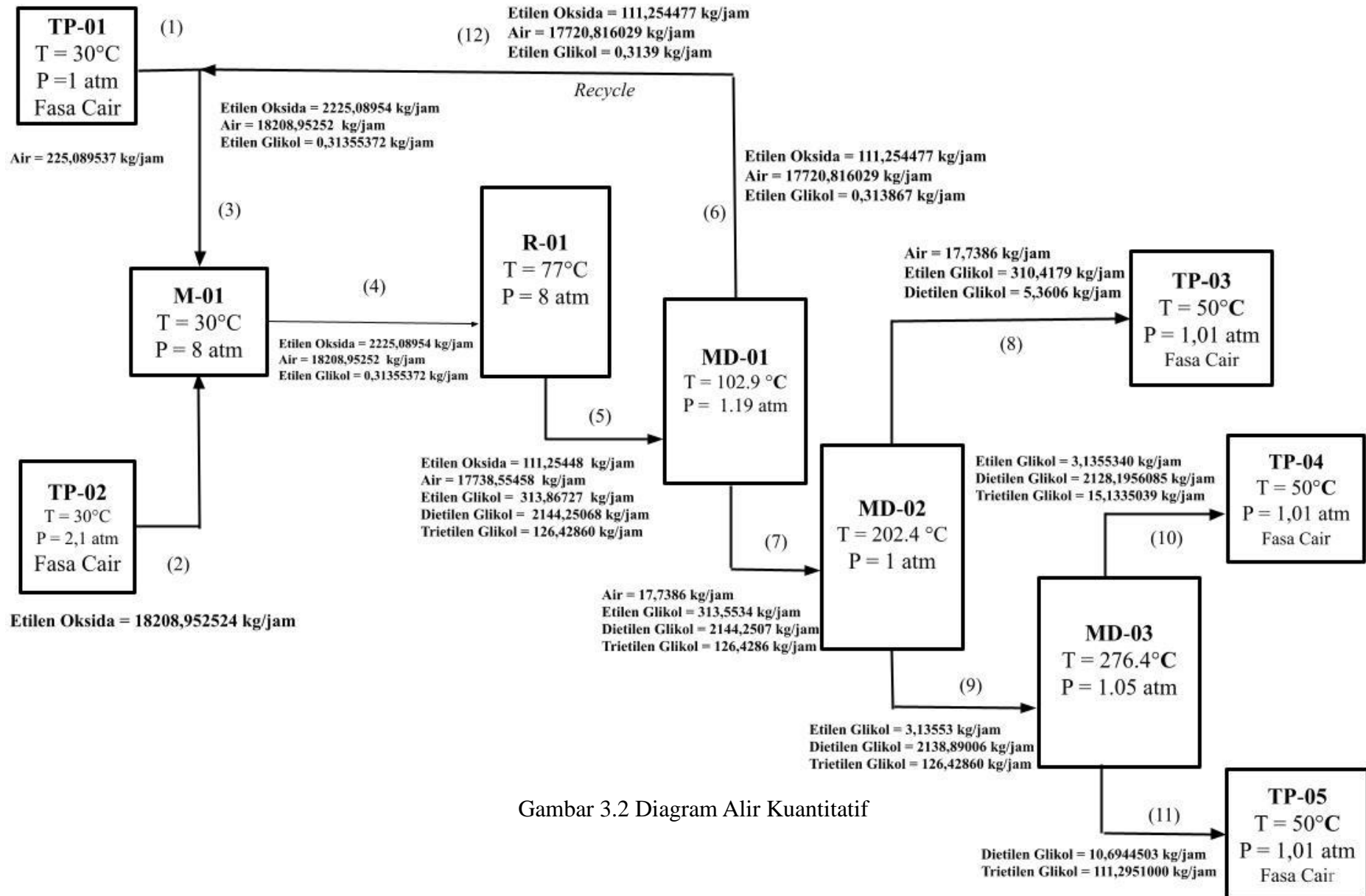
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

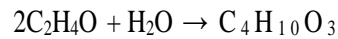
Pabrik Dietilen glikol ini diproduksi dengan kapasitas 17.000 ton/tahun dari bahan baku Etilen Oksida yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama setahun. Proses produksi dietilen glikol dari etilen oksida secara umum dapat dibagi menjadi tahap persiapan bahan baku, sintesis, dan pemurnian produk.

3.2.1 Unit Persiapan Bahan Baku

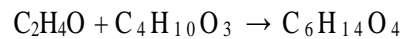
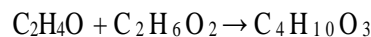
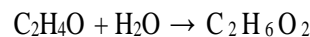
Pabrik ini memproduksi dietilen glikol dengan kapasitas 17.000 ton/tahun dari bahan baku etilen oksida yang memiliki kemurnian 99,7 % dengan impurities 0,03% dan air yang memiliki kemurnian 100%. Bahan baku air yang telah diolah dengan spesifikasi yang diinginkan dan disimpan pada bak penyimpanan di unit utilitas pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm dan bahan baku etilen oksida disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) pada kondisi suhu 30°C dengan tekanan 2,1 atm. Kemudian bahan baku air dialirkan dengan menggunakan pompa 1 (P-01) dan bahan baku etilen oksida dialirkan dengan menggunakan pompa 4 (P-04) menuju mixer dengan tujuan untuk melakukan proses pencampuran antara air dan etilen oksida agar diperoleh larutan yang homogen. Hasil dari pencampuran selanjutnya dialirkan menuju heat exchanger 1 (HE-01) untuk dinaikkan suhu suhunya sebelum masuk ke reaktor 1 (R-01) dari suhu 30°C meningkat menjadi 77°C dengan tekanan 8 atm.

3.2.2 Unit sintesis

Arus yang keluar dari mixer (M-01) dialirkan menuju reactor (R-01). Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang beroperasi pada suhu 77°C dan tekanan 8 atm. Reaksi dalam reaktor berjalan pada fase cair dan bersifat *eksotermis*. Reaksi sintesis dietilen glikol yang terjadi dituliskan sebagai berikut.



dengan 3 tahapan reaksi yang menghasilkan produk samping sebagai berikut.



Etilen oksida dan air dengan suhu 77°C selanjutnya diumpankan ke reaktor. Didalam reaktor terjadi reaksi hidrolisis non katalitik pembuatan dietilen glikol dengan produk samping etilen glikol dan trietilen glikol. Keluar dari reaktor (R-01), produk yang memiliki tekanan 8 atm akan dimasukkan ke Menara Distilasi-01 (MD-01) pada tekanan sekitar 1,19 atm. Untuk itu, produk dari reaktor diturunkan tekanannya dengan menggunakan *Expansion Valve-01* (EV-01) dan terjadi perubahan fase yang kemudian dipisahkan pada menara distilasi 1 (MD- 01). Campuran hasil reaksi keluar reaktor kemudian dialirkan

menuju heat exchanger 2 (HE-02) untuk dinaikkan suhunya sebelum masuk menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu 77°C meningkat menjadi 102,9°C.

3.2.3 Unit Pemisahan dan Pemurnian Produk

Prinsip kerja pada menara distilasi adalah untuk memisahkan produk maupun bukan produk berdasarkan beda suhu titik didihnya. Campuran arus keluar reaktor berupa etilen oksida sisa, air sisa, etilen glikol, dietilen glikol, dan trietilen glikol dialirkan menuju menara distilasi 1 (MD-01) untuk memisahkan reaktan dan produk. Arus *vapor* dari pemisahan yang mayoritas terdiri dari etilen oksida dan air, serta sedikit produk etilen glikol dialirkan menuju condenser (CD-01) untuk diembunkan seluruh hasil atas kemudian dimasukkan ke dalam akumulator-1 (AC-01) untuk menampung hasil embun distilat dari menara distilasi-1 (MD-01) Dan kemudian dari akumulator-1 (AC-01) ada sebagian aliran yang dikembalikan lagi ke menara distilasi 1 (MD-01) sebagai reflux dan yang direcycle kembali ke mixer 1 (M-01). Arus yang keluar pada bagian atas menjadi arus *recycle* karena mayoritas mengandung reaktan.

Hasil bawah menara distilasi 1 (MD -01) berupa campuran air, etlen glikol, dietilen glikol, dan trietilen glikol yang selanjutnya akan dimurnikan pertama pada menara distilasi 1 (MD-01) kemudian diumpankan ke dalam menara distilasi 2 (MD -02) untuk pemurnian

selanjutnya. Arus bawah yang keluar dari *reboiler* (RB-01) suhunya meningkat menjadi 207,8°C dan dipompa (P-05) hingga bertekanan 1,17 atm.

Kemudian dialirkan menuju menara distilasi 2 (MD-02) pada suhu 207,8°C dan tekanan 1,17 atm. Menara distilasi 2 (MD-02) digunakan untuk memisahkan produk utama dietilen glikol (DEG) dengan produk samping lainnya yaitu etilen glikol (EG) dan trietilen glikol (TEG). Untuk arus yang keluar pada bagian atas menara distilasi 2 (MD-02) mengandung sebagian besar etilen glikol, air, dan sedikit dietilen glikol, Hasil atas menara distilasi 2 (MD -02) dialirkan menuju kondensor 2 (CD-02) untuk diturunkan suhunya menjadi 197,3°C kemudian ditampung terlebih dahulu di dalam akumulator 2 (AC-02) dan selanjutnya dipompa dengan pompa 6 (P-06) hingga bertekanan 1 atm kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan 3 (T-03).

Hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) yang keluar dari *reboiler* (RB-02) memiliki suhu 247,1°C dan selanjutnya akan dipompa dengan pompa (P-07) menuju *heat exchanger* 3 (HE-03) dengan suhu meningkat menjadi 276,4°C dan tekanan 1,05 atm, hasil bawah menara distilasi 3 (MD-03) mengandung sebagian besar produk dietilen glikol, trietilen glikol dan sedikit sisa etilen glikol.

Kemudian dialirkan menuju menara distilasi 3 (MD-03) pada suhu 276,4°C dan tekanan 1,05 atm. Menara distilasi 3 (MD-03)

digunakan untuk memisahkan produk utama dietilen glikol (DEG) dengan produk samping trietilen glikol (TEG). Untuk arus yang keluar pada bagian atas menara distilasi 3 (MD-03) mengandung sebagian besar dietilen glikol, sedikit trietilen glikol, dan sedikit sisa etilen glikol Hasil atas menara distilasi 3 (MD-03) dialirkan menuju kondensor 3 (CD-03) untuk diturunkan suhunya menjadi 248°C kemudian ditampung terlebih dahulu di dalam akumulator 3 (AC-03) dan selanjutnya dipompa dengan pompa 8 (P-08) hingga bertekanan 1,1 atm kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan 4 (T-04) dengan suhu 50°C dan tekanan 1,01 atm.

Hasil bawah menara distilasi 3 (MD-03) yang keluar dari *reboiler* (RB-03) memiliki suhu 613,6°C dan selanjutnya akan dipompa dengan pompa (P-9) menuju tangki penyimpanan 5 (T-05) dengan suhu 50°C dan tekanan 1,01 atm, hasil bawah menara distilasi 3 (MD-03) mengandung sebagian besar produk trietilen glikol dan sedikit dietilen glikol.

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan C_2H_4O dengan H_2O menjadi $C_2H_6O_2$, $C_4H_{10}O_3$, dan $C_6H_{14}O_4$
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Jumlah Alat	: 1

Harga : Rp. 1.608.251.815

Kondisi Operasi

Suhu : 77 C

Tekanan : 8 atm

Konstruksi dan Material

Material : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Diameter (ID) : 2,1 m

Tinggi Reaktor : 3,5 m

Tinggi Cairan : 2,6 m

Volume Reaktor : 10,9 m³

Volume *Shell* : 7,7 m³

Volume *Head* : 28,7 ft³

Tebal *Shell* : 0,5 in

Tebal *Head* : 0,5 in

Tinggi *Head* : 0,4 m

Spesifikasi Khusus

Jenis : *Flat Blade Turbine Impeller*

Ukuran Pengaduk : 28 in

Kecepatan Pengadukan : 55 rpm

Power Pengadukan : 0,7 hp

Jumlah Baffle : 4

Ukuran Baffle : 7 in

Jenis Jaket : Air Pendingin

Mode Transfer Panas

$U_D, \text{W/m}^2\text{K}$: 0,5 kJ/m²sK

Luas area transfer panas : 0,02 m²

Luas selimut : 24 m²

3.3.2 Spesifikasi Mixer

Spesifikasi Umum

Kode : M-01

Fungsi : Untuk mencampurkan umpan H₂O dari tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C, umpan etilen oksida dari tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 30°C, serta etilen oksida, H₂O, dan etilen glikol recycle dari hasil atas (distilat) MD-01.

Jenis : Silinder Tegak berpengaduk dengan torispherical head

Jumlah Alat : 1 Unit

Harga : Rp. 743.004.698

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 8 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA -283 Grade C</i>
Diameter (ID)	:	1,7 m
Tinggi Mxer	:	2,3 m
Tinggi Cairan	:	1,4 m
Volume Mixer	:	3,6 m ³
Volume Head	:	0,7 m ³
Volume Shell	:	3,4 m ³
Tebal Shell	:	0,2 in
Tebal Head	:	0,2 in
Tinggi Head	:	0,3 m

Spesifikasi Khusus

Jenis Pengaduk	:	Flat Blade Turbines Impellers
Tipe	:	Turbine 6 blade
Jumlah Pengaduk	:	1
Diameter Impeller	:	0,6 m
Kecepatan Pengadukan	:	211 rpm
Power Pengadukan	:	90 hp
Daya Motor Pengadukan	:	100 hp

3.3.3 Spesifikasi Alat Pemisah (Menara Distilasi)

3.3.3.1. Menara Distilasi 1

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 1

Menara Distilasi 1		
Nama dan Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Memisahkan campuran uap-cair hasil dari <i>Expansion Valve</i> (EV-01) sebanyak 20.434.36 kg/jam. Hasil uap akan dikembalikan ke reactor-01 (R-01) melalui arus <i>recycle</i> dan hasil cairan akan menjadi umpan Menara Distilasi -02 (MD-02).
Jenis	:	Menara Distilasi dengan <i>sieve tray</i>
Material	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga	:	Rp. 8.211.730.780
Kondisi Operasi		
a. Umpan	:	P = 1,19 atm, T = 102,9 °C
b. Distilat	:	P = 1,1 atm, T = 102,2 °C
c. Bottom	:	P = 1,17 atm, T = 207,8 °C
Spesifikasi Alat		
Jumlah Plate Minimum	:	2
Reflux Minimum	:	0,02
Reflux Operasi	:	0,03

Lanjutan Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 1

Jumlah Plate Ideal	:	6
Jumlah Plate Actual	:	21
Diameter Menara	:	4 m
Tinggi Menara	:	12,2 m

3.3.3.2. Menara Distilasi 2

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 2

Menara Distilasi 2		
Nama dan Kode	:	MD-02
Fungsi	:	Memisahkan cairan produk yang keluar dari Menara distilasi-01 (MD-01) sebanyak 2.601.972 kg/jam menjadi hasil atas menara berupa produk samping Etilen Glikol (EG) dengan kemurnian 93.07% sebanyak 333.5171 kg/jam dan hasil bawah menara mengandung produk Dietilen Glikol dan Trietilen Glikol sebanyak 2.268.454 kg/jam.
Jenis	:	Menara Distilasi dengan <i>sieve tray</i>
Material	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga	:	Rp. 4.927.042.245
Kondisi Operasi		
a. Umpan	:	P = 1 atm, T = 202,4 °C
b. Distilat	:	P = 1,1 atm, T = 156,6 °C
c. Bottom	:	P = 1,03 atm, T = 247,1 °C
Spesifikasi Alat		
Jumlah Plate Minimum	:	7
Reflux Minimum	:	1,45

Lanjutan Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 2

Reflux Operasi	:	1,81
Jumlah Plate Ideal	:	15
Jumlah Plate Actual	:	31
Diameter Menara	:	1 m
Tinggi Menara	:	12,6 m

3.3.3.3. Menara Distilasi 3

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 3

Menara Distilasi 3		
Nama dan Kode	:	MD-03
Fungsi	:	Memisahkan cairan produk yang keluar dari Menara distilasi -02 (MD-02) sebanyak 2.268.454 kg/jam menjadi hasil atas menara berupa produk Dietilen Glikol (DEG) dengan kemurnian 99.15% sebanyak 2.146.464 kg/jam dan hasil bawah menara mengandung produk samping Trietilen Glikol (TEG) dengan kemurnian 0.71% sebanyak 121.990 kg/jam.
Jenis	:	Menara Distilasi dengan <i>sieve tray</i>
Material	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga	:	Rp. 2.737.245.692
Kondisi Operasi		
a. Umpan	:	P = 1,03 atm, T = 275,8 °C
b. Distilat	:	P = 1,1 atm, T = 173,1 °C
c. Bottom	:	P = 1,02 atm, T = 413 °C
Spesifikasi Alat		
Jumlah Plate Minimum	:	1
Reflux Minimum	:	13,49

Lanjutan Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Menara Distilasi 3

Reflux Operasi	:	14,17
Jumlah Plate Ideal	:	4
Jumlah Plate Actual	:	16
Diameter Menara	:	3 m
Tinggi Menara	:	8,6 m

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Spesifikasi Alat	Nama Alat			
	Tangki Penyimpanan 2 (T-02)	Tangki Penyimpanan 3 (T-03)	Tangki Penyimpanan 4 (T-04)	Tangki Penyimpanan 5 (T-05)
Fungsi	Menyimpan bahan baku berupa etilen oksida sebanyak 18.209 kg/jam	Menyimpan produk berupa Air, Etilen Glikol, Dietilen Glikol sebanyak 333.517 kg/jam	Menyimpan produk berupa Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol sebanyak 2.146.465 kg/jam	Menyimpan produk berupa Dietilen Glikol dan Trietilen Glikol sebanyak 121.990 kg/jam
Lama Penyimpanan	15 hari	30 hari	30 hari	30 hari
Jenis Tangki	Silinder Horizontal berbentuk <i>Torispherical Dishead</i>	Silinder Vertikal dengan Dasar Flat Bottom dan atap berbentuk <i>Torispherical Dishead</i>	Silinder Vertikal dengan Dasar Flat Bottom dan atap berbentuk <i>Torispherical Dishead</i>	Silinder Vertikal dengan Dasar Flat Bottom dan atap berbentuk <i>Torispherical Dishead</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>			
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair

Lanjutan Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Jumlah	1	1	1	1
Volume Tangki	4,3 m ³	26,7 m ³	150 m ³	53,3 m ³
Kondisi Operasi				
- Tekanan	2,1 atm	1,01 atm	1,01 atm	1,01 atm
- Suhu	30°C	50°C	50°C	50°C
Diameter tangki	1,5 m	3 m	4,6 m	6,1 m
Tinggi / Panjang Tangki	4,5 m	3,7 m	9,1 m	1,8 m
Harga	Rp. 36.290.718	Rp. 362.290.718	Rp. 2.278.101.466	Rp. 903.447.872

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Accumulator

Spesifikasi Alat	Nama Alat		
	<i>Accumulator 1 (Acc-01)</i>	<i>Accumulator 2 (Acc-02)</i>	<i>Accumulator 3 (Acc-03)</i>
Fungsi	Menampung sementara cairan hasil <i>Condensor -01 (CD-01)</i> sebanyak 10.7385.486 kg/jam untuk sebagian dikembalikan sebagai refluks dan sebagian lainnya diambil sebagai hasil atas Menara Distilasi -01 (MD-01)	Menampung sementara cairan hasil <i>Condensor -2 (CD-02)</i> sebanyak 1.055.348 kg/jam untuk sebagian dikembalikan sebagai refluks dan sebagian lainnya diambil sebagai hasil atas Menara Distilasi -02 (MD-02)	Menampung sementara cairan hasil <i>Condensor -03 (CD-03)</i> sebanyak 1.113.578 kg/jam untuk sebagian dikembalikan sebagai refluks dan sebagian lainnya diambil sebagai hasil atas Menara Distilasi -03 (MD-03)
Jenis Akumulator	<i>Horizontal Cylinder Tank</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA -285 Grade C</i>		

Lanjutan Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Accumulator

Temperatur	102,15 °C	172,5 °C	172,15°C
Tekanan	1,12 atm	0,10 atm	1,11 atm
Spesifikasi			
Volume Akumulator	22,5 m ³	0,2215 m ³	0,2230m ³
Panjang Shell	7,5 m	3 m	3 m
Diameter Shell	2,5 m	1 m	1 m
Tebal Shell	0,006 m	0,006 m	0,006 m
Tebal Head	0,006 m	0,006 m	0,006 m
Jumlah	1	1	1
Harga	Rp. 114.602.267	Rp. 28.650.567	Rp. 28.650.567

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Pompa (1)

Spesifikasi Alat	Nama Alat				
	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Bahan yang dipompa	Air	Etilen Oksida, Air, Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol	Etilen Oksida	Etilen Oksida	Etilen Oksida, Air, Etilen Glikol,
Fungsi	Memompa bahan baku air dari Tandon menuju umpan Mixer (M-01)	Memompa arus umpan Mixer (M-01) dengan melewati HE-0, menuju Reaktor (R-01)	Memompa arus dari truk menuju tangki penyimpanan EO (T-02)	Memompa arus tangka penyimpanan EO (T-02) menuju umpan Mixer (M-01)	Memompa arus hasil atas MD-01 melewati AC-01 lalu menuju umpan Mixer (M-01) arus <i>recycle</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>				
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	30°C	102,9°C

Lanjutan Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Pompa (1)

Viskositas	0,818 cP	13 cP	0,250 cP	0,250 cP	0,270 cP
Kapasitas	0,264 m ³ /jam	22,699 m ³ /jam	25,551 m ³ /jam	25,551 m ³ /jam	22,494 m ³ /jam
Pump Head	2,2973 m	5,0868 m	1,5672 m	3,9543 m	0,7131 m
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
ID	0,0158 m	0,1023 m	0,1023 m	0,1023 m	0,1023 m
OD	0,0213 m	0,1143 m	0,1143 m	0,1143 m	0,1143 m
Luas Aliran	0,0002 m ²	0,0082 m ²	0,0082 m ²	0,0082 m ²	0,0082 m ²
NPSH	0,0127 m	0,1016 m	0,1016 m	0,1016 m	0,1016 m
Efisiensi Pompa	42%	62%	68%	68%	62%
Daya Pompa	1 watt	548 watt	137 watt	346 watt	67 watt
Efisiensi Motor	80%	80%	80%	80%	80%
Daya Motor	2 watt	685 watt	171 watt	433 watt	84 watt
Kecepatan Spesifikasi	829 rpm	4.237 rpm	10.871 rpm	5.430 rpm	18.412 rpm
Impellers	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Jumlah	2	2	2	2	2
Harga	Rp.171.903.401	Rp.481.329.522	Rp.481.329.522	Rp.481.329.522	Rp.481.329.522

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pompa (2)

Spesifikasi Alat	Nama Alat			
	P-06	P-07	P-08	P-09
Bahan yang dipompa	Air, Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol	Air, Etilen Glikol, Dietilen Glikol	Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol	Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol
Fungsi	Memompa arus hasil bawah MD-01 menuju umpan MD-02	Memompa arus hasil atas MD-02, melewati AC-02 lalu menuju tangki penyimpanan (T-03)	Memompa arus hasil bawah MD-02 menuju umpan MD-03	Memompa arus hasil atas MD-03, melewati AC-03 lalu menuju tangki penyimpanan (T-04)

Lanjutan Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Pompa (2)

Bahan Kontruksi	<i>Commerial Steel</i>			
Suhu Fluida	102,9°C	207,8°C	207,8°C	276,4°C
Viskositas	187 cP	0,423 cP	0,477 cP	0,260 cP
Kapasitas	2,960 m ³ /jam	0,421 m ³ /jam	2,816 m ³ /jam	2,869 m ³ /jam
Pump Head	12,636 m	3,333 m	8,2740 m	2,987m
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
ID	0,0409 m	0,0266 m	0,0409 m	0,0409 m
OD	0,0483 m	0,0335 m	0,0483 m	0,0483 m
Luas Aliran	0,0013 m ²	0,0006m ²	0,0013 m ²	0,0013 m ²
NPSH	0,0381 m	0,0254 m	0,0381 m	0,0381 m
Efisiensi Pompa	42%	42%	42%	42%
Daya Pompa	256 watt	9 watt	146 watt	50 watt
Efisiensi Motor	80%	80%	80%	80%
Daya Motor	320 watt	11 watt	183 watt	62 watt
Kecepatan Spesifikasi	773 rpm	792 rpm	1.036 rpm	2.245 rpm
Impellers	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jumlah	2	2	2	2
Harga	Rp.290.325.743	Rp.229.204.534	Rp.290.325.743	Rp.290.325.743

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Pompa (3)

Spesifikasi Alat	Nama Alat			
	P-10	P-11	P-12	P-13
Bahan yang dipompa	Dietilen Glikol, Trietilen Glikol	Air, Etilen Glikol, Dietilen Glikol	Etilen Glikol, Dietilen Glikol, Trietilen Glikol	Dietilen Glikol, Trietilen Glikol

Lanjutan Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Pompa (3)

Fungsi	Memompa arus hasil bawah MD-03, menuju tangki penyimpanan (T-05)	Memompa produk Tangki Penyimpanan 3 (T-03) menuju tangki penjualan	Memompa produk Tangki Penyimpanan 4 (T-04) menuju tangki penjualan	Memompa produk Tangki Penyimpanan 5 (T-05) menuju tangki penjualan
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>			
Suhu Fluida	276,4°C	50°C	50°C	50°C
Viskositas	0,597 cP	7 cP	10 cP	10 cP
Kapasitas	0,163 m ³ /jam	0,330 m ³ /jam	2,351 m ³ /jam	0,123 m ³ /jam
Pump Head	1,141 m	1,227 m	2,543 m	1,529 m
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
ID	0,0266 m	0,0209 m	0,0351 m	0,0158 m
OD	0,0335 m	0,0267 m	0,0422 m	0,0213 m
Luas Aliran	0,0006 m ²	0,0003 m ²	0,0010 m ²	0,0002 m ²
NPSH	0,0254 m	0,0190 m	0,0317 m	0,0127 m
Efisiensi Pompa	42%	42%	42%	42%
Daya Pompa	1 watt	3 watt	42 watt	1 watt
Efisiensi Motor	80%	80%	80%	80%
Daya Motor	1 watt	4 watt	53 watt	2 watt
Kecepatan Spesifikasi	1.101 rpm	1.484 rpm	2.293 rpm	768 rpm
Impellers	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Jumlah	2	2	2	2
Harga	Rp.229.204.534	Rp.198.643.930	Rp.267.405.290	Rp.171.903.401

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat *Expansion Valve*

Spesifikasi Alat	Nama Alat
	EV-01
Fungsi	Menurunkan Tekanan keluaran reaktor (R-01) dari 8 atm menjadi 1,19 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Suhu Fluida	77°C
Viskositas	0,857 cP
Kapasitas	20,648 m ³ /jam
Jenis Pompa	<i>Globe Valve, Open</i>
ID	0,0627 m
OD	0,0732 m
Luas Aliran	0,0031 m ²
NPSH	0,0635 m
Jumlah	1
Harga	Rp. 2.514.820

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

3.3.6.1 Condensor

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi – 01 (MD – 01) melewati Akumulator -01 (ACC-01), kemudian dialirkan menuju arus <i>recycle</i>			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar

Lanjutan Tabel 3.10 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-01)

Suhu	105,98°C	102,15°C	30°C	40°C
Tekanan	3,2607E-06 atm	3,2607E-06 atm	0,0518 atm	0,0518 atm
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
Panjang	6 ft	Panjang	6 ft	
Passes	1	Passes	1	
ID	120 in	OD	0,75 in	
		A	1294,65 m ²	
		BWG	14	
		Pitch	0,024 m	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,02205 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	5254,465 atm	
Rdcal/Rdmin	0,8321 / 0,5290 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	0,8321 / 0,5290 m ² s K / kJ	
Harga	Rp.6.149.797.858			

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-02)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi – 02 (MD – 02) melewati Akumulator-02 (ACC-02) , kemudian menuju Tangki penyimpanan 3 (T-03)			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	197,29°C	156,61°C	30°C	40°C
Tekanan	5,7368E-07 atm	5,7368E-07 atm	0,1126 atm	0,1126 atm
<i>Mechanical Design</i>				

Lanjutan Tabel 3.11 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-02)

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	6 ft	Panjang	6 ft
Passes	1	Passes	1
ID	12 in	OD	0,75 in
		A	8,8295 m ²
		BWG	14
		Pitch	0,0254 m
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,00305 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	7066,002 atm
Rdcal/Rdmin	1,8022 / 0,5290 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	1,8022 / 0,5290 m ² s K / kJ
Harga	Rp72.581.436		

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-03)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi – 03 (MD – 03) melewati Akumulator-03 (ACC-03) , kemudian menuju Tangki penyimpanan 4 (T-04)			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	177,64°C	172,15°C	30°C	40°C
Tekanan	5,2826E-06 atm	5,2826E-06 atm	1,0751atm	1,0751atm
<i>Mechanical Design</i>				

Lanjutan Tabel 3.12 Spesifikasi Alat *Condensor* (CD-03)

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	24 ft	Panjang	24 ft
Passes	1	Passes	1
ID	12 in	OD	0,75 in
		A	14,846 m ²
		BWG	14
		Pitch	0,0254 m
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,018115 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	34894,63 atm
Rdcal/Rdmin	6,3157 / 0,5290 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	6,3157 / 0,5290 m ² s K / kJ
Harga	Rp147.072.909		

3.3.6.2 Cooler

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-01)

Fungsi	Menurunkan temperatur produk distilat MD-02 dari 197,3 °C menjadi 50°C			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	197,29 °C	50 °C	30°C	40°C
Tekanan	1,03 atm	1,03 atm	3.04 atm	3,04 atm

Lanjutan Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Cooler (CL-01)

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	12 ft	Panjang	12 ft
Passes	1	Passes	1
ID	10 in	OD	0,75 in
		A	13,353 m ²
		BWG	14
		Pitch	0,025 m
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,00946 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,000726 atm
Rdcal/Rdmin	18,486 / 0,5290 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	18,486 / 0,5290 m ² s K / kJ
Harga	Rp.85.951.700		

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Cooler (CL-02)

Fungsi	Menurunkan temperatur produk distilat MD-03 dari 248 °C menjadi 50°C			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	160 °C	50 °C	30°C	40 °C
Tekanan	1,03 atm	1,03 atm	3,04 atm	3,04 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	16 ft		16 ft	

Lanjutan Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Cooler (CL-02)

Passes	1	Passes	1
ID	14 in	OD	0,75 in
		A	32,242 m ²
		BWG	14
		Pitch	0,025 m
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,00904	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0017 / 0,3401 atm
Rdcal/Rdmin	15,316/ 0,5290 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	15,316 / 0,5290 m ² s K / kJ
Harga	Rp.391.557.746		

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Cooler (CL-03)

Fungsi	Menurunkan temperatur produk bottom MD-03 dari 613,6 °C menjadi 50°C			
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Annulus</i>		<i>Pipe</i>	
Fluida	Fluida Panas		Fluida Dingin	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	160 °C	50 °C	30 °C	40 °C
Tekanan	1,034 atm	1,034 atm	3,04 atm	3,04 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Annulus</i>		<i>Pipe</i>	
Panjang	12 ft		12 ft	
Jumlah Hairpin	3		3	
ID	37 in		1,90 in	
			A	
			1,651 m ²	

Lanjutan Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Cooler (CL-03)

$\Delta P_s/\Delta P_{allow}$	6,314E-07 atm	$\Delta P_T/\Delta P_{allow}$	2,285E-08 atm
Rd/Rdmin	6,224 / 0,5290 m ² s K / kJ	RdRdmin	6,224 / 0,5290 m ² s K / kJ
Harga	Rp22.920.453		

3.3.6.3 Reboiler

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat *Reboiler* (RB-01)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi MD-01			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Dingin (<i>Heavy Oils</i>)		Fluida Panas (Steam)	
Jenis Fluida	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	122,15°C	207,76°C	250°C	250°C
Tekanan	1,1 atm	1,1 atm	0,0004 atm	0,0004 atm
Mechanical Design				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	24 ft		24 ft	
Passes	1		1	
ID	120 in		OD	
			A	
			BWG	
			Pitch	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	-		$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	
Rdcal/Rdmin	0,3059 / 0,1763 m ² s K / kJ		Rdcal/Rdmin	
			0,3059 / 0,1763 m ² s K / kJ	
Harga	Rp.723.256.654.244			

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat *Reboiler* (RB-02)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi MD-02			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Dingin (<i>Heavy Oils</i>)		Fluida Panas (Steam)	
Jenis Fluida	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	241,53°C	251,44°C	261°C	261°C
Tekanan	1,1 atm	1,1 atm	0,0005 atm	0,0005 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	12 ft	Panjang	12 ft	
Passes	1	Passes	1	
ID	72 in	OD	0,75 in	
		A	1.119,880 m ²	
		BWG	14	
		Pitch	0,024 m	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	-	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,00013 / 0,34013 atm	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,7295/ 0,1763 m ² s K / kJ	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,7295 / 0,1763 m ² s K / kJ	
Harga	Rp.19.101.850.298			

Tabel 3.18 Spesifikasi Alat *Reboiler* (RB-03)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi MD-03
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Lanjutan Tabel 3.18 Spesifikasi Alat *Reboiler* (RB-03)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Dingin (<i>Light Organics</i>)		Fluida Panas (Steam)	
Jenis Fluida	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	174,18°C	404,04°C	474°C	424°C
Tekanan	0,1 atm	0,1 atm	5 atm	5 atm
Mechanical Design				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	6 ft	Panjang	6 ft	
Passes	1	Passes	1	
ID	39 in	OD	0,75 in	
		A	159,795 m ²	
		BWG	14	
		Pitch	0,024 m	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	-	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,2259 / 0,3401 atm	
Rdcal/Rdmin	2,0371 / 0,1763 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	2,0315 / 0,1763 m ² s K / kJ	
Harga	Rp.895.807.721			

3.3.6.4 Heat Exchanger

Tabel 3.19 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-01)

Fungsi	Memaskan produk hasil dari Mixer dari suhu 30 °C menuju Reaktor dengan suhu 77 °C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Lanjutan Tabel 3.19 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-01)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	Fluida Dingin (<i>Heavy Oils</i>)		Fluida Panas (<i>Steam</i>)	
Jenis Fluida	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	30°C	77°C	127°C	127°C
Tekanan	8 atm	8 atm	0,00002 atm	0,00002 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	20 ft		Panjang	20 ft
Jumlah Hairpin	7		Jumlah Hairpin	7
ID	2,067 in		OD	1,90 in
			A	6,340 m ²
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0047 / 0,3401 atm		$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0007 / 0,3401 atm
Rdcal/Rdmin	1,0677 / 0,3527 m ² s K / kJ		Rdcal/Rdmin	1,0677 / 0,3527 m ² s K / kJ
Harga	Rp.30.560.605			

Tabel 3.20 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi	Memanaskan produk hasil Reaktor dari suhu 77°C menuju Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan suhu 102.9 °C		
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>		
Jumlah	1		
Kondisi Operasi			
Kondisi	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>

Lanjutan Tabel 3.20 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-02)

Fluida	Fluida Dingin (<i>Heavy Oils</i>)		Fluida Panas (<i>Steam</i>)	
Jenis Fluida	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	152,9°C	152,9°C	77°C	102,9°C
Tekanan	1,19 atm	1,19 atm	0,00005 atm	0,00005 atm
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Annulus</i>			<i>Tube</i>	
Panjang	20 ft		Panjang	20 ft
Jumlah Hairpin	9		Jumlah Hairpin	9
ID	2,067 in		OD	1,90 in
			A	8,668 m ²
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0096 / 0,3401 atm		$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0016 / 0,3401 atm
Rd_{cal}/Rd_{min}	2,0799 / 0,3527 m ² s K / kJ		Rd_{cal}/Rd_{min}	2,0799 / 0,3527 m ² s K / kJ
Harga	Rp.32.470.642			

Tabel 3.21 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-03)

Fungsi	Memanaskan produk hasil bawah Menara Distilasi 2 (MD-02) dari suhu 247.1°C menuju Menara Distilasi 3 (MD-03) dengan suhu 276.4°C	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	
Jumlah	1	
Kondisi Operasi		
Kondisi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Fluida	Fluida Dingin (<i>Heavy Oils</i>)	Fluida Panas (<i>Steam</i>)
Jenis Fluida	Dingin	Panas

Lanjutan Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-03)

	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	247,1°C	276,4 °C	336,4°C	286,4°C
Tekanan	1,05 atm	1,05 atm	5 atm	5 atm
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
Panjang	10 ft	Panjang	10 ft	
Passes	1	Passes	1	
ID	19.25 in	OD	0,75 in	
		A	11,547 m ²	
		BWG	14	
		Pitch	0,024	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0000004 / 0,3401 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,2721 / 0,3401 atm	
R _{dcal} /R _{dmin}	14,369 / 0,1763 m ² s K / kJ	R _{dcal} /R _{dmin}	14,369 / 0,1763 m ² s K / kJ	
Harga	Rp.105.892.985			

Tabel 3. 22 Spesifikasi Alat Heat Boiler (WHB -01)

Fungsi	Menurunkan temperatur produk distilat MD-03 dari 173°C menjadi 160°C			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	404°C	160°C	30°C	150°C
Tekanan	1,03 atm	1,03 atm	3,04 atm	3,04 atm
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
Panjang	16 ft	Panjang	16 ft	
Passes	1	Passes	1	

Lanjutan Tabel 3.22 Spesifikasi Alat Water Heat Boiler (WHB-01)

ID	8 in	OD	0,75 in
		A	10,153 m ²
		BWG	14
		Pitch	0,024 m
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,08103 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	Diabaikan
Rdcal/Rdmin	7,300 / 0,529 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	7,300 / 0,529 m ² s K / kJ
Harga	Rp. 248.304.912		

Tabel 3.23 Spesifikasi Alat Heat Bolier (WHB -02)

Fungsi	Menurunkan temperatur produk distilat MD-03 dari 413°C menjadi 160°C			
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>			
Jumlah	1			
Kondisi Operasi				
Kondisi	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Jenis Fluida	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
Suhu	613°C	160°C	30°C	150°C
Tekanan	1,0076 atm	1,0076 atm	3,04 atm	3,04 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Panjang	6 ft	Panjang	6 ft	
Passes	4	Passes	4	
ID	8 in	OD	0,75 in	
		A	1,963 m ²	
		BWG	14	
		Pitch	0,0238 m	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0154 atm	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	Diabaikan	
Rdcal/Rdmin	7,078 / 0,529 m ² s K / kJ	Rdcal/Rdmin	7,078 / 0,529 m ² s K / kJ	
Harga	Rp. 248.304.912			

3.4 Neraca Massa

Produk : Dietilen Glikol

Kapasitas Perancangan : 17.000 ton/tahun

Waktu operasi selama 1 tahun : 330 hari

Waktu operasi selama 1 hari : 24 jam

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.24 Neraca Massa Total

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>		
	TP-01 (1)	TP-02 (2)	MD-02 (9)	MD-03 (10)	MD-03 (11)
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksida	0	2.114	0	0	0
Air	488	9	18	0	0
Etilen Glikol	0	0	310	3	11
Dietilen Glikol	0	0	5	2128	111
Trietilen Glikol	0	0	0	15	0
Total	2.602		2.602		

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. *Mixer* (M-01)

Tabel 3.25 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Input			Output (4)
	TP-01 (1)	TP-02 (4)	Recycle (12)	
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksid	0	2.114	0	2.114
Etilen Oksid (Recycle)	0	0	111	111
Air (Recycle)	0	0	17.721	17.721
Air	488	0	0	488
Etilen Glikol (Recycle)	0	0	0	0
Total	488	2.114	17.832	20.434
	20.434			

b. Reaktor (R-01)

Tabel 3.26 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Massa Input (4)	Mas Output (5)
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksid	2.225	111
Air	18.208	17.739
Monoetilen Glikol	0	314
Dietilen Glikol	0	2.144
Trietilen Glikol	0	126
Total	20.434	20.434

c. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.27 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Input (5)	Output	
		Arus Atas (6)	Arus Bawah (7)
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksid	111	111	0
Air	17.739	17.721	18
Monoetilen Glikol	314	0	314
Dietilen Glikol	2.144	0	2.144
Trietilen Glikol	126	0	126

Lanjutan Tabel 3.27 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Total	20.434	17.832	2.602
		20.434	

d. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.28 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Input (7)	Output	
		Arus Atas (8)	Arus Bawah (9)
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksid	0	0	0
Air	18	18	0
Monoetilen Glikol	314	310	3
Dietilen Glikol	2.144	5	2.139
Trietilen Glikol	126	0	126
Total	2.602	334	2.268
		2.602	

e. Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel 3.29 Neraca Massa Menara Distilasi 3 (MD-03)

Komponen	Input (9)	Output	
		Arus Atas (10)	Arus Bawah (11)
	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam	Massa, kg/jam
Etilen Oksid	0	0	0
Air	0	0	0
Monoetilen Glikol	3	3	0
Dietilen Glikol	2.139	2.128	11
Trietilen Glikol	126	15	111
Total	2.268	2.146	122
		2.268	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reactor 1 (R-01)

Tabel 3.30 Neraca Panas Reaktor

Input	kJ/Jam	Output	kJ/Jam
ΔH_4	$1,00 \times 10^{+06}$	ΔH_5	$1,00 \times 10^{+06}$
ΔH_R	$1,26 \times 10^{+03}$	Q pendingin	$-8,08 \times 10^{+02}$
Subtotal	$1,01 \times 10^{+06}$		$1,00 \times 10^{+06}$
		Q diserap pendingin	$2,36 \times 10^{+03}$
Total	$1,01 \times 10^{+06}$	Total	$1,01 \times 10^{+06}$

3.5.2 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.31 Neraca Panas Menara Distilasi 1

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/Jam	kJ/Jam
ΔH umpan	$3,61 \times 10^{+07}$	
ΔH Distilat		$2,16 \times 10^{+06}$
ΔH Condensor		$-4,29 \times 10^{+06}$
ΔH Bottom		$2,62 \times 10^{+06}$
ΔH reboiler	$-3,56 \times 10^{+07}$	
Total	$4,58 \times 10^{+05}$	$4,58 \times 10^{+05}$

3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.32 Neraca Panas Menara Distilasi 2

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/Jam	kJ/Jam
ΔH umpan	$1,25 \times 10^{+06}$	
ΔH Distilat		$1,01 \times 10^{+05}$
ΔH Condensor		$-2,02 \times 10^{+05}$
ΔH Bottom		$1,36 \times 10^{+06}$
ΔH reboiler	$3,28 \times 10^{+03}$	
Total	$1,26 \times 10^{+06}$	$1,26 \times 10^{+06}$

3.5.4 Neraca Panas Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel 3.33 Neraca Panas Menara Distilasi 3

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/Jam	kJ/Jam
ΔH umpan	$1,33 \times 10^{+06}$	
ΔH Distilat		$1,39 \times 10^{+05}$
ΔH Condensor		$-6,29 \times 10^{+05}$
ΔH Bottom		$1,30 \times 10^{+05}$
ΔH reboiler	$-1,69 \times 10^{+06}$	
Total	$-3,60 \times 10^{+05}$	$-3,60 \times 10^{+05}$

3.5.5 Neraca Panas Condensor 1 (CD-01)

Tabel 3.34 Neraca Panas Condensor 1

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q_{in}	$2,22 \times 10^{+06}$	
Q_{out}		$1,21 \times 10^{+07}$
$Q_{pendingin}$	$9,85 \times 10^{+06}$	
Total	$1,21 \times 10^{+07}$	$1,21 \times 10^{+07}$

3.5.6 Neraca Panas Condensor 2 (CD-02)

Tabel 3.35 Neraca Panas Condensor 2

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q_{in}	$3,28 \times 10^{+05}$	

Lanjutan Tabel 3.35 Neraca Panas *Condensor 2*

Qout		$8,13 \times 10^{+05}$
Qpendingin	$4,85 \times 10^{+05}$	
Total	$8,13 \times 10^{+05}$	$8,13 \times 10^{+05}$

3.5.7 Neraca Panas *Condensor 3* (CD-03)

Tabel 3.36 Neraca Panas *Condensor 3*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Qin	$1,44 \times 10^{+06}$	
Qout		$4,76 \times 10^{+06}$
Qpendingin	$3,32 \times 10^{+06}$	
Total	$4,76 \times 10^{+06}$	$4,76 \times 10^{+06}$

3.5.8 Neraca Panas Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.37 Neraca Panas Reboiler 1

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Qin	$5,46 \times 10^{+07}$	
Qout		$1,90 \times 10^{+07}$
Qpendingin	$-3,56 \times 10^{+07}$	
Total	$1,90 \times 10^{+07}$	$1,90 \times 10^{+07}$

3.5.9 Neraca Panas Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.38 Neraca Panas Reboiler 2

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$2,60 \times 10^{+06}$	
Q _{out}		$2,11 \times 10^{+06}$
Q _{pendingin}	$-4,93 \times 10^{+05}$	
Total	$2,11 \times 10^{+06}$	$2,11 \times 10^{+06}$

3.5.10 Neraca Panas Reboiler 3 (RB-03)

Tabel 3. 39 Neraca Panas Reboiler 3

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$4,23 \times 10^{+06}$	
Q _{out}		$2,65 \times 10^{+06}$
Q _{pendingin}	$-1,58 \times 10^{+06}$	
Total	$2,65 \times 10^{+06}$	$2,65 \times 10^{+06}$

3.5.11 Neraca Panas *Heat Exchanger* 1 (HE-01)

Tabel 3.40 Neraca Panas *Heat Exchanger* 1

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$3,83 \times 10^{+05}$	
Q _{out}		$3,96 \times 10^{+06}$
Q _{pendingin}	$3,58 \times 10^{+06}$	
Total	$3,96 \times 10^{+06}$	$3,96 \times 10^{+06}$

3.5.12 Neraca Panas *Heat Exchanger 2* (HE-02)

Tabel 3.41 Neraca Panas *Heat Exchanger 2*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$4,20 \times 10^{+06}$	
Q _{out}		$6,30 \times 10^{+06}$
Q _{pendingin}	$2,10 \times 10^{+06}$	
Total	$6,30 \times 10^{+06}$	$6,30 \times 10^{+06}$

3.5.13 Neraca Panas *Heat Exchanger 3* (HE-03)

Tabel 3.42 Neraca Panas *Heat Exchanger 3*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$1,33 \times 10^{+06}$	
Q _{out}		$1,353 \times 10^{+06}$
Q _{pendingin}	$1,96 \times 10^{+05}$	
Total	$1,53 \times 10^{+06}$	$1,53 \times 10^{+06}$

3.5.14 Neraca Panas *Cooler 1* (CL-01)

Tabel 3.43 Neraca Panas *Cooler 1*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	$1,67 \times 10^{+05}$	
Q _{out}		$2,30 \times 10^{+04}$
Q _{pendingin}	$-1,4 \times 10^{+05}$	
Total	$2,30 \times 10^{+04}$	$2,30 \times 10^{+04}$

3.5.15 Neraca Panas Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.44 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	7,40E+05	
Q _{out}		1,32E+05
Q _{pendingin}	-6,08E+05	
Total	1,32E+05	1,32E+05

3.5.16 Neraca Panas Cooler 3 (CL-03)

Tabel 3.45 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	4,04E+04	
Q _{out}		7,20E+03
Q _{pendingin}	3,32E+04	
Total	7,36E+04	7,20E+03

3.5.17 Neraca Panas *Water Heat Boiler 1 (WHB-01)*

Tabel 3.46 Neraca Panas *Water Heat Boiler 1*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	2,36E+06	
Q _{out}		7,40E+05
Q _{pendingin}	-1,62E+06	
Total	7,40E+05	7,40E+05

3.5.17 Neraca Panas *Water Heat Boiler 2 (WHB-02)*

Tabel 3.47 Neraca Panas *Water Head Boiler 2*

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	2,55E+05	
Q _{out}		4,04E+04
Q _{pendingin}	2,15E+05	
Total	4,04E+04	4,04E+04

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan operasinya, maka dalam penentuan tempat didirikannya pabrik perlu didasarkan pada perhitungan yang sangat cermat sehingga menguntungkan perusahaan baik dari segi teknik maupun ekonominya.

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berkaitan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan dibangun. Pabrik dietilen glikol dengan produksi 17.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan dikawasan industri Cilegon, Jawa Barat serta pabrik ini direncanakan menempati area tanah seluas $\pm 2,5$ ha.



Gambar 4.1 Titik Lokasi Pabrik

Adapun pertimbangan pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari pembangunan pabrik. Tujuan utamanya meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang secara langsung mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik adalah

1. Penyediaan Bahan baku

Bahan baku berupa etilen oksida didapatkan dengan mengimpor etilen oksida dari PT Chandra Asri Petrochemical, Cilegon yang memiliki kapasitas produksi 522.000 ton/tahun serta air yang bersumber dari Sungai Cibeber, Cilegon. Lokasi pabrik harus dekat dengan pasokan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi.

2. Pemasaran Produk

Untuk lokasi pabrik perlu diperhatikan pemasaran produk dengan pasar yang membutuhkan produk utama dietilen glikol guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Produk dietilen glikol (DEG) dimanfaatkan di industri *unsaturated polyester resin* (UPR), minyak rem dan industry solvent. Pabrik- pabrik yang menghasilkan produk tersebut kebanyakan berada di Provinsi Banten

dan Jawa Barat. Contoh pabrik yang menghasilkan produk tersebut ditunjukkan pada tabel 4.1.

Tabel 4.1 Produsen Industri PET Resin di Indonesia

Industri	Lokasi	Provinsi
PT. Indorama Synthetic	Purwokerto	Jawa Barat
PT. Polypet Karya Persada	Cilegon	Banten
PT. Bakrei Kasei PET	Cilegon	Banten
PT. Petnesia Resindo	Tangerang	Banten
PT. Sungkyong Keris	Tangerang	Banten

Sumber : fiber-indonesia.com

3. Sarana Transportasi

Lokasi pabrik berdekatan dengan Pelabuhan Cigading dan Jalan Raya Anyer yang mempermudah akses ke berbagai daerah. Jarak lokasi pabrik dengan Pelabuhan Cigading sekitar 3 km dan jarak lokasi dari Jalan Raya Anyer sekitar 1,5 km. Selain itu lokasi pabrik juga berdekatan dengan konsumen (PT. Polypet Karya Persada) yang jaraknya sekitar 4 km.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan dapat direkrut dari tenaga ahli dibidangnya dan tenaga kerja lokal yang berasal dari lingkungan Masyarakat sekitar pabrik. Ketersediaan tenaga kerja local di Cilegon tergolong cukup tinggi melihat angka pengangguran di kota tersebut mencapai 8,10% di tahun 2022 (Bantentop.id, 2023).

5. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah air, bahan bakar, dan listrik. Karena daerah tersebut terdapat sumber air, maka kebutuhan air dapat dipenuhi dengan tepat dan mudah. Sarana Kebutuhan air proses dapat diperoleh dari sumber air Sungai Cibeber, Sedangkan sumber listrik diproduksi sendiri menggunakan diesel generator jet dan dari suplai PLN.

6. Keadaan Iklim

Daerah Cilegon, Jawa Barat merupakan suatu daerah yang beriklim tropis, sehingga cuaca, iklim, dan keadaan tanah relatif stabil dan tidak ekstrim. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 22-30°C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar. Selain itu daerah Cilegon mempunyai kelembapan yang stabil, sehingga kesetabilan pabrik dapat dijamin.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder yang berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik amonium sulfat ini, antara lain:

1. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

2. Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Cilegon telah banyak dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perizinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

4. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Untuk mencapai efisiensi, kelancaran proses dan keselamatan para pekerja diperlukan tata letak pabrik yang baik. Tata letak (Lay Out) pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat

perkantoran/administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik.

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa agar secara ekonomi kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien dan optimal, misalnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Selain itu, faktor keamanan juga menjadi hal yang sangat penting. Penempatan alat-alat produksi harus ditata sedemikian rupa agar keamanan dan kenyamanan karyawan selama bekerja dapat terjamin.

Adapun tabel perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut:

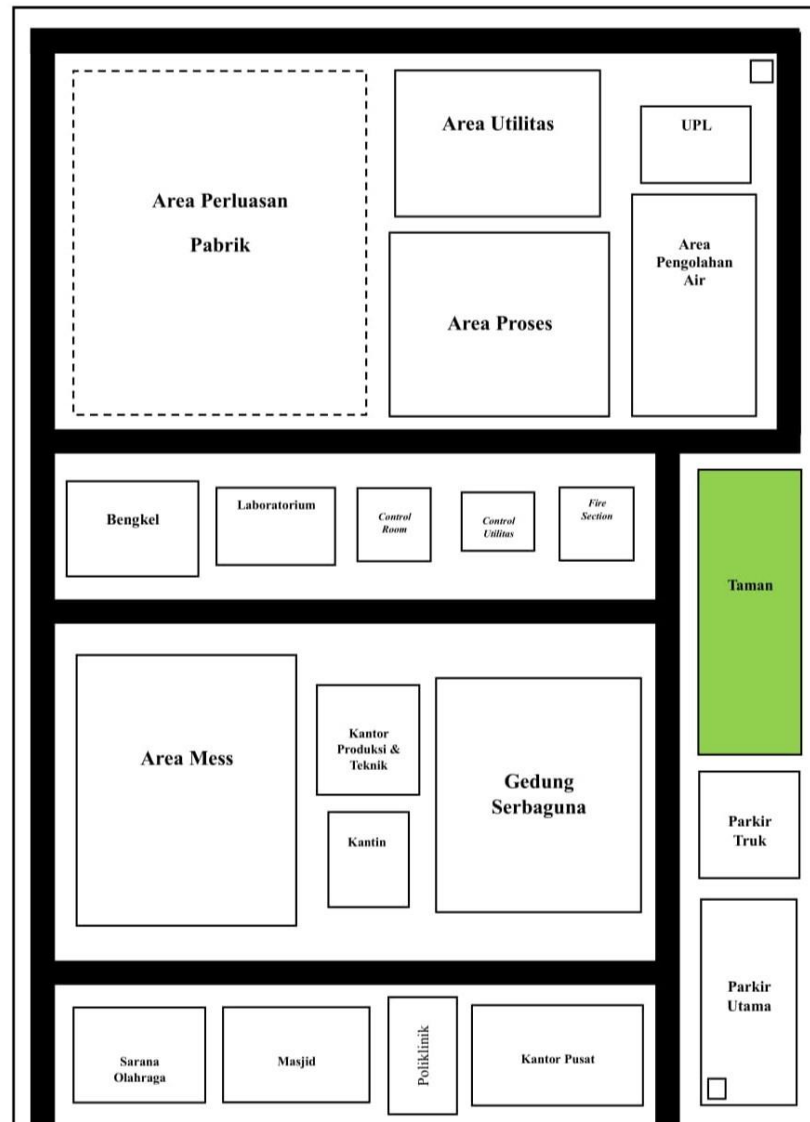
Tabel 4.2 Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas (m ²)
1	Kantor Pusat	800
2	Kantor Produksi & Teknik	400
3	Masjid	500
4	Kantin	150
5	Poliklinik	200
6	Area Parkir Utama	800
7	Area Parkir Truk	400
8	Pos Keamanan 1	100
9	Pos Keamanan 2	100
10	Area Utilitas	1.200

Lanjutan Tabel 4.2 Luas Tanah Bangunan Pabrik

11	Area Proses	3.300
12	<i>Control Room</i>	500
13	<i>Control Utilitas</i>	150
14	Unit Pemadam Kebakaran	255
15	Unit Pengolahan Limbah	168
16	Area Pengolahan Air	1.200
17	Laboratorium	400
18	Bengkel	375
19	Area Mess	2.250
20	Sarana Olahraga	375
21	Gedung Serbaguna	1.400
22	Taman	600
23	Area Perluasan Pabrik	4.800
Luas Tanah		20.423
Luas Bangunan		10.577
Total		31.000

Tata letak pabrik secara keseluruhan tersaji dalam gambar :



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Pabrik skala 1:1.000

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat-alat proses diusahakan selesai dengan urutan kerja dan fungsi masing – masing alat. Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan:

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan nilai ekonomi yang tinggi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar.

3. Cahaya

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

4. Tata letak alat proses

Penempatan alat-alat proses yang tepat akan mempercepat jalannya proses sehingga menjamin kelancaran proses produksi.

5. Kelancaran lalu lintas

Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.

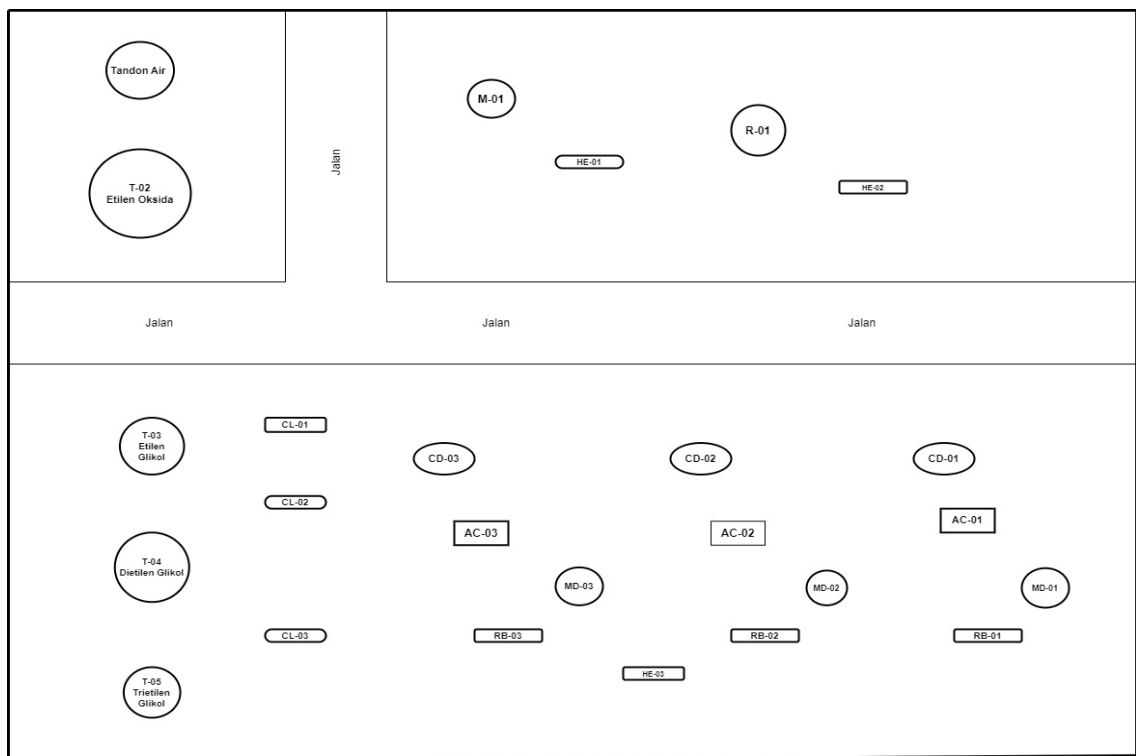
6. Jarak letak area proses

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kemana produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

7. Jarak antar alat proses

Untuk alat produksi yang mudah meledak atau terbakar letaknya dijauhkan dari peralatan yang lain, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lain.

Tata letak alat proses tersaji sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses 1: 100

Keterangan :

- T – 02 : Tangki Penyimpanan Etilen Oksida
- T – 03 : Tangki Penyimpanan Etilen Glikol
- T – 04 : Tangki Penyimpanan Dietilen Glikol

T – 05 : Tangki Penyimpanan Trietilen Glikol

M – 01 : Mixer

R – 01 : Reaktor

MD – 01 : Menara Distilasi – 01

MD – 02 : Menara Distilasi – 02

MD – 03 : Menara Distilasi – 03

HE – 01 : *Heat Exchanger – 01*

HE – 02 : *Heat Exchanger – 02*

HE – 03 : *Heat Exchanger – 03*

CD – 01 : *Condensor – 01*

CD – 02 : *Condensor – 02*

CD – 03 : *Condensor – 03*

AC – 01 : *Accumulator – 01*

AC – 02 : *Accumulator – 02*

AC – 03 : *Accumulator – 03*

RB – 01 : Reboiler – 01

RB – 02 : Reboiler – 02

RB – 03 : Reboiler – 03

CL – 01 : *Cooler – 01*

CL – 02 : *Cooler – 02*

CL – 03 : *Cooler – 03*

4.3.1 Perawatan (*Maintenance*)

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

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

a. Over Haul 1 x 1 tahun

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

b. Repairing

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagianbagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

- Umur Alat

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

- Bahan Baku

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

- Tenaga Manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Untuk Perusahaan berskala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/Korporasi). PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang

diminta untuk keperluan itu oleh pemerintah, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi hukum dalam mengatur pengelolaan intern perusahaan.

b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)

Maksudnya adalah perusahaan ini didirikan bukan terdiri dari perkumpulan pemegang saham, tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila terjadi seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kekuatan hukum. Kegiatan-kegiatan tidak terpengaruh olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Perseroan terbatas cocok untuk perusahaan berskala besar dengan aktivitas-aktivitas yang kompleks. Berdasarkan keterangan diatas maka pabrik dietilen glikol yang didirikan direncanakan mempunyai:

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT/ korporasi)
- Lapangan Usaha : Industri Dietilen Glikol
- Lokasi Perusahaan : Cilegon, Jawa Barat

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas karena beberapa faktor, antara lain:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham Perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pemegang perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya maupun karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris juga direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas, suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

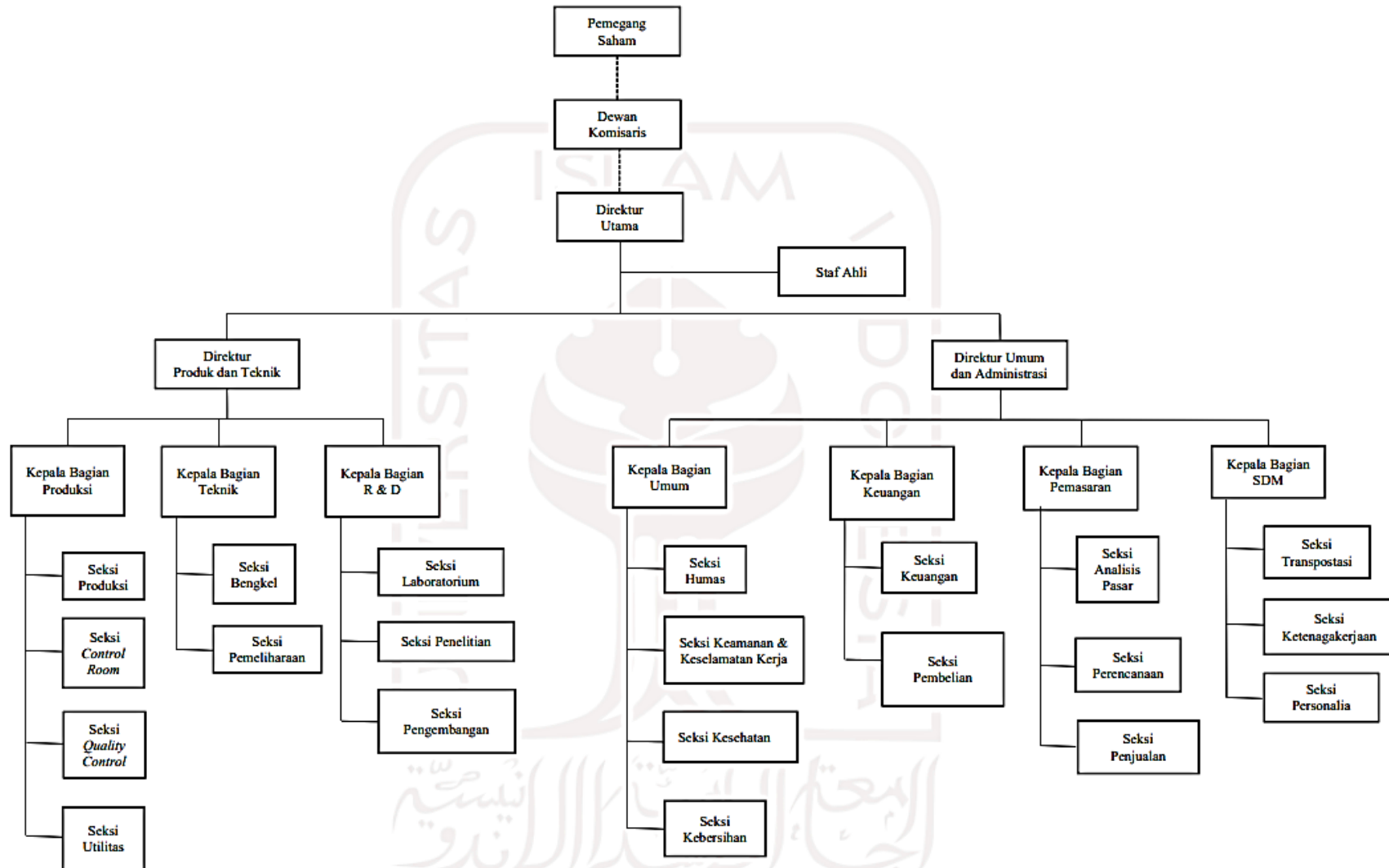
4.4.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang sistematis dan terstruktur di dalam suatu perusahaan merupakan salah satu faktor yang berpengaruh terhadap kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berhubungan langsung dengan komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan sehingga kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan dengan baik.

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu *system staf and line organization* (sistem garis) dimana garis kekuasaan disajikan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja. Demikian pula dalam hal pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Dalam menjalankan organisasi, terdapat dua kelompok yang berpengaruh pada sistem ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* merupakan orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* merupakan orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, pemegang kedudukan tertinggi organisasi dipegang oleh Dewan Direksi yang dipilih melalui mekanisme Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dan bekerja dibawah pengawasan Dewan Komisaris. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kemudian kepala bagian, kepala seksi dan diteruskan ke karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang memberikan saran kepada direktur. Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar 4.4.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3. Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari Perusahaan.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris ini bertanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Tugas-tugas Dewan Komisaris adalah sebagai berikut:

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.

- Mengawasi tugas-tugas direksi.
- Membantu direksi dalam hal-hal penting.

4.4.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundunya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Berikut tugas Direktur Utama antara lain:

- Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggung jawab tertinggi Perusahaan.
- Memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan.
- Menentukan dan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab terhadap kelangsungan pabrik.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik dan Direktur Keuangan dan Umum. Berikut tugas masing-masing Direktur:

- a. Direktur Produksi dan Teknik
 - Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, dan teknik.

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

4.4.4.4 Staff Ahli

Terdiri dari tenaga-tenaga yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang Staff ahli meliputi:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Memberikan saran-saran bidang hukum.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi Perusahaan.

4.4.4.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan

perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing- masing. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab terhadap bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir dan mengatur kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya yang dinaunginya. Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi Produksi

Bertugas mengawasi pelaksanaan proses produksi, pemakaian bahan baku, pembuatan laporan produksi. Kemudian menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan mutu barang jadi sesuai dengan standar yang telah ditetapkan, serta menjaga dan mengawasi kelancaran dan keseimbangan proses.

- Seksi *Control Room*

Bertugas mengawasi dan mengontrol peralatan yang terdapat di lapangan produksi. Hampir keseluruhan sistem produksi dapat di pantau dari control room, tetapi juga ada beberapa personil di lapangan yang bertugas apabila terjadi kerusakan pada alat.

- Seksi *Quality Control*

Mengawasi produk yang diuji baik dari segi kualitas dan kuantitas selama proses produksi, yaitu mulai dari

pemilihan bahan baku, pengolahan bahan baku menjadi barang setengah jadi hingga hasil akhir produksi untuk memperoleh standar kualitas yang diperlukan.

- Seksi Utilitas

Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga, dan instrumentasi. Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing - masing.

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab dalam mengkoordinir kepala-kepala seksi yang berada di dalam struktur organisasi dibawah pengawasan direktur produk dan teknik. Kepala bagian teknik membawahi:

- Seksi Bengkel

Bertugas melakukan kegiatan penggantian alat-alat dan fasilitas pendukung lainnya guna melancarkan proses produksi di dalam pabrik.

- Seksi Pemeliharaan

Bertugas untuk menjalankan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik dan memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

c. Kepala Bagian *Research and Development* (R&D)

Bertanggung jawab pada segala aktivitas riset dan pengembangan di perusahaan, juga memastikan kualitas performansi dalam perusahaan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan perusahaan. Kepala bagian *Research and Development* (R&D) membawahi:

- Seksi Laboratorium

Bertugas menganalisis dan mengawasi setiap mutu bahan pembantu, bahan baku dan produk, lalu untuk mengawasi apa saja yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan membuat laporan berkala pada kepala bagian.

- Seksi Penelitian

Bertugas mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian untuk mempertinggi mutu suatu produk.

- Seksi Pengembangan

Bertugas mengkoordinasikan kegiatan yang masih berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan. Seksi bagian pengembangan ini sering kali berkaitan dengan inovasi produk.

d. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum. Departemen ini mengatur masalah

administrasi, keamanan, keselamatan, dan lingkungan, serta hubungan antara perusahaan dengan pihak lain, baik dengan masyarakat, pemerintah maupun dengan perusahaan lain. Kepala bagian umum membawahi :

- Seksi Humas

Bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat ataupun dengan pihak pemerintah, sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik kelangsungan dan kelancaran perusahaan dapat berjalan dengan baik.

- Seksi Keamanan & Keselamatan Kerja

Bertugas untuk mengawasi keluar masuknya karyawan maupun yang diluar karyawan yan berada didalam lingkup pabrik, memelihara dan menjaga bangunan perusahaan, fasilitas Perusahaan.

- Seksi Kebersihan

Bertugas untuk menjaga kenyamanan, keindahan, perusahaan dari mulai keindahan taman, toilet sampai kebersihan gudang dan produksi.

e. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab dalam mengatur neraca perusahaan dengan melakukan pembukuan sebaik-baiknya, baik pemasukan

ataupun pembelanjaan untuk kebutuhan perusahaan, Kepala bagian keuangan membawahi:

- Seksi Keuangan

Bertugas untuk menghitung pemakaian uang perusahaan dan mengamankan uang perusahaan serta mengadakan perhitungan terkait gaji karyawan serta intensif karyawan.

- Seksi Pembelian

Bertugas untuk melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan, hal hal terkait harga pasaran dari suatu bahan batu dan mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari Gedung.

f. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap masalah pemasaran produk, dan termasuk juga melakukan research marketing agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah dsitribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen. Kepala bagian pemasaran membawahi:

- Seksi Analisis Pasar

Bertugas untuk melakukan analisis pasar untuk memenangkan persaingan dengan kompetitor dan selalu membuat strategi pemasaran setiap saat sesuai perkembangan di lapangan.

- Seksi Perencanaan

Bertugas untuk merencanakan strategi penjualan hasil produksi

- Seksi Penjualan

Bertugas untuk melakukan penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhannya agar dapat dipasok setiap saat. Serta merancang strategi penjualan dari hasil produksi dan mengatur hal-hal distribusi hasil produksi dari Gudang.

g. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia (SDM)

Bertanggung jawab dalam merencanakan, mengelola, dan mendayagunakan sumber daya manusia (SDM), baik yang telah bekerja ataupun yang akan dipekerjakan. Selain itu bagian sumber daya manusia (SDM) mengatur masalah jenjang karier dan masalah penempatan karyawan, atau pemindahan karyawan antar departemen atau antar divisi sesuai dengan tingkat prestasinya. Kepala bagian sumber daya manusia (SDM) membawahi:

- Seksi Transportasi

Bertugas untuk mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan- bahan yang digunakan dalam produksi sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan.

- Seksi Ketenagakerjaan

Bertugas bertugas untuk mengatur kesejahteraan karyawan seperti pemberian fasilitas atau bonus perusahaan untuk karyawan yang berprestasi.

- Seksi Personalia

Bertugas untuk mengusahakan kedisiplinan yang tinggi antar karyawan agar terwujudnya suasana kerja yang nyaman dan aman terhadap lingkungan sekitar serta menjalankan hal-hal yan berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

4.4.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Dewan Komisaris	3	Rp. 65.000.000	Rp. 195.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp. 55.000.000	Rp. 55.000.000
3	Staff Ahli	2	Rp. 45.000.000	Rp. 90.000.000
4	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp. 30.000.000	Rp. 30.000.000
5	Direktur Umum dan Administrasi	1	Rp. 30.000.000	Rp. 30.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
7	Kepala Bagian Teknik	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
8	Kepala Bagian R & D	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
9	Kepala Bagian Umum	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
11	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
12	Kepala Bagian Sumber Daya Manusia (SDM)	1	Rp.20.000.000	Rp. 20.000.000
13	Kepala Seksi Produksi	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
14	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
15	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
16	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
17	Kepala Seksi Bengkel	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
18	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000

Lanjutan Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan

19	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
20	Kepala Seksi Penelitian	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
21	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
22	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
23	Kepala Seksi Keamanan & Keselamatan Kerja	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
24	Kepala Seksi Kesehatan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
25	Kepala Seksi Kebersihan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
26	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
27	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
28	Kepala Seksi Analisis Pasar	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
29	Kepala Seksi Perencanaan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
30	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
31	Kepala Seksi Transportasi	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
32	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
33	Kepala Seksi Personalia	1	Rp.15.000.000	Rp. 15.000.000
34	Karyawan Produksi	18	Rp. 12.000.000	Rp. 216.000.000
35	Karyawan <i>Control Room</i>	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
36	Karyawan <i>Quality Control</i>	8	Rp. 12.000.000	Rp. 96.000.000

Lanjutan Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan

37	Karyawan Utilitas	10	Rp. 12.000.000	Rp. 120.000.000
38	Karyawan Bengkel	4	Rp. 12.000.000	Rp. 48.000.000
39	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp. 10.000.000	Rp. 30.000.000
40	Karyawan Laboratorium	6	Rp. 10.000.000	Rp. 60.000.000
41	Karyawan Penelitian	6	Rp. 10.000.000	Rp. 60.000.000
42	Karyawan Pengembangan	4	Rp. 12.000.000	Rp. 48.000.000
43	Karyawan Hubungan Masyarakat	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
44	Karyawan Keamanan & Keselamatan Kerja	8	Rp. 12.000.000	Rp. 96.000.000
45	Karyawan Kesehatan	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
46	Karyawan Kebersihan	6	Rp. 10.000.000	Rp. 60.000.000
47	Karyawan Keuangan	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
48	Karyawan Pembelian	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
49	Karyawan Analisis Pasar	4	Rp. 12.000.000	Rp. 48.000.000
50	Karyawan Perencanaan	5	Rp. 12.000.000	Rp. 60.000.000
51	Karyawan Penjualan	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000
52	Karyawan Transportasi	4	Rp. 11.000.000	Rp. 44.000.000
53	Karyawan Ketenagakerjaan	3	Rp. 11.000.000	Rp. 33.000.000
54	Karyawan Personalia	3	Rp. 12.000.000	Rp. 36.000.000

Lanjutan Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan

Non Jabatan				
55	Operator	10	Rp. 8.500.000	Rp. 85.000.000
56	Dokter	3	Rp. 10.000.000	Rp. 30.000.000
57	Perawat	5	Rp. 7.000.000	Rp. 35.000.000
58	Supir	6	Rp. 5.000.000	Rp. 30.000.000
59	<i>Security</i>	6	Rp. 4.500.000	Rp. 27.000.000
60	Petugas Kebersihan (Taman/Halaman)	4	Rp. 4.000.000	Rp. 16.000.000
61	Office boy/girl	6	Rp. 4.000.000	Rp. 24.000.000
Total		186	Rp. 965.000.000	Rp. 2.373.000.000

4.4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

4.4.5.1. Karyawan *Non - Shift*

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi seperti staf kepala seksi keatas dan karyawan bagian umum. Jam kerja untuk karyawan non-shift adalah 5 hari dalam seminggu dengan jumlah jam kerja maksimum 40 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Lembur untuk hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari libur adalah 2 kali jam kerja. Jam kerja karyawan non-shift diatur sebagai berikut:

- Hari Senin – Kamis

Jam Kerja : 08.00 – 17.00 WIB

Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB

- Hari Jumat

Jam Kerja : 08.00 – 17.00 WIB

Istirahat : 11.00 – 13.00 WIB

4.4.5.2. Karyawan *Shift*

Karyawan shift merupakan karyawan yang terlibat secara langsung dalam proses produksi. Karyawan ini mengatur keamanan pabrik dan kelancaran produksi. Jam kerja karyawan shift diatur sebagai berikut.

- Shift I : 08.00 – 16.00 WIB
- Shift II : 16.00 – 24.00 WIB
- Shift III : 24.00 – 08.00 WIB

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur dengan hari minggu dan hari libur nasional tidak libur. Seluruh karyawan mendapatkan cuti selama 12 hari setiap tahunnya.

Tabel 4.4 Pembagian Shift Karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III

Lanjutan Tabel 4.4 Pembagian Shift Karyawan

D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan:

A, B, C, D : Kelompok Kerja Shift

 : Libur

I, II, III : Jadwal Shift

4.4.6. Kesejahteraan Karyawan

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

4.4.6.1. Tunjangan

- a. Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

4.4.6.2. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

4.4.6.3. Pengobatan dan Kesehatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

4.4.6.4. Insentive atau Bonus

Insentive diberikan dengan tujuan yang meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang tercapai.

4.4.6.5. Cuti

Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.

- a. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- b. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu Perusahaan.
- c. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK).

Merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya. Peraturan pelaksanaan Jaminan Sosial Tenaga Kerja diatur dalam UU No. 3 Tahun 1992 dimana perusahaan wajib mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program JAMSOSTEK yang meliputi:

- a. Jaminan Kesehatan Kerja
- b. Jaminan Kematian
- c. Jaminan Hari Tua

4.4.6.6. Asuransi

Perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.

4.4.6.7. Kantin

Perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.

4.4.6.8. Transportasi

Perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.

4.4.6.9 Tempat Ibadah

Perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa Masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit proses yang bertugas menyediakan sarana-sarana penunjang proses produksi. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas 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 Penyedia Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Unit Pengelolaan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit penyediaan dan pengolahan air atau *Water Treatment System* merupakan unit yang bertugas untuk menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik dietilen glikol ini, sumber air

yang digunakan berasal dari air Sungai Cibeber. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air Sungai relatif lebih murah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air Sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air Sungai lebih banyak dibandingkan dengan air Sumur.
4. Letak Sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

a. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor – faktor berikut:

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

b. Air Umpan Boiler Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:

- Tidak membuih (berbusa)

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

- Tidak membentuk kerak dalam reboiler

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbohidrat dan silikat.

- Tidak menyebabkan korosi dalam pipa

Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut, seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 .

c. Air Umpan Boiler Air

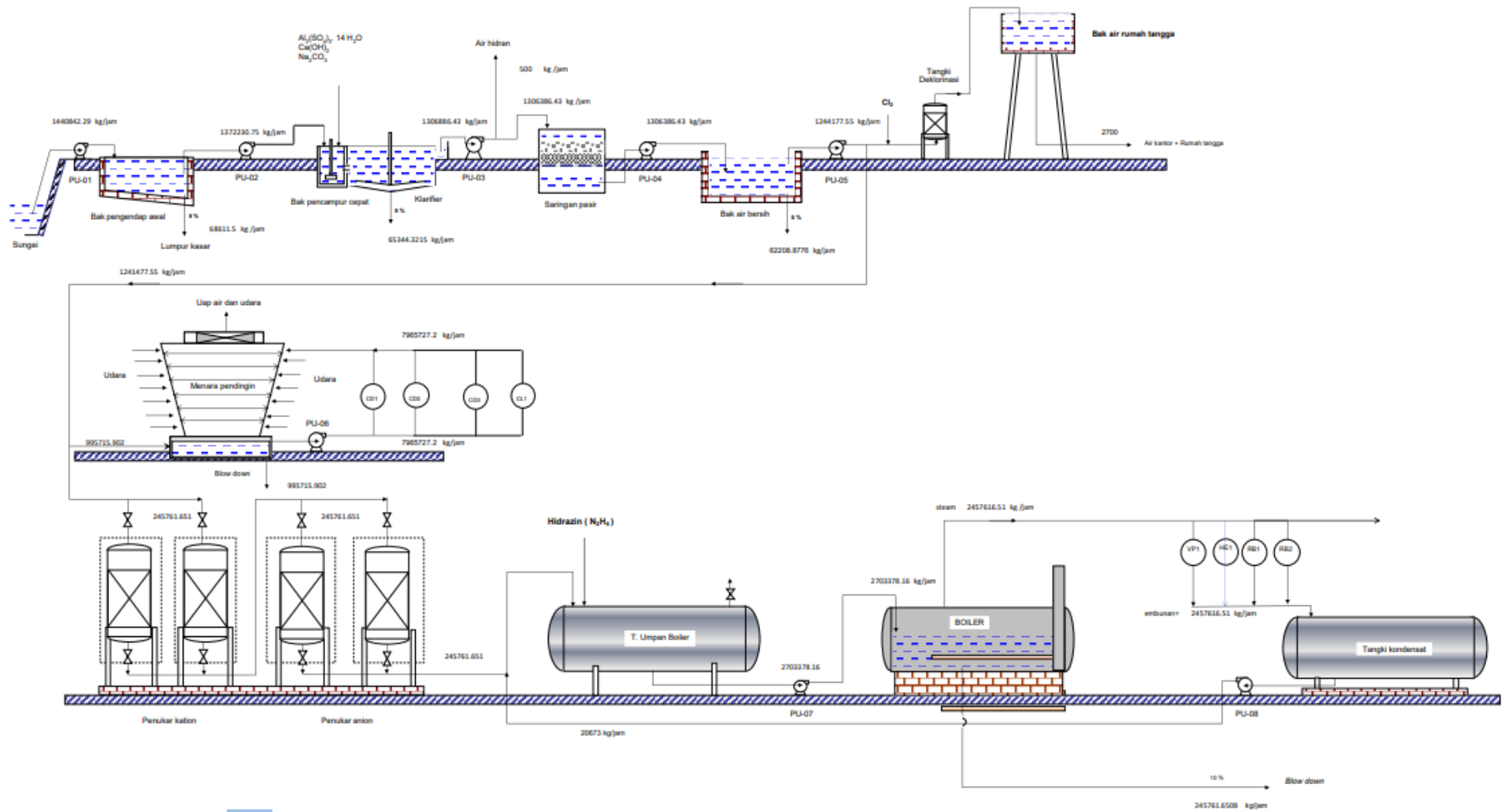
Sanitasi Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Syarat fisika, meliputi:
 - Suhu : dibawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau

- Syarat kimia, meliputi:
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak mengandung bahan beracun.
 - Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Kantor	1.163
Mess	375
Total	1.538



Gambar 5. 1 Unit Utilitas

Sebelum digunakan air sungai harus perlu diproses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk dapat digunakan menjadi air proses, air umpan boiler, air pendingin maupun air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai ini antara lain:

1) Penghisapan

Penghisapan merupakan tahap pertama dari pengolahan air. Penghisapan dilakukan dengan mengambil air sungai menggunakan pompa. Kemudian air akan dialirkan menuju penyaring (*screner*).

2) Penyaringan (*Filtration*)

Pada proses *screening*, partikel-partikel padat yang besar seperti ranting, daun, dan sampah-sampah lainnya akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (*screen*) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila *screen* kotor.

3) Bak Pengendap (BAK-01)

Air sungai setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran kasar yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

4) Bak Pencampur Cepat (RMT)

Proses ini merupakan proses penggumpalan dan pengurangan kesadahan yang disebabkan karena adanya penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga menyebabkan partikel-partikel tersebut akan menjadi lebih stabil atau netral dan membentuk endapan. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau aluminium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa.

5) *Clarifier* (C-01)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke Clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan gumpalan dari bak pencampur cepat. Air baku yang telah dialirkan kedalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan 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.

6) Saringan Pasir (SF)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel - partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan, penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar

benar bersih dari pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

7) Bak Air Bersih (BAB)

Air bersih dari sand filter atau filtered water kemudian ditampung di dalam tangki penampungan sementara. Air bersih ini akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan sebagai air domestik (domestic water), air layanan umum (service water), air pendingin (cooling water), air umpan boiler (boiler feed water), dan air proses (process water).

8) Bak Air Minum (BAM)

Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Proses ini merupakan proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan. Air yang telah mengalami proses klorinasi selanjutnya akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

9) *Cooling Tower* (CT-01)

Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses. Proses yang terjadi pada *cooling tower* adalah pengolahan air menjadi air

dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Initial water ke cooling tower berasal dari filtered water storage tank dengan suhu sekitar 45°C yang dialirkan ke atas cooling tower melalui distributor. Air akan mengalami 84 evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan make-up water sebagai kompensasi terjadinya evaporation loss. Make-up water juga berasal dari filtered water storage tank. Air yang mengalami evaporasi di cooling tower akan sama jumlahnya dengan flow make-up water yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30 °C.

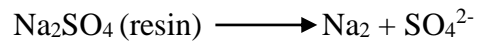
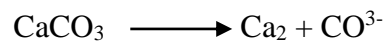
10) Demineralisasi

Air yang digunakan sebagai air proses dan air umpan boiler untuk produksi steam water tidak cukup hanya air bersih saja, tetapi juga harus air murni yang terbebas dari kandungan mineral-mineral terlarut. Sehingga perlu dilakukan proses demineralisasi yaitu proses menghilangkan ion-ion terkandung pada air bersih dengan jalan penukaran ion. Proses demineralisasi terjadi pada alat-alat sebagai berikut:

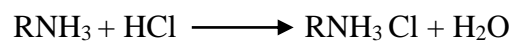
1. Tangki Penukar Kation (PK) dan Tangki NaCl (TNaCl)

Penukar kation merupakan proses penukaran ion-ion positif yang apabila tidak dihilangkan akan menyebabkan *scaling* (kerak). Dimana pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti dengan

ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

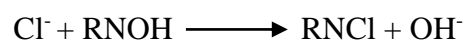
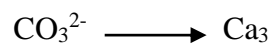


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

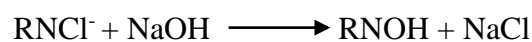


2. Tangki Penukar Anion (PA) dan Tangki NaOH (TNaOH)

Merupakan proses pengikatan ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Berikut adalah reaksi yang terjadi:

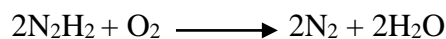


11) Tangki Umpan Boiler (TBFW)

Tangki Umpan Boiler (TBFW) berfungsi menyimpan umpan boiler jenis tangki ini silinder horizontal yang dilengkapi dengan daerator.

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator.

Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



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

5.1.2 Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Namun terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak
- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.

- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film corrosion inhibitor, penurunan heat exchanger coefficient dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Pada pabrik Dietilen Glikol ini air make up yang dibutuhkan sebesar 12,5% dari massa air pendingin yang diperlukan maka kebutuhan air make up untuk pendingin sebesar 995.716 kg/jam dan air make up untuk boiler sebesar 10% massa air make up untuk steam sebesar 245.762 kg/jam.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
R-01	-808
CD-01	7.723.752
CD-02	76.586
CD-03	125.637
CL-01	3.439
CL02	35.181
CL-03	1.940
Total	7.965.727

5.2 Unit Pembangkitan Steam

Untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi dibutuhkan unit pembangkit steam dengan spesifikasi:

Kapasitas : 2.457.617 kg/jam

Jenis : *Packaged Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit economizer *safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Unit pembangkit steam berguna untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk boiler. Air yang berasal dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang masih terkandung dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed watertank. Serta pengaturan pH sekitar 10 – 11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	334
HE-02	414
HE-03	5.095
RB-01	2.205.444
RB-02	38.497
RB-03	207.833
Total	2.457.617

5.3 Unit Pembangkitan Listrik

Unit Pembangkit Listrik bertugas menyediakan kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, elektronik, penerangan, dan fasilitas lainnya di seluruh area pabrik. Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik kalsium silikat ini berasal dari PLN. Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik mandiri berupa sebuah generator. Generator berfungsi untuk menjadi sumber listrik cadangan apabila sumber listrik dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, dan alat penunjang lainnya. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Kilo Watt (kW)
Pompa 01	P-01	0,05	0,04
Pompa 02	P-02	1	0,75
Pompa 03	P-03	0,33	0,25
Pompa 04	P-04	1	0,75
Pompa 05	P-05	0,17	0,12
Pompa 06	P-06	0,50	0,37
Pompa 07	P-07	0,05	0,04
Pompa 08	P-08	0,50	0,37

Lanjutan Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Pompa 09	P-09	0,13	0,09
Pompa 10	P-10	0,05	0,04
Pompa 11	P-11	0,05	0,04
Pompa 12	P-12	0,08	0,06
Pompa 13	P-13	0,05	0,04
Total		3,958	2,952

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Kilo Watt (kW)
Pompa Utilitas 01	PU-01	100	75
Pompa Utilitas 02	PU-02	75	56
Pompa Utilitas 03	PU-03	40	30
Pompa Utilitas 05	PU-05	150	112
Pompa Utilitas 06	PU-06	200	149
Pompa Utilitas 07	PU-07	2500	1.864
Kompresor Udara	Kompresor Udara	0,5	0,4
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	900	671
Bak Pencampur Cepat	RMT	0,5	0,4
<i>Clarifier</i>	<i>Clarifier</i>	5	3,7
Total		3.971	2.961

c. Kebutuhan Listrik Pabrik

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Pabrik

Keperluan	Kebutuhan (kW)
<i>Power Plant</i>	2,952
Utilitas	2.961
Alat Kontrol	741
Penerangan	445
Kantor	445
Bengkel & Laboratorium	445
Total	5.039

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat controller memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat- alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 2 m³ /jam dengan tekanan 4 bar.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang dipilih untuk menjalankan boiler yaitu solar dan dibutuhkan sebanyak 218.490 liter/tahun. Prinsip kerja dari generator adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi yang selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit proses dan utilitas.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik dietilen glikol dari etilen oksida menghasilkan berbagai macam limbah, termasuk limbah cair, dan padat. Limbah yang dihasilkan tidak dapat langsung dibuang ke lingkungan. Oleh karena ini, dibutuhkan unit pengolahan limbah bahan berbahaya dan beracun (B3) pada pabrik ini. Unit pengolahan limbah ini dikategorikan menjadi:

5.6.1 Limbah Cair

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi adalah air buangan yang digunakan untuk keperluan pabrik dan perkantoran, contohnya kamar mandi, air untuk memasak, pencucian, dan lain-lain. Limbah ini tidak perlu diolah secara khusus karena tidak ada kandungan bahan kimia berbahaya. Hal yang harus diperhatikan saat pembuangan limbah ini adalah jumlah atau

volume limbah. Jumlah atau volume harus diatur dengan baik agar sesuai dengan yang diizinkan.

5.6.2 Limbah Gas

Limbah gas pabrik ini berasal dari sisa pembakaran bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler pembangkit steam.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengendap Awal

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pengendap Awal
Kode Alat	BAK01
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Volume Air	34.754 m ³
Volume Bak	41.705 m ³
Panjang	177 m
Lebar	59 m

2. Bak Pencampur Cepat

Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Pencampur Cepat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pencampur Cepat
Kode Alat	RMT
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan
Bentuk	Bak Silinder tegak dilengkapi dengan bahan pengaduk
Bahan	Baja karbon
Volume Air	23 m ³
Volume Bak	28 m ³
Diameter Bak	3 m
Tinggi	1 m
Pengaduk	Turbine
Daya	0,5 hp

3. Clarifier

Tabel 5.9 Spesifikasi *Clarifier*

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	<i>Clarifier</i>
Kode Alat	<i>Clarifier</i>
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Bentuk	Bak Silinder tegak dengan bentuk kerucut
Bahan	Beton bertulang
Volume Air	6.896 m ³
Volume <i>Clarifier</i>	8.275 m ³
Diameter <i>Clarifier</i>	27 m
Tinggi Silinder (h)	14 m
Tinggi Kerucut (hc)	1.5 m
Pengaduk	Rake
Kecepatan Putar	0,03 Rotasi/menit
Daya	5 hp

4. Saringan Pasir

Tabel 5.10 Spesifikasi Saringan Pasir

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Saringan Pasir
Kode Alat	SF
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari <i>clarifier</i>
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Flux Volume	6 m ³ / m ² jam
Luas Aliran	215 m ²
Panjang	15 m
Lebar	15 m
Ukuran Saringan Pasir	1 m

5. Bak Air Bersih

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Bersih

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Bersih
Kode Alat	BAB
Fungsi	Mengendapkan dan menampung air bersih saringan pasir

Lanjutan Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Bersih

Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Waktu Tinggal	8 Jam
Volume Air	10.504 m ³
Volume Bak	12.604 m ³
Panjang	97 m
Lebar	32 m

6. Bak Air Minum

Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Air Minum

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Minum
Kode Alat	BAM
Fungsi	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Waktu Tinggal	24 Jam
Volume Air	65 m ³
Volume Bak	78 m ³
Panjang	8 m
Lebar	3 m

7. Cooling Tower

Tabel 5.13 Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	<i>Cooling Tower</i>
Kode Alat	CT01
Fungsi	Mendinginkan suhu 50°C sampai 30°C
Bentuk	Menara pendingin jujut tarik
Bahan	Baja Karbon
Kadar Uap air dalam udara	0,02 Kg/kg udara
Flux Volume	4 m ³ / m ² jam
Panjang	43 m
Lebar	43 m

8. Tangki Penukar Kation

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Kation
Kode Alat	PK
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon

Lanjutan Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation

Mineral yang harus dihilangkan	1.445 Kg
Volume Resin	36 m ³
Diameter	4 m
Tinggi	4 m

9. Tangki Penukar Anion

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Penukar Anion

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Kation
Kode Alat	PA
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Mineral yang harus dihilangkan	1.445 Kg
Volume Resin	11 m ³
Diameter Tangki	2 m
Tinggi Tangki	3 m

10. Tangki NaCl

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaCl

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaCl
Kode Alat	TNaCl
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	Tangki Silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Kebutuhan NaCl	1.147 Kg
Volume Resin	36 m ³
Massa Air	21.795 Kg
Volume Larutan	23 m ³
Volume Tangki	28 m ³
Diameter	3 m
Tinggi	3 m
Pengaduk	Manual

11. Tangki NaOH

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaOH
Kode Alat	TNaOH
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Bentuk	Tangki Silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Kebutuhan NaCl	367 Kg
Volume Resin	11 m ³
Massa Air	6.974 Kg
Volume Larutan	7 m ³
Volume Tangki	9 m ³
Diameter	2 m
Tinggi	2 m
Pengaduk	Manual

12. Tangki Umpan Boiler

Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Umpan Boiler
Kode Alat	TBFW
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam
Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan daerator
Bahan	Baja Karbon
Volume Air	1.976 m ³
Volume Tangki	2.371 m ³
Panjang	30 m
Diameter	10 m

13. Tangki Kondensat

Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kondensat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Kondensat
Kode Alat	TKond
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler selama 1 jam
Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan daerator

Lanjutan Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kondensat

Bahan	Baja Karbon
Volume Air	2.470 m ³
Volume Tangki	2.964 m ³
Panjang	33 m
Diameter	11 m

14. Kompresor Udara

Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Kompresor Udara
Kode Alat	KU
Fungsi	Menekan udara dari 1 bar sampai 4 bar
Bentuk	Kompresor sentrifugal
Bahan	Baja Karbon
Kapasitas Kompresor	0,1 kmol/jam
Jumlah Stage	1
Motor Standar	0,5 hp

15. Tangki Silika

Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Silika
Kode Alat	TS
Fungsi	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara
Bentuk	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja Karbon
Massa Air yang diserap	8 Kg
Massa Silika	389 Kg
Volume Silika	0,3m ³
Volume Tangki	0,4 m ³
Diameter	1 m
Tinggi	1 m

16. Tangki Udara Tekan

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Udara Tekan
Fungsi	Menampung udara tekan
Bentuk	Tangki silinder horizontal

Lanjutan Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

Bahan	Baja Karbon
Volume Tangki	1 m ³
Panjang	3 m
Diameter	1 m

17. Pompa Utilitas

Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi Umum			
Nama Alat	Pompa Utilitas 1	Pompa Utilitas 2	Pompa Utilitas 3
Kode Alat	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Memompa air Sungai ke bak pengendapan awal	Memompa air dari bak pengendap ke bak klarifier	Memompa air dari klarifier ke saringan pasir
Jenis	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial
Kapasitas Pompa	0,40 m ³ /s	0,38 m ³ /s	0,36 m ³ /s
Diameter Pipa Optimum	23 in	23 in	22 In

Lanjutan Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Utilitas

Diameter Dalam Pipa (ID)	0,61 m	0,61 m	0,56 m
Diameter Luar (OD)	0,59 m	0,59 m	0,56 m
Head Pompa	12 m	10 m	5 m
Efisiensi	91%	90%	89%
Daya	100 hp	75 hp	40hp

Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi Umum			
Nama Alat	Pompa Utilitas 5	Pompa Utilitas 6	Pompa Utilitas 7
Kode Alat	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Memompa air dari bak air bersih ke Bak Air Minum dan ke Cooling Tower	Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler	Memompa air dari tangki umpan boiler ke tangki Kondensat
Jenis	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)	Pompa Sentrifugal (<i>Single stage</i>)
Bahan	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial

Lanjutan 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Kapasitas Pompa	0,3 m ³ /s	0,7 m ³ /s	0.8 m ³ /s
Diameter Pipa Optimum	22 in	31 in	32 in
Diameter Dalam Pipa (ID)	0,56 m	0,81 m	0,81 m
Diameter Luar (OD)	0,56 m	0,78 m	0,78 m
Head Pompa	23 m	15 m	44 m
Efisiensi	92%	92%	87%
Daya	150 hp	200 hp	2500 hp

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada evaluasi ekonomi perancangan pabrik dietilen glikol merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan dilakukannya evaluasi ekonomi bisa untuk memperkirakan modal investasi untuk mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak jika didirikan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut digunakan sebagai dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau balik modal. Selain itu, analisa ekonomi yang ditujukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Modal industri meliputi:

- Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

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

Biaya produksi total adalah biaya pembuatan atau *Manufacturing Cost*,

Adapun biaya pembuatan ini meliputi :

- Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses setiap alat semua tergantung kepada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga suatu alat pada tahun tertentu dan harus mengetahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik dietilen glikol beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun didirikan pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi harga alat ataupun harga yang lain diperhitungkan pada tahun analisa.

Harga-harga alat dan lainnya dapat dihitung pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters and Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

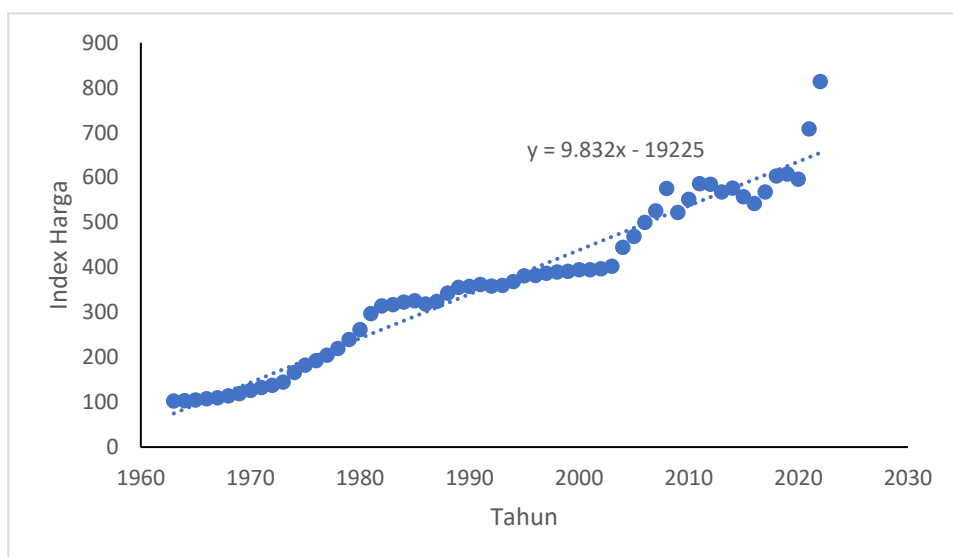
E_x : Harga Pembelian pada tahun 2027

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (2003 dan 2014)

N_x : Indeks harga pada tahun 2027

N_y : Indeks harga pada tahun referensi

Harga jenis alat yang akan dicari harganya. Harga alat untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter and Timmerhaus, “Plant Design and Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.2 yang diperoleh dari situs matche (www.matche.com), buku karangan Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton tahun 1955.



Gambar 6.1 Indeks Harga Alat

Tabel 6.1 Harga Alat Proses

Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX	Rupiah
			2014	2027	2014 (\$)	2027 (\$)	
Mixer	M-01	1	576	704	\$38,900	\$47,568	Rp743,004,698
Reaktor	R-01	1	576	704	\$84,200	\$102,961	Rp1,608,251,815
Distilasi	MD-01	1	402	704	\$300,000	\$525,719	Rp8,211,737,075
Distilasi	MD-02	1	402	704	\$180,000	\$315,432	Rp4,927,042,245
Distilasi	MD-03	1	402	704	\$100,000	\$175,240	Rp2,737,245,692
Kondensor	CD-01	1	576	704	\$321,973	\$393,713	Rp6,149,797,858
Kondensor	CD-02	1	576	704	\$3,800	\$4,647	Rp72,581,436
Kondensor	CD-03	1	576	704	\$7,700	\$9,416	Rp147,072,909
Pemanas	HE-01	1	576	704	\$1,600	\$1,957	Rp30,560,605
Pemanas	HE-02	1	576	704	\$1,700	\$2,079	Rp32,470,642
Pemanas	HE-03	1	576	704	\$5,500	\$6,725	Rp105,052,078
Pendingin	CL-01	1	576	704	\$3,500	\$4,280	Rp66,851,322
Pendingin	CL-02	1	576	704	\$20,551	\$25,130	Rp392,531,865
Pendingin	CL-03	1	576	704	\$1,200	\$1,467	Rp22,920,453
Pompa	P-01	2	576	704	\$4,500	\$11,005	Rp171,903,401
Pompa	P-02	2	576	704	\$12,600	\$30,815	Rp481,329,522
Pompa	P-03	2	576	704	\$12,600	\$30,815	Rp481,329,522
Pompa	P-04	2	576	704	\$12,600	\$30,815	Rp481,329,522
Pompa	P-05	2	576	704	\$12,600	\$30,815	Rp481,329,522
Pompa	P-06	2	576	704	\$7,600	\$18,587	Rp290,325,743
Pompa	P-07	2	576	704	\$6,000	\$14,674	Rp229,204,534
Pompa	P-08	2	576	704	\$7,600	\$18,587	Rp290,325,743
Pompa	P-09	2	576	704	\$7,600	\$18,587	Rp290,325,743
Pompa	P-10	2	576	704	\$6,000	\$14,674	Rp229,204,534
Pompa	P-11	2	576	704	\$5,200	\$12,717	Rp198,643,930
Pompa	P-12	2	576	704	\$7,000	\$17,119	Rp267,405,290
Pompa	P-13	2	576	704	\$4,500	\$11,005	Rp171,903,401
Reboiler	RB-01	1	576	704	\$37,866,091	\$46,303,243	Rp723,256,654,244
Reboiler	RB-02	1	576	704	\$1,000,077	\$1,222,910	Rp19,101,850,298
Reboiler	RB-03	1	576	704	\$46,900	\$57,350	Rp895,807,721
Waste Head Reboiler	WHB-01	1	576	704	\$12,900	\$15,767	Rp246,275,333
Waste Head Reboiler	WHB-02	1	576	704	\$6,700	\$8,189	Rp127,910,444
Accumulator	AC-01	1	576	704	\$6,000	\$7,337	Rp114,602,267
Accumulator	AC-02	1	576	704	\$1,500	\$1,834	Rp28,650,567
Accumulator	AC-03	1	576	704	\$1,500	\$1,834	Rp28,650,567

Lanjutan tabel 6.1 Harga Alat Proses

Tangki	T-02	1	576	704	\$1,900	\$2,323	Rp36,290,718
Tangki	T-03	1	576	704	\$19,000	\$23,233	Rp362,907,179
Tangki	T-04	1	576	704	\$119,270	\$145,845	Rp2,278,101,466
Tangki	T-05	1	576	704	\$47,300	\$57,839	Rp903,447,872
TOTAL		52			\$40,306,162	\$49,724,253	Rp776,692,829,778

Tabel 6.2 Harga Alat Utilitas

Nama	jumlah	NY	NX	EY	EX	Rupiah (Rp)
		2014	2027	2014 (\$)	2027 (\$)	
Bak pengendap	1	576	704	51.729	61.761	Rp964.316.490,48
Bak pencampur cepat	1	576	704	138	165	Rp2.576.257,20
Clarifier	1	576	704	42.000	50.145	Rp782.947.983,60
Saringan pasir	1	576	704	4.366	5.213	Rp81.394.113,84
Bak air bersih	1	576	704	8.640	10.316	Rp161.070.722,88
Bak air minum	1	576	704	3.218	3.842	Rp59.987.758,56
Cooling Tower	1	576	704	39.643	47.116	Rp735.654.146,88
Pompa 1	2	576	704	18.300	44.755	Rp699.073.829,35
Pompa 2	2	576	704	18.300	44.755	Rp699.073.829,35
Pompa 3	2	576	704	17.400	42.554	Rp664.693.149,22
Pompa 4	2	576	704	-	-	-
Pompa 5	2	576	704	17.400	42.554	Rp664.693.149,22
Pompa 6	2	576	704	23.400	57.228	Rp893.897.683,43
Pompa 7	2	576	704	23.400	57.228	Rp893.897.683,43
Kompresor udara	2	576	704	1.133	2.705	Rp42.235.004,40
Tangki silika	2	576	704	480	1.146	Rp17.893.277,28
Tangki udara	2	576	704	633	1.512	Rp23.607.884,16
Penukar kation	2	576	704	7.810	18.649	Rp291.179.518,32
Penukar anion	2	576	704	7.320	17.479	Rp272.911.512,72
Tangki umpan boiler	1	576	704	54.702	65.311	Rp1.019.745.054,48
Tangki kondensat	1	576	704	78.145	93.300	Rp1.456.756.344,00
TOTAL	33					Rp7.080.746.227.821

6.2 Analisa Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

1. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 17.000 ton/tahun
Satu Tahun Operasi	: 330 hari
Tahun Pendirian	: 2027
Kurs Mata Uang	: 1 US \$ = Rp. 15.620
Upah Pekerja Asing	: \$10 / jam
Upah Pekerja Indonesia	: Rp. 20.000 /jam
5% tenaga asing	: 95% tenaga lokal
Harga Beli Bahan Baku	: Rp. 62.480 / kg
Harga Jual Produk	: Rp. 550.958 / kg

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari :

- *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas - fasilitas pabrik.

- *Working Capital Investment*

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

b. *Manufacturing Cost*

Merupakan jumlah *Direct, Indirect, dan Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, 1955, *Manufacturing Cost* meliputi:

- *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- *Indirect Cost*

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

- *Fixed Cost*

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

c. *General Expense*

Merupakan pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

6.3 Analisa Kelayakan

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

perhitungan - perhitungan yang dapat digunakan dalam menganalisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

b. *Pay Out Time (POT)*

c. *Break Even Poin (BEP)*

d. *Shut Down Point (SDP)*

e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

6.4 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik dietilen glikol ini memerlukan perencanaan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan ditunjukkan dibawah ini:

Tabel 6.3 *Physical Plant Cost* Alat Proses (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	1.087.398.266.785	69.615.766
2	Instalasi Cost	467.581.254.717	29.934.779
3	Instrumentasi dan kontrol	163.109.740.018	10.442.365
4	Pemipaan	935.162.509.435	59.869.559
5	Instalasi listrik	163.109.740.018	10.442.365
6	Instalasi isolasi	86.991.861.343	5.569.261
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		2.903.353.372.315	185.874.096

Tabel 6.4 *Direct Plant Cost* Alat Utilitas (DPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	3.509.182.754	224.660
2	Instalasi cost	1.508.948.584	96.604
3	Instrumentasi dan kontrol	526.377.413	33.699
4	Pemipaan	534.123.548.343	34.194.849
5	Instalasi listrik	163.109.740.018	10.442.365
6	Instalasi isolasi	86.991.861.343	5.569.261
<i>Direct Plant Cost (PPC)</i>		789.769.658.455	50.561.438

Tabel 6.5 *Physical Plant Cost* Land and Yard (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	PPC Alat Proses	2.903.353.372.315	185.874.096
2	PPC Alat Utilitas	789.769.658.455	50.561.438
3	Bangunan	85.496.000.000	5.473.496
4	Tanah	25.732.980.000	1.647.438
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		3.804.352.010.770	243.556.467

Tabel 6.6 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	3.804.352.010.770	243.556.466,76
2	Teknik dan Konstruksi	3.119	0,20
<i>Total (DPC + PPC)</i>		3.804.352.013.888	243.556.466,96

Tabel 6.7 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Total DPC + PPC	3.804.352.013.888	243.556.467
2	Kontraktor	76.087.040.278	4.871.129
3	Biaya tak terduga	380.435.201.389	21.744.995
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		4.260.874.255.555	270.172.591

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.101.066.866.668	70.490.837
2	<i>Labor</i>	28.476.000.000	1.823.047
3	<i>Supervision</i>	7.119.000.000	455.762

Lanjutan Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

4	<i>Maintenance</i>	115.652.301.135	7.404.117
5	<i>Plant Supplies</i>	17.347.845.170	1.110.617
6	<i>Royalty and Patents</i>	108.704.725.960	6.959.329
7	<i>Utilities</i>	15.072.004.586.903	964.917.067
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		16.450.371.325.836	1.053.160.776

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.847.600.000	182.305
2	<i>Laboratory</i>	5.695.200.000	364.609
3	<i>Plant Overhead</i>	21.357.000.000	1.367.286
4	<i>Packaging and Shipping</i>	163.057.088.940	10.438.994
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		192.956.888.940	12.353.194

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	578.261.505.674	37.020.583
2	<i>Property taxes</i>	231.304.602.270	14.808.233
3	<i>Insurance</i>	115.652.301.135	7.404.117
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		925.218.409.079	59.232.933

Tabel 6.11 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	16.450.371.325.836	1.053.160.776
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	192.956.888.940	12.353.194
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	925.218.409.079	59.232.933
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		17.568.546.623.855	1.124.746.903

Tabel 6.12 *Working Capital (WC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	1.347.755.954.464	86.283.992
2	<i>In Process Inventory</i>	260.349.842.908	16.871.204
3	<i>Product Inventory</i>	1.464.045.551.988	93.728.909

Lanjutan Tabel 6.12 *Working Capital (WC)*

4	<i>Extended Credit</i>	35.137.093.247.711	2.249.493.806
5	<i>Available Cash</i>	1.446.388.016.155	93.728.909
<i>Working Capital (WC)</i>		39.676.468.505.509	2.540.106.819

Tabel 6.13 *General Expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	326.114.177.880	20.877.988
2	<i>Sales expense</i>	1.087.047.259.600	69.593.294
3	<i>Research</i>	217.409.451.920	13.918.659
4	<i>Finance</i>	1.363.772.506.868	87.309.379
<i>General Expense (GE)</i>		2.994.343.396.267	191.699.321

Tabel 6.14 *Total Production Cost (TPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	17.568.546.623.855	1.124.746.903
2	<i>General Expense (GE)</i>	2.994.343.396.267	191.699.321
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		20.562.890.020.123	1.316.446.224

Tabel 6.15 *Fixed Cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	578.261.505.674	37.020.583
2	<i>Property taxes</i>	231.304.602.270	14.808.233
3	<i>Insurance</i>	115.652.301.135	7.404.117
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		925.218.409.079	59.232.933

Tabel 6.16 *Variabel Cost (Va)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw material</i>	1.101.066.866.668	70.490.837
2	<i>Packaging & shipping</i>	163.057.088.940	10.438.994
3	<i>Utilities</i>	15.072.004.586.903	964.917.067
4	<i>Royalties and Patents</i>	108.704.725.960	6.959.329
<i>Variable Cost (Va)</i>		16.444.833.268.471	1.052.806.227

Tabel 6. 17 Regulated Cost (Ra)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji karyawan	28.476.000.000	1.823.047
2	Plant overhead	21.357.000.000	1.367.286
3	Payroll overhead	2.847.600.000	182.305
4	Supervision	7.119.000.000	455.762
5	Laboratory	5.695.200.000	364.609
6	General expense	2.994.343.396.267	191.699.321
7	Maintenance	115.652.301.135	7.404.117
8	Plant supplies	17.347.845.170	1.110.617
Regulated Cost (Ra)		3.192.838.342.572	204.407.064

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

Percent Return On Investment (ROI)

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

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

Return On Investment (ROI b) sebelum pajak = 45%

Return On Investment (ROI a) setelah pajak = 34%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum 44% (Aries and Newton,1955).

Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

Pay Out Time (POT b) sebelum pajak = 1,8 Tahun

Pay Out Time (POT a) setelah pajak = 2 Tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia resiko tinggi maksimal adalah 2 tahun (Aries and Newton,1955).

Break Even Point (BEP)

Break Even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Break Even Point (BEP) = 42% (layak)

Syarat BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%-60%.

Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah tingkat produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

Shut Down Point (SDP) = 17%

Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow of return merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Maka didapatkanlah hasil Analisa *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebagai berikut :

Umur Pabrik : 9 tahun

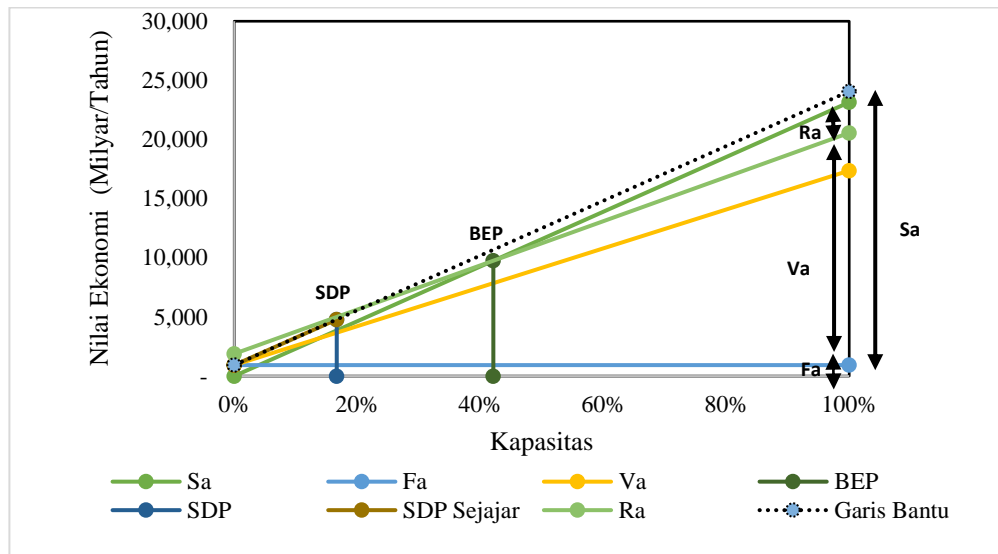
Fixed Capital Investment : Rp.5.782.615.056.744

Working Capital : Rp.39.676.468.505.509

Cash Flow : Rp.3.881.756.449.969

Salvage Value : Rp.578.261.505.674

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR sebesar 9,61% dengan bunga bank 5,75% memenuhi syarat (1,5 x 5,75% = 8,63%) Sumber pajak : Bank Indonesia (BI).



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

6.5 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp. 10.870.472.595.998

Total Biaya Produksi = Rp. 20.562.890.020.123

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 2.586.296.583.236

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak (25%) = Rp. 646.574.145.809

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 1.939.722.437.427

(Sumber Pajak diperoleh dari UU nomor 36 Tahun 2008 Pasal 17)

6.6 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan sebuah pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter – parameter untuk menentukan pabrik dietilen

glikol yang akan berdiri termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dilihat:

1. Kondisi Operasi

Kondisi operasi dikategorikan cukup berbahaya karena menggunakan tekanan dan suhu yang cukup tinggi.

- Suhu : 30 - 613 °C
- Tekanan : 1 – 8 atm

2. Karakteristik Baku dan Produk

- Bahan Baku

Resiko bahan baku etilen oksida yang *flammable* (mudah terbakar), beracun, dan karsinogenik menjadikan pendirian pabrik ini dapat dikategorikan berbahaya.

- Produk

Produk yang dihasilkan oleh pabrik kimia merupakan dietilen glikol yaitu senyawa cairan yang tidak berwarna, *flammable* (mudah terbakar), beracun, menyebabkan iritasi, dan higroskopis ini dapat dikategorikan berbahaya.

- Pemasaran

Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik dietilen glikol di Cilegon, Jawa Barat cukup menguntungkan karena dekat dengan lokasi tersedianya bahan baku dari PT Chandra Asri Petrochemical, dekat dengan pusat perdagangan ekspor - impor. Kemudahan dalam mendapatkan

tenaga kerja serta ketersediaan air dari Sungai Cibeber, Cilegon dan listrik.

Berdasarkan parameter diatas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik dari bahan baku dan produk maka pabrik ini dapat digolongkan memiliki resiko yang tinggi (*high risk*).

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan prarancangan pabrik dietilen glikol adalah sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik dietilen glikol dengan kapasitas 17.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik dietilen glikol berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri, Cilegon, Jawa Barat. dengan luas tanah keseluruhan 20.423 m², luas bangunan 10.577 dan jumlah karyawan 186 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Hasil perhitungan Analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan di pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
Keuntungan Sebelum Pajak sebesar Rp.2.586.296.583.236 dan Keuntungan Setelah Pajak (dengan asumsi pajak 25%) sebesar Rp. 1.939.722.437.427.
4. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 45% dan ROI setelah pajak adalah 34%.
5. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 1,8 tahun dan setelah pajak adalah 2 tahun.

6. Nilai *Break Even Point* (BEP) adalah 42% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 17 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40% - 60% dan $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955).
7. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 9.61%.
8. Berdasarkan data perhitungan ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik dietilen glikol dari etilen oksida layak ditinjau untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

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 pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pendirian pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan ataupun limbah tersebut dapat diolah kembali.
3. Produk dietilen glikol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Afianti, A. I., & Widyastri, R. A. (2021, Juli 15). *Prarancangan Pabrik Trietilen Glikol dari Etilen Oksid Kapasitas 230.000 Ton/Tahun*. Diambil kembali dari Universitas Gajah Mada: <https://etd.repository.ugm.ac.id/penelitian/detail/201303>.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc GrawHill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik . Diakses pada tanggal 1 November 2022. <https://www.bps.go.id/id>
- Bird, R.B., *Transport Phenomena*, ed 2.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation, Modern Asia Edition*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- Ciecdata. *Data Makro & Mikro Ekonomi yang Akurat dan Terpercaya*. Diakses pada tanggal 9 November 2022. <https://www.ceicdata.com/id>
- Cengel,J., 2001, *Heat Transfer* , Mc Graw Hill, New York.
- Coulson,J.M.and Richard,J.F.,1989,*Chemical Engineering*, vol 6., Pergamon Press., Oxford.
- Denison, Daniel & Aniel K Mishra, 1995, *Organizational Culture and Organizational Effectiveness, dalam Organization Sceince*, Vol. 6, No. 2, 88 March-April.
- Faisal, A., 2008, *Proces PT. Polychem Indonesia*. PT.Polychem Indonesia Tbk. Diakses pada tanggal 10 November 2022. <https://polychemindo.com/>
- Faith Kayes and Clark., 1975, *Industrial Chemical*, 4th Edition., Jonh Wiley and Sons, Inc., New York.
- Go Chem. *Industrial Chemical Factory for Paint, Ink, Glue, Fertilizer, Plastic, Textile, Livestock, Fertilizer, etc*. Diakses pada tanggal 20 Oktober 2022. www.gochem.co.id
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1988, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New

York.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., Vol. 1, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston.

Matche. n.d. *Equipment Cost Estimation*. Diakses tanggal 16 Oktober 2023. <https://matche.com/>

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

McKetta, J.J., 1984, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Vol 21 Marcel Dekker Inc., New York.

McKetta, J.J., 1989, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Vol 31 Marcel Dekker Inc., New York.

Meggyessy., *Pressure vessel handbook*, Butterfold 1999, London.

Melhem, G.A., Gianetto, A., Levin, M.E., Fisher, H.G., Chippett, S., Singh, S.K., & Chipman. P.I., 2001, *Kinetics of the Reactions of Ethylene Oxide with Water and Ethylene Glycols*. *Process Safety Progress*, 20 (4), 231 – 246. Kinetics of the reactions of ethylene oxide with water and ethylene glycols - Melhem - 2001 - Process Safety Progress - Wiley Online Library.

MSDS Diethylene Glycol 2021, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Diethylene Glycol*, Carl Roth.

MSDS Ethylene Oxide, 2020, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Ethylene Oxide*, Air Liquid Singapore.

MSDS Ethylene Glycol, 2022, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Ethylene Glycol*, Smart-Lab Indonesia.

MSDS Water, 2020, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of water*, ROC Group of Companies.

MSDS Triethylene Glycol, 2021, *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Triethylene Glycol*, Fisher Scientific.

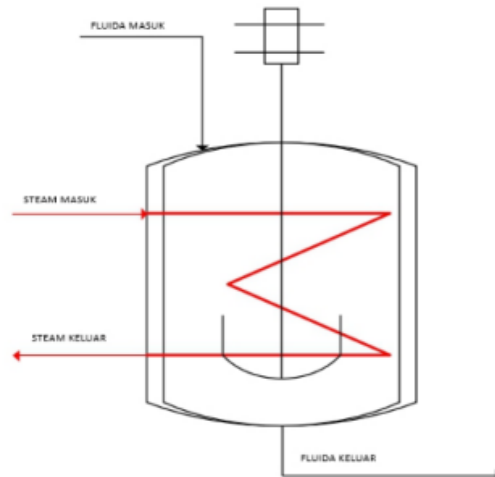
Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

- Perry, R. H., 1999, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, Seventh Ed., The McGraw Hill Companies, Inc., New York.
- Rase, H.F., and Barrow, H.W., 1957, *Project Engineering of Process Plant.*, John Wiley and Sons., Inc., New York.
- Rivai, H., 1995, *Asas Pemeriksaan Kimia*. UI Press. Jakarta.
- Schep, L.J., Slaughter, R.J., Temple, W.A., Beasley, D.M., 2009, *Diethylene Glycol Poisoning*, Clin Toxicol.47 (6) : 525 – 35.
- Sinnot, R.K., 1983, *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series : Chemical Engineering Design.*, Oxford : Butterworth-Heineman.
- Sinnott, R.K. 1999. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering*. Vol. 6. Chemical Engineering Design. Oxford: Butterworth-Heineman.
- Sinnott., 2008, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Butterworth., London
- Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6rd Ed., Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.
- Timmerhaus, K. D., Peters, Max S. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4 th ed. McGraw-Hill Book Co., Singapura.
- Treybal, R.E., 1981, *Mass-Transfer Operations*, Int.ed., p. 139-210, Singapore, McGraw- Hill Book Company.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons, Inc., Canada.
- Yaws, C. L., 1999, *Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals*, The McGraw Hill Companies, Inc., New York.
- Young, E.H., and Brownell, L. E., 1979, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York. Evans, F. L., 1980, *Equipment Design Handbook*, Gulf Publishing Company, Tokyo.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

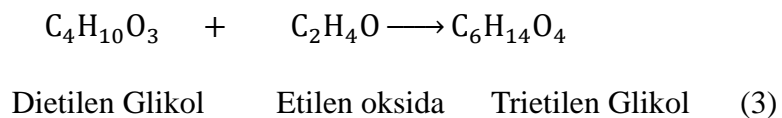
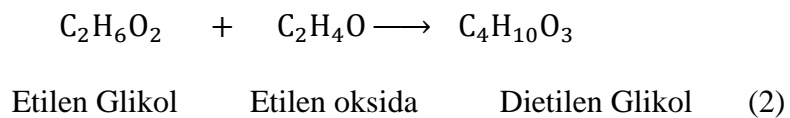
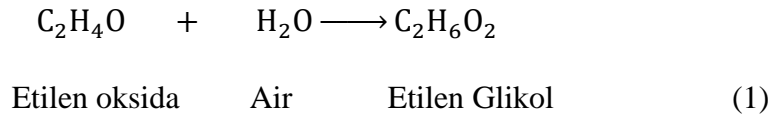
Kode	: R-01
Fase	: Cair - Cair
Jenis Alat	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Mereaksikan Etilen Oksida (C_2H_4O) dengan Air (H_2O) menjadi Etilene Glikol ($C_2H_6O_2$), Dietilen Glikol ($C_4H_{10}O_3$), dan Trietilen Glikol ($C_6H_{14}O_4$)
Kondisi Operasi	: $T = 77^\circ C$ dan $P = 8 \text{ atm}$
Reaksi	: Eksotermis



Gambar A.1 Skema Arus Fluida Reaktor

1. Reaksi

Pada reaktor ini terdapat 3 reaksi yang berjalan sebagai consecutive – parallel reaction. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Hasil keluar reaktor merupakan hasil reaksi (3) menurut stoikiometris sebagai berikut. Diketahui berdasarkan Rahmat S.S, 1996 diambil dengan produk dietilen tertinggi pada perbandingan etilen oksida dan air sebesar 1:20, dengan konversi etilen oksida menjadi dietilen glikol sebesar 80%. Perhitungan stoikiometris menggunakan besaran kmol/jam.

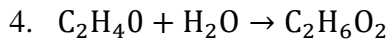
Berdasarkan perhitungan stoikiometris, didapat hasil neraca massa dan mol di reaktor tangki berpengaduk (R-01) seperti dibawah ini.

Tabel A.1 Hasil Neraca Massa dan Mol Reaktor

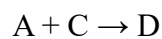
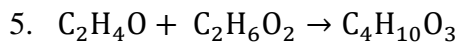
Komponen	Input,kg/jam	Output, kg/jam
Etilen Oksida	2.225	111
Air	18.208	17.738
Monoetilen Glikol	0,01	313
Dietilen Glikol	-	2.144
Trietilen Glikol	-	126
Total	20.434	20.434

2. Kinetika Reaksi

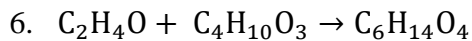
Kecepatan reaksi :



$$(-r_1) = k_1 C_A C_B$$

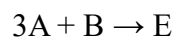
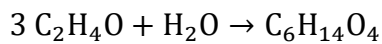


$$(-r_2) = k_2 C_A C_C$$



$$(-r_3) = k_3 C_A C_D$$

Sehingga dihasilkan reaksi total:



$$(-r_A) = (-r_1) + (-r_2) + (-r_3)$$

$$(-r_A) = k_1 C_A C_B + k_2 C_A C_C + k_3 C_A C_D$$

$$\begin{aligned} (-r_A) = & k_1 C_{AO}(1 + x_{A,1})(C_{BO} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) + K_2 C_{AO}(1 - x_{A,2})(C_{BO} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) \\ & + K_3 C_{AO}(1 - x_{A,3})(C_{DO} - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2})) \end{aligned}$$

Dengan:

$$C_{BO} = 1,7 C_{AO}$$

$$C_{CO} = C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1}$$

$$C_{DO} = C_{D,in} + C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})$$

sehingga menjadi:

$$(C_{BO} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) = (1,7C_{AO} - C_{AO} \cdot x_{A,1})$$

$$= C_{AO} (1,7 - x_{A,1})$$

$$(C_{CO} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) = (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1}))$$

$$= (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1}))$$

$$= (C_{c,in} + C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2} + C_{AO} \cdot x_{A,1})$$

$$= (C_{c,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2})$$

$$(C_{D0} - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2})) = (C_{D,in} + C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1}) - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2}))$$

$$= (C_{D,in} + C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,3} + C_{AO} \cdot x_{A,2})$$

$$= (C_{D,in} + 2C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} + C_{AO} \cdot x_{A,3})$$

Sehingga diperoleh kecepatan reaksi menjadi:

$$(-r_A) = C_{AO}[k_1(1 - x_{A,1})C_{AO} (1,7 - x_{A,1}) + k_2(1 - x_{A,2})$$

$$(C_{c,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,2}) + k_3(1 - x_{A,3})$$

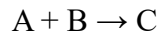
$$(C_{D,in} + 2 \cdot C_{AO} \cdot x_{A,2} - C_{AO} \cdot x_{A,1} - C_{AO} \cdot x_{A,3})]$$

Dengan,

$$k_i = \exp\left(A_i - \frac{B_i}{T}\right)$$

Nilai A dan B diperoleh dari jurnal “Kinetics of the Hydration of Ethylene Oxide in the Presence Heterogenous Catalyst” (Altiokka & Akyalcin, 2009). Sehingga diperoleh nilai kinetika reaksi:

d. Kinetika reaksi (1)



$$(-r_1) = k_1 C_A C_B$$

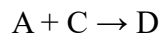
$$k_1 = \exp\left(13,62 - \frac{8.220}{T}\right)$$

Dengan, $T = T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_1 = 0,00005245 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}} = 0,5245 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}\cdot\text{jam}}$$

e. Kinetika reaksi (2)



$$(-r_2) = k_2 C_A C_C$$

$$k_1 = \exp\left(15,57 - \frac{8.700}{T}\right)$$

Dengan, $T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_2 = 0,00009360 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}} = 0,9360 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}\cdot\text{jam}}$$

f. Kinetika reaksi (3)



$$(-r_2) = k_3 C_A C_D$$

$$k_3 = \exp\left(16,06 - \frac{8.900}{T}\right)$$

Dengan, $T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = \mathbf{350,15 \text{ K}}$

Didapatkan,

$$k_3 = 0,00008630 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{min}} = 0,8630 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}\cdot\text{jam}}$$

3. Volume Reaktor

Volume total cairan dalam reaktor dihitung menggunakan persamaan neraca massa etilen oksida di dalam reaktor. Persamaan neraca massa etilen oksida adalah sebagai berikut :

$$RoMI - RoMO = RoMA$$

$$F_v C_{AO} - F_v \cdot C_A - (-r_A)V = 0$$

$$F_v \cdot (C_{AO} - C_A) - (-r_A)V = 0$$

$$F_v \cdot (C_{AO} - C_A) = (-r_A)V$$

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

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

$$\frac{F_v \cdot C_{AO} \cdot x_A}{(-r_A)} = V$$

Dengan ,

$$F_v = \frac{F_{input}}{\rho}$$

$$F_{input} : 20.434,36 \text{ kg/jam}$$

$$\rho : 4.982,26 \text{ kg/m}^3$$

$$F_v : 20,677 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diketahui berdasarkan Rahmat S.S, 1996 diambil dengan produk dietilen tertinggi pada perbandingan etilen oksida dan air sebesar 1:20, dengan konversi etilen oksida menjadi dietilen glikol sebesar 80%. Maka jumlah produk yang dihasilkan dapat dihitung menggunakan stoikiometri dan didapatkan nilai – nilai berikut:

$$C_{A0} : 0,122 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{B0} : 47,608 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{C0} : 0,245 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{D0} : 0,977 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{E0} : 0,041 \text{ kmol/ m}^3$$

Dilakukan optimasi reaktor dengan data dan persamaan reaksi yang ditulis, menghasilkan tabel berikut .

Berikut merupakan persamaan kecepatan reaksi pada reaktor yaitu sebagai berikut.

Tabel A. 2 Perhitungan Optimasi Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume (m ³)		Harga (\$) / Unit
1	7,7169		2.900
2	1)	2,2677	3.000
	2)	2,2677	
3	1)	2,1646	4.500
	2)	2,1646	
	3)	2,1646	

Reaksi pembentukan dietilen glikol merupakan reaksi yang lambat sehingga walaupun menggunakan 2 atau 3 reaktor harga akan lebih mahal karena pengecilan volume hanya sedikit. Jika diinginkan harga yang lebih murah dengan jumlah reaktor yang lebih banyak dengan volume lebih kecil, maka kecepatan reaksi atau r_A harus lebih cepat. Dari hasil optimasi, dipilih jumlah reaktor 1 buah karena memberikan harga yang paling murah. Berikut merupakan persamaan kecepatan reaksi untuk 1 buah reaktor adalah sebagai berikut.

$$(-r_A) = k_1 C_{AO}(1 + x_{A,1})(C_{BO} - C_{AO} \cdot x_{A,1}) + K_2 C_{AO}(1 - x_{A,2})(C_{BO} - C_{AO} \cdot (x_{A,2} - x_{A,1})) \\ + K_3 C_{AO}(1 - x_{A,3})(C_{DO} - C_{AO} \cdot (x_{A,3} - x_{A,2}))$$

Dengan,

$$X_1 = 10\%$$

$$X_2 = 80\%$$

$$X_3 = 5\%$$

Sehingga didapatkan,

$$(-r_A) = 0,26188591 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \cdot \text{jam}}$$

Volume reaktor didapatkan dari penjabaran di atas, didapatkan persamaan volume reaktor sebagai berikut :

$$\frac{F_v \cdot C_{AO} \cdot x_A}{(-r_A)} = V$$

Dengan,

$$F_v = 20677 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{AO} = 0,122 \text{ kmol/ m}^3$$

$$X_A = 80\%$$

$$(-r_A) = 0,262 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \cdot \text{jam}}$$

Maka, volume reaktor didapatkan:

$$V = 7,716 \text{ m}^3$$

4. Perancangan Dimensi Reaktor

Reaktor yang digunakan didekati dengan tangki berbentuk cylindrical dengan head berbentuk torispherical, dengan *overdegign* 20%, maka volume reaktor menjadi :

$$V = 9,2603 \text{ m}^3$$

$$= 2446,602 \text{ gallon}$$

Dari hasil perhitungan di atas volume reaktor standar dipilih berdasarkan table 7.3 *Standard Stirred Tank Reactors* (Silla H.2003) sebagai berikut:

Rated capacity	= 2.500 gallon
Actual capacity	= 2.756 gallon
Outside diameter	= 2,1336 m = 84 in
Jacket area	= 230 ft ² = 21,367 m ³
Straight shell	= 2,667 m = 105 in

5. Perhitungan Tekanan Design

Tekanan dalam tangki dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$P_r = (P_{op} + P_h)$$

Dengan, P_r = Tekanan total

$$P_{op} = \text{Tekanan operasi} = 8 \text{ atm} = 117,5966 \text{ Psi}$$

$$P_h = \text{Tekanan Hidrostatik, psi}$$

$$\text{Gaya gravitasi (g)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Densitas cairan } (\rho) = 988,2792 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Tinggi Cairan} = \frac{\text{Volume Cairan}}{\pi \cdot \frac{1}{4} \cdot D^2}$$

$$= 2,5901 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik } (P_h) = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 25085,2901 \text{ Pa}$$

$$= 3,6384 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan total } (P_r) = (P_{op} + P_h)$$

$$= 121,235 \text{ psi}$$

Untuk keamanan tangki, tekanan tangki dihitung dengan overdesign sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan tangki (P)} &= 120\% \times P_r \\ &= 145,482 \text{ psi} = 9,8995 \text{ atm} \end{aligned}$$

6. Perhitungan Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P_{gauge} R_o}{f_{all} \cdot e + 0,4 P_{gauge}} + C''$$

Dengan, ts = Tebal minimum shell (in)

P_{gauge} = Tekanan terukur (kPa)

R_o = Jari – jari luar

f_{all} = Allowable stress (kPa)

e = Efisiensi sambungan

C'' = Faktor korosi = 0.0015 m

Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel jenis SA-283 Grade C dengan sambungan jenis double welded butt joint. Berdasarkan buku Pressure Vesel Handbook 10 th Edition (Megyesy F.E 1997), nilai f_{all} maximum allowable stress) untuk bahan konstruksi jenis SA-283 Grade C sebesar 13800 Psi dan nilai e (efisiensi sambungan) untuk jenis sambungan double welded butt joint sebesar 0,85.

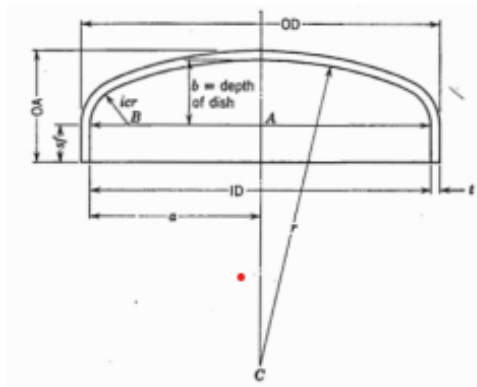
$$\text{Jari – jari luar (} R_o \text{)} = \frac{D}{2}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (} ts \text{)} &= \frac{P_{gauge} R_o}{f_{all} \cdot e + 0,4 P_{gauge}} + C'' \\ &= 0,0134 \text{ m} = 0,547 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran tebal shell standar sebesar 5/16 in.

7. Perancangan Head Tangki

Jenis head yang digunakan adalah torispherical head dengan bahan konstruksi yang sama dengan shell.



Gambar A.2 Skema Torispherical Head

$$OD = ID + T_s$$

Didapatkan nilai OD sebagai berikut,

$$OD = 84,546 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell, dipilih OD standard

$$Odstd = 84 \text{ in}$$

$$ID = 83,625 \text{ in}$$

$$H = 138,395 \text{ in} = 3,515 \text{ m}$$

$$V = 10,882 \text{ m}^3$$

$$Icr = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

Tebal head untuk jenis torispherical dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

Dengan, t_h = Tebal minimum head (in)

P = Tekanan tangki (psi)

r_c = Jari – jari dalam tangki (in)

E = Efisiensi sambungan

f = Maximum allowable stress

$$\begin{aligned}\text{Tebal head } (t_h) &= \frac{0.885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0.1 \cdot P} + C \\ &= 0,519 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih ukuran tebal head standar sebesar ½ in dengan sf sebesar 2 in berdasarkan Tabel 5.6 pada buku Equipment Design (Brownell and Young, 1959). Maka, dapat dihitung dimensi head sebagai berikut :

$$\begin{aligned}a &= \frac{ID}{2} \\ &= 83,625 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ &= 36,688 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - (icr) \\ &= 78,875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 69,823 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - AC \\ &= 14,177 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OA &= t_h + b + sf \\ &= 16,697 \text{ in}\end{aligned}$$

8. Perhitungan Volume Head

Volume head reaktor dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V_h = 0,000049 \cdot d_i^2$$

Dengan,

d_i = Diameter dalam reaktor = 83,625 in

V_h = Volume torispherical head, ft³

Didapatkan nilai volume head sebesar 28,655 ft³ atau 49.515,84 in³ . Nilai volume head total didapatkan dari persamaan sebagai berikut :

$$V_{h\text{total}} = V_h + \frac{\pi}{4}ID^2sf$$

Maka, volume head total didapatkan = 60.500,64 in³ = 0,991 m³

9. Perhitungan Volume Reaktor Total

Volume reaktor total didapatkan melalui persamaan berikut :

$$V_R = \frac{\pi}{4}ID^2H + 2 x V_{head}$$

Didapatkan $V_R = 14,078 \text{ m}^3$

Selama reaksi berlangsung, tangki reaktor tidak berisi sepenuhnya dan terdapat ruang kosong. Volume ruang kosong didapatkan dari persamaan berikut :

$$V_{ruang\text{ kosong}} = \frac{V_R - V_{cairan}}{V_R} x 100\%$$

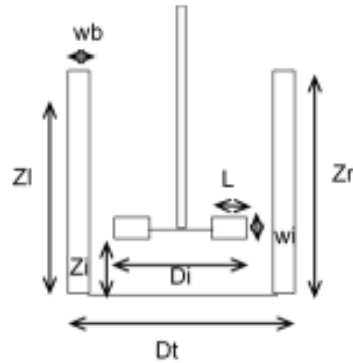
Maka, diperoleh volume ruang kosong sebesar 45%.

10. Perancangan Dimensi Pengaduk

Dipilih pengaduk jenis flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range voule yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putar yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a. Pengaduk = Fla Blade Turbine with 5 flat blades
- b. Jumlah blade = 6
- c. Jumlah Baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lain)
- d. W_i/D_i = 0,25
- e. D_i/D_t = 1/3
- f. Z_i/D_i = 1,26

g. Lebar baffle (L) = 1/5 Di



Gambar A.3 Skema Pengaduk

Keterangan :

Dt = diameter reaktor	= 2,134 m = 84 in
Di = diameter pengaduk	= 0,708 m = 27,875 in
Zr = tinggi reaktor	= 3,515 m = 138,390 in
Zl = tinggi cairan dalam reaktor	= 2,590 m = 101,972 in
Zi = jarak pengaduk dari dasar reaktor	= 0,889 m = 35 in
wi = tinggi pengaduk	= 0,177 m = 6,969 in
L = lebar pengaduk	= 0,142 m = 5,575 in
wb = lebar baffle	= 0,177 m = 6,969 in

11. Menentukan Kecepatan Putaran

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan (Rase,1977) :

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

Dengan :

WELH = water equivalent height = Zl, sg

ID = diameter dalam reaktor

Sg = specific weight

$$Sg = \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}}$$

Maka,

$$WELH = 10,996 \text{ m} = 36,077 \text{ ft}$$

Sehingga jumlah pengaduk = 1 pengaduk

Berdasarkan buku Unit operation of chemical engineering edition 5th (Mc.cabe, 1993) kecepatan putar berkisar antara 400 to 800 r/min.

Untuk menentukan kecepatan putar dapat menggunakan persamaan berikut:

$$rpm = v \times \frac{1}{\pi \times Di}$$

Dengan,

$$v = 400 \times 0,3048 = 121,92 \text{ m/menit}$$

Maka,

$$Rpm = 54,840 \text{ rotasi/menit}$$

Dipilih kecepatan pengaduk standar = 60 rpm (Howard F.Rase, M.H.Barrow,1957)

12. Menghitung Power dari Pengaduk

Power pengaduk ditentukan berdasarkan nilai bilangan reynolds

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

Didapatkan,

$$Re = 528,492.0187$$

Menentukan Daya penggerak dengan Persamaan sebagai berikut :

$$P_o = N_p \times \rho l \times N^3 \times D_i^5$$

Dengan,

Di : Diameter pengaduk

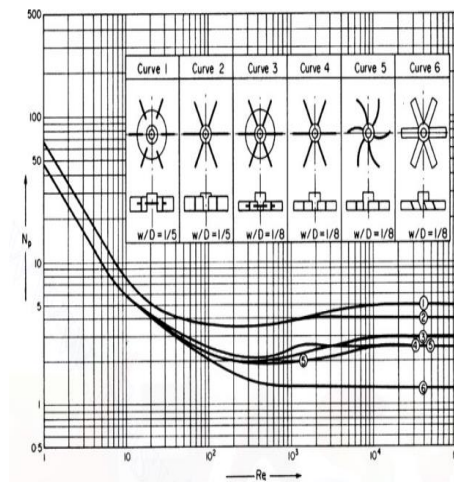
N : kecepatan putar = $0,913999 \text{ s}^{-1}$

Np : Bilangan daya

Po : daya penggerak (watt)

ρl : rapat massa fluida yang diaduk = $988,279 \text{ kg/m}^3$

Bilangan daya (Np) diperoleh dari gambar 10.59 buku Chemical Engineerin Design (Towler.G, Sinnot.R, 2008)



Gambar A. 4 Power correlation for baffled turbine impeller

Berdasarkan gambar diatas jenis flat turbin terdapat di curva no 2, maka diperoleh nilai Np = 4

Maka,

$$P_o = 537,055 \text{ watt}$$

$$= 0,720 \text{ hp}$$

Menentukan efiseinsi motor berdasarkan tabel 3.1 pada buku Chemical Engineerin Design (Towler.G, Sinnot.R, 2008)

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Gambar A.5 Approximate Efficiencies of Electric Motor

Berdasarkan gambar diatas diperoleh efisiensi motor sebesar 80%

Sehingga daya penggerak motor yang di perlukan sebesar 671,319watt atau 0,900 hp. Daya penggerak motor standar dapat dilihat dari buku Applied Proxess Design (Ludwig. E.E, 1997).

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar A.6 Standard NEMA Ratings for Induction motor

Diperoleh daya motor standar sebesar 2 hp.

Tabel A. 3 Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O	3,5720E+01	4,2908E-01	-1,5473E-03	2,4070E-06
H ₂ O	9,2053E+01	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
C ₂ H ₆ O ₂	7,5878E+01	6,4182E-01	-1,6493E-03	1,6937E-06
C ₄ H ₁₀ O ₃	1,2662E+02	8,5587E-01	-1,9468E-03	1,8725E-06
C ₆ H ₁₄ O ₄	1,6223E+02	1,2720E+00	-3,0443E-03	2,9863E-06

Neraca panas pada reaktor :

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas yang timbul karena reaksi – panas yang harus diserap = akumulasi

Q_{pp} : Panas yang harus di serap oleh media pendingin (kJ/Jam)

$$Q_{reaktan} = \sum m_i C_{p_i} (T_1 - T_{ref})$$

$$Q_r = -F_{a0} \cdot x_{a1} \cdot \Delta H_r^\circ$$

$$Q_{produk} = \sum m_{produk} \cdot C_p (T_2 - T_{ref})$$

Kecepatan panas masuk

Suhu T_1 : 350 K

T_{ref} : 298 K

$$\int C_p dt = a \cdot (T_1 - T_{ref}) + \frac{b}{2} \cdot (T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3} \cdot (T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{d}{4} \cdot (T_1^4 - T_{ref}^4)$$

$$= 4,922E+03 \text{ kJ/kmol}$$

Dengan cara yang sama untuk komponen lain diperoleh :

Tabel A.4 Kecepatan Panas Masuk

Komponen	kg/jam	kmol/jam	int cp dt [kJ/kmol]	m x int cp dt kJ/Jam
C2H4O (EO)	2.225	50,5243	4,9216E+03	248.659
H2O (Air)	18.208	1.010	3,9222E+03	3.963.355
C2H6O2 (EG)	0,31	0,0050	8,7771E+03	44,3456
C4H10O3 (DEG)	0,00	0	1,3727E+04	0
C6H14O4 (TEG)	0,00	0	1,8583E+04	0
Jumlah	20.434.36	1.061.01505		4.212.058

$$Q_{reaktan} = 4212058,71 \text{ kJ/Jam}$$

Panas reaksi pada suhu: 350,15 K

$$\Delta H_r,0 = -316,4 \text{ kJ/mol} = -0,3164 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_r = -F a_0 \cdot x_a \cdot \Delta H_r,0$$

$$Q_r = -50,52 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \times -0,3164 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_r = 15,187 \text{ kJ/Jam}$$

Panas yang di bawa oleh produk keluar

$$\text{Suhu } T_2 = 350,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi, } T_{reff} = 298 \text{ K}$$

$$\int C_p dt = a \cdot (T_2 - T_{ref}) + \frac{b}{2} \cdot (T_2^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3} \cdot (T_2^3 - T_{ref}^3) + \frac{d}{4} \cdot (T_2^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel A.5 Kecepatan Panas Keluar

Komponen	kg/jam	kmol/jam	int cp dt [kJ/kmol]	m x int cp dt kJ/Jam
C2H4O (EO)	111	2,5262	4,9216E+03	12.432
H2O (Air)	17.738	984,381	3,9222E+03	3.860.968
C2H6O2 (EG)	313,87	5,0575	8,7771E+03	44,389
C4H10O3 (DEG)	2,144	20,2097	1,3727E+04	277,423
C6H14O4 (TEG)	126,43	0,84207	1,8583E+04	15,648
Jumlah	20.434	1.013		4.210.862

$$Q_{\text{produk}} = 4.210.862 \text{ kJ/Jam}$$

Panas yang harus di serap oleh media pendingin

$$Q_{pp} = Q_{\text{reaktan}} + Q_r - Q_{\text{produk}}$$

$$Q_{pp} = 4.212.058 \text{ kJ/Jam} + 15,1866 \text{ kJ/Jam} - 4.210.862 \text{ kJ/Jam}$$

$$Q_{pp} = 1.211 \text{ kJ/Jam}$$

Media Pendingin :

Sebagai media pendingin dipakai air

Suhu air masuk, $T_1 = 303,15 \text{ K}$

Suhu air keluar, $T_2 = 323,15 \text{ K}$

Suhu rerata, $t_{av} = 313,15 \text{ K}$

Sifat fisis air pada suhu rerata

Kapasitas panas, $C_p \text{ air} = 4,160338 \text{ kJ/kg K}$

Viskositas, $\mu \text{ air} = 0,67781134 \text{ cP}$

Rapat massa, $\rho \text{ air} = 991,056 \text{ *Perry,ed 8, halaman 2}$

Massa air pendingin yang di perlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$m_{air} = \frac{Q_t}{C_{p_{air}}(T_2 - T_1)}$$

$C_p \text{ air}$: Kapasitas panas air (kJ/kg K)

m_{air} : Kecepatan massa air (kg/jam)

Q_t : Beban panas total (kJ/jam)

T_1 : Suhu air pendingin masuk (K)

T_2 : Suhu air pendingin keluar (K)

$$m_{air} = \frac{1211,056548 \text{ kJ/Jam}}{4,160338 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})}$$

$m_{air} = 14,554786 \text{ kg/jam}$

Beda suhu rerata

Dihitung dengan persamaan :

$$LmTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{Ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

Tabel A.6 Beda Suhu Rata

Fluida Panas		Fluida Dingin	ΔT	
350,150	Suhu Atas	323,15	27	ΔT_2
350,150	Suhu Bawah	303,15	47	ΔT_1

$$LMTD = \frac{27 \text{ K} - 47 \text{ K}}{\ln \left(\frac{27}{47} \right) \text{ K}}$$

$$LMTD = 36.08 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalot

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, halaman 798

Table 12.1. Typical Overall Coefficients—Cont'd

Immersed Coils		
Coil	Pool	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	500–1000
Steam	Light oils	200–300
Steam	Heavy oils	70–150
<i>Agitated</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	800–1500
Steam	Light oils	300–500
Steam	Heavy oils	200–400
Water	Aqueous solutions	400–700
Water	Light oils	200–300
Jacketed Vessels		
Jacket	Vessel	
Steam	Dilute aqueous solutions	500–700
Steam	Light organics	250–500
Water	Dilute aqueous solutions	200–500
Water	Light organics	200–300

Gambar A.7 Koefisien Perpindahan Kalor

Nilai U_d berkisar antara 200 – 500 J/m.s.K

$$\text{Trial } U_d = 500 \text{ j/m}^2\text{sK} = 0,5 \text{ kJ/ m}^2\text{sK}$$

Luas perpindahan kalor yang diperlukan

$$A = \frac{Q_{pp}}{U_d \times LMTD}$$

$$A = \frac{1211,0566 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \text{jam}/3600\text{s}}{0,5 \text{ kJ/ m}^2\text{sK} \times 3,51512 \text{ m}}$$

$$A = 0,01864 \text{ m}^2$$

Luas selimut :

$$A \text{ tersedia} = \pi \times D_t \times H_i$$

$$A \text{ tersedia} = 23,5615 \text{ m}^2$$

Luas selimut tangki yang tersedia > luas perpindahan kalor yang diperlukan, maka system pendingin yang digunakan system jaket.

Perancangan Nozzle :

Diameter pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 3.9qf^{0,45} \times \rho f^{0,13}$$

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (in)

qf : kecepatan colume fluida (ft³/s)

ρf : rapat massa fluida (lb/ft³)

pada suhu : 350,15 K

Tabel A. 7 Komposisi dan rapat massa umpan C₂H₄O

Komponen	kg/jam	ρ [kg / m ³]	m ³ / Jam
C ₂ H ₄ O (EO)	50,52	771,04	0,06552765
H ₂ O (Air)	1.010	978,43	1,032766103
C ₂ H ₆ O ₂ (EG)	0,01	1.073	4,70825E-06
C ₄ H ₁₀ O ₃ (DEG)	0,00	1.075	0
C ₆ H ₁₄ O ₄ (TEG)	0,00	1.084	0
Jumlah	1.061		1,098298462

$$\rho_l = \frac{1061,02 \text{ kg/jam}}{1,098299 \text{ m}^3/\text{jam}} = 966,054 \text{ kg/m}^3$$

$$q_f = 966,054 \text{ kg/m}^3 = 60,308 \text{ lb/ft}^3$$

$$p_f = 1,098299 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,010774 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (0,010774 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (60,308 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} = 0,8651 \text{ in}$$

Pipa standar :

Dipilih dari table 17 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus, Plant design and economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill (1991), Edisi 4, halaman 888

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area for pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
5/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
3/4	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
1	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1 1/4	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/2	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 3/4	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Gambar A. 8 Pipa Standar

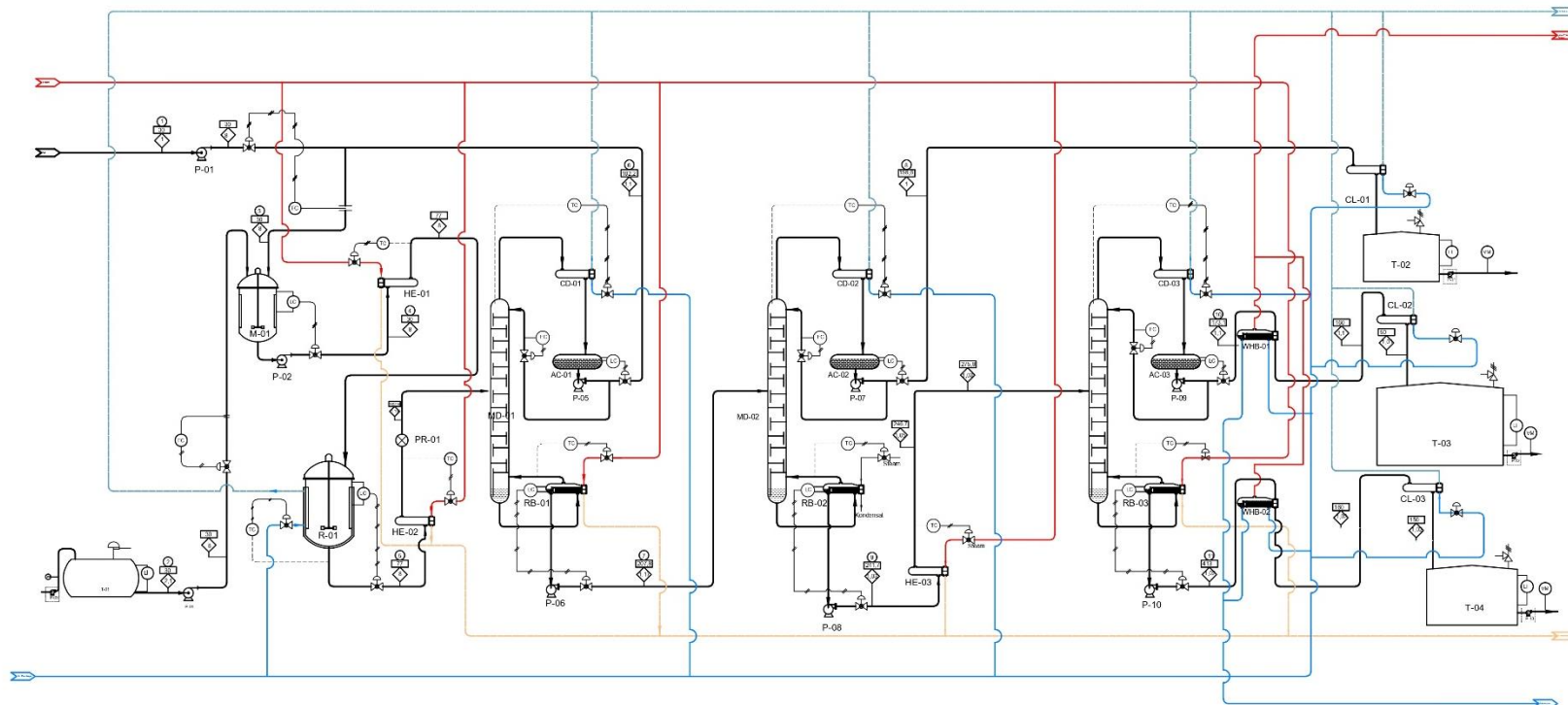
Dipilih : 2 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 1,32 in = 0,03353 m

Diameter dalam, Id = 1,049 in = 0,0266 m

PROCESS FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK DIETHILEN GLIKOL DARI ETHILEN OKSIDA DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS :17. 000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (kg/jam)

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Etilen Oksida		2113,835	111,255	2225,090	111,254	111,254					
Air	444,515	10,622	17720,820	18208,950	17738,550	17720,816	17,739	17,739			
Mono Etilen Glikol			0,314	313,867	0,314	313,554	310,418	3,136	3,136		
Di Etilen Glikol					2144,251		2144,251	5,361	2138,890	2128,196	10,694
Tri Etilen Glikol					126,429		126,429		126,429	15,134	111,295
TOTAL	444,515	2124,457	17832,075	20434,360	20434,360	17832,380	2601,972	333,517	2268,454	2146,465	121,990

Keterangan	
AC	Absorber
AE	Air Cooling
CD	Kolom
CL	Pengendali Tekanan
HE	Pertukar Panas
MT	Meteran Tekanan
P	Pompa
RB	Reaktor
WB	Water Wash Bottle

Pengendali	
HC	Pengendali Panas
LC	Pengendali Level
LI	Pengendali Hidrolik
PC	Pengendali Tekanan
RC	Pengendali Rotasi
TC	Pengendali Suhu
VM	Pengendali Volume

SIMBOL	
	Nomor arus
	Suhu, C
	Tekanan, atm
	Pipa
	Uraian tekan
	Listrik
	Steam
	Air
	Kondensat
	Air Bekas

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROSES HIDROLISIS ETILEN OKSIDA
PADA RANCANGAN PABRIK 17.000 TON/TAHUN DIETILEN GLIKOL
KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
1. IFA RAHMATI
2. SIFITA RAHMANI DEWI

Dosen Pembimbing:
1. IFA RUGIAGAH, S.T., M.Eng., Ph.D.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fitria Nur Penia
No. MHS : 19521136
2. Nama Mahasiswa : Sinta Rahmawati Dewi
No. MHS : 19521128
- Judul Prarancangan *) : Pra Rancangan Pabrik Diethylene Glycol dari Ethylene Oxide Dengan Kapasitas 17.000 Ton/Tahun.
- Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022
Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14 Oktober 22	Perkenalan dan diskusi mengenai judul.	Ifa
2	12 Nov 2022	Diskusi mengenai judul yg dipilih via zoom & Penentuan kapasitas pabrik.	Ifa
3.	15 Nov 2022	Persetujuan luaran tahap 1	Ifa
4.	18 Nov 2022	Konsultasi kapasitas prarancangan pabrik	Ifa
5	14 Des 2022	konsultasi tinjauan proses	Ifa
6.	18 Januari 2023	Persetujuan luaran tahap 2-3	Ifa
7	29 Maret 2023	konsultasi luaran tahap 4-5	Ifa

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 8 Desember 2023

Pembimbing,

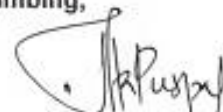


Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fitria Nur Penia
 No. MHS : 19521136
2. Nama Mahasiswa : Sinta Rahmawati Dewi
 No. MHS : 19521128
- Judul Prarancangan *) : *Pro Rancangan Pabrik Dyeing & Etok Larik Etiket Oksida dengan Kapasitas 17.000 Ton/Tahun*
-
-
-
- Mulai Masa Bimbingan : 09 April 2023
 Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7 Januari 2023	Konsultasi Luaran tahap 4-5	<i>[Signature]</i>
2.	18 Juli 2023	Konsultasi tentang Neraca massa flash drum	<i>[Signature]</i>
3.	25 Agustus 2023	Konsultasi mengenai Neraca massa	<i>[Signature]</i>
4.	6 September 2023	Konsultasi mengenai Neraca massa MD	<i>[Signature]</i>
5.	26 September 2023	Konsultasi dan persetujuan Luaran 4-5	<i>[Signature]</i>
6.	18 Oktober 2023	Konsultasi dan persetujuan Luaran tahap 6-8	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, 8 Desember 2023
 Pembimbing,

 Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

- *) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fitria Nur Penia

No. MHS : 19521136

2. Nama Mahasiswa : Sinta Rahmawati Dewi

No. MHS : 19521128

Judul Prarancangan *) : Pra rancangan pabrik Dietilen Glikol dari Etilen
oksida dengan kapasitas 17.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : 10/10/2023

Batas Akhir Bimbingan : 4/7/2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	27/10/23	Bimbingan dan persetujuan Luaran 9-10	.. Ifa Puspasari
2	20/11/23	Bimbingan dan persetujuan Luaran 11-14	.. Ifa Puspasari
3	8/12/23	Bimbingan revisi PFD dan konsultasi Luaran 15	.. Ifa Puspasari
4	27/12/23	Pengerahan naskah stripi / persetujuan	.. Ifa Puspasari

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 27 Desember 2023

Pembimbing,



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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