

**PRA RANCANGAN PABRIK PROPILLEN GLIKOL DARI GLISEROL DAN
HIDROGEN MENGGUNAKN PROSES HIDROGENOLISIS KAPASITAS 168.000
TON/TAHUN**



TUGAS AKHIR

Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar Skripsi
Pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro

Disusun Oleh:

Tarissya Putri Ernanto

NIM. 40040121650095

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2025

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA-RANCANGAN PABRIK PROPILLEN GLIKOL BERBASIS GLISEROL
MENGUNAKAN PROSES HIDROGENOLISIS KAPASITAS 168.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Terapan Teknik**

Disusun Oleh

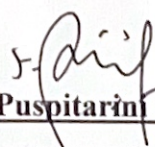
Tarissya Putri Ernanto

NIM. 40040121650095

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 14 Agustus 2025

Dosen pembimbing,


Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D.
NIP. H.7.198803152018072001



KEMENTERIAN PENDIDIKAN TINGGI, SAINS,
DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Gubernur Mochtar
Kampus Universitas Diponegoro
Tembalang Semarang Kode Pos 50275
Telepon/Faksimile (024) 7471379
Laman: vokasi@liveundip.ac.id

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul Laporan TA : Pra-Rancangan Pabrik Propilen Glikol Berbasis Gliserol
Menggunakan Proses Proses Hidrogenolisis Dengan Kapasitas
168.000 Ton/Tahun.

Identitas Penulis:

N a m a : Tarissya Putri Ernanto
N I M : 40040121650095
Fakultas/Prodi : Sekolah Vokasi/S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Laporan Tugas Akhir ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Rabu

Tanggal : 24 September 2025

Semarang, 29 September 2025

Mengetahui,
Tim Penguji

Penguji I,

Mohamad Endy Julianto S.T., M.T.
NIP. 197107311999031001

Penguji II,

Sri Risdhiyanti Nuswantari S.Tr.T., M.T.
NIP. 199711102024061002

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Tarissya Putri Ernanto
NIM : 40040121650095
Judul Skripsi : Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol dan Hidrogen
Menggunakan Proses Hidrogenolisis Kapasitas 168.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi / S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya Tarissya Putri Ernanto dan partner saya, Laela Nur' Aini didampingi dosen pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam tugas akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan dari siapapun.

Semarang, 1 September 2025



Tarissya Putri Ernanto
NIM. 40040121650095

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat selama ini sehingga penyusun dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir (skripsi) dengan baik yang dibuat dan diajukan sebagai salah satu syarat penyelesaian perkuliahan di Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro, Semarang. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan skripsi ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak, maka dengan hati yang tulus dan ikhlas penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi S.Tr-Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang telah memberikan kesempatan untuk melaksanakan kegiatan skripsi.
2. Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Skripsi yang telah membimbing, mengarahkan, mendukung secara material dan moral selama proses pengajuan judul hingga penyusunan laporan Skripsi sehingga laporan ini dapat terselesaikan dengan baik.
3. Mamah dan Ayah selaku orang tua penulis yang selalu mendoakan penulis, memberikan dukungan, serta sponsor untuk penulis sehingga penulis bisa ada ditahap ini.
4. Seluruh dosen, tenaga pendidik, dan segenap staff administrasi Program Studi S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang telah banyak membantu selama menjalani perkuliahan.
5. Laela Nur' Aini sebagai partner yang bisa diajak kerja sama dan selalu memberikan dukungan satu sama lain, sehingga bisa terbentuknya laporan tugas akhir ini.
6. 1M (Nadyn, Alifa, dan Nuha), Mba Er dan Eca, serta Biro Jodoh (Saep, Audy, dan Rian) yang selalu menerima sambutan dari penulis, selalu member dukungan, dan mau direpotkan setiap hari.
7. Teman-teman TRKI angkatan 2021 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu yang telah membantu dalam proses penyusunan tugas akhir ini.
8. Terakhir, Tarissya Putri Ernanto selaku penulis, yang sudah mau bertahan sampai detik ini, u did well! Terimakasih ya, sudah mau bersabar dan bertahan!

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna. Penyusun berharap semoga Laporan Skripsi ini dapat bermanfaat bagi setiap pembaca dan semua pihak.

Semarang, 15 Januari 2025

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	1
KATA PENGANTAR	3
DAFTAR ISI	5
DAFTAR TABEL	7
DAFTAR GAMBAR	9
INTISARI	10
BAB I PENDAHULUAN	11
1.1. Latar Belakang	11
1.2. Kapasitas Rancangan.....	11
1.3. Penentuan Lokasi Pabrik.....	15
1.4. Tinjauan Proses	22
1.5. Macam-Macam Proses Produksi Propilen Glikol dari Gliserol	23
1.6. Pemilihan Proses Produksi Propilen Glikol dari Gliserol	24
1.7. Kegunaan Produk	25
BAB II DESKRIPSI PROSES	27
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	27
2.2. Konsep Dasar	29
2.3. Langkah Proses	36
2.5. Neraca Massa dan Panas	39
2.6. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan.....	51
BAB III PERANCANGAN ALAT PROSES	56
3.1. Unit Penyimpanan	56
3.2. Unit Pemindahan.....	59
3.3. Unit Pencampuran	60
3.4. Unit Penukar Panas	61
3.5. Unit Reaktor Kimia	63
3.6. Unit Pemisahan	65
BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES	69
4.1 Unit Pengolahan dan Penyediaan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	69
4.2 Unit Penyediaan Listrik.....	81
4.3 Unit Pengadaan <i>Steam</i> (Reboiler)	86
4.4. Unit Pengadaan Udara Bertekanan	87
4.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	88
4.6. Unit Pengolahan Limbah.....	90
4.7. Laboratorium.....	92
BAB V MANAGEMENT PERUSAHAAN	95
5.1. Bentuk Perusahaan	95
5.2. Struktur Organisasi.....	96
5.3. Tugas dan Wewenang	97
5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan	101
5.5. Jumlah Karyawan dan Sistem Upah	103
5.6. Jaminan Sosial Tenaga Kerja	108
5.7. Manajemen Produksi.....	109
5.8. Keselamatan dan Kesehatan Kerja.....	111

BAB VI TROUBLESHOOTING	114
6.1 Unit Penyimpanan	114
6.2 Unit Pemindahan	116
6.3 Unit Pencampuran	119
6.4 Unit Penukar Panas	120
6.5 Unit Reaksi	122
6.6 Unit Pemisahan	124
6.7 Unit Penyerapan	126
BAB VII ANALISA EKONOMI	128
7.1 Perkiraan Harga Peralatan	128
7.2 Dasar Perhitungan	132
7.3 Perhitungan Biaya	133
7.4. Analisa Kelayakan.....	136
7.5. Perhitungan Ekonomi.....	139
DAFTAR PUSTAKA.....	147
LAMPIRAN A NERACA MASSA	149
LAMPIRAN B NERACA PANAS	157
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN PROSES	180
LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI	222

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Pabrik Produksi Gliserol	12
Tabel 1. 2 Data Impor Ekspor Propilen Glikol di Indonesia dan Pertumbuhannya	12
Tabel 1. 3 Kapasitas Komersial Pabrik yang Sudah Berdiri.....	15
Tabel 1. 4 Perbandingan Lokasi Pabrik	18
Tabel 1. 5 Perbandingan Proses Pembentukan Propilen Glikol	25
Tabel 2. 1 Tahapan Reaksi Hidrogenolisis Gliserol	31
Tabel 2. 2 Parameter Model Kinetika Reaksi Hidrogenolisis Gliserol.....	32
Tabel 2. 3 Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen	32
Tabel 2. 4 Neraca Massa Mixer	40
Tabel 2. 5 Neraca Massa Ion Exchanger	40
Tabel 2. 6 Neraca Massa Reaktor Dehidrasi.....	40
Tabel 2. 7 Neraca Massa Distilasi 1	41
Tabel 2. 8 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi.....	41
Tabel 2. 9 Neraca Massa Cyclone.....	42
Tabel 2. 10 Neraca Massa Separator.....	42
Tabel 2. 11 Neraca Massa Distilasi 2.....	43
Tabel 2. 12 Neraca Massa Total	44
Tabel 2. 13 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01).....	45
Tabel 2. 14 Neraca Panas Reaktor Dehidrasi (R-01).....	45
Tabel 2. 15 Neraca Panas Furnace 1 (F-01).....	46
Tabel 2. 16 Neraca Panas Cooler (C-01)	46
Tabel 2. 17 Neraca Panas Kolom Distilasi 1 (D-01)	46
Tabel 2. 18 Neraca Panas Heat Exchanger 2 (HE-02).....	47
Tabel 2. 19 Neraca Panas Reaktor Hidrogenasi (R-02).....	47
Tabel 2. 20 Neraca Panas Furnace 2 (F-02).....	47
Tabel 2. 21 Neraca Panas Condensor 2 (CD-02).....	48
Tabel 2. 22 Neraca Panas Heat Exchanger 3 (HE-03).....	48
Tabel 2. 23 Neraca Panas Kolom Distilasi 2 (D-02)	48
Tabel 2. 24 Neraca Panas Cooler 2 (C-02)	49
Tabel 2. 25 Neraca Panas Total	49
Tabel 2. 26 Keterangan Lay Out Pabrik	53
Tabel 2. 27 Keterangan Lay Out Peralatan Proses pada Pabrik	55
Tabel 3. 1 Ringkasan Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	57
Tabel 3. 2 Ringkasan Spesifikasi Pompa	59
Tabel 3. 3 Ringkasan Spesifikasi Mixer	60
Tabel 3. 4 Ringkasan Heat Exchanger	61
Tabel 3. 5 Ringkasan Spesifikasi Reaktor	64
Tabel 3. 6 Ringkasan Kolom Distilasi	66
Tabel 4. 1 Syarat Air Pendingin.....	70
Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Pendingin pada Proses	71
Tabel 4. 3 Syarat Air Umpan Boiler	72
Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Sebagai Steam pada Proses	73
Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Proses	74
Tabel 4. 6 Kebutuhan Air Total	75

Tabel 4. 7 Spesifikasi Air Desalinasi	77
Tabel 4. 8 Kebutuhan Listrik Proses	82
Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Utilitas	83
Tabel 4. 10 Kebutuhan Listrik Penerangan Outdoor	84
Tabel 4. 11 Kebutuhan Listrik Penerangan Indoor	84
Tabel 4. 12 Kebutuhan Listrik AC	85
Tabel 4. 13 Kebutuhan Listrik Total	86
Tabel 4. 14 Parameter Uji Program Laboratorium	93
Tabel 5. 1 Rincian Jadwal Shift Karyawan	102
Tabel 5. 2 Perincian Jumlah Karyawan Proses	104
Tabel 5. 3 Perincian Jumlah Karyawan Proses	106
Tabel 5. 4 Pembagian Gaji	107
Tabel 6. 1 Analisa Hazard and Operability pada Unit Penyimpanan	114
Tabel 6. 2 Analisa Hazard and Operability pada Unit Pemindahan.	116
Tabel 6. 3 Analisa Hazard and Operability pada Unit Pencampuran	119
Tabel 6. 4 Analisa Hazard and Operability pada Unit Penukar Panas	120
Tabel 6. 5 Analisa Hazard and Operability pada Unit Reaksi.	122
Tabel 6. 6 Analisa Hazard and Operability pada Unit Pemisahan	124
Tabel 6. 7 Analisa Hazard and Operability pada Unit Penyerapan	126
Tabel 7. 1 Indeks CEP Tahun 2002-2024	129
Tabel 7. 2 Harga Peralatan Dalam Negeri	131
Tabel 7. 3 Harga Peralatan Impor	131
Tabel 7. 4 Physical Plant Cost (PPC)	139
Tabel 7. 5 Indirect Plant Cost (IPC)	139
Tabel 7. 6 Fixed Capital Investment (FCI)	140
Tabel 7. 7 Working Capital Investment (WCI)	140
Tabel 7. 8 Raw Material Expenses	141
Tabel 7. 9 Direct Manufacturing Cost (DMC)	142
Tabel 7. 10 Indirect Manufacturing Cost	142
Tabel 7. 11 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	142
Tabel 7. 12 Total Manufacturing Cost (MC)	142
Tabel 7. 13 Administration Cost	143
Tabel 7. 14 General Expenses	143
Tabel 7. 15 Total Biaya Produksi (Production Cost)	143

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Nilai Impor Propilen Glikol di Indonesia	13
Gambar 1. 2 Peta Lokasi Pabrik Propilen Glikol.....	17
Gambar 1. 3 Proses Dehidrasi-Hidrogenisasi Pembentukan Propilen Glikol.....	23
Gambar 1. 4 Proses Esterifikasi-Hidrogenasi Pembentukan Propilen Glikol.....	24
Gambar 1. 5 Proses Dehidrogenasi-Dehidrasi-Hidrogenasi Pembentukan Propilen Glikol (Gatti et al., 2023)	24
Gambar 2. 1 Diagram Alir Neraca Massa.....	39
Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Panas.....	45
Gambar 2. 3 Lay Out Pabrik	52
Gambar 2. 4 Lay Out Peralatan Proses pada Pabrik	54
Gambar 3. 1 Tangki Penyimpanan.....	56
Gambar 3. 2 Pompa.....	59
Gambar 3. 3 Mixer	60
Gambar 3. 4 Heat Exchanger	61
Gambar 3. 5 Reaktor Fluidized bed	63
Gambar 3. 6 Kolom Distilasi	65
Gambar 4. 1 Blok Diagram Pengolahan Air Laut.....	75
Gambar 5. 1 Struktur Organisasi	96
Gambar 5. 2 Process Labour Requiremens.....	104
Gambar 7. 1 Perkiraan Harga Peralatan.....	130
Gambar 7. 2 Grafik Analisa Ekonomi	145

INTISARI

Propilen glikol (1,2-propanediol) merupakan senyawa penting dengan berbagai aplikasi di industri kosmetik, farmasi, pangan, dan kimia. Saat ini kebutuhan propilen glikol di Indonesia sepenuhnya dipenuhi melalui impor, sehingga pendirian pabrik domestik menjadi langkah strategis untuk mengurangi ketergantungan dan meningkatkan nilai tambah produk samping biodiesel, yaitu gliserol. Pra rancangan ini merencanakan pabrik propilen glikol kapasitas 168.000 ton per tahun, beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari per tahun, berlokasi di Kawasan Industri Dumai. Proses yang digunakan adalah hidrogenolisis gliserol melalui dua tahap reaksi, yaitu dehidrasi menjadi asetol menggunakan katalis H_2SO_4 , diikuti hidrogenasi menjadi propilen glikol dengan katalis Ru/C dalam reaktor fluidized bed. Bahan baku utama adalah gliserol. Utilitas yang dibutuhkan meliputi unit pengolahan dan penyediaan air, unit pembangkit listrik, unit pembangkit uap, unit penyediaan udara instrumen, unit laboratorium, unit pengolahan limbah. Analisis kelayakan ekonomi menunjukkan ROI 40%, POT 2,72 tahun, BEP 47%, dan SDP 46%. Berdasarkan hasil tersebut, pendirian pabrik propilen glikol ini layak direalisasikan secara teknis dan ekonomis.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri terkhususnya di Indonesia mengalami peningkatan pada industri produk kimia, industri makanan, industri kosmetik, farmasi, dan industri energi yang terbarukan. Saat ini energi yang terbarukan salah satunya yaitu biodiesel, dimana suatu bahan bakar alternatif dari hasil melalui transesterifikasi alkohol dan minyak nabati maupun lemak hewani. Terdapat produk samping biodiesel dari reaksi transesterifikasi adalah gliserol yang mengandung senyawa alkohol dengan gugus hidroksil atau 1,2,3,-propanetriol. Seiring dengan meningkatnya produksi biodiesel akan terjadinya kelebihan produk samping gliserol yang dapat menyebabkan penurunan harga pasar dari gliserol. Maka dari itu, gliserol dapat dijadikan sebagai bahan aditif di industri makanan, kosmetik, maupun farmasi. Salah satunya yaitu pembuatan propilen glikol yang diharapkan dapat menghasilkan produk dengan nilai tambah yang lebih tinggi.

Propilen glikol (1,2-propanediol) merupakan bahan berbentuk cairan jernih, tidak berwarna, mempunyai sedikit bau, tekanan uap yang rendah, dan rasa pahit manis. Propilen glikol termasuk salah satu bahan kimia yang digunakan untuk bahan baku maupun bahan pembantu dalam beberapa industri. Dimana penggunaannya sebagai pelarut dalam industri farmasi, pelembut dalam industri kosmetik, menjadi katalis pada proses penyederhanaan persenyawaan sitrus dan emulsi perasa lainnya, serta dapat menghilangkan *excess air* sebagai absorber. Adapun kegunaan lain dari propilen glikol yaitu digunakan untuk pendingin automobile dan truck bermesin diesel (Idzati et al., 2020).

Menurut berita (CCNIndonesia, 2022) untuk kebutuhan propilen glikol di Indonesia masih impor dari negara China, India, dan Vietnam. Tetapi, untuk saat ini Indonesia belum ada pabrik yang menghasilkan propilen glikol untuk kebutuhan dalam negeri.

1.2. Kapasitas Rancangan

Untuk menentukan kapasitas produksi yang layak, terdapat beberapa faktor yaitu:

- a. Mengurangi kebutuhan impor sehingga, dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri.
- b. Bahan baku tersedia di dalam negeri.
- c. Kapasitas komersial pabrik dapat dilakukannya ekspor.

1.2.1. Kebutuhan Propilen Glikol di Indonesia

Indonesia mengalami peningkatan dalam kebutuhan propilen glikol. Tetapi, kurang tersedianya pabrik yang menghasilkan propilen glikol di dalam negeri.

Mendapatkan propilen glikol masih dilakukannya dengan impor dari negara China, Jepang, Korea, India, dan Inggris.

1.2.2. Aspek Bahan Baku

Dalam pembuatan pabrik propilen glikol terdapat bahan baku yang digunakan adalah gliserol. Gliserol merupakan produk samping dari industri biodiesel, dimana saat ini Indonesia memiliki industri tersebut yang menghasilkan gliserol. Dapat dilihat pada Tabel 1.1. pabrik produksi gliserol di Indonesia.

Tabel 1. 1 Pabrik Produksi Gliserol (Idzati et al., 2020)

Nama	Daerah	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Alpha Global Cynergy	Banten	952,4
PT. Indo Biofuel Energy	Cilegon	5473,5
PT. Darmex Biofuel	Bekasi	22806
PT. Sumi Asih	Bekasi	9122,6
PT. Energi Baharu Lestari	Gresik	9122,6
PT. Wilmar Nabati Indonesia	Gresik	132183,9
PT. Batara Elok Semesta Terpadu	Gresik	22806
PT. Anugrrahinti Gemanusa	Gresik	12771,4
PT. Sinarmas Bio Energy	Kalimantan	34961,9
Total		250200,4

1.2.3. Perkiraan Kebutuhan Propilen Glikol

Kebutuhan propilen glikol di Indonesia terus meningkat seiring waktu. Pada saat ini, kebutuhan tersebut dipenuhi melalui impor dari negara China, Jepang, Korea, India, dan Inggris. Ketergantungan pada impor terjadi karena belum tersedianya pabrik propilen glikol di Indonesia yang mampu memenuhi permintaan domestik.

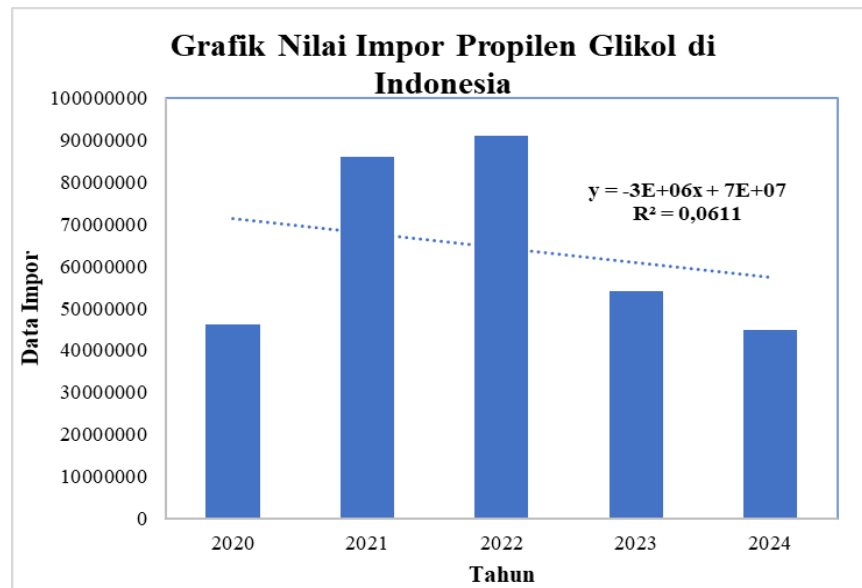
Menurut Badan Pusat Statistik (2024), perkembangan aktivitas ekspor-impor propilen glikol di Indonesia selama periode 2020–2024 dapat dilihat dalam Tabel 1.2. data impor dan ekspor Propilen Glikol di Indonesia dan pertumbuhannya :

Tabel 1. 2 Data Impor Ekspor Propilen Glikol di Indonesia dan Pertumbuhannya

Tahun	Impor
2020	46.264.803
2021	86.085.724
2022	90.943.045
2023	54.106.896
2024	44.799.141

Dari data Tabel 1.2. didapatkan persamaan regresi linier: $y = mc + c$. Pada persamaan tersebut dapat dilihat pada Gambar 1 grafik nilai impor propilen glikol

di Indonesia. Dengan keterangan : y = Jumlah Kebutuhan propilen glikol dalam ton/tahun; x = Tahun ke-n.



Gambar 1. 1 Grafik Nilai Impor Propilen Glikol di Indonesia

Pada gambar 1.1. grafik nilai impor propilen glikol di Indonesia, diperoleh hasil nilai R^2 pada data impor propilen glikol kurang dari 0,9 yang menunjukkan bahwa metode regresi linier tidak cocok untuk memprediksi kapasitas pabrik yang akan didirikan. Oleh karena itu, metode yang akan digunakan untuk memperkirakan data pembangunan pabrik propilen glikol pada tahun 2028 adalah metode *discounted*. Metode ini memungkinkan untuk perhitungan yang lebih akurat dengan mempertimbangkan faktor waktu dan nilai investasi terkait proyek pembangunan pabrik.

1.2.4. Perhitungan Kapasitas Produksi

Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik propilen glikol, perhitungan dilakukan menggunakan metode *discounted*. Metode ini didasarkan pada data impor dan ekspor untuk mengidentifikasi tingkat pertumbuhan rata-rata konsumsi propilen glikol setiap tahun.

Perhitungan prediksi impor dan ekspor propilen glikol pada tahun 2030 menggunakan rumus tertentu yang memanfaatkan data historis. Rumus ini memperhitungkan tingkat pertumbuhan tahunan berdasarkan pola data sebelumnya untuk memberikan proyeksi yang akurat. Langkah ini bertujuan untuk merencanakan kapasitas pabrik agar mampu memenuhi kebutuhan pasar di masa depan secara optimal. Dari data diatas, dapat dihitung perkiraan impor dan ekspor propilen glikol pada tahun 2028 adalah menggunakan rumus sebagai berikut :

$$M = P X (1 + i)^n$$

Keterangan :

M = Jumlah produk pada akhir tahun

P = Jumlah produk pada tahun 2024

I = Pertumbuhan rata-rata impor per tahun

n = Selisih tahun yang diperhitungkan (5 tahun)

Perhitungan kapasitas produksi pabrik propilen glikol sebagai berikut :

1. Perhitungan perkiraan nilai impor pada tahun 2030

$$M_{2030} = P X (1 + i)^n$$

$$M_{2030} = 44799141 \times (1 + 0,085017495)^5$$

$$M_{2030} = 67.367.959 \text{ Ton/Tahun}$$

Kapasitas produksi pabrik baru pada tahun 2028 :

$$= 0,25\% \times 67367959 \text{ Ton/Tahun}$$

$$= 168.419,9 \text{ Ton/Tahun} \approx 168.000 \text{ Ton/Tahun}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, pabrik propilen glikol direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2030 dengan kapasitas produksi sebesar 0,25% dari kebutuhan total di Indonesia. Kapasitas produksi sebesar 168.000 ton per tahun dipilih dengan pertimbangan berikut:

- a. Berkontribusi dalam memenuhi kebutuhan propilen glikol domestik, yang diperkirakan mencapai 168.000 ton per tahun pada tahun 2030 dan terus meningkat setiap tahun.
- b. Mengurangi ketergantungan terhadap impor, sehingga kebutuhan propilen glikol tidak lagi bergantung pada pasokan dari negara lain.
- c. Menawarkan keuntungan ekonomi karena kapasitas yang dirancang melampaui kapasitas minimum pabrik-pabrik yang sudah ada.

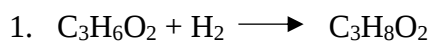
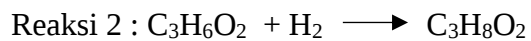
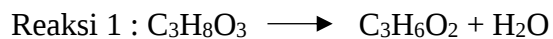
1.2.5. Kapasitas Komersial Pabrik yang Sudah Berdiri

Tabel 1. 3 Kapasitas Komersial Pabrik yang Sudah Berdiri (United Nations, 2025)

No	Nama Industri	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Lyondellbasel	Belanda	410.000
2.	Arco Chemical Company	Amerika Serikat	375.000
3.	Dow Chemical	Amerika Serikat	250.000
4.	Dow Chemical	Thailand	150.000
5.	Archer Daniels Miland Company	Amerika Serikat	100.000
6.	Nihon Oxirane	Jepang	90.000
7.	Arow Chemical Group	China	80.000
8.	Qingdao Shida Chemical	China	80.000
9.	Eastmen Chemical	Amerika Serikat	72.000
10.	Hunstman Corporation	Amerika Serikat	66.000
11.	SKC Chemical	Korea	65.000
12.	Haike Chemicall	China	60.000
13.	Asagi Glass	Jepang	42.000
14.	Manali Petrochemical	India	20.000

1.2.6. Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan propilen glikol bahan bakunya adalah gliserol dan air. Dengan kapasitas 168.000 Ton/Tahun, maka kebutuhan bahan baku ditentukan menggunakan perhitungan stokiometri :



Berikut adalah perhitungan kebutuhan $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$ dan H_2 . Menurut (Victor & Candido, 2013) secara teoritis konversi acetol menjadi propilen glikol adalah sebesar 95%.

$$\text{Mol propilen glikol} = \frac{168.000}{76}$$

$$\text{Mol propilen glikol} = 2.210,5263$$

	$C_3H_6O_2$	$+ H_2$	$C_3H_8O_2$
Mula-mula	2.326,8697	2.210,5263	-
Reaksi	2.210,5263	2.210,5263	2.210,5263
Sisa	116,3434	0,00	2.210,5263

- Kebutuhan $C_3H_6O_2$ = $2326,8697 \text{ ton mol} \times 74 \text{ gr/mol}$
= $172.188,358 \text{ ton/tahun}$
- $C_3H_6O_2$ bereaksi = $2326,8697 \text{ ton mol} \times 74 \text{ gr/mol}$
= $172.188,358 \text{ ton/tahun}$
- Sisa Reaktan $C_3H_6O_2$ = $116,3434 \text{ ton mol} \times 76 \text{ gr/mol}$
= $8.842,0984 \text{ ton/tahun}$
- Kebutuhan H_2 = $2.210,1053 \text{ ton mol} \times 2 \text{ gr/mol}$
= $4.420,2106 \text{ ton/tahun}$
- Produk $C_3H_8O_2$ = $2.210,1053 \text{ ton mol} \times 76 \text{ gr/mol}$
= $168.000 \text{ ton/tahun}$



Berikut merupakan perhitungan kebutuhan $C_3H_8O_3$ dan H_2O . Menurut (Victor & Candido, 2013) secara teoritis konversi acetol menjadi propilen glikol sebesar 70%.

Kebutuhan $C_3H_6O_2$ = $172.188,358 \text{ ton/tahun}$

$$\text{Mol } C_3H_6O_2 = \frac{172.188,358}{74} \text{ ton mol/tahun}$$

$$= 2.326,8697 \text{ ton mol/tahun}$$

	$C_3H_8O_3$	$\longrightarrow C_3H_6O_2$	$+ H_2O$
Mula-mula	3.324,0831	-	-
Reaksi	2.326,8697	2.326,8697	2.326,8697
Sisa	997,2298	2.326,869	2.326,869

- Kebutuhan $C_3H_8O_3$ = $3.324,0831 \text{ ton mol} \times 92 \text{ gr/mol}$
= $305.815,645 \text{ ton/tahun}$
- $C_3H_8O_3$ bereaksi = $2.326,8697 \text{ ton mol} \times 92 \text{ gr/mol}$
= $214.072,012 \text{ ton/tahun}$
- Sisa Reaktan $C_3H_8O_3$ = $997,2298 \text{ ton mol} \times 92 \text{ gr/mol}$
= $91.745,1416 \text{ ton/tahun}$
- Produk $C_3H_6O_2$ = $2.326,869 \text{ ton mol} \times 74 \text{ gr/mol}$
= $172.188,306 \text{ ton/tahun}$

- Produk H_2O $= 2.326,869 \text{ ton mol} \times 18 \text{ gr/mol}$
 $= 41.883,642 \text{ ton/tahun}$

1.3. Penentuan Lokasi Pabrik



Gambar 1. 2 Peta Lokasi Pabrik Propilen Glikol

Penentuan lokasi pabrik menjadi aspek krusial dalam proses perancangan industri. Lokasi yang strategis akan berpengaruh terhadap daya saing serta keberlangsungan operasional pabrik. Pemilihan lokasi yang optimal dapat memberikan manfaat signifikan, baik dari sisi teknis maupun ekonomi. Beberapa kota yang dipertimbangkan sebagai lokasi potensial untuk pendirian pabrik propilen glikol adalah Gresik dan Dumai. Berikut adalah tabel perbandingan lokasi yang telah dianalisis.

Tabel 1. 4 Perbandingan Lokasi Pabrik

Parameter	Lokasi	
	Kawasan Industri Gresik	Kawasan Industri Dumai
Fasilitas Transportasi	Dekat dengan Pelabuhan Tanjung Perak di Surabaya, salah satu pelabuhan tersibuk di Indonesia, yang memudahkan distribusi produk baik di dalam negeri maupun untuk ekspor.	Dumai memiliki pelabuhan internasional yang khusus menangani produk petrokimia dan bahan industri, sehingga sangat mendukung kegiatan ekspor. Dumai berperan strategis sebagai pintu gerbang untuk ekspor ke negara-negara tetangga (misalnya Singapura dan Malaysia).
Fasilitas Utilitas	Kawasan industri di Gresik umumnya telah memiliki infrastruktur utilitas yang mapan, didukung oleh jaringan listrik, pasokan air yang stabil, dan akses gas industri.	Kawasan industri di Dumai umumnya telah memiliki infrastruktur utilitas yang mapan, didukung oleh jaringan listrik, pasokan air yang stabil, dan akses gas industri.
Bahan Baku	Bahan baku tersedia, gliserol diperoleh dari PT. Wilmar Nabati Indonesia di Gresik sedangkan hidrogen diperoleh dari PT. Samator Gresik yang berlokasi di kawasan industri gresik (KIG).	Bahan baku tersedia, gliserol diperoleh dari PT. Wilmar Bioenergi Indonesia dan PT. Wilmar Nabati Indonesia sedangkan hidrogen diperoleh dari PT. Pertamina RU II (Dumai)

Daerah Pemasaran	Propilen glikol yang diproduksi memiliki beragam aplikasi, terutama sebagai bahan baku dalam industri kosmetik dan farmasi. Contohnya, PT. Paragon Technology and Innovation di Surabaya mememanfaatkannya dalam produk kosmetik, sementara PT. Kimia Farma di Kawasan Industri Gresik menggunakannya dalam sektor farmasi. Dari segi distribusi, produk ini dapat dikirim ke pasar internasional melalui Pelabuhan Manyar, yang memiliki akses global. Sebaliknya, Pelabuhan Dumai, yang memiliki Tanjung Perak saat ini belum melayani pelayaran internasional.	Propilen glikol yang dihasilkan memiliki berbagai kegunaan, terutama sebagai bahan baku dalam industri kosmetik dan farmasi. Misalnya, PT. Maklon Kosmetik Riau menggunakannya dalam produk kosmetik, sedangkan PT. Kalbe Farma Dumai dan PT. Kimia Farma Dumai mememanfaatkannya dalam sektor farmasi. Dari segi distribusi, produk ini dapat dikirim ke pasar internasional melalui Pelabuhan Internasional Dumai, yang memiliki akses ke mancanegara.
Peraturan Pemerintah	Regulasi sudah diatur dalam peraturan daerah. Mendukung dan menguntungkan.	Regulasi sudah diatur dalam peraturan daerah. Mendukung dan menguntungkan.

Untuk menentukan lokasi pabrik, maka perlu diketahui beberapa hal seperti sifat proses produksi sodium methyllate, salah satunya yaitu menentukan apakah pabrik termasuk dalam kategori *weight loss* atau *weight gain*.

- *Weight loss*

Pabrik jenis *weight loss* adalah pabrik yang menghasilkan produk dengan bobot lebih ringan dibandingkan bahan bakunya. Oleh karena itu, lokasi pabrik sebaiknya berada dekat dengan sumber bahan baku guna mengurangi biaya transportasi. Dalam skripsi ini, bahan baku yang digunakan, yaitu gliserol dan hidrogen, memiliki bobot molekul masing-masing 92,09 g/mol dan 2 g/mol, yang lebih besar dibandingkan produk akhir berupa propilen glikol dengan bobot molekul 76 g/mol.

- *Weight Gain*

Pabrik jenis *weight gain* merupakan kebalikan dari konsep *weight loss*, di mana produk yang dihasilkan memiliki bobot lebih besar dibandingkan dengan bahan bakunya. Oleh karena itu, pabrik dengan jenis ini umumnya ditempatkan di dekat pasar industri atau konsumen untuk mengurangi biaya operasional, terutama dalam hal distribusi dan transportasi produk akhir.

1.3.1. Faktor Primer

a. Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi salah satu faktor utama dalam menentukan lokasi pabrik. Gliserol, yang merupakan bahan baku utama dalam produksi propilen glikol, tersedia di dalam negeri. Oleh karena itu, lokasi pabrik sebaiknya berada dekat dengan sumber bahan baku untuk menekan biaya transportasi. Bahan baku gliserol untuk pabrik propilen glikol diperoleh dari PT. Wilmar Bioenergi Indonesia dan PT. Wilmar Nabati Indonesia yang berlokasi di Dumai, Riau, sedangkan hidrogen dipasok oleh PT. Pertamina RU II Dumai yang juga berada di wilayah yang sama.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pemasaran memiliki peran penting dalam menentukan minat konsumen serta efisiensi biaya transportasi produk. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan pasar menjadi faktor strategis agar konsumen dapat lebih mudah mengakses produk. Selain itu, kedekatan pabrik dengan industri yang menggunakan propilen glikol sebagai bahan baku, seperti PT. Maklon Kosmetik Riau, PT. Kalbe Farma Dumai, dan PT. Kimia Farma Dumai, turut mendukung efisiensi distribusi. Selain diaplikasikan dalam industri tersebut, propilen glikol juga digunakan dalam pembuatan poliester resin, cat, dan

deterjen. Selain itu, keberadaan Pelabuhan Internasional Dumai mendukung kelancaran ekspor produk ke pasar global.

c. Tenaga Kerja

Penentuan lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan ketersediaan serta kemudahan dalam memperoleh tenaga kerja. Kebutuhan tenaga kerja untuk pabrik propilen glikol dapat dipenuhi oleh penduduk lokal di Kota Dumai serta melalui proses open recruitment. Dengan jumlah penduduk mencapai 270.203.917 jiwa, Kota Dumai memiliki potensi sumber daya manusia yang cukup besar untuk mendukung operasional pabrik

d. Fasilitas Transportasi

Keberhasilan suatu pabrik kimia sangat bergantung pada ketersediaan sarana transportasi yang memadai. Salah satu faktor utama adalah akses jalan yang luas dan nyaman untuk mendukung distribusi bahan baku serta produk. Kawasan Industri Dumai memiliki jalan dengan lebar 2,7 meter, sehingga dapat dilalui oleh berbagai jenis kendaraan darat guna menunjang kelancaran logistik. Selain itu, pemasaran produk propilen glikol, baik untuk pasar domestik maupun internasional, dapat dilakukan melalui Pelabuhan Internasional Dumai, yang berperan penting dalam mendukung ekspor ke mancanegara.

e. Kebutuhan Utilitas

Sarana utilitas yang memadai sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi dalam suatu pabrik. Utilitas utama yang dibutuhkan meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik. Oleh karena itu, lokasi pabrik harus memiliki akses yang mudah dijangkau guna mempermudah distribusi bahan baku serta pengiriman produk. Kawasan Industri Dumai mendukung kebutuhan industri dengan suplai air baku sebesar 900 m³/jam serta fasilitas pengolahan air limbah berkapasitas 300 m³/jam. Selain itu, kawasan ini juga mendapatkan pasokan gas bumi dari Perusahaan Gas Nasional (PGN) dengan kapasitas 145.000 MMBUTD, yang berperan penting dalam menunjang operasional pabrik.

1.3.2. Faktor Spesifik

a. Kebijakan Pemerintah

Kebijakan yang dikeluarkan oleh pemerintah daerah berperan penting dalam mendukung kelangsungan operasional suatu pabrik. Kota Dumai telah ditetapkan sebagai kawasan industri oleh pemerintah, sehingga memiliki

regulasi yang mendukung pengembangan sektor industri. Selain itu, adanya akses dan fasilitas yang diberikan oleh pemerintah daerah kepada investor dan pelaku industri memberikan keuntungan signifikan dalam mendirikan serta mengoperasikan pabrik secara efisien.

b. Kondisi Tanah dan Daerah

Karakteristik lokasi mencakup faktor-faktor seperti iklim, musim, potensi gempa, dan perubahan cuaca yang dapat memengaruhi operasional pabrik. Kota Dumai, Riau, memiliki iklim tropis basah dengan suhu udara rata-rata berkisar antara 25–35°C. Berdasarkan data curah hujan dari tahun 1987 hingga 2006, periode hujan tertinggi terjadi pada bulan September hingga Maret. Kondisi ini perlu diperhitungkan dalam perencanaan pembangunan dan operasional pabrik untuk memastikan ketahanan infrastruktur serta kelancaran produksi.

c. Sarana Penunjang Lain

Keberadaan sarana penunjang di sekitar lokasi pabrik sangat penting untuk mendukung kesejahteraan dan kualitas hidup masyarakat serta tenaga kerja. Fasilitas seperti sarana pendidikan, tempat ibadah, perumahan, layanan kesehatan, fasilitas olahraga, serta pusat hiburan harus tersedia guna menciptakan lingkungan yang nyaman dan produktif. Kehadiran infrastruktur ini tidak hanya meningkatkan kesejahteraan pekerja, tetapi juga berkontribusi pada perkembangan sosial dan ekonomi di wilayah sekitar pabrik.

d. Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi dengan ketersediaan lahan yang luas merupakan faktor strategis untuk mendukung kemungkinan ekspansi pabrik di masa depan. Dengan lahan yang masih tersedia, pengembangan fasilitas produksi dapat dilakukan tanpa kendala signifikan, memungkinkan peningkatan kapasitas operasional seiring dengan pertumbuhan permintaan dan perkembangan industri.

1.4. Tinjauan Proses

Propilen glikol ($C_3H_8O_2$) dengan nama komersial industri *Propylene* biasa diketahui *1,2-propylene glycol*, *1,2-dihidroksi propana*, *1,2-propnediol*, *methylene glycol*, dan *methyl glycol*. Kemudian, bentuk propilen glikol berupa cairan yang tidak berwarna. Pada pembuatan propilen glikol dapat terbuat dari sorbitol, propilen oksida, asam laktat, dan gliserol (Kirk, 2003).

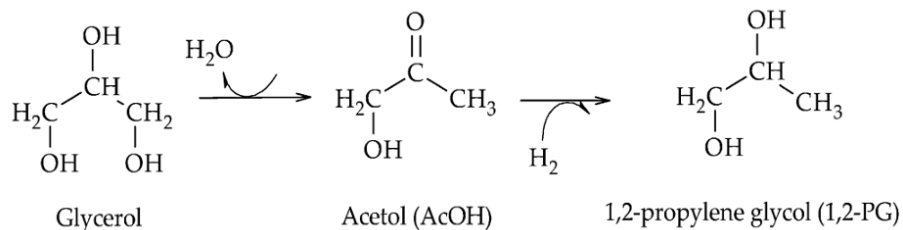
Dipilihnya pembuatan propilen glikol dari bahan baku gliserol, karena tersedianya bahan baku tersebut di Indonesia. Maka dari itu, dengan menggunakan bahan baku gliserol dapat lebih mandiri dalam pasokan bahan baku lokal dan terdapat keunggulan menggunakan gliserol mentha dari proses biodiesel dapat menghasilkan propilen glikol mencapai 93%.

1.5. Macam-Macam Proses Produksi Propilen Glikol dari Gliserol

Propilen glikol diproduksi dengan bahan baku gliserol menggunakan metode hidrogenolisis, yang merupakan dipecahnya senyawa organik dengan hidrogen menggunakan bantuan katalis pada kondisi reaksi tertentu. Kemudian penambahan atom hidrogen dan pemutusan satu atom oksigen yang akan membentuk senyawa H_2O . Menurut Gatti et al., (2023) terdapat 3 mekanisme proses hidrogenolisis yaitu:

1.5.1. Proses Dehidrasi-Hidrogenasi

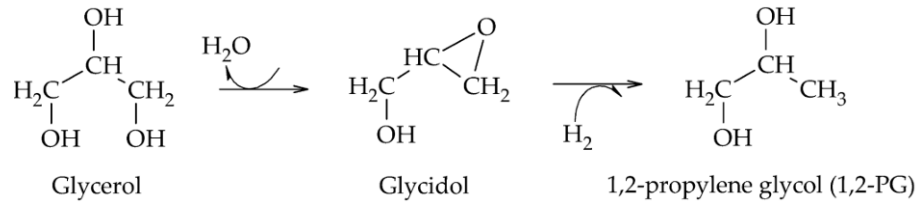
Pada proses dehidrasi, gliserol dalam keadaan asam diubah menjadi acetol (produk *intermediet*) dengan memecahkan molekul air. Selanjutnya akan diproses hidrogenasi dibantu dengan katalis Ru/C untuk menghasilkan propilen glikol. Dapat dilihat proses mekanisme dehidrasi-hidrogenasi pembentukan propilen Glikol pada Gambar 1.3.



Gambar 1. 3 Proses Dehidrasi-Hidrogenisasi Pembentukan Propilen Glikol

1.5.2. Proses Esterifikasi-Hidrogenasi

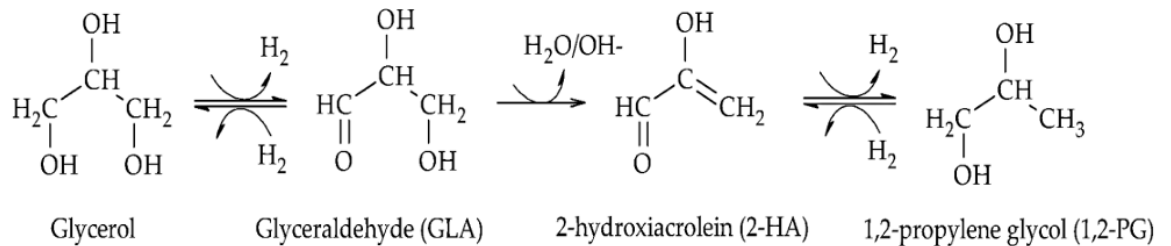
Pada proses esterifikasi-hidrogenasi, gliserol diubah menjadi glicidol (produk *intermediet*) kemudian akan diproses hidrogenasi dibantu dengan katalis Cu-ZnO. Selanjutnya, keterikatan pada permukaan katalis kemudian terjadinya penambahan hidrogen (H_2) glicidol yang teradsorpsi sehingga menghasilkan propilen glikol. Dapat dilihat proses mekanisme esterifikasi-hidrogenasi pembentukan propilen glikol pada 1.4.



Gambar 1. 4 Proses Esterifikasi-Hidrogenasi Pembentukan Propilen Glikol

1.5.3. Proses Dehidrogenasi-Dehidrasi-Hidrogenasi

Pada proses dehidrogenasi gliserol dalam kondisi basa diubah menjadi *glyceraldehyde*, kemudian akan diproses dengan dehidrasi dimana, *glyceraldehyde* diubah menjadi *hydroxyacrolein* dengan menghilangkan satu gugus hidroksil (OH^-) pada *glyceraldehyde*. Terjadinya reaksi hidrogenasi pada *hydroxyacrolein* yang menghasilkan propilen glikol dengan katalis Ru, Pt, Rh yang mereduksi ikatan ganda dengan penambahan atom hidrogen (H_2). Dapat dilihat proses mekanisme dehidrogenasi-dehidrasi-hidrogenasi pembentukan propilen glikol pada Gambar 1.5.



Gambar 1. 5 Proses Dehidrogenasi-Dehidrasi-Hidrogenasi Pembentukan Propilen Glikol (Gatti et al., 2023)

1.6. Pemilihan Proses Produksi Propilen Glikol dari Gliserol

Pada pembentukan propilen glikol menggunakan gliserol dengan metode hidrogenolisis. Dimana adanya perbandingan pada proses mekanismenya, dapat dilihat pada Tabel 1.3 merupakan tabel perbandingan proses pembentukan propilen glikol.

Tabel 1. 5 Perbandingan Proses Pembentukan Propilen Glikol

Parameter	Proses Dehidrasi-Hidrogenasi	Proses Esterifikasi-Hidrogenasi	Proses Dehidrogenasi-Dehidrasi-Hidrogenasi
Katalis	Ru/C; Pt/C	Cu-ZnO	Ru, Pt, Rh
Kondisi Operasi	T = 250-400°C P = 49 atm	T = 230-380°C P = 45 atm	T = 250-420°C P = 78 atm
Konversi	93-96%	70-85%	89-92%
Waktu Reaksi	1 – 3 jam	1 - 5 jam	0.5 – 2 jam
Reaktor	<i>Fluidized Bed</i>	CSTR	<i>Fixed Bed</i>
Kelebihan	- Menghasilkan produk samping yang mudah dipisahkan dan dimurnikan - Hasil propilen glikol yang tinggi	- Menggunakan katalis yang lebih murah - Proses yang sederhana - Limbah sedikit	- Proses yang dapat digunakan untuk senyawa organik seperti alkena,, alkuna, dan aromatik - Efisiensi konversi tinggi

1.7. Kegunaan Produk

Propylene glycol merupakan zat cair sintetis yang memiliki berbagai aplikasi dalam kehidupan sehari-hari dan di berbagai sektor industri. Di bidang kosmetik dan perawatan pribadi, zat ini sering digunakan sebagai humektan, pelarut, dan emolien untuk menjaga kelembapan kulit serta meningkatkan penyerapan bahan aktif dalam produk seperti losion, krim, dan sampo, sehingga menghasilkan tekstur kulit yang lebih halus dan mencegah penuaan dini. Dalam industri farmasi, propylene glycol berfungsi sebagai pelarut dan bahan pembawa, memudahkan pencampuran dan stabilisasi zat aktif dalam sediaan obat seperti injeksi, salep, dan krim, yang membantu dalam penyampaian dosis obat secara merata.

Di sektor makanan, zat ini diakui sebagai aditif yang aman dan berperan sebagai anti-caking, antioksidan, emulsifier, serta penguat adonan untuk memperbaiki tekstur, rasa, dan umur simpan produk makanan. Selain itu, propylene glycol juga digunakan dalam industri kimia sebagai pelarut, pengental, dan media perpindahan panas, yang mendukung produksi resin, cat, tinta, dan plastik, serta berperan sebagai cairan pendingin

dan agen anti-es pada aplikasi seperti radiator dan sistem deicing di pesawat. Di bidang elektronik, zat ini dimanfaatkan dalam penciptaan atmosfer pereduksi dengan mencampurnya bersama gas inert, yang penting untuk pembuatan lapisan semikonduktor pada sirkuit, serta dalam aplikasi teknologi lainnya. Meskipun memiliki berbagai manfaat, penggunaan propylene glycol harus diatur dengan cermat, karena dosis dan paparan yang tidak tepat dapat menimbulkan efek samping seperti iritasi kulit atau reaksi alergi pada individu yang sensitif.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

a Gliserol

Berdasarkan data dari Yaws, (1999), spesifikasi gliserol sebagai berikut :

Fase penyimpanan : Cair

Rumus molekul : $C_3H_8O_3$

Berat molekul : 92,09 g/mol

Titik didih (1 atm) : 290 °C

Titik lebur (1 atm) : 17,09 °C

Kemurnian : 99,8%

b Hidrogen

Berdasarkan data dari Yaws, (1999), spesifikasi gas hidrogen sebagai berikut :

Fase : Gas

Rumus molekul : H_2

Berat molekul : 2 g/mol

Titik didih : -259 °C

Titik leleh : -253 °C

Kemurnian : 100%

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

a Air

Berdasarkan data dari Yaws, (1999), spesifikasi air sebagai berikut :

Fase penyimpanan : Cair

Rumus molekul : H_2O

Berat Molekul : 18 g/mol

Titik didih (1 atm) : 100 °C

Titik lebur (1 atm) : 0 °C

Kemurnian : 100%

b Katalis (Ru/C)

Berdasarkan data dari Singare & Lokhande, (2009), spesifikasi katalis

Reterium Karbon sebagai berikut :

Fase : Butiran/Padatan

Logam aktif (Ru) : 5% dari Acetol

Support (C) : Karbon aktif

Ukuran Partikel : 50-200 μm

Ukuran Pori : 2-50 nm

c Katalis (Asam Sulfat)

Berdasarkan data dari Singare & Lokhande,(2009), spesifikasi katalis H_2SO_4 sebagai berikut :

Fase : Cair

Rumus kimia : H_2SO_4

Berat molekul : 98 g/mol

Titik didih : 337 $^{\circ}\text{C}$

Titik leleh : 10 $^{\circ}\text{C}$

Kemurnian : 95-98 %

d Amberlyst-15

Berdasarkan data dari (Fauziah & Ramadhan, (2020), spesifikasi resin penukar kation asam kuat sebagai berikut :

Fase : Butiran/padatan

Rumus Kimia : $(\text{C}_{10}\text{H}_{10}\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3\text{S})_x$

Titik didih (1 atm) : 516,7 $^{\circ}\text{C}$

Titik nyala : 266,3 $^{\circ}\text{C}$

Kemurnian : Kering, H plus lebih besar dari atau sama dengan 4,7 mmol/g

Kepadatan : 0,75 g/cm³

Luas permukaan : 53 m²/g

Diameter pori : 5×10^{-3} m

Ukuran : 0,7-0,95 mm

Umur Katalis : 3 tahun

e Amberlite IR-400

Berdasarkan data dari (Fauziah & Ramadhan, (2020), spesifikasi resin penukar kation basa kuat sebagai berikut :

Fase : Butir/Padatan

Rumus kimia : $\text{C}_{29}\text{H}_{34}\text{ClN}$

Titik nyala : 345 $^{\circ}\text{C}$

Kepadatan : 640 g/cm³

Luas permukaan : 30-50 m²/g

pH operasional : 0-14

Umur katalis : 5 tahun

2.1.3. Spesifikasi Produk

2.1.3.1. Spesifikasi Produk Utama

a Propilen Glikol

Berdasarkan data dari Ma et al., (2023), spesifikasi propilen glikol sebagai berikut:

Fase : Cair

Rumus kimia : $C_3H_8O_2$

Berat molekul : 76 g/mol

Titik didih : 187,5°C

Kemurnian : 99,5%

2.1.3.2. Spesifikasi Produk Intermediate

a Acetol

Berdasarkan data dari Ma et al., (2023), spesifikasi propilen glikol sebagai berikut:

Fase penyimpanan : Cair

Rumus molekul : $C_3H_6O_2$

Berat Molekul : 74 g/mol

Titik didih (1 atm) : 56,5°C

Titik beku : -94,6°C

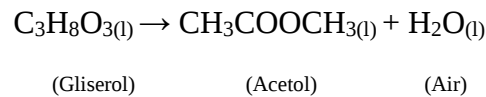
Kemurnian : 95%

2.2. Konsep Dasar

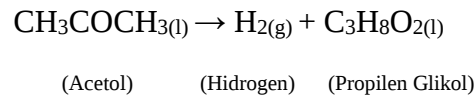
2.2.1. Dasar Reaksi

Proses pembuatan propilen glikol dari gliserol memanfaatkan jalur hidrogenolisis, yang dimulai dari dehidrasi gliserol dalam kondisi asam. Tahap dehidrasi ini bertujuan untuk mengubah gliserol menjadi produk intermediat berupa acetol yang melalui pemecahan molekul air (H_2O) dengan bantuan katalis H_2SO_4 . Selanjutnya, proses hidrogenasi dilakukan untuk menghasilkan propilen glikol melalui penambahan H_2 dengan katalis Ru/C. persamaan reaksi pembentukan propilen glikol sebagai berikut:

(i) Reaksi Dehidrasi

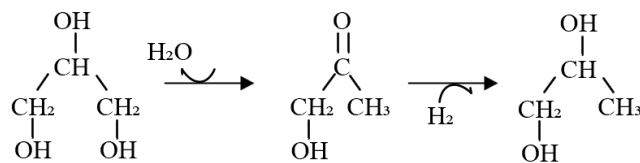


(ii) Reaksi Hidrogenasi



2.2.2. Mekanisme Reaksi

Proses pembuatan propilen glikol melalui hidrogenolisis melibatkan dua tahap yaitu, dehidrasi dan hidrogenasi. Pada tahap dehidrasi, gliserol direaksikan dengan katalis asam sulfat (H_2SO_4) untuk menghasilkan asetol (produk intermediate). Kemudian, asetol mengalami reaksi hidrogenasi dengan gas hidrogen (H_2) untuk membentuk propilen glikol sebagai produk akhir. Berikut reaksi dehidrasi-hidrogenasi propilen glikol pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1. Reaksi Dehidrasi dan Hidrogenasi Propilen Glikol
(Gatti et al., 2023)

Proses dehidrasi berperan sebagai tahap awal dalam mengubah gliserol menjadi produk antara asetol melalui pelepasan molekul air dengan bantuan katalis H_2SO_4 . Mekanismenya meliputi:

a. Adsorpsi Gliserol

Gliserol terikat pada permukaan katalis H_2SO_4 , memungkinkan atom hidrogen dari asam sulfat berinteraksi dengan atom oksigen pada gugus hidroksil gliserol.

b. Protonasi Gugus Hidroksil

Interaksi ini meningkatkan polarisasi ikatan O-H gliserol, membuatnya lebih mudah terputus.

c. Pembentukan Karbokation

Pasangan elektron bebas pada atom oksigen yang terprotonasi bergeser membentuk ikatan rangkap dengan atom karbon tetangga, menghasilkan struktur karbokation intermediat.

d. Pelepasan Air

Struktur karbokation kemudian melepaskan molekul air (H_2O), meninggalkan senyawa asetol sebagai produk akhir dehidrasi.

Sehingga, pada proses ini menggabungkan reaksi kimia terkatalisis untuk memecah gliserol secara selektif menjadi asetol, yang selanjutnya digunakan dalam tahap hidrogenasi untuk menghasilkan propilen glikol.

Proses hidrogenasi merupakan tahap konversi asetol menjadi propilen glikol melalui penambahan gas hidrogen (H_2) ke ikatan rangkap karbon-oksigen pada asetol. Mekanisme ini difasilitasi oleh katalis ruthenium/karbon (Ru/C), yang berperan dalam memutus ikatan rangkap dan mengikat atom hidrogen ke struktur karbon. Hasil akhir dari reaksi ini adalah propilen glikol sebagai produk utama. Adapun tahapan reaksi hidrogenolisis gliserol pada Tabel 2.1. dan parameter model kinetika reaksi hidrogenolisis gliserol pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 1 Tahapan Reaksi Hidrogenolisis Gliserol

Tahapan	Kinetika	Adsorpsi/Desorpsi
$H_2 + 2(H)_1 \rightleftharpoons 2H(H)_1$	-	bH
$G + (H)_2 \rightleftharpoons G(H)_2$	-	bG
$G(H)_2 \rightarrow A(H)_2 + H_2O$	K_1	-
$2H(H)_1 + A(H)_2 \rightarrow PG(H)_2 + 2(H)_1$	K_2	-
$A(H)_2 \rightleftharpoons A + (H)_2$	-	b_A^{-1}
$PG(H)_2 \rightleftharpoons P + (H)_2$	-	b_{PG}^{-1}

*Keterangan : G = Gliserol, A = Acetol, PG = Propilen Glikol, $(H)_1$ = Situs aktif 1, $(H)_2$ = Situs aktif 2

Tabel 2. 2 Parameter Model Kinetika Reaksi Hidrogenolisis Gliserol

Kinetika	Parameter	
	Faktor Pra-Ekspensial (mol/kg.s)	Energi Aktivasi (kJ/mol)
K_1	$1,54 \times 10^7$	86,56
K_2	$7,16 \times 10^6$	57,8
b_G	2,22	36,42
b_A	8,73	25,94
b_{PG}	5,80	25,77
b_H	$1,86 \times 10^{-5}$ Mpa	36,24

2.2.3. Fase Reaksi

Dalam pembuatan propilen glikol, kami menggunakan reaktor membran dan reaktor *fluidized bed* dengan fase cair. Kemudian proses ini bersifat endotermik yang ditandai dengan nilai perubahan entalpi yang positif ($\Delta H = +$)

2.2.4. Konsisi Operasi

Menurut (US Patent No.5, 2014, 1992) Dalam proses pembuatan propilen glikol dari gliserol dan air, tahap dehidrasi dilakukan pada suhu 270°C dengan tekanan 4,9 atm. Pada kondisi ini, sistem berada dalam fase cair-cair dan reaksi berlangsung secara kontinu menggunakan katalis asam (H_2SO_4). Reaksi dehidrasi bersifat tak dapat balik (irreversible), sedangkan reaksi hidrogenasi bersifat reversible dan dijalankan pada suhu 380°C dengan tekanan 49 atm. Tingkat konversi yang diperoleh mencapai 95,0%.

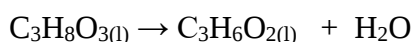
2.2.5. Tinjauan Termodinamika

Sifat reaksi yang bersifat eksoterm atau endoterm dapat diketahui melalui perhitungan panas reaksi standar (ΔH_r). Nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) dari masing-masing zat pada suhu 298 K tercantum dalam Tabel 2.1.

Tabel 2. 3 Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔH°_G (kJ/mol)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	-582,8	-448,49
H_2O	-421,8	-228,6
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	-217,57	-153,05
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2$	-421,5	-304,48

I. Reaksi Dehidrasi



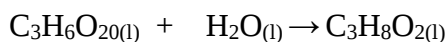
$$\Delta H_r^\circ = \sum \Delta H^\circ f \text{ produk} - \Delta H^\circ f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = ((\Delta H^\circ f(C_3H_6O_2) + \Delta H^\circ f(H_2O)) - (\Delta H^\circ f(C_3H_8O_3))$$

$$\Delta H_r^\circ = (-639,37) - (-582,8)$$

$$\Delta H_r^\circ = -56,57 \text{ kJ/mol}$$

II. Reaksi Hidrogenasi



$$\Delta H_r^\circ = \sum \Delta H^\circ f \text{ produk} - \Delta H^\circ f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H^\circ f(C_3H_8O_2) - (\Delta H^\circ f(H_2O) + (\Delta H^\circ f(C_3H_6O_2)))$$

$$\Delta H_r^\circ = (-421,5) - (-639,37)$$

$$\Delta H_r^\circ = 217,87 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ \text{ total} = (-56,67) \text{ kJ/mol} + 217,87 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ \text{ total} = 161,3 \text{ kJ/mol}$$

Karena nilai ΔH_r° bernilai positif, reaksi pembentukan propilen glikol termasuk reaksi endotermis. Untuk menentukan arah berlangsungnya reaksi dari sudut pandang termodinamika, digunakan prinsip kesetimbangan kimia. Nilai konstanta kesetimbangan reaksi (K) dapat dihitung menggunakan rumus berikut :

$$\Delta H^\circ G = -R.T. \ln K \dots \dots \dots (2.1)$$

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H_f}{RT^2} \dots \dots \dots (2.2)$$

Keterangan :

$\Delta H^\circ G$ = Energi bebas gibbs standar J/mol

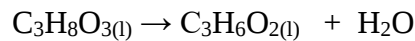
R = Konstanta gas ideal 8,314 J/mol.K

T = Temperatur (K)

$\Delta H^\circ f$ = Konstanta kesetimbangan reaksi

Berdasarkan persamaan (2.2), dapat dijelaskan bahwa ketika nilai ΔH_r° negatif atau reaksi bersifat eksotermis, maka konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan menurun seiring dengan kenaikan temperatur. Sebaliknya, jika ΔH_r° bernilai positif atau reaksinya endotermis, maka konstanta kesetimbangan (K) akan meningkat dengan naiknya temperatur. Mengacu pada data ΔG° pada suhu 298 K, besarnya energi bebas Gibbs standar (ΔG°) dapat dihitung :

I. Reaksi Dehidrasi



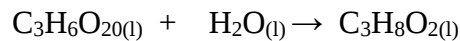
$$\Delta H^\circ G = \sum \Delta H^\circ G \text{ produk} - \Delta H^\circ G \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ G = ((\Delta H^\circ G(\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2) + \Delta H^\circ G(\text{H}_2\text{O})) - (\Delta H^\circ G(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3))$$

$$\Delta H^\circ G = (-381,65) - (-448,49)$$

$$\Delta H^\circ G = 66,84 \text{ kJ/mol}$$

II. Reaksi Hidrogenasi



$$\Delta H^\circ G = \sum \Delta H^\circ G \text{ produk} - \Delta H^\circ G \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ G = (\Delta H^\circ G(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - (\Delta H^\circ G(\text{H}_2\text{O}) + (\Delta H^\circ G(\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2))$$

$$\Delta H^\circ G = (-304,48) - (-381,65)$$

$$\Delta H^\circ G = +77,17$$

Dari persamaan (2.1) dan (2.2) dapat ditentukan harga konstanta kesetimbangan reaksi sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ G = -R \cdot T \cdot \ln K^\circ$$

I. Reaksi Dehidrasi

$$\ln K^\circ = \frac{\Delta H^\circ G}{RT}$$

$$\ln K^\circ = \frac{66,84}{2477,572}$$

$$\ln K^\circ = 1,027$$

$$K_{298} = 1,032$$

II. Reaksi Hidrogenasi

$$\ln K^\circ = \frac{\Delta H^\circ G}{RT}$$

$$\ln K^\circ = \frac{77,17}{2477,572}$$

$$\ln K^\circ = 0,0311$$

$$K_{298} = 1,032$$

Sehingga nilai K pada suhu operasi ($543,15\text{K} = 270^\circ\text{C}$) dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

I. Reaksi Dehidrasi

$$\ln \frac{K}{K^\circ} = \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\circ} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,032} = \frac{-56,57}{8,314} \times (0,002 - 0,0034)$$

$$\ln \frac{K}{1,032} = 0,007$$

$$K = 1,010$$

II. Reaksi Hidrogenasi

$$\ln \frac{K}{K^\circ} = \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\circ} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,032} = \frac{217,87}{8,314} \times (0,002 - 0,0034)$$

$$\ln \frac{K}{1,032} = -0,027$$

$$K = 0,961$$

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa proses dehidrasi berlangsung secara ireversibel, artinya reaksi hanya terjadi dalam satu arah dan tidak dapat kembali ke keadaan semula. Sementara itu, proses hidrogenasi berlangsung secara reversible, yaitu reaksi dapat berlangsung ke dua arah baik ke arah pembentukan produk maupun kembali ke reaktan sehingga tercapai suatu keadaan kesetimbangan.

2.2.6. Kinetika Reaksi

Menurut Chan & Seider, (2004), dalam pembentukan propilen glikol terdapat model kinetika reaksi, yaitu:

$$-r_A = \frac{da}{dt}$$

$$-r_A = kCA$$

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

Keterangan :

k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor per-exponential

r = Konstanta gas ideal

E = Energi aktivasi

T = Temperatur

(I) Reaksi Dehidrasi

Diketahui :

$$A = 1,54 \times 10^7 \text{ mol/kg.s}$$

$$E = 86,56 \text{ kJ/mol}$$

$$r = 1,986 \text{ BTU/lb.mol.R}$$

$$T = 973 \text{ K}$$

Sehingga,

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{rT}\right)$$

$$k = 1,5411 \cdot \exp\left(-\frac{1,986}{973}\right)$$

$$k = 0,9808$$

(II) Reaksi Hidrogenisasi

Diketahui :

$$A = 1,54 \times 10^7 \text{ mol/kg.s}$$

$$E = 86,56 \text{ kJ/mol}$$

$$r = 1,986 \text{ BTU/lb.mol.R}$$

$$T = 973 \text{ K}$$

Sehingga :

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{rT}\right)$$

$$k = 7,1611 \cdot \exp\left(-\frac{37214,135}{973}\right)$$

$$k = 0,9428$$

2.3. Langkah Proses

Adapun tahapan-tahapan untuk membuat propilen glikol dari gliserol, sebagai berikut:

- Persiapan bahan baku
- Proses pembentukan *acetol*
- Proses pemurnian *acetol*
- Proses pembentukan propilen glikol
- Proses pemurnian propilen glikol

2.3.1. Deskripsi Proses

a. Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini, persiapan gliserol dan air dilakukan sebelum dimasukkan ke dalam reaktor. Bahan baku dari tangki gliserol (T-01) dan tangki air (T-02) berada dalam fase cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm, kemudian

dipompa menuju mixer (M-01). Di dalam mixer, gliserol dan air dicampur dengan perbandingan 5,3 : 1. Campuran hasil mixer kemudian dipompa (P-04) ke unit penukar ion (ion exchanger) untuk menghilangkan kandungan NaCl yang ada pada gliserol. Setelah keluar dari penukar ion, aliran tersebut dipompa kembali (P-09) agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor, yaitu suhu 270°C dan tekanan 4,9 atm. Sebelum masuk ke reaktor, bahan baku dipanaskan terlebih dahulu menggunakan penukar panas (heat exchanger, HE-01). Karena suhu keluaran dari HE-01 masih belum mencapai suhu yang dibutuhkan, diperlukan pemanas tambahan berupa furnace (F-01) untuk mencapai suhu reaksi di dalam reaktor.

b. Proses Pembentukan Acetol

Reaksi dehidrasi gliserol menjadi *acetol* (produk *intermediate*) berlangsung di dalam reaktor membran katalitik. Reaksi yang terjadi adalah:



Reaksi ini melibatkan pelepasan molekul air (H₂O) dari gliserol dengan bantuan katalis asam (H₂SO₄) yang berasal dari tangki (T-03). Pembentukan acetol terjadi secara endotermik, sehingga kondisi operasinya harus dipertahankan dengan menggunakan pemanas berupa furnace. Panas yang dibutuhkan untuk reaksi diperoleh dari aliran acetol yang melewati bagian bawah reaktor membran yang terhubung ke furnace. Suhu acetol dinaikkan hingga 280°C saat melewati furnace. Produk yang keluar dari reaktor masih berupa campuran acetol dan air. Karena tahap hidrogenasi membutuhkan acetol tanpa kandungan air, maka acetol harus dimurnikan terlebih dahulu dari kotoran dan air menggunakan kolom distilasi (D-01).

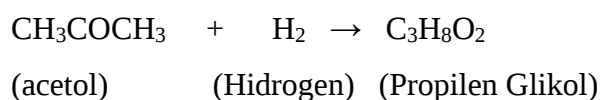
c. Proses Pemurnian Acetol

Produk keluaran dari reaktor membran yang terdiri dari campuran acetol dan air perlu dipisahkan untuk memperoleh acetol murni. Produk tersebut pertama-tama didinginkan menggunakan pendingin (CO-01) hingga mencapai suhu 80°C, kemudian dialirkan ke kolom distilasi (D-01). Di dalam kolom distilasi terjadi kesetimbangan antara fase uap dan cair, di mana acetol berada pada fase uap sedangkan air tetap dalam fase cair. Proses distilasi berlangsung pada tekanan 1 atm dengan suhu di bagian atas kolom sekitar 67°C dan suhu di bagian bawah kolom sekitar 95°C. Acetol dengan suhu sekitar 58°C menguap

ke bagian atas kolom, sementara air dengan suhu 100°C terkumpul sebagai produk bawah kolom. Acetol yang keluar dari bagian atas kemudian dikondensasikan menggunakan finfan (CD-01) menjadi cairan, lalu dialirkan ke akumulator (ACC-01). Dari akumulator, acetol dipompa menuju reaktor hidrogenasi (R-02), sementara sebagian dialirkan kembali sebagai reflux. Air hasil bagian bawah kolom distilasi dipompa ke unit utilitas untuk proses pemurnian lebih lanjut.

d. Proses Pembentukan Propilen Glikol

Proses hidrogenasi acetol untuk menghasilkan propilen glikol berlangsung di dalam reaktor fluidized bed dengan menggunakan katalis Ru/C. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi hidrogenasi merupakan proses pemutusan ikatan karbon dalam molekul acetol dengan bantuan gas hidrogen (H₂), sehingga menghasilkan propilen glikol. Dalam reaktor hidrogenasi, digunakan katalis heterogen Ru/C yang berperan dalam mempermudah aktivasi hidrogen. Acetol akan teradsorpsi pada permukaan katalis dan membentuk senyawa antara berupa ikatan alkoksi, yang kemudian terurai dan menghasilkan propilen glikol. Proses ini berlangsung dalam fase gas pada suhu 380°C dan tekanan 49 atm. Uap keluaran reaktor yang terdiri dari propilen glikol, acetol, dan gas H₂ dialirkan ke kondensor (CD-02) untuk mengubah fase propilen glikol dan acetol menjadi cair, sehingga dapat dipisahkan dari gas hidrogen. Hasil kondensasi kemudian ditampung di separator (S-01). Gas hidrogen yang tidak bereaksi dialirkan ke kompresor untuk dicampur dengan hidrogen segar dan dikembalikan ke reaktor hidrogenasi (R-02). Sementara itu, propilen glikol dan acetol yang terkondensasi selanjutnya dimurnikan melalui kolom distilasi (D-02).

e. Pemurnian Propilen Glikol

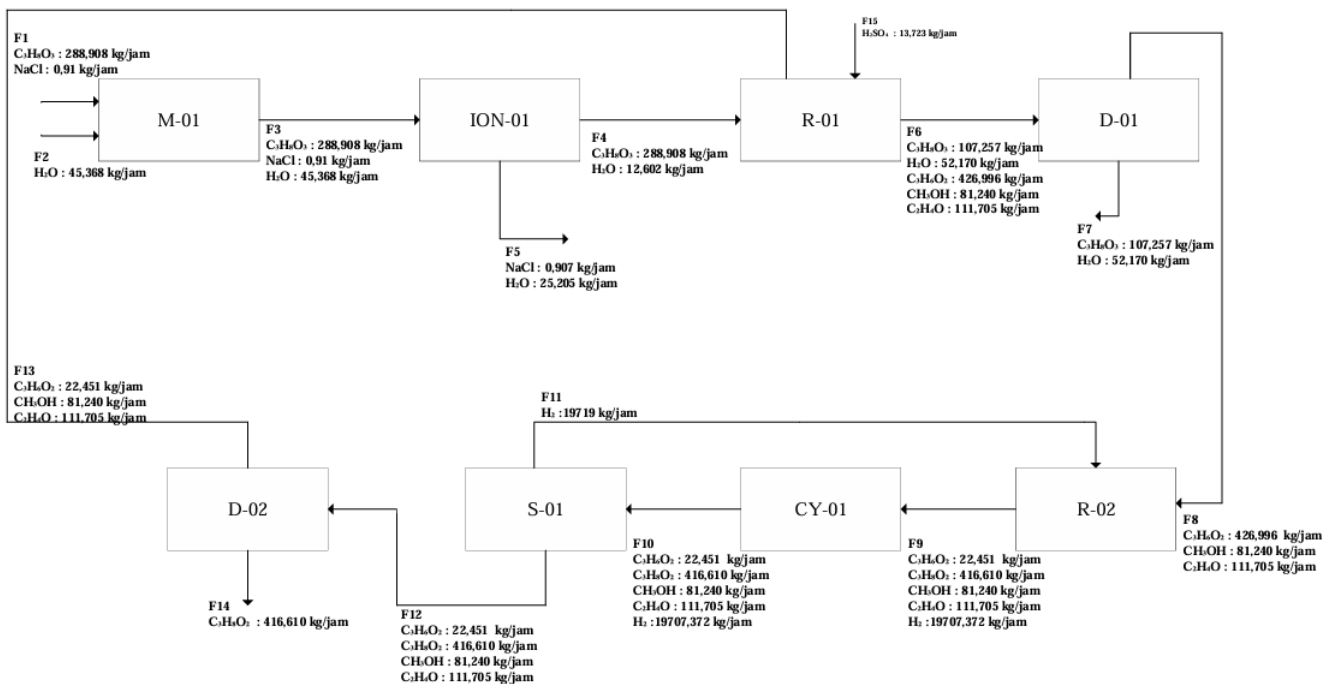
Produk keluaran dari reaktor hidrogenasi selanjutnya dialirkan ke kolom distilasi (D-02) untuk memisahkan propilen glikol dari acetol. Sebelum masuk ke kolom, campuran tersebut terlebih dahulu dipanaskan menggunakan alat penukar panas (HE-03) hingga mencapai suhu 185°C. Di dalam kolom distilasi terjadi kesetimbangan antara fase uap dan cair, di mana acetol menguap dan

propilen glikol tetap dalam bentuk cair. Proses distilasi ini berlangsung pada tekanan 1 atm, dengan suhu bagian atas kolom sekitar 65°C dan bagian bawah sekitar 190°C. Acetol, yang memiliki titik didih 58°C, naik ke bagian atas kolom dan keluar sebagai produk atas, sementara propilen glikol dengan titik didih 188°C keluar sebagai produk bawah.

Uap acetol yang keluar dari bagian atas kolom dikondensasikan menggunakan finfan (CD-03) menjadi cair, kemudian dialirkan ke akumulator (ACC-02), sebagian digunakan sebagai reflux, dan sisanya dikembalikan ke reaktor dehidrasi (R-01) untuk direcovery. Sedangkan propilen glikol dari bagian bawah kolom, dengan kemurnian mencapai 95%, didinginkan menggunakan pendingin (CO-02) sebelum disalurkan ke tangki penyimpanan propilen glikol (T-04).

2.4. Neraca Massa dan Panas

2.4.1. Neraca Massa



Gambar 2. 1 Diagram Alir Neraca Massa

a. Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Tabel 2. 4 Neraca Massa *Mixer*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 1	Feed 2	Feed 3
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	0,00	288,908
H ₂ O	0,00	45,368	45,368
C ₃ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈ O ₂	0,00	0,00	0,00
Total	307,584		307,584

b. Neraca Massa *Ion Exchanger* (ION-01)

Tabel 2. 5 Neraca Massa *Ion Exchanger*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 3	Feed 4	Feed 5
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308	0,00
H ₂ O	45,368	12,602	32,766
C ₃ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈ O ₂	0,00	0,00	0,00
NaCl	0,907	0,00	0,907
Total	307,584		307,584

c. Neraca Massa Reaktor Dehidrasi (R-01)

Tabel 2. 6 Neraca Massa Reaktor Dehidrasi

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Feed 3	Feed 15	Feed 13	Feed 6
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	0,00	0,00	93,733
H ₂ O	12,602	0,00	0,00	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	0,00	0,00	264,328	404,595
C ₃ H ₈ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,000
H ₂ SO ₄	0,00	12,412	0,00	0,000
CH ₃ OH	0,00	0,00	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	0,00	0,00	105,237	105,237
Total	732,424		732,424	

d. Neraca Massa Distilasi 1 (D-01)

Tabel 2. 7 Neraca Masssa Distilasi 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 6	Feed 7 (bottom)	Feed 8 (top)
C ₃ H ₈ O ₃	93,733	93,733	0,000
H ₂ O	48,390	48,390	0,000
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	0,000	404,595
C ₃ H ₈ O ₂	0,000	0,000	0,000
H ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000
CH ₃ OH	76,536	0,000	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,000	105,237
Total	728,491	728,491	

e. Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Tabel 2. 8 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 8	Feed 11	Feed 9
C ₃ H ₈ O ₃	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,000	0,00	0,000
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	0,00	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	0,000	0,00	401,448
H ₂ SO ₄	0,000	0,00	0,000
CH ₃ OH	76,536	0,00	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,00	105,237
H ₂	0,000	19726	19707
Total	20313	20313	

f. Neraca Massa Cylone (CY-01)

Tabel 2. 9 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Feed 9	Feed 10
C ₃ H ₈ O ₃	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	401,448
H ₂ SO ₄	0,000	0,000
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Total	20312,645	20312,645

g. Neraca Massa Separator (S-01)

Tabel 2. 10 Neraca Massa Separator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 10	Feed 11 (top)	Feed 12 (bottom)
C ₃ H ₈ O ₃	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,000	0,00	0,000
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	0,00	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	0,00	401,448
H ₂ SO ₄	0,000	0,00	0,000
CH ₃ OH	76,536	0,00	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,00	105,237
H ₂	19706,973	19706,973	0,00
Total	20312,645		20312,645

h. Neraca Massa Distilasi (D-02)

Tabel 2. 11 Neraca Massa Distilasi 2

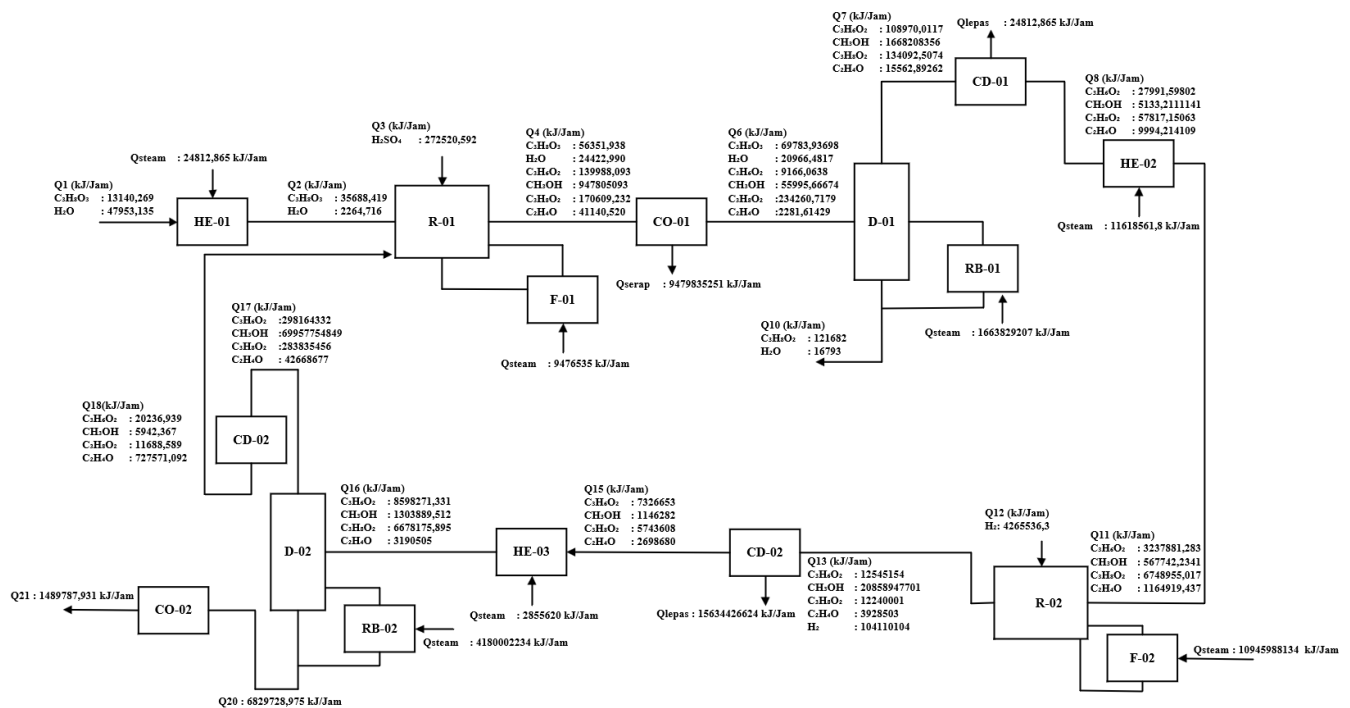
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 12	Feed 13 (top)	Feed 14 (bottom)
C ₃ H ₈ O ₃	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451	0,000
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	0,000	401,448
H ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000
CH ₃ OH	76,536	76,536	0,000
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237	0,000
Total	605,672		605,672

i. Neraca Massa Total

Tabel 2. 12 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Mixer (M-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308
H ₂ O	45,368	45,368
NaCl	0,907	0,907
Ion Exchanger (ION-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308
H ₂ O	45,368	37,807
NaCl	0,907	0,907
Reaktor (R-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	93,733
H ₂ O	12,602	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	264,328	404,595
H ₂ SO ₄	12,412	
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Menara Distilasi		
C ₃ H ₈ O ₃	93,733	93,733
H ₂ O	48,390	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	404,595
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Reaktor (R-02)		
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19726,209	19706,973
Cyclon (CY-01)		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Separator (S-01)		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Menara Distilasi		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Total	63620	63620

2.4.2. Neraca Panas



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Panas

a. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 2. 13 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
C ₃ H ₈ O ₃	13140,269	
H ₂ O		37953,135
Qsteam	24812,865	
Total	37953,135	37953,135

b. Neraca Panas Reaktor Dehidrasi (R-01)

Tabel 2. 14 Neraca Panas Reaktor Dehidrasi (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)
	Q2	Q3	Q18	Q4
C ₃ H ₈ O ₃	35688,419			56351,938
H ₂ O	2264,716			24422,990
C ₃ H ₆ O ₂			20236,939	139988,093
CH ₃ OH			5942,367	947805093
C ₂ H ₄ O			11688,589	41140,520
H ₂ SO ₄		272520,592		
Qsteam		9479189661		
Total		9480227706		9480227706

c. Neraca Panas *Furnance 1 (F-01)*

Tabel 2. 15 Neraca Panas *Furnace 1 (F-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q4	Q5
C ₃ H ₈ O ₃	215861	153705,364
H ₂ O	13728	5418,161
C ₃ H ₆ O ₂	150128	69120,458
CH ₃ OH	174510	15371,172
C ₂ H ₄ O	93038	33129,436
H ₂ SO ₄		5475,295
Q _{steam}		9476535
Total	9758755	9758755

d. Neraca Panas *Cooler (C-01)*

Tabel 2. 16 Neraca Panas *Cooler (C-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q4	Q6
C ₃ H ₈ O ₃	56351,93758	69783,93698
H ₂ O	24422,99033	20966,4817
C ₃ H ₆ O ₂	130088,0928	9166,0638
CH ₃ OH	9479805093	55995,66674
C ₂ H ₄ O	170609,2317	234260,7179
Q _{pendingin}		9479835251
Total	9480227706	9480227706

e. Neraca Panas Kolom Distilasi 1 (D-01)

Tabel 2. 17 Neraca Panas Kolom Distilasi 1 (D-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q6	Q7	Q10
C ₃ H ₈ O ₃	69783,93698		121682
H ₂ O	20966,4817		16793
C ₃ H ₆ O ₂	9166,0638	108970,0117	
CH ₃ OH	55995,66674	1668208356	
C ₃ H ₈ O ₂	234260,7179	134092,5074	
C ₂ H ₄ O	2281,61429	15562,89262	
Q _{steam}	1663829207		
Q _{loss}			1007212663
Total	1664360137		1664360137

f. Neraca Panas *Heat Exchanger* 2 (HE-02)

Tabel 2. 18 Neraca Panas *Heat Exchanger* 2 (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q8	Q11
C ₃ H ₆ O ₂	27991,59802	3237881,283
CH ₃ OH	5133,211142	567742,2341
C ₃ H ₈ O ₃	57817,15063	6748955,017
C ₂ H ₄ O	9994,214109	1164919,437
Q _{steam}	11618561,8	
Total	11719497,97	11719497,97

g. Neraca Panas Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Tabel 2. 19 Neraca Panas Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q11	Q12	Q13
C ₃ H ₆ O ₂	3237881,283		12545153,63
CH ₃ OH	567742,2341		20858947701
C ₃ H ₈ O ₃	6748955,017		12240001,3
C ₂ H ₄ O	1164919,437		3928502,714
H ₂		4265536,6	104110104,1
Q _{steam}	20975786328,727		
Total	20991771363		20991771463

h. Neraca Panas *Furnace* 2 (F-02)

Tabel 2. 20 Neraca Panas *Furnace* 2 (F-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q13	Q14
C ₃ H ₆ O ₂	3237881,283	8798438
CH ₃ OH	567742,2341	10934283157
C ₃ H ₈ O ₃	6748955,017	11848446
C ₂ H ₄ O	1164919,437	2777591
Q _{steam}	10945988134	
Total	10957707632	10957707632

i. Neraca Panas *Condensor* 2 (CD-02)

Tabel 2. 21 Neraca Panas *Condensor* 2 (CD-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q13	Q15
C ₃ H ₆ O ₂	12545154	7326652,75
CH ₃ OH	20858947701	1146281,51
C ₃ H ₈ O ₂	12240001	5743607,976
C ₂ H ₄ O	3928503	2698679,96
H ₂	104110104	
Q _{Condensor}		15634426624
Total	20887661359	20886360875

j. Neraca Panas *Heat Exchanger* 3 (HE-03)

Tabel 2. 22 Neraca Panas *Heat Exchanger* 3 (HE-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q15	Q16
C ₃ H ₆ O ₂	7326653	8598271,331
CH ₃ OH	1146282	1303889,512
C ₃ H ₈ O ₃	5743608	6678175,895
C ₂ H ₄ O	2698680	3190505,105
Q _{steam}	2855620	
Total	19770842	19770842

k. Neraca Panas Kolom Distilasi 2 (D-02)

Tabel 2. 23 Neraca Panas Kolom Distilasi 2 (D-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q16	Q20	Q17
C ₃ H ₆ O ₂	8598271,331		830138
CH ₃ OH	1303889,512		442692714
C ₃ H ₈ O ₂		6829728,975	
	6678175,895		809945
C ₂ H ₄ O	3190505,105		270007
Q _{steam}	418002234		
Total	444602805		444602805

l. Neraca Panas Cooler 2 (C-02)

Tabel 2. 24 Neraca Panas Cooler 2 (C-02)

Komponen	Input (kJ/jam) Q20	Output (kJ/jam) Q21
C ₃ H ₈ O ₂	6829728,975	1489787,931
Qserap		5339941
Total	6829728,98	6829728,98

m. Neraca Panas Total

Tabel 2. 25 Neraca Panas Total

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Heat Exchanger (HE-01)		
Q1	13140,2692	
Q2		37953,13513
Q _{steam}	24812,86593	
Reaktor Dehidrasi (R-01)		
Q2	37953,13513	
Q3	272520,592	
Q18	727571,092	
Q4		9480227706
Q _{steam}	9479189661	
Furnace 1 (F-01)		
Q4	9758754,943	
Q5		282219,887
Qserap		9476535,055
Cooler (CO-01)		
Q4	9480227706	
Q6		392454,4814
Qserap		9479835251
Distilasi 1 (D-01)		
Q7	392454,4814	
Q8		657147473,8
Q10	138475,2666	
Q _{steam}	1663829207	
Q _{loss}		1007212663

Heat Exchanger 2 (HE-02)		
Q8	100936,1739	
Q11		11719497,97
Qsteam	11618561,8	
Reaktor Hidrogenasi (R-02)		
Q11	11719497,97	
Q12	4265536,600	
Q13		20991771463
Qsteam	20975786329	
Furnace 2 (F-020)		
Q13	11719497,97	
Q14		10957707632
Qsteam	10945988134	
Condensor 2 (CD-02)		
Q13	20887661359	
Q15		5251934250
Qcondensor		15634426624
Heat Exchanger 3 (HE-03)		
Q15	16915222	
Q16		19770842
Qsteam	2855620	
Distilasi 2 (D-02)		
Q16	19770842	
Q17		444602805
Q20	6829728,975	
Qsteam	418002234	
Cooler 2 (CO-02)		
Q20	6829728,975	
Q21		1489788
Qserap		5339941
Total	73954675484	73954675384

2.5. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.5.1. *Layout* Pabrik

Setelah membuat proses flow diagram selesai dibuat, perencanaan layout pabrik dan penempatan peralatan harus dilakukan terlebih dahulu sebelum memulai desain pemipaan, struktur, dan instalasi listrik. Tata letak pabrik memiliki peran penting dalam memastikan efisiensi, keselamatan, serta kelancaran aktivitas para pekerja dan keamanan proses produksi. Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam penyusunan layout pabrik yaitu:

- a. Tanah yang tersedia
- b. Pengembangan pabrik di masa mendatang
- c. Distribusi bahan baku, bahan jadi, air, dan listrik
- d. Keadaan lingkungan, cuaca, dan sosial.
- e. Keamanan pada bahaya kebakaran, peledakan, dan gas beracun.

Menurut Vilbrand & Dryden, (1959) *layout* pabrik menjadi beberapa bagian utama yaitu:

- a. Pos Keamanan

Pos keamanan ditempatkan di depan pintu masuk dan keluar untuk mengawasi yang masuk keluar dari kawasan pabrik maupun mengawasi arus logistik atau bahan baku masuk dan pengiriman produk sekaligus menjadi salah satu penjaga keamanan utama pabrik.

- b. Area Administrasi/perkantoran, Laboratorium, dan *Control Room*

Area administrasi berfungsi sebagai pusat pengelolaan administrasi pabrik dan memastikan kelancaran operasional. Sementara itu, laboratorium dan *control room* berperan sebagai pusat pengawasan proses produksi, mutu bahan baku yang digunakan, serta kualitas produk yang akan dipasarkan.

- c. Area Proses

Area proses sebagai penempatan alat-alat proses dan juga area berlangsungnya proses reaksi berlangsung.

- d. Area Penyimpanan

Area penyimpanan sebagai penyimpanan produk dan bahan baku

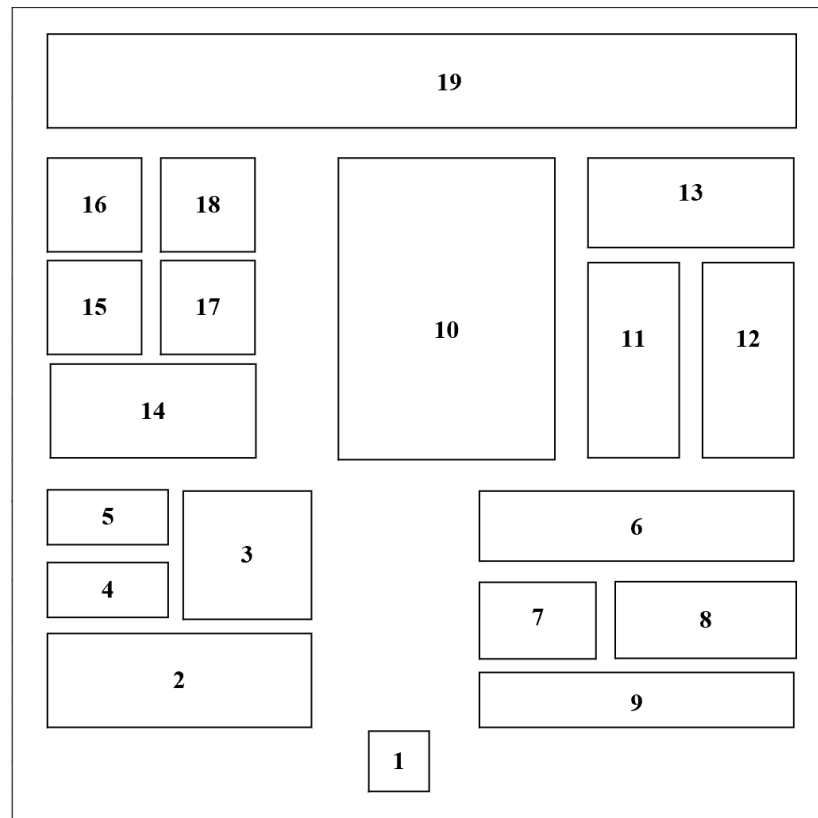
- e. Area Peralatan dan *maintenance*

Area ini sebagai perawatan alat-alat proses dan penyimpanan bahan – bahan yang diperlukan oleh pabrik

- f. Area Utilitas, Pengelolaan limbah dan *Power station*

Area yang menyediakan bahan pendukung seperti pengelolaan air untuk berlangsungnya proses. Pengelolaan limbah digunakan untuk mengelolah sisa limbah proses produksi agar ramah lingkungan, dan juga power station digunakan untuk memastikan listrik tetap stabil dan terjaga untuk mendukung proses produksi.

Berikut merupakan *lay out* pada pabrik bisa dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2. 3 *Lay Out* Pabrik

Tabel 2. 26 Keterangan <i>Lay Out</i> Pabrik	
Kode	Keterangan
1	Pos Kemanan
2	Area Parkir
3	Ruang Ibadah
4	Perpustakaan
5	Kantin
6	Kantor
7	HSSE
8	Poliklinik
9	Taman
10	Unit Proses
11	Unit Pengelolaan Limbah
12	Power Station
13	Utilitas
14	Unit Penyimpanan
15	Laboratorium
16	Control Room
17	Unit Peralatan
18	Unit Maintaince
19	Area Perluasan

2.5.2. *Layout* Peralatan Proses

Pada perancangan *layout* peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

a. Aliran bahan baku

Aliran bahan baku dan produk yang terorganisir dengan baik akan memberikan manfaat ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keselamatan proses produksi. Penting untuk memperhatikan ketinggian pipa dari permukaan tanah, yang sebaiknya dipasang minimal pada elevasi 3 meter. Sementara itu, pemipaan yang berada di permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tidak menghambat pergerakan para pekerja.

b. Aliran udara

Kelancaran sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus diperhatikan dengan seksama. Tujuannya adalah untuk memudahkan pergantian udara di suatu lokasi, sehingga mencegah penumpukan bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan kerja.

c. Cahaya

Seluruh area pabrik harus memiliki pencahayaan yang cukup, terutama di lokasi proses yang berbahaya atau memiliki risiko tinggi, yang memerlukan penerangan yang optimal.

d. Lalu lintas pekerja/manusia

Dalam merancang tata letak peralatan, penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat mengakses semua alat proses dengan cepat dan mudah.

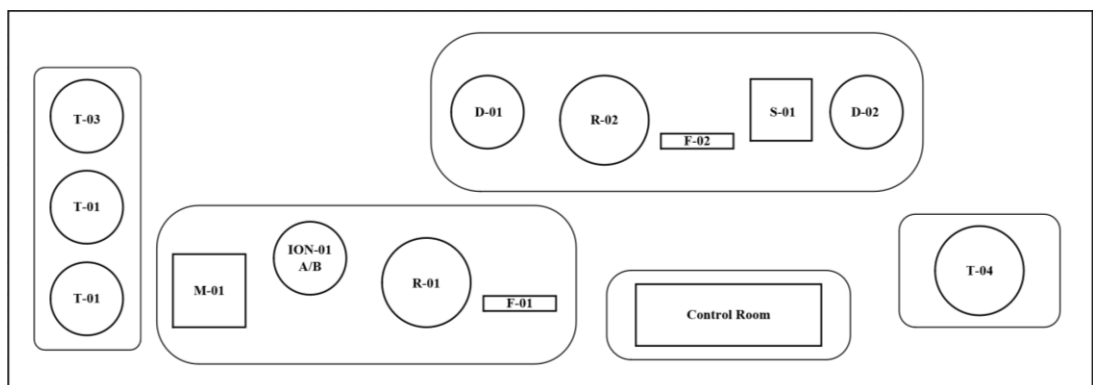
e. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan proses di pabrik harus dirancang sedemikian rupa untuk mengurangi biaya operasional sekaligus memastikan kelancaran dan keselamatan produksi, sehingga memberikan keuntungan secara ekonomis.

f. Jarak antar alat proses

Peralatan proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya ditempatkan terpisah dari peralatan lainnya. Hal ini bertujuan untuk mengurangi risiko kerusakan jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut.

Berikut merupakan *lay out* peralatan proses pada pabrik bisa dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2. 4 Lay Out Peralatan Proses pada Pabrik

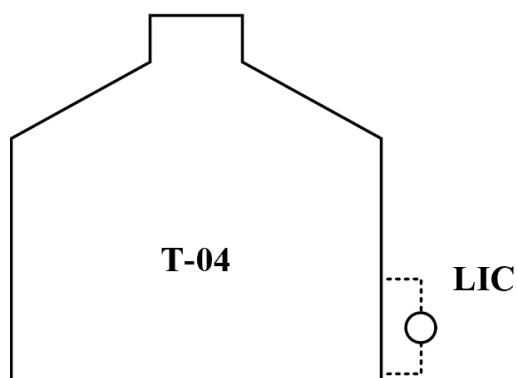
Tabel 2. 27 Keterangan *Lay Out* Peralatan Proses pada Pabrik

Kode	Keterangan
T-01	Tangki penyimpanan gliserol
T-02	Tangki penyimpanan air
T-03	Tangki penyimpanan asam sulfat
T-04	Tangki penyimpanan air
M-01	Mixer
ION-01	Ion Exchanger
A/B	
R-01	Reaktor Dehidrasi
F-01	Furnace 1
D-01	Kolom Destilasi 1
R-02	Reaktor Hidrogenasi
F-02	Furnace 2
S-01	Separator
D-02	Kolom Destilasi 2

BAB III

PERANCANGAN ALAT PROSES

3.1. Unit Penyimpanan

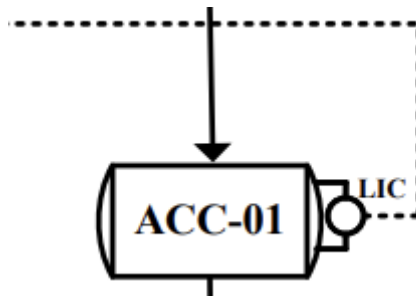


Gambar 3. 1 Tangki Penyimpanan

Unit penyimpanan alat yang digunakan yaitu tangki penyimpanan yang berkode (T-04) merupakan tangki propilen glikol, yang berfungsi sebagai penyimpanan propilen glikol dengan fase cair. Dimana tangki ini menggunakan tangki silinder tegak yang menggunakan atap kerucut dengan bahan *carbon steel SA-283 Grade C* (Towler & Sinnott, 2021). Pada penyimpanan propilen glikol mempunyai waktu 7 hari dengan kapasitas tangki sebesar 68 ton, kemudian kondisi temperature pada tangki penyimpanan 30°C dan juga tekanan 1 atm.

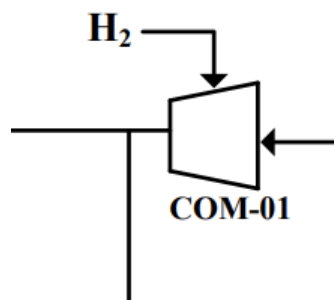
Tabel 3. 1 Ringkasan Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Ringkasan Tangki		
Nama	=	Tangki Propilen Glikol
Kode	=	T-04
Fungsi	=	Untuk tempat penyimpanan Propilen Glikol cair
Tipe	=	Tangki silinder tegak menggunakan atap kerucut
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Dimensi (Brownell & Young, 2006)		
Waktu Penyimpanan	=	7 Hari
Kapasitas Tangki	=	68 Ton
Diameter Tangki	=	83 m
Jumlah <i>Course</i>	=	3 <i>course</i>
Lebar <i>Course</i>	=	6 ft
Tebal <i>Shell</i> tiap <i>Course</i>	=	<i>Course 1</i> : 0,24 inch <i>Course 2</i> : 0,24 inch <i>Course 3</i> : 0,65 inch
Tinggi <i>Head</i>	=	59 m
Tebal <i>Head</i>	=	0,75 inch
Tinggi Tangki	=	5,5 m
Kondisi Operasi		
<i>Temperature</i>	=	30°C
Tekanan	=	1 atm



Gambar 3.2 Accumulator

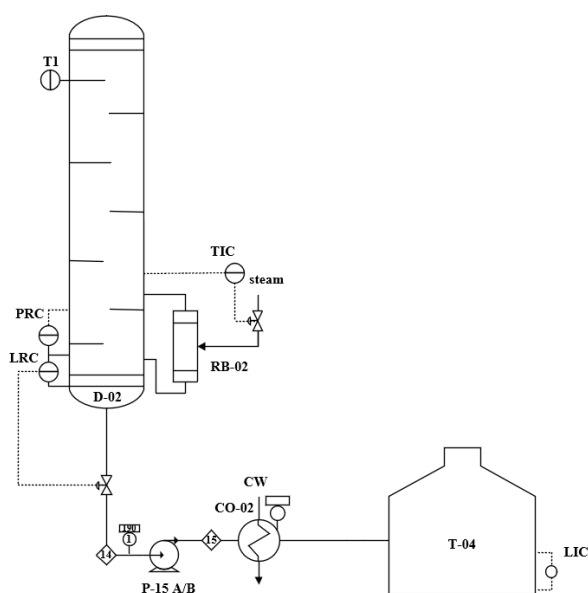
Ringkasan Accumulaator	
Nama	= <i>Accumulator</i>
Kode	= ACC- 01
Fungsi	= Menampung hasil kondensasi sementara
Bahan	= <i>High alloy steell SA-240 g</i>
Bentuk	= <i>Tangki cylindrical dengan tutup hemispheriical dished head</i>
Kapasitas	= 1,5 m ³
Panjang tangki	= 7,4 ft = 2,2 m
Tinggi	= 2,9 ft = 0,9 m
Tebal shell	= 0,9 in = 0,0048 m



Gambar 3.3 Compressor

Ringkasan Compressor	
Nama	= <i>Compressor</i>
Kode	= COM-01
Fungsi	= Meningkatkan tekanan
Jenis	= <i>Centrifugal Compressor</i>

3.2. Unit Pemindahan



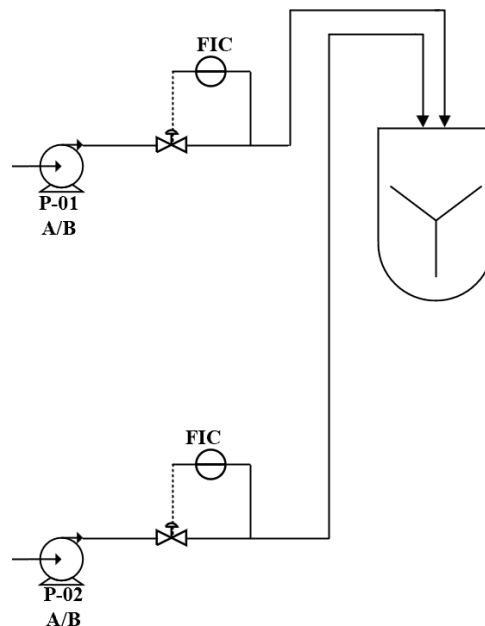
Gambar 3. 4 Pompa

Unit pemindahan yang digunakan adalah pompa yang berkode (P-15) merupakan pompa digunakan untuk memompa produk propilen glikol ke dalam tanngki penyimpanan (T-04). Dimana pompa ini berjenis pompa sentrifugal yang dimana kapasitasnya 690 gal/min, dengan daya pompa 10 Hp dan juga daya motornya 15 Hp (Peters & Timmerhaus, 1991).

Tabel 3. 2 Ringkasan Spesifikasi Pompa

Ringkasan Pompa		
Nama	=	Pompa
Kode	=	P-15
Fungsi	=	Untuk mempompa produk propilen glikol ke dalam tangki penyimpanan T-04
Tipe	=	Pompa Sentrifugal
Spesifikasi (Peters & Timmerhaus, 1991)		
Kapasitas	=	690 gal/min
Daya Pompa	=	10 Hp
Daya Motor	=	15 Hp
Pipa yang digunakan (Foust et al., 1980)		
Diameter Nominal	=	18 inch
Kecepatan Fluida	=	17,25 ft/detik

3.3. Unit Pencampuran



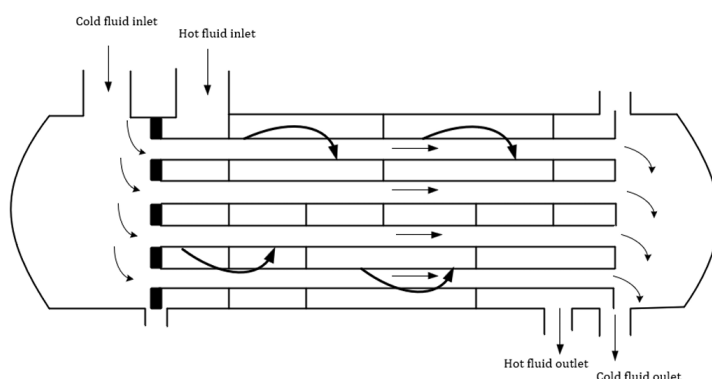
Gambar 3.5 Mixer

Unit pencampuran yang digunakan adalah *mixer* dengan kode alat (M-01), merupakan mixer yang digunakan sebagai tempat pencampuran gliserol dan air. *Mixer* ini berjenis Marine propeller dengan 3 *blades* dan 4 *baffle*. Kemudian pada pengaduk *mixer* mempunyai kecepatannya sebesar 7,57 rps, sehingga cukup untuk menghomogenasi kan bahan dari gliserol dan airnya (Carl L. Yaws, 1999).

Tabel 3. 3 Ringkasan Spesifikasi Mixer

Ringkasan Mixer		
Nama	=	Mixer
Kode	=	M-01
Fungsi	=	Sebagai tempat pencampuran gliserol dan air
Tipe	=	Marine Propeller dengan 3 <i>blades</i> dan 4 <i>baffle</i>
Spesifikasi (Brownell & Young, 2006)		
Volume	=	690 gal/min
Diameter	=	10 Hp
Tinggi	=	15 Hp
Tebal <i>Shell</i>	=	3/16 inch
Tebal <i>Head</i>	=	3/16 inch
Kecepatan Pengaduk	=	7,57 rps
Power Motor	=	17,94 Hp

3.4. Unit Penukar Panas

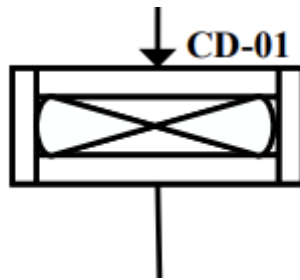


Gambar 3.6 *Heat Exchanger*

Pada unit penukar panas yang digunakan adalah *heat exchanger* dengan kode alat (HE-01). HE ini digunakan untuk memanaskan campuran gliserol yang keluar dari mixer sebelum masuk ke reaktor dehidrasi. Dimana jenis dari HE inni 2-4 *shell and Tuber heat exchanger* dengan bahan *Carbon steel SA-212 grade B* (Kern, 1996). *Length* pada HE ini sebesar 16 ft, dengan U_c 225,965 jam.ft². °F/Btu, U_d 521,701 btu/jam.ft². °F, dan R_d sebesar 0,00549 jam ft².°F/Btu.

Tabel 3. 4 Ringkasan *Heat Exchanger*

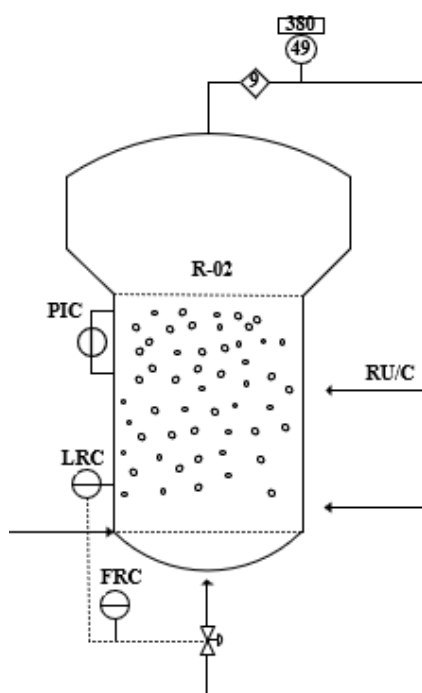
Ringkasan <i>Heat Exchanger</i>	
Nama	= <i>Heat Exchanger</i>
Kode	= HE-01
Fungsi	= Memanaskan campuran gliserol keluar mixer sebelum masuk ke reaktor dehidrasi
Jenis	= 2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>
Spesifikasi (Kern, 1950)	
Jumlah	= 1
<i>Lenght</i>	= 16 ft
<i>Allowable stress</i>	= 17500 psi
<i>Corrosion Factor</i>	= 0,041 in
U_c	= 225,965 jam.ft ² .°F/Btu
U_d	= 528,568 btu/ jam.ft ² .°F
R_d	= 0,00546 jam.ft ² .°F/Btu
Shell (Kern, 1950)	
ID <i>Shell</i>	= 1,4375 ft ²
<i>Shell pass</i>	= 2
<i>Baffle spacing</i>	= 0,21 ft
Tube (Kern, 1950)	
OD Tube	= 0,75 in
BWG	= 17
ID <i>Tube</i>	= 0,482



Gambar 3.7 Kondensor

Ringkasan Kondensor	
Nama	= <i>Kondensor</i>
Kode	= <i>CD-01</i>
Fungsi	= Menurunkan suhu dan merubah fasa
Jenis	= <i>Shell and tube</i>
Bahan	= <i>Stainless Steel tiper 316</i>
Spesifikasi (Kern, 1950)	
Jumlah	= 1
<i>Lenght</i>	= 6 m
<i>Jumlah tube</i>	= 522
Shell (Kern, 1950)	
<i>ID Shell</i>	= 0,8 m
<i>Shell pass</i>	= 2
<i>Baffle spacing</i>	= 0,2 m
Tube (Kern, 1950)	
OD Tube	= 0,0254 m
BWG	= 8
ID Tube	= 0,017 m

3.5. Unit Reaktor Kimia

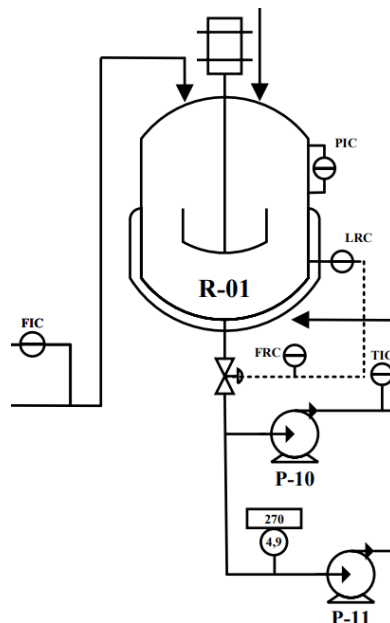


Gambar 3. 8Reaktor *Fluidized bed*

Reaktor *Fluidized Bed* dengan kode R-02 merupakan salah satu unit utama dalam proses produksi propilen glikol. Reaktor ini berfungsi untuk mereaksikan acetol dan hidrogen menjadi propilen glikol. Dibuat dari material *Carbon Steel SA-285 Grade C*. Secara fisik, reaktor ini memiliki diameter zona reaksi sebesar 2,264 meter, dengan *Transport Disengaging Height* sebesar 2,26350 meter, serta volume reaksi sebesar 4,0219 m³ (Levenspiel, 1980). Tinggi total reaktor mencapai 10,764 meter. Untuk menjamin keamanan operasi, reaktor ini dirancang dengan ketebalan dinding sebesar 1/4 in dan ketebalan bagian *head* sebesar 5/16 in.

Tabel 3. 5 Ringkasan Spesifikasi Reaktor

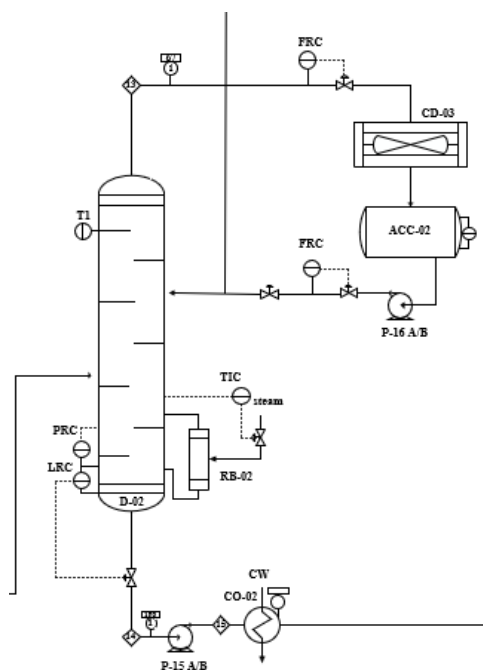
Ringkasan Reaktor <i>Fluidized bed</i> (Kuni & Levenspeel, 1991)		
Nama	=	Reaktor <i>Fluidized bed</i>
Kode	=	R-02
Fungsi	=	Mereaksikan acetol dan <i>hydrogen</i> menjadi propilen glikol
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-285 Grade C</i>
Diameter zone reaksi	=	2,264 m
<i>Transport Disengaging Heigh</i>	=	2,26350 m
Volume	=	4,0219 m ³
Tinggi Reaktor	=	11,841 m
Tebal dinding reaktor	=	1/4 in
Tebal <i>head</i> reaktor	=	5/16 in



Gambar 3.9. Reaktor Dehidrasi

Ringkasan Reaktor CSTR (Kuni & Levenspeel, 1991)		
Nama	=	Reaktor
Kode	=	R-01
Fungsi	=	Mereaksikan gliserol menjadi acetol
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless Steel SA-167 grade 11 tipe 316</i>
Jenis pengaduk	=	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Jumlah pengaduk	=	1 buah
Volume	=	4,1079 m ³
Tinggi Reaktor	=	1,5 m
Tebal dinding reaktor	=	3/16 = 0,1875 in
Tebal <i>head</i> reaktor	=	3/16 = 0,1875 in

3.6. Unit Pemisahan

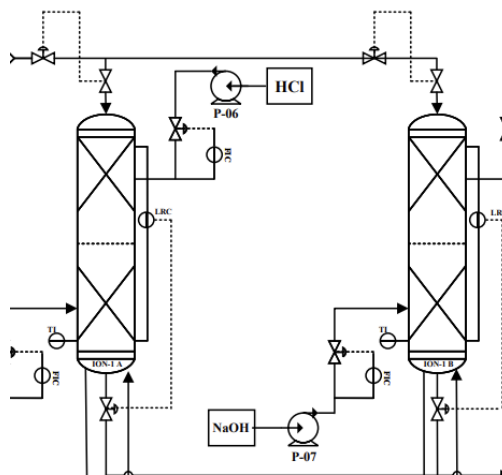


Gambar 3. 10 Kolom Distilasi

Menara distilasi dengan kode D-02 berfungsi untuk memisahkan sisa acetol dari produk propilen glikol. Kolom ini menggunakan jenis *sieve tray* dan memiliki 41 plate, lebih banyak dari jumlah minimal yang dibutuhkan, yaitu 12 plate, guna meningkatkan efisiensi pemisahan. Menara ini terbuat dari material *carbon steel* tipe SA-212 *Grade C* dan beroperasi pada tekanan 1 atm dengan suhu umpan 190°C serta suhu puncak 67°C. Dimensi kolom mencakup diameter dasar 1686 in, diameter puncak 5534 in, dan tinggi total 13,97 meter, dengan ketebalan *head* 3 in dan tinggi *head* 7,265 in (Brownell & Young, 2006).

Tabel 3. 6 Ringkasan Kolom Distilasi

Ringkasan Menara Distilasi		
Nama	=	Menara Distilasi
Kode	=	D-02
Fungsi	=	Memisahkan sisa acetol ari prouk propilen glikol
Jenis Kolom	=	<i>Sieve tray</i>
Jumlah <i>plate</i> minimal	=	12
Jumlah <i>plate</i> aktual	=	41
Lokasi umpan masuk	=	<i>Plate</i> ke-12
Bahan konsruksi	=	<i>Carbon steel</i> tipe SA-212 Grade C
Kondisi Operasi Umpan		
Temperatur	=	190°C
Tekanan	=	1 atm
Kondisi Operasi Puncak		
Temperatur	=	67 °C
Tekanan	=	1 atm
Dimensi Kolom		
Diameter Puncak	=	5633 in
Diameter Dasar	=	1716 in
Tebal Head		
Tebal <i>Head</i>	=	3 in
Tinggi <i>Head</i>	=	7,265 in
Tinggi Menara Distilasi	=	13,97 m



Gambar 3. 11 *Ion Exchanger*

Ringkasan Menara Distilasi

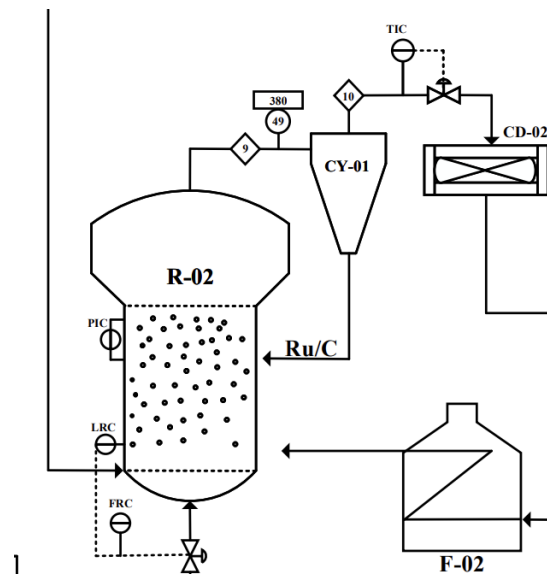
Nama	=	Ion Exchanger
Kode	=	ION-1A&B
Fungsi	=	Menurunkan kandungan garam terlarut dan meningkatkan kemurnian pada bahan
Kapasitas	=	254,2 L/jam
Diameter luar	=	14 ft = 4,2 m
Tinggi	=	23,2 ft = 7,1 m
Kebutuhan HCl	=	58,33 L/jam
Bahan konsruksi	=	Plate steel tipe SA-240 Grade T

Kondisi Operasi Umpan

Temperatur	=	30°C
Tekanan	=	1 atm

Kondisi Operasi Puncak

Temperatur	=	40 °C
Tekanan	=	1 atm



Gambar 3.12 Cyclone

Ringkasan Cyclone Separator	
Nama	= Cyclone
Kode	= CY-01
Fungsi	= Memisahkan gas dengan Katalis Ru/C
Bahan	= High alloy steel SA-240 grade S
Tinggi cyclone	= 8 m

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES

Agar pabrik dapat berfungsi dengan optimal, diperlukan fasilitas pendukung proses yang dikenal sebagai unit utilitas. Secara umum, utilitas yang ada di pabrik mencakup air dan listrik. Unit utilitas memiliki peranan yang sangat penting dalam operasional pabrik, karena dengan menyediakan semua kebutuhan tersebut, pabrik dapat menjalankan proses produksi dari tahap awal hingga menghasilkan produk akhir. Di pabrik propilen glikol, utilitas yang diperlukan antara lain:

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
3. Unit Pembangkit Uap (*System Generation System*)
4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Power Air System*)
5. Unit Laboratorium
6. Unit Pengolahan Limbah

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

4.1.1 Unit Penyedia Air

Dalam suatu industri kimia, kebutuhan akan air sangat vital untuk menunjang berbagai proses operasional. Air digunakan dalam berbagai bentuk dan tujuan, seperti sebagai air umpan boiler, air pendingin, air minum, air sanitasi, serta sebagai media pemadam kebakaran. Khusus pada proses produksi propilen glikol, air yang digunakan harus memiliki kemurnian tinggi, yaitu air yang telah mengalami proses demineralisasi agar bebas dari kandungan mineral, garam, dan kontaminan lain yang dapat menimbulkan kerak serta korosi pada peralatan proses. Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik, sumber air laut dipilih sebagai sumber utama. Pemilihan air laut ini didasarkan pada beberapa pertimbangan strategis, di antaranya:

- Kedekatan lokasi pabrik dengan pantai, sehingga memudahkan akses dan distribusi air laut ke unit pengolahan air.
- Ketersediaan air laut yang melimpah dan berkelanjutan, membuat risiko kekurangan pasokan air sangat kecil bahkan dalam kondisi kemarau panjang.
- Kemampuan penyediaan air dalam volume besar secara kontinyu, sangat mendukung kebutuhan pabrik yang berskala besar dan beroperasi terus-menerus.

Namun demikian, penggunaan air laut sebagai sumber utama juga memiliki tantangan yang perlu diatasi, yaitu:

- Air laut mengandung berbagai senyawa terlarut, mikroorganisme, dan partikel padat yang harus dihilangkan terlebih dahulu melalui proses pemurnian agar memenuhi standar kualitas air proses.
- Sifat korosif dari air laut menuntut pemilihan material konstruksi pipa dan peralatan yang tahan terhadap korosi, seperti baja tahan karat atau bahan dengan lapisan pelindung khusus.

Berdasarkan hal-hal tersebut, air laut tidak dapat digunakan secara langsung dan harus melalui serangkaian tahapan pengolahan terlebih dahulu. Tahapan ini mencakup proses filtrasi, demineralisasi, dan kadang-kadang desalinasi, tergantung pada kebutuhan spesifik masing-masing jenis air proses. Setelah melalui proses ini, air akan diklasifikasikan berdasarkan kegunaannya, seperti:

a Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan berasal dari air laut yang dekat dengan lokasi pabrik dan diterapkan dengan sistem sekali pakai (*once-through*), di mana air digunakan untuk menyerap panas lalu dibuang kembali ke laut melalui *outfall*. Sistem ini dipilih karena sederhana dan air laut tersedia melimpah. Kualitas air pendingin harus memenuhi standar tertentu untuk mencegah korosi dan pencemaran, sesuai dengan ketentuan ASME, (1994) yang tercantum pada Tabel 4.1.

Tabel 4. 1 Syarat Air Pendingin (ASME, 1994)

Paramter	Air Pendingin	
	<i>Circulating Water</i>	<i>Make up Water</i>
pH	6.5-8.5	6.0-8.4
Konduktivitas elektrik (mS/l)	<80	<30
Klorida (mg/l)	<200	<50
Sulfat (mg/l)	<200	<50
Alkali (mg/l)	<100	<50
Total <i>Hardness</i> (mg/l)	<250	<70
Kalsium (mg/l)	<150	<50
Silika (mg/l)	<40	<30

Air pendingin yang dibuang melalui *outfall* harus memenuhi persyaratan lingkungan yang ditetapkan oleh Kementerian Lingkungan Hidup, antara lain tidak mengandung limbah B3, bebas dari minyak dan turunannya, tidak mengandung

bahan kimia berbahaya, serta memiliki suhu maksimum 40 °C. Ketentuan lebih lanjut mengenai baku mutu air limbah industri diatur dalam Kementerian Lingkungan Hidup Republik Indonesia,)2014) Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia No. 5 Tahun 2014. Adapun kebutuhan air pendingin untuk pabrik propilen glikol dirinci pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Pendingin pada Proses		
Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
Cooler 1	CO-01	15.762,403
Cooler 2	C0-02	533.994,044
Total		549756,4472

b *Air hydrant*

Air untuk sistem hydrant merupakan salah satu utilitas penting di area pabrik, terutama sebagai langkah tanggap darurat jika terjadi kebakaran di wilayah tertentu. Penyaluran air tersebut dilakukan melalui jaringan pipa hydrant yang mencakup seluruh area pabrik, dengan pasokan air yang bersumber dari unit desalinasi.

Peralatan pendukung seperti gulungan selang hydrant, konektor, dan katup diposisikan di berbagai titik strategis, dengan tujuan mempermudah akses dan penggunaan di seluruh bagian pabrik. Pada pabrik propilen glikol, kebutuhan air untuk keperluan pemadaman kebakaran diasumsikan sebesar 140% dari total penggunaan air untuk keperluan sanitasi dan laboratorium, yakni sekitar 1.386,17 kg per jam.

c *Air umpan boiler*

Air yang digunakan pada unit boiler berperan penting dalam menghasilkan uap (steam) yang dibutuhkan untuk mendukung jalannya proses produksi. Namun, kualitas air umpan boiler harus memenuhi sejumlah kriteria tertentu karena dapat mempengaruhi kinerja dan keawetan peralatan.

- Kadar kesadahan total dalam air umpan tidak boleh melebihi 0,1. Jika lebih dari batas ini, dapat menyebabkan terbentuknya kerak di dalam boiler.
- Rentang pH yang disarankan untuk air umpan adalah antara 7,5 hingga 10. Nilai pH di luar rentang ini berisiko menimbulkan korosi pada sistem.

- **Kandungan oksigen** dalam air umpan diperbolehkan hingga sebesar 0,04. Apabila melebihi batas tersebut, oksigen dapat memicu proses korosi di dalam boiler.
- **Kadar silika** yang diperbolehkan berkisar antara 35 hingga 150. Jumlah silika yang berlebihan juga dapat mengakibatkan pembentukan kerak pada permukaan dalam boiler.

Persyaratan air menurut sumber ASME, (1994) yang dapat digunakan sebagai umpan boiler dapat dilihat pada tabel 4.3

Tabel 4. 3 Syarat Air Umpan Boiler (ASME, 1994)

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
Total Hardness	mg/L	0,1
pH	Unit	7,5-10
Oksigen terlarut	mg/L	0,04
Silika	mg/L	150
Fe	mg/L	0,1

Air laut dengan karakteristik sebagaimana tercantum pada Tabel 4.1 perlu melalui proses pengolahan baik secara eksternal maupun internal agar memenuhi standar kualitas air umpan boiler sesuai Tabel 4.3. Pengolahan eksternal mencakup tahap-tahap sebelum air masuk ke unit pembangkit uap, antara lain proses klorinasi untuk desinfeksi, desalinasi untuk menghilangkan garam, serta demineralisasi guna menurunkan kadar mineral terlarut. Sementara itu, pengolahan internal dilakukan di dalam sistem pembangkit uap itu sendiri, bertujuan untuk mencegah terbentuknya kerak, terjadinya korosi, serta munculnya busa (foaming) selama proses pembentukan uap.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik propilen glikol dapat dirincikan pada tabel berikut :

Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Sebagai Steam pada Proses

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air Sebagai Steam (kg/jam)
Heater 1	HE-01	24812,866
Reaktor 1	R-01	94791,896
Furnace 1	F-01	947635
Reboiler 1	Rb-01	1663829
Heater 2	HE-02	1161856
Reaktor 2	R-02	20975786
Furnace 2	F-02	10945988
Heater 3	HE-03	2855620
Reboiler 2	Rb-02	41800223
Total		80470541,76

d Air Kebutuhan Sanitasi

Air kebutuhan sanitasi dan konsumsi dalam suatu pabrik digunakan untuk keperluan laboratorium, karyawan (minum), memasak, mencuci, dan mandi. Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan No. 416/MENKES/PER/IX, (1990) air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih yang meliputi:

1. Syarat Fisik
 - a. Tidak Berbau
 - b. Tidak Berasa
 - c. TDS tidak lebih dari 1500 mg/L
 - d. Kekeruhan maksimum 25 NTU
 - e. Suhu + 3 °C dari suhu udara
 - f. Warna tidak lebih dari 50 TCU
2. Syarat Kimia
 - a. pH 6,5–9,0
 - b. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun dan berbahaya baik organik maupun anorganik
 - c. Steril dari mikroba
3. Syarat bakteriologis
 - a. Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen
 - b. Bakteri Echeruchia Coli kurang dari 1/100 ml
 - c. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit ($\text{Ca}(\text{Cl})_2$) atau desinfektan.

Ketersediaan air sebesar 20 liter per orang per hari hanya cukup untuk memenuhi kebutuhan dasar kebersihan dan sanitasi. Namun, untuk memastikan kesehatan dan kenyamanan pekerja tetap terjaga, diperlukan pasokan air yang lebih tinggi, umumnya antara 50 hingga 150 liter per orang per hari. Dengan asumsi jumlah tenaga kerja sebanyak 298 orang dan kebutuhan air higienis serta sanitasi sebesar 120 liter per orang per hari, maka total kebutuhan air untuk karyawan dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{Air sanitasi karyawan} = \frac{120 \frac{\text{liter}}{24 \text{ jam}} \times 298 \text{ orang} \times 8 \text{ jam/hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$\text{Air sanitasi karyawan} = 496,6667 \text{ liter/jam} = 495,2164 \text{ kg/jam} = 0,495 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Air kebutuhan laboratorium} = 20\% \times 495,2164 \text{ kg/jam} = 99,043 \text{ kg/jam} = 0,099 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Proses

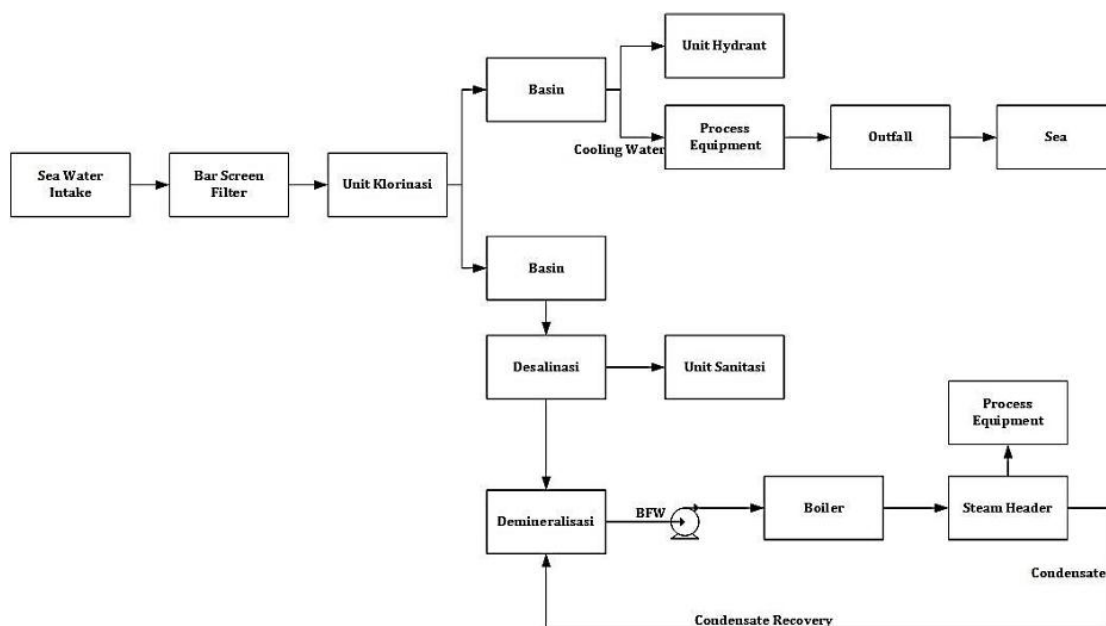
Nama Alat	Kebutuhan Air Sebagai
	Steam (kg/jam)
Pompa bahan baku air	37,807
Air buangan regenerasi	25,205
Pompa air bottom destilasi	45,575
Total	108,687
	0,1086 m ³ /jam

- Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air total untuk kebutuhan di pabrik propilen glikol dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4. 6 Kebutuhan Air Total	
Keterangan	Kebutuhan Air Sebagai Steam (kg/jam)
Air Sanitasi	495,2164
Air laboratorium	99,04328
Air pemadam	1.386,60592
Air pendingin	615.880,0604
Air reboiler	96.015.461,86
Air Proses	108,587
Total	96.633.431
	96.633 m ³ /jam

4.1.2 Unit Pengolahan Air Laut



Gambar 4. 1 Blok Diagram Pengolahan Air Laut

Berikut adalah tahapan untuk melakukan pengolahan air laut:

a Proses *sea water intake*

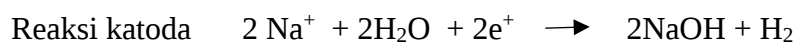
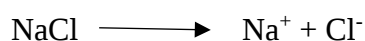
Air laut yang masuk pada bagian ujung *sea water basin* terlebih dahulu melalui proses penyaringan awal menggunakan *bar screen* yang berfungsi untuk menahan material-material berukuran besar. Alat ini dilengkapi dengan *traversing trash rake* yang berguna

untuk mengangkat kotoran yang tersangkut pada bar screen. Setelah itu, air laut melewati penyaring kedua yaitu *rotary screen* yang bertugas menyaring kotoran yang tidak tertahan di bar screen. Kotoran yang tersangkut pada *rotary screen* akan dibersihkan dengan semprotan air laut dari *sea water header* dan kemudian dibuang ke trash basket. Unit ini juga dilengkapi dengan *stop log* yang berfungsi untuk menghentikan aliran air laut ke dalam sea water basin saat dilakukan pembersihan. Pada ujung basin tempat air laut masuk, dilakukan injeksi larutan natrium hipoklorit (klorin) untuk membunuh organisme-organisme yang terkandung dalam air laut, sehingga dapat mengurangi risiko penyumbatan pada saluran pipa pendingin. Injeksi klorin dilakukan dengan dua metode, yaitu *continuous dosing* dan *shock dosing*. Pada *continuous dosing*, klorin disuntikkan secara terus-menerus dengan konsentrasi 1 ppm. Namun, karena pemberian klorin secara terus-menerus dapat menyebabkan organisme menjadi kebal, maka dilakukan pula *shock dosing* setiap 12 jam selama 30 menit dengan konsentrasi sebesar 10 ppm.

b Unit Klorinasi

Air laut dialirkan ke unit sel elektrolisis setelah terlebih dahulu melewati *strainer* yang berfungsi untuk menyaring kotoran agar tidak masuk ke dalam sistem sel. Unit elektrolisis ini terdiri dari dua *cell bank*, di mana masing-masing bank memiliki 10 sel yang tersusun secara seri. Setiap sel dilengkapi dengan elektroda berupa anoda dan katoda yang disusun secara paralel. Anoda pada sel dibuat dari material titanium yang telah dilapisi dengan lapisan khusus, sedangkan katodanya menggunakan bahan *stainless steel* tipe 304. Proses elektrolisis yang terjadi dalam sistem ini menghasilkan reaksi kimia yang digunakan dalam proses klorinasi air laut.

Reaksi awal



Setelah terbentuk, larutan klorin dialirkan menuju tangki penyimpanan *hypochlorite* (*hypochlorite storage drum*). Tangki ini dilengkapi dengan blower udara yang berfungsi untuk menghilangkan penumpukan gas hidrogen (H_2) di dalam tangki agar konsentrasinya tetap berada di bawah batas ledakan, yaitu 4%. Larutan klorin kemudian diinjeksi ke aliran air laut di bagian masuk basin menggunakan pompa, baik secara kontinu melalui metode *continuous dosing* maupun secara berkala melalui metode *shock dosing*.

c *Eksternal Treatment Boiler Feed Water*

Eksternal treatment merupakan serangkaian proses yang dilakukan pada sistem pendukung boiler dengan tujuan untuk menghasilkan air yang memenuhi standar kualitas sebagai air umpan boiler. Proses ini mencakup penghilangan partikel tersuspensi, penurunan atau penghilangan tingkat kesadahan, kadar silika, oksigen terlarut, serta kontaminan lain yang dapat memengaruhi kinerja boiler. Beberapa fasilitas yang digunakan dalam eksternal treatment meliputi unit desalinasi, demineralisasi, dan deareator.

1. Unit Desalinasi

Air desalinasi atau air tawar hasil dari unit ini dikontrol agar memenuhi spesifikasi yang bersumber dari Knight et al., (2020) seperti tabel 4.7.

Tabel 4. 7 Spesifikasi Air Desalinasi (Knight et al., 2020)

Parameter	Nilai
Konduktivitas Elektrik	<1 mS/m
Salinitas	<0,05%
pH	6,5-8,5
TDS	12 ppm
Cl	< 5 ppm

Dalam pabrik ini, proses desalinasi dilakukan dengan metode *reverse osmosis (RO)*, yang berfungsi untuk menyaring molekul-molekul besar dan ion-ion dari air laut, seperti ion Na^+ , Cl^- , K^+ , NO_3^- , Ca^+ , Mg^{2+} , dan CO_3^{2-} . Proses ini menggunakan membran selektif yang memungkinkan pelarut atau partikel-partikel kecil dalam larutan untuk melewatinya, namun menghalangi zat terlarut seperti molekul besar dan ion.

Proses desalinasi ini terdiri dari empat tahapan utama, yaitu:

1. *Pretreatment* atau pengolahan awal, di mana air umpan diolah terlebih dahulu agar sesuai dengan kondisi operasi membran. Tahapan ini melibatkan penghilangan partikel tersuspensi, penyesuaian pH, serta penambahan inhibitor untuk mengendalikan pembentukan kerak (*scaling*).
2. Pemberian tekanan, di mana *high pressure pump* digunakan untuk memberikan tekanan tinggi pada air umpan. Tekanan ini berfungsi sebagai gaya penggerak untuk mengatasi perbedaan konsentrasi antara kedua sisi membran.

3. Pemisahan dengan membran (*membrane separation*), yaitu proses di mana membran permeabel menahan garam-garam terlarut agar tidak lewat, sementara air hasil desalinasi dapat melewati membran tersebut.
 4. Tahap stabilisasi, di mana air hasil dari membran disesuaikan pH-nya sebelum dialirkan ke sistem distribusi.
2. Unit Demineralisasi

Unit ini berfungsi untuk mengolah kondensat hasil dari proses *stripping*, uap kondensat, serta air hasil desalinasi menjadi air demineralisasi yang digunakan sebagai air umpan boiler (*boiler feed water* atau BFW). Air demin adalah air yang memiliki kandungan ion-ion mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , Cl^- , Fe^{3+} , dan Cu^{2+} dalam jumlah yang sangat kecil atau hampir tidak ada. Nilai konduktivitas air demin yang disebabkan oleh keberadaan mineral logam dibatasi agar tidak melebihi 0,6 $\mu\text{S}/\text{cm}$, karena pada suhu tinggi, kandungan mineral tersebut dapat menyebabkan terbentuknya kerak pada sistem pembangkit uap. Unit demineralisasi ini terdiri dari tiga bagian utama, yaitu penukar kation, *degasifier*, dan *mixed bed polisher*.

a *Cation Exchanger*

Kondensat yang berasal dari proses terlebih dahulu dialirkan melalui tangki penukar kation untuk menghilangkan ion-ion yang masih terlarut, seperti Fe^{2+} , Ca^{2+} , Na^+ , K^+ , Mn^+ , dan Al^{3+} , sebelum diarahkan ke tangki *raw condensate*. Selain kandungan ion, kondensat ini juga mengandung gas-gas terlarut yang perlu dihilangkan. Oleh karena itu, tahapan pengolahan kondensat dari proses ini menjadi air demineralisasi lebih kompleks dibandingkan dengan pengolahan air hasil desalinasi maupun kondensat dari uap. Air umpan dimasukkan melalui bagian atas tangki penukar kation, kemudian mengalir ke bawah melewati lapisan resin penukar ion hingga akhirnya keluar dari bagian bawah tangki.

b *Degasifier*

Proses kondensat yang keluar dari penukar kation dialirkan menuju unit *degasifier* dengan tujuan untuk menghilangkan gas-gas terlarut yang masih terdapat dalam air kondensat. Di dalam *degasifier*, kondensat dikontakkan dengan aliran udara yang ditiupkan oleh kipas (*fan*) khusus. Kontak antara udara dan air ini memungkinkan gas-gas seperti CO_2 yang sebelumnya larut dalam kondensat untuk berpindah ke fase udara. Di dalam unit *degasifier* juga terdapat *plastic pall ring*, yang berfungsi untuk memperbesar luas permukaan kontak antara udara dan air, sehingga proses pemindahan gas menjadi lebih efisien.

Setelah melalui proses ini, air hasil *degasifier* dipompa menggunakan *degasifier water pump* ke tangki *raw condensate*, di mana air tersebut akan bercampur dengan kondensat uap dan air hasil desalinasi untuk kemudian diproses lebih lanjut.

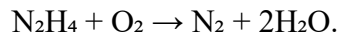
c *Mixed Bed Polisher*

Mixed bed polisher merupakan sebuah unit berbentuk bejana yang diisi dengan resin penukar kation dan anion. Resin ini berfungsi untuk menangkap seluruh ion bermuatan positif maupun negatif yang terdapat dalam *raw condensate*, sehingga air yang dihasilkan menjadi air demineralisasi atau bebas mineral. *Raw Condensate Tank* menyimpan air yang berasal dari beberapa sumber, yaitu unit *degasifier*, desalinasi, dan kondensat uap. Air dalam tangki ini belum dapat langsung digunakan sebagai *boiler feed water* (BFW) karena masih mengandung ion-ion mineral yang harus dikurangi. Karena sistem *waste heat boiler* (WHB) beroperasi pada suhu yang sangat tinggi, kandungan mineral dalam air umpan harus seminimal mungkin agar tidak menyebabkan terbentuknya kerak. Oleh sebab itu, *raw condensate* perlu menjalani pengolahan lebih lanjut untuk menghilangkan kation dan anion yang masih tersisa. Proses penghilangan ion-ion ini dilakukan di dalam *mixed bed polisher* yang berisi resin penukar ion, guna menghasilkan air dengan tingkat kemurnian tinggi yang sesuai untuk digunakan sebagai BFW.

3. *Daerator*

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan oksigen dalam air demineralisasi, karena oksigen dapat menyebabkan korosi pada sistem pembangkit uap. Penghilangan oksigen dilakukan melalui dua tahapan, yaitu *stripping* menggunakan uap (*steam*) dan injeksi senyawa *hydrazine* (N_2H_4). Air demin yang berasal dari tangki dialirkan ke unit *deaerator* menggunakan pompa demin. Sebelum masuk ke *deaerator*, sebagian air demin dipanaskan terlebih dahulu di *blow down cooler* menggunakan panas dari *continuous blow down*, kemudian dipanaskan lagi melalui *plate exchanger* di *BFW preheater* dengan memanfaatkan panas dari *boiler feed water* (BFW) yang keluar dari *deaerator*. Setelah itu, air demin dimasukkan ke bagian atas *deaerator* untuk menjalani proses *stripping*. Kandungan gas seperti O_2 dan CO_2 dalam air dapat bereaksi dengan besi di dalam sistem, membentuk endapan seperti Fe_2O_3 dan $Fe(OH)_3$ yang memicu terjadinya korosi. Oleh sebab itu, gas-gas ini perlu dihilangkan secara menyeluruh. Tahap pertama dilakukan dengan proses

stripping menggunakan uap untuk mengusir O₂ terlarut. Tahap kedua adalah injeksi *hydrazine*, yang berfungsi untuk mengikat sisa oksigen berdasarkan reaksi:



Setelah keluar dari *deaerator*, BFW masih akan diberi injeksi *ammonia anhydrous* guna menjaga pH dalam kisaran 8,5 hingga 9,5 sekaligus mengikat CO₂ yang masih ada. Selanjutnya, air ini dipompa ke dalam sistem boiler sebagai air umpan.

4. *Internal Treatment Boiler Feed Water*

Internal treatment digunakan untuk mengkondisikan air boiler dengan penambahan bahan kimia dan pengaturan tertentu guna mencegah terbentuknya kerak, korosi, serta *foaming*. Beberapa mekanisme yang dilakukan dalam internal treatment antara lain:

1. Mereaksikan kesadahan air dengan bahan kimia sehingga kerak kalsium karbonat yang keras berubah menjadi endapan lunak berlumpur yang dapat dikeluarkan melalui *blow-down*.
2. Mengatur *alkalinity* air boiler agar silika dapat ikut terbawa melalui aliran *blow-down*.
3. Menambahkan zat anti busa (*anti-foam*) untuk mencegah pembentukan busa yang dapat menyebabkan *carry over* dan menurunkan kemurnian uap.
4. Menjaga pH air umpan boiler dalam kisaran 9–10 untuk mencegah terjadinya korosi pada material.
5. Mengikat O₂ yang terlarut dalam air menggunakan *oxygen scavenger* seperti N₂H₄, DEHA, atau *hydroquinone* agar tidak menyebabkan korosi di dalam boiler.

Beberapa bahan kimia yang umum digunakan dalam internal treatment adalah:

a Fosfat (baik *ortho* maupun *polifosfat*)

Bereaksi dengan kesadahan kalsium untuk menetralkan ion-ion penyebab kesadahan dengan membentuk hidrat *tricalcium phosphate* berbentuk lumpur yang dapat dikeluarkan melalui *blow-down* berkala atau terus-menerus.

b *Dispersant*

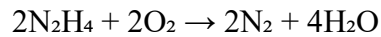
Berfungsi untuk meningkatkan sifat penyebaran (*dispersive*) dari air boiler.

c *Anti-scale*

Digunakan untuk mencegah terbentuknya kerak (*scaling*) pada permukaan pemanas.

d *Hydrazine* (N_2H_4)

Berperan sebagai pengikat oksigen dengan reaksi:



e Larutan amonia

Digunakan untuk mengatur pH air umpan boiler agar tetap berada pada kisaran 9–10 sehingga mencegah korosi pada material.

f *Anti-foaming*

Merupakan campuran bahan aktif permukaan yang berfungsi untuk menurunkan tegangan permukaan cairan, menghilangkan busa, dan mencegah terbawanya partikel halus air dalam uap.

4.2 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan energi listrik pada pabrik propilen glikol dapat dipenuhi melalui dua sumber utama, yaitu:

a Pasokan dari PLN

Listrik untuk operasional pabrik disuplai oleh PLN UP3 Dumai dengan kapasitas sebesar 3.400 MVA.

b Generator pembangkit listrik (*Generator Set*)

Pabrik juga memiliki pembangkit listrik sendiri berupa generator arus bolak-balik (AC) dengan sistem 3 fase. Pasokan listrik dari generator ini berasal dari jaringan tegangan menengah sebesar 200 kV. Penggunaan generator ini dipilih karena beberapa keunggulan, seperti tegangan listrik yang dihasilkan cukup tinggi, dapat disesuaikan dengan kebutuhan menggunakan transformator, serta daya dan tegangan yang dihasilkan relatif stabil.

Dalam pengoperasiannya, kebutuhan listrik pabrik propilen glikol dipenuhi oleh kombinasi antara pasokan dari PLN dan generator sebagai cadangan, dengan rasio pembagian daya PLN terhadap generator sebesar 2 : 1. Energi listrik ini digunakan untuk berbagai keperluan, seperti menunjang proses produksi dan utilitas, penerangan area pabrik, serta sistem pendingin ruangan (AC).

4.2.1 Kebutuhan Listrik Proses dan Utilitas

Tabel 4. 8 Kebutuhan Listrik Proses

Nama Alat	Jumlah	Hour Power (HP)	Total HP	Daya (Kw)
Pompa 1	2	30	60	80,461
Pompa 2	2	30	60	44,743
Pompa 3	2	30	60	44,743
Pompa 4	2	30	60	44,743
Pompa 5	2	30	60	44,743
Pompa 6	2	30	60	44,743
Pompa 7	2	30	60	44,743
Pompa 8	2	30	60	44,743
Pompa 9	2	30	60	44,743
Pompa 10	2	30	60	44,743
Pompa 11	2	30	60	44,743
Pompa 12	2	30	60	44,743
Pompa 13	2	30	60	44,743
Pompa 14	2	30	60	44,743
Pompa 15	2	30	60	44,743
Pompa 16	2	30	60	44,743
Mixer	1	1,59	1,59	1,186
Kompresor	1	12	12	8,949
Total				761,736

Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Hour	Total HP	Daya (Kw)
		Power (HP)		
Pompa air sanitasi	1	10	10	7,457
Pompa air laboratorium	1	10	10	7,457
pompa air pemadam	3	15	45	33,557
pompa air pendingin	2	10	20	14,914
pompa air demineralisasi	1	10	10	7,457
pompa air laut	5	37	185	137,957
Kompresor udara tekan	2	23,7	47,4	35,347
Total				244,146

4.2.2 Kebutuhan Listrik Penerangan

Estimasi kebutuhan energi listrik untuk penerangan dalam pabrik dapat dilakukan dengan pendekatan menggunakan konsep *Luminous Efficacy*, yaitu kemampuan lampu dalam menghasilkan cahaya yang diukur dalam satuan lumen. Jumlah pencahayaan yang dibutuhkan untuk suatu area dapat dihitung dengan rumus:

$$\text{Lumen} = \text{Luas area} \times \text{Lux}$$

Keterangan:

Lux merupakan kebutuhan cahaya per satuan luas (lumen/m²)

Area adalah luas permukaan yang memerlukan penerangan.

Nilai *lux* yang digunakan akan berbeda-beda tergantung pada fungsi atau jenis area yang akan diberi penerangan. Dalam perencanaan ini, standar nilai *lux* yang digunakan (Knight et al., 2020).

Tabel 4. 10 Kebutuhan Listrik Penerangan *Outdoor*

Nama Bangunan	Luas Area (m²)	Lux	Lumen
Pos Satpam	50	100	5000
Area Bahan Baku	5480	350	1918000
Area Proses	7760	500	3880000
Area Perbaikan	270	100	27000
Area Peralatan	630	100	63000
Unit pembangkit listrik	380	200	76000
Unit pengolahan air	300	200	60000
Unit pengolahan limbah	400	200	80000
Unit H2	1780	500	890000
Area Perluasan	3500	100	350000
Total	20550		734900

Bagian luar ruangan, akan digunakan lampu LED Philips 50 W yang memiliki 4500 lumen. Maka, dapat dihitung kebutuhan lampu luar ruangan adalah:

Lumen Philips TL 50 W = 4.500

Jumlah lumen diluar ruangan = 7.349.000

Kebutuhan listrik outdoor = 1.633 buah

Kebutuhan daya lampu = 81.656 watt = 81,66 kW

Tabel 4. 11 Kebutuhan Listrik Penerangan *Indoor*

Nama Bangunan	Luas Area (m²)	Lux	Lumen
Perkantoran	850	350	297500
Laboratorium	300	500	150000
Control Room	350	350	122500
Masjid	120	200	24000
Poli Klinik	100	250	25000
Kantin	350	200	70000
HSSE	180	200	36000
Gudang Produk	3550	100	355000
Total	5800		1080000

Bagian dalam ruangan, akan digunakan lampu LED Philips 16 W yang memiliki 1600 lumen (www.philips.co.id). Maka, dapat dihitung kebutuhan lampu dalam ruangan adalah:

Lumen Philips TL 16 W = 1.600

Jumlah lumen diluar ruangan = 1.080.000

Kebutuhan listrik outdoor = 675 buah

Kebutuhan daya lampu = 10.800 watt = 10,8 kW

Total kebutuhan penerangan listrik indoor dan outdoor = 92.456 watt = 92,46 kW

4.2.3 Kebutuhan Listrik Air Conditioner

Pendingin ruangan menggunakan AC (Air Conditioner) 1 pK low watt merk LG tipe Dual Core (www.lg.com) yang memiliki beban kalor standar ruangan 9200 BTU/jam.m² dan diperkirakan cukup untuk memenuhi ruangan seluas 7x7 meter (49 m²). Diketahui berikut rincian luas area yang memerlukan AC:

Tabel 4. 12 Kebutuhan Listrik AC

Nama Bangunan	Luas Area (m ²)
Perkantoran	850
Laboratorium	300
Control Room	350
Masjid	120
Poli Klinik	100
Kantin	350
HSSE	180
Total	2.250

Total luas area dalam ruangan adalah 2.250 m².

Jumlah AC yang digunakan = $2.250 \text{ m}^2 \div 49 \text{ m}^2/\text{buah} = 46$ buah

Total Daya AC = 2696 watt/jam.m² x 46 buah = 123.796 watt = 124 kW/jam

Total kebutuhan listrik merupakan jumlah dari kebutuhan daya pada penerangan unit proses/utilitas, kebutuhan penerangan, dan kebutuhan daya pendingin ruangan (AC).

Dapat dihitung total kebutuhan listrik pabrik propilen adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 13 Kebutuhan Listrik Total

Keterangan	Kebutuhan (Kw)
Listrik Proses	761,74
Listrik Utilitas	244,15
Listrik penerangan	92,46
Listrik AC	123,80
Total	1.222

Untuk keamanan, kebutuhan listrik harus dilebihkan 10% dari total keseluruhan, maka $1,1 \times 1.222 \text{ kW} = 1344,3 \text{ kW}$.

Selain itu, terdapat tambahan untuk peralatan kantor seperti printer, komputer, DCS, server computer, yang mana diasumsikan membutuhkan 20 Kw. Total kebutuhan listrik pabrik propilen glikol = $1344,3 \text{ kW} + 20 \text{ kW} = 1364,3 \text{ kW}$

4.3 Unit Pengadaan Steam (Reboiler)

Steam yang digunakan dalam pabrik Propilen Glikol dipakai untuk mensuplai kebutuhan panas pada beberapa *instrument*. Jenis boiler yang digunakan adalah *water tube* boiler dengan air umpan boiler melalui *tube* dan terjadi pembuatan *steam* pada bagian *tube*.

Jumlah kebutuhan steam = $9.3979 \text{ kg/jam} = 2.063,48 \text{ lb/jam}$

Kebutuhan air untuk pembuatan *steam* dipenuhi dari unit pengolahan air demineralisasi (*demine water tank*) dan dari kondensat yang dikembalikan ke deaerator.

Blowdown = $4\% \times \text{air umpan boiler}$

$$= 4\% \times 96.015.461,86 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.840.618,47 \text{ kg/jam}$$

Steam loss = $2\% \times 96.015.461,86 \text{ kg/jam}$

$$= 1.920.309,23 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan BFW (*Boiler Feed Water*) saat *startup*

Saat *startup* = *steam loss* x air umpan boiler

$$= 1.920.309,23 \text{ kg/jam} \times 96.015.461,86 \text{ kg/jam}$$

$$= 979.357.711,1 \text{ kg/jam} = 41,473 \text{ m}^2/\text{hari}$$

Kebutuhan BFW (*Boiler Feed Water*) saat *makeup*

Saat *makeup* = *Blow down* + *steam loss*

$$= 3.840.618,47 \text{ kg/jam} + 1.920.309,23 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.760.927,71 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,44 \text{ m}^2/\text{hari}$$

Kondisi saat *start up*

Berdasarkan *Steam Table*. Yaws, (1999)

Tekanan = 133,9 kPa

Suhu BFW = 30°C

Suhu *steam* = 108°C

HLL pada 108°C = 452,9 kJ/kg

Hv pada 108°C = 2.688,3 kJ/kg

$\lambda_{steam} = H_v - H_L = 2.235,4 \text{ kJ/kg}$

$Q_{steam} = \text{massa}_{steam} \times \lambda_{steam}$
 $= 20.922,87 \text{ kJ/jam} = 1.983.105 \text{ BTU/jam}$

Kondisi saat normal

Persentasi kondisi *steam* = 94%

Massa kondensat = $0.94 \times 96.015.461,86 \text{ kg/jam}$
 $= 90.254.534,15 \text{ kg/jam}$

Massa BFW = 5.760.927,71 kg/jam

Berdasarkan *Steam Table*. Yaws, (1999)

Tekanan = 133,9 kPa

Suhu BFW = 30°C

Suhu *steam* = 108°C

HLL pada 108°C = 452,9 kJ/kg

Hv pada 108°C = 2.688,3 kJ/kg

$\lambda_{steam} = H_v - H_L = 2.235,4 \text{ kJ/kg}$

$Q_{steam} = \text{massa}_{steam} \times \lambda_{steam}$
 $= 201.754.985 \text{ kJ/jam} = 8.097.136 \text{ BTU/jam}$

Menentukan luas penampang perpindahan panas

Berdasarkan Severn et al., (1954) konversi panas menjadi daya adalah

$$HP = \frac{Q}{970,3 \times 34,5}$$

$$HP = 2925,6$$

Ditentukan luas bidang pemanasan adalah 10 ft² /HP, sehingga total heating surface adalah 12.3 ft².

4.4. Unit Pengadaan Udara Bertekanan

Pada unit pengadaan udara bertekanan berfungsi untuk mendukung operasi instrumentasi dan suplai udara pada peralatan proses di pabrik, seperti penggerak katup kontrol serta

pembersih peralatan. Udara instrumen dan udara pabrik berasal dari sumber yang sama, yaitu udara lingkungan sekitar, namun tekanannya ditingkatkan menggunakan kompresor sebelum disalurkan melalui jaringan pipa.

Dalam proses produksi udara instrumen, udara dari kompresor dialirkan ke *Instrument Air Receiver*, yang berperan untuk memisahkan kandungan air serta berfungsi sebagai penampung udara sementara dengan tekanan 8,0 kg/cm². Selanjutnya, udara mengalir menuju filter inlet guna menyaring kotoran dan sisa minyak. Setelah itu, udara diteruskan melalui katup 4-arah ke salah satu unit pengering (Dryer A atau B) yang berisi Silica Gel atau Activated Alumina. Zat penyerap ini akan mengikat kandungan uap air (kelembapan) dari udara karena sifatnya yang higroskopis. Setelah melewati proses pengeringan, udara yang telah bebas dari kelembapan kembali disaring melalui filter outlet. Udara instrumen yang keluar dari unit pengering memiliki tekanan sekitar 7,0 kg/cm² dan titik embun (dew point) mendekati -40°C. Menurut (Branan, 1994) terdapat cara perhitungan daya yaitu :

$$Daya = \frac{\left(\frac{144}{33.000}\right) \left(\frac{K}{K-1}\right) (P \cdot Q)(K \cdot 1)}{Eo}$$

Dengan :

Adiabatik Eksponen (K)	= 1,19
Suction Pressure (P)	= 1 atm
Kapasitas Aktual (Q)	= 7 ft ³ /menit
Kompresion Rasio	= 4
Effisiensi Kompresor (Eo)	= 80%
Daya (P)	= 23,7 watt

4.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Pada unit pengadaan bahan bakar berfungsi sebagai kebutuhan bahan bakar yang ada pada *furnace*, generator, dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk *furnace* adalah batu bara, sedangkan generator dan boiler menggunakan solar (*fuel oil* No.2).

Pemilihan bahan bakar didasarkan dengan :

- Mudah diperoleh
- Lebih hemat biaya
- Penyimpanan yang mudah

4.5.1. Bahan Bakar Batu Bara

Nilai bahan bakar = 22,453 BTU/lbm (Perry, 2008)

Efisiensi = 85% (Perry, 2008)

Asumsi :

- Kebutuhan panas total = 115.068 kJ/jam
- Nilai kalor batu bara (NCV) = 25.000 kJ/kg

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bahan bakar} &= \frac{(115.068 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}})}{(25.000 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 0,85)} \\ &= 5,415 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Sehingga, bahan bakar batu bara untuk *furnace* sebesar 5,415 kg/jam

4.5.2. Bahan Bakar Solar (Generator dan Boiler)

Nilai bahan bakar = 19.860 Btu/lbm (Perry, 2008)

Low heating value = 42.789,53 kJ/kg (Nababan, 2017)

Densitas = 848,3 kg/m³ (Naddaf dan Heris, 2018)

Daya output generator = 35,1 kW

Daya generator = 35,1 kW x (0,9478 Btu/det)/kW x 3600 deet/jam
= 119,763 BTU/jam

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bahan bakar} &= \frac{(119,763 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}})}{(19.860 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}} \times 0,45359 \text{ kg/lbm})} \\ &= 13,29 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan solar} &= \frac{(13,29 \text{ kg/jam})}{(848 \text{ kg/m}^3)} \\ &= 0,01567 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 15,67 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

Sehingga, bahan bakar solar untuk generator sebesar 15,67 L/jam

Daya output boiler = 99,7 kW

Daya boiler = 99,7 kW x (0,9478 Btu/det)/kW x 3600 deet/jam
= 340,333 BTU/jam

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bahan bakar} &= \frac{(340,333 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}})}{(19.860 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}} \times 0,45359 \text{ kg/lbm})} \\ &= 7,77 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan boiler} &= \frac{(7,77 \text{ kg/jam})}{(848,3 \text{ kg/m}^3)} \\ &= 0,00916 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 9,16 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

Sehingga, bahan bakar boiler untuk generator sebesar 9,16 L/jam

4.6. Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk menurunkan tingkat pencemaran dalam limbah agar aman dibuang ke lingkungan, serta sebagai langkah untuk memenuhi standar kualitas limbah yang telah ditetapkan oleh pemerintah melalui Keputusan Menteri Negara. Limbah yang dihasilkan dari proses produksi propilen glikol meliputi buangan proses, air berminyak dari sistem pompa, serta air limbah dari kegiatan sanitasi. Adapun jenis-jenis limbah yang dihasilkan oleh pabrik propilen glikol antara lain sebagai berikut:

4.6.1. Limbah Cair

Pabrik propilen glikol menghasilkan limbah cair, yaitu :

- Air generasi dan *backwash* unit proses dan demineralisasi

Air hasil regenerasi dan backwash dari unit demineralisasi umumnya memiliki pH yang bersifat asam atau basa. Sebelum dibuang ke lingkungan, air ini harus melalui proses netralisasi untuk mencegah pencemaran. Proses netralisasi dilakukan di kolam khusus, dengan penambahan HCl apabila pH lebih dari 7, atau NaOH jika pH kurang dari 7. Setelah mencapai pH netral, air tersebut dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama dengan aliran limbah dari unit pengolahan lainnya.

- Air berminyak dari minyak pelumas mesin proses

Air yang mengandung minyak berasal dari oli pelumas yang digunakan dalam pompa proses. Pemisahan antara minyak dan air dilakukan berdasarkan perbedaan densitas. Minyak yang mengapung di permukaan dikumpulkan dan disalurkan ke tangki penampung, sementara air yang berada di lapisan bawah dialirkan menuju kolam penampungan akhir sebelum akhirnya dibuang ke Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL).

- Air buangan sanitasi

Limbah ini mengandung senyawa organik yang berasal dari fasilitas kamar mandi di area pabrik serta limbah dari kantin, yang terdiri atas limbah padat dan cair. Limbah cair merupakan hasil buangan dari aktivitas domestik dan perkantoran, yang seluruhnya dikumpulkan dan diolah dalam unit pengolahan sanitasi. Proses pengolahan dilakukan menggunakan metode lumpur aktif serta penambahan desinfektan natrium hipoklorit, sebelum limbah tersebut dialirkan ke Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL).

- Air buangan *blow down cooling water*

Limbah proses merupakan limbah yang timbul selama berlangsungnya proses produksi, umumnya disebabkan oleh kebocoran peralatan. Limbah ini mengandung berbagai jenis senyawa organik. Metode pengolahan limbah organik ini serupa dengan

pengolahan limbah dari air buangan sanitasi, yaitu dengan mengumpulkannya di satu lokasi untuk kemudian diproses dalam unit stabilisasi menggunakan sistem lumpur aktif. Tahap selanjutnya adalah proses aerasi, yang berfungsi sebagai media pertumbuhan dan reproduksi bakteri pengurai senyawa organik dalam limbah. Setelah tahap aerasi, limbah diberi perlakuan desinfeksi dengan kalsium hipoklorit untuk membunuh bakteri yang tersisa.

4.6.2. Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan oleh pabrik propilen glikol ini tidak berasal dari aktivitas proses produksi, melainkan berasal dari fasilitas kantin dan area perkantoran. Limbah berupa sisa makanan dan kertas tidak melalui proses pengolahan, melainkan langsung dibuang ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA). Berdasarkan standar dari Badan Standardisasi Nasional (2002), pengelolaan limbah padat mengacu pada SNI 19-2454-2002 yang menjelaskan tata cara teknis operasional dalam pengelolaan sampah, yang dijelaskan sebagai berikut:

a. Pola Pengumpulan Sampah

Pengumpulan sampah dilakukan setiap 1 hingga 2 hari, atau paling lama setiap tiga hari sekali, tergantung pada jenis dan komposisi sampah. Jika kandungan sampah organik cukup tinggi, maka pengambilan sampah perlu dilakukan setidaknya sekali dalam sehari. Sementara itu, pengumpulan sampah kering mengikuti jadwal yang telah ditetapkan dan dapat dilakukan dengan interval lebih dari tiga hari.

b. Peralatan Penangkut Sampah

Peralatan penampungan sampah sebaiknya dilengkapi dengan penutup, minimal berupa jaring, untuk mencegah sampah tercecer. Tinggi wadah tidak melebihi 1,6 meter dan idealnya dilengkapi dengan sarana angkut. Kapasitas wadah disesuaikan dengan klasifikasi jalan yang akan dilintasi. Selain itu, bagian dasar truk atau kontainer sebaiknya dilengkapi dengan sistem pengaman untuk mencegah tumpahan air lindi

c. Teknik pengolahan Sampah

Proses pengomposan dapat dilakukan secara alami, melalui metode biologis menggunakan cacing, atau dengan bantuan organisme tambahan. Kegiatan daur ulang disesuaikan dengan karakteristik sampah, baik organik maupun anorganik. Upaya pengurangan volume sampah dilakukan melalui pencacahan, biogasifikasi, atau pemanfaatan energi yang dihasilkan dari proses pengolahan sampah tersebut

d. Pemilihan Lokasi TPA

Metode pembuangan akhir sampah dilakukan melalui sistem penimbunan yang terkontrol, mencakup pengelolaan lindi dan gas yang dihasilkan. Penggunaan lahan urug saniter juga melibatkan pengolahan lindi dan gas. Untuk wilayah dengan kondisi pasang surut, metode penimbunan dilakukan menggunakan sistem kolam yang terdiri dari kolam anaerob, kolam fakultatif, dan kolam maturasi.

4.7. Laboratorium

Laboratorium berfungsi sebagai sarana untuk memperoleh berbagai data yang dibutuhkan dalam operasional pabrik. Data ini dimanfaatkan untuk mengevaluasi performa unit-unit proses, menilai efisiensi, serta melakukan pengendalian mutu. Pengendalian mutu terhadap propilen glikol mencakup pemeriksaan bahan baku, pemantauan proses produksi, dan evaluasi produk akhir. Kegiatan pengendalian dilakukan secara berkala guna memastikan bahwa kualitas bahan baku dan produk akhir tetap sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Pemeriksaan rutin juga berperan dalam mendeteksi apakah proses produksi berjalan sesuai standar atau mengalami penyimpangan.

Dalam pelaksanaan fungsinya, laboratorium dibagi ke dalam beberapa kelompok sesuai dengan tugas masing-masing:

a. Laboratorium Analitik

Laboratorium analitik bertujuan untuk melakukan analisis dan pemantauan pada karakteristik fisik dan kimia dari bahan baku, produk, kualitas, utilitas, limbah, serta bahan pendukung pada proses produksi berlangsung yang ada pada pabrik pembuatan propilen glikol.

b. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Laboratorium penelitian dan pengembangan bertujuan untuk melakukan riset dan pengembangan yang berkaitan dengan permasalahan kualitas material dalam proses produksi guna meningkatkan mutu produk akhir. Kegiatan laboratorium bersifat non-rutin dan lebih difokuskan pada eksplorasi hal-hal baru untuk mendukung inovasi proses. Selain itu, laboratorium juga melakukan analisis terhadap limbah yang telah melalui proses pengolahan sebelum dibuang ke lingkungan

Pada tabel 4.14. merupakan perincian program kerja pada laboratorium Pabrik Propilen Glikol untuk menganalisa bahan baku, produk, utilitas dan air yang akan digunakan dalam proses, sebagai berikut :

Tabel 4. 14 Parameter Uji Program Laboratorium

Parameter Uji	Tujuan Pengujian	Alat Uji
Analisa Bahan Baku Gliserol	Analisa kemurnian gliserol	GC-MS
	<i>Analisa specific gravity</i>	<i>Hydrometer</i>
Analisa Bahan <i>Intermediate Aceton</i>	Analisa kemurnian aceton	GC-MS
	<i>Analisa specific gravity</i>	<i>Hydrometer</i>
	Analisa viskositas cairan	Viscometer Rotasi
Analisa Produk Propilen Glikol	Analisa kemurnian propilen glikol	GC-MS
	<i>Analisa specific gravity</i>	<i>Hydrometer</i>
	Analisa viskositas cairan	Viscometer Rotasi
Analisa Gas H ₂	Analisa <i>humidity</i> dan temperature	<i>Gas Detector</i>
	<i>Analisa specific gravity</i>	<i>Effusiometer</i>
Analisa Air Sanitasi	Analisa kekeruhan air	<i>Turbidity meter</i>
	Analisa pH	pH meter
	Analisa kadar TDS (<i>Total Dissolved Solid</i>)	TDS meter
	Analisa kandungan logam pada air	AAS
Analisa BFW (<i>Boiler feed water</i>) dan CW (<i>Cooling water</i>)	Analisa <i>dissolved oxygen</i> (oksigen terlarut dalam air)	DO meter

	Analisa kadar BOD (<i>Biological Oxygen Demand</i>)	BOD meter
	Analisa kadar TDS (<i>Total Dissolved Solid</i>)	TDS meter
	Analisa kesedahan air	<i>Water Hardness Tester</i>

BAB V

MANAGEMENT PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk usaha yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), yaitu suatu badan usaha berbadan hukum yang terdiri atas sejumlah pemegang saham. Perseroan Terbatas memperoleh modal melalui penjualan saham, di mana setiap pemilik modal atau mitra usaha memiliki satu atau lebih lembar saham. Saham sendiri merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh perseroan, yang menunjukkan bahwa pemiliknya telah menyetorkan modal ke dalam perusahaan dan sekaligus memiliki bagian kepemilikan atas perusahaan tersebut. Dalam struktur PT, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah modal yang telah disetor sebagaimana tercantum dalam lembar saham. Pemilihan bentuk usaha ini didasarkan pada berbagai pertimbangan yang diatur dalam Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007, yaitu:

- a. Perusahaan dapat memperoleh modal dengan menjual saham perusahaan
- b. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas, sehingga kelangsungan aktivitas produksi sepenuhnya berada di bawah wewenang pimpinan dan para karyawan perusahaan.
- c. Terdapat pemisahan antara kepemilikan dan pengelolaan perusahaan, di mana pemilik adalah para pemegang saham, sementara pengelolaan dijalankan oleh direksi yang berada di bawah pengawasan dewan komisaris.
- d. Keberlanjutan operasional perusahaan tetap terjaga karena tidak tergantung pada keberadaan individu tertentu, seperti pemegang saham, anggota direksi, maupun staf.
- e. Pemegang saham memiliki hak untuk menentukan susunan dewan komisaris dan memilih direktur utama.
- f. Perusahaan memiliki aset yang berdiri sendiri, terpisah dari harta pribadi para pemiliknya.

Terdapat ciri-ciri dari Perseroan Terbatas (PT) menurut Siagian, (2011), diantaranya:

- a. Perseroan Terbatas dibentuk melalui akta notaris yang merujuk pada ketentuan dalam kitab Undang-Undang Hukum Dagang.
- b. Dalam jumlah modal Perseroan Terbatas ditetapkan dalam akta pendirian dan terbagi dalam bentuk saham.
- c. Para pemegang saham adalah pemilik perusahaan

Pada pabrik propilen glikol yang akan didirikan mempunyai :

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Letak : Dumai, Riau

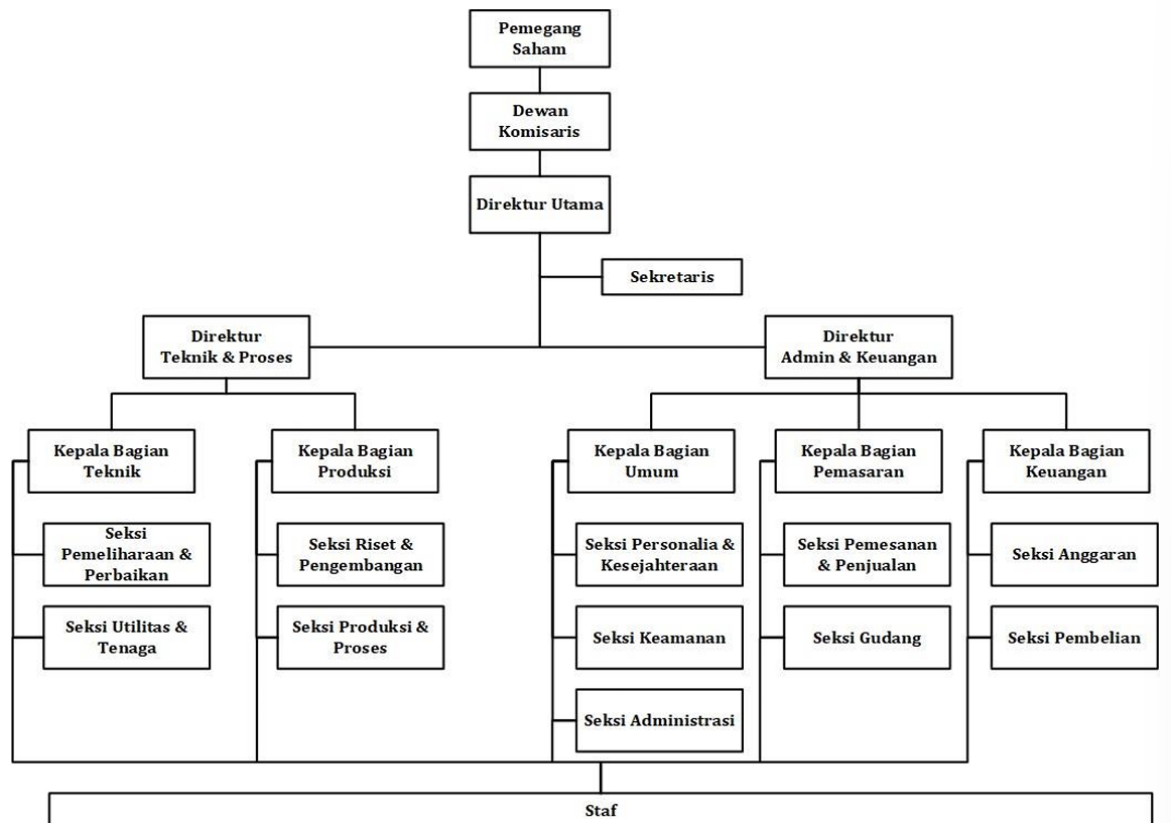
Lapangan Usaha : Produksi Propilen Glikol

Kapasitas Produksi : 168.000 ton/tahun

5.2. Struktur Organisasi

Terdapat struktur organisasi pada Pabrik Propilen Glikol, yaitu dapat dilihat Gambar

5.1. sebagai berikut :



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi

Bentuk Organisasi yang digunakan adalah garis dan staf, yaitu :

a. Garis

Kelompok garis merupakan sekelompok individu yang menjalankan fungsi utama untuk mewujudkan tujuan organisasi.

b. Staf

Kelompok staf merupakan sekelompok individu yang menjalankan tugas berdasarkan bidang keahlian mereka dan berperan memberikan masukan atau rekomendasi kepada unit operasional.

Terdapat keuntungan dari bentuk organisasi garis dan staf, yaitu :

- Menerapkan prinsip “*The right Man in The Right Place*” yang akan menjadi lebih mudah dilakukan
- Berbagai macam bakat yang dimiliki karyawan dapat diarahkan dan dikembangkan menjadi keahlian khusus
- Struktur organisasi menunjukkan batas yang jelas antara pimpinan, staf, dan pelaksana
- Melibatkan banyak pihak dalam diskusi yang akan membuat keputusan secara tepat dan cepat, karena pimpinan perusahaan memiliki wewenang untuk menetapkan keputusan yang bersifat mengikat.
- Pengambilan keputusan yang tepat dapat tercapai lebih mudah karena adanya anggota staf yang berkompeten di bidangnya, yang mampu memberikan saran serta menyusun perencanaan yang mendetail.
- Koordinasi dapat dilakukan dengan lebih mudah karena setiap orang telah memiliki tanggung jawab yang telah ditentukan.
- Tingkat disiplin dan semangat kerja karyawan umumnya tinggi karena pekerjaan yang dijalankan sesuai dengan kemampuan, keahlian, dan pengalaman masing-masing individu.

5.3. Tugas dan Wewenang

5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kelompok orang yang menyediakan modal untuk mendirikan dan mengoperasikan perusahaan. Mereka berperan sebagai pemilik perusahaan. Dalam sistem Perseroan Terbatas (PT), otoritas tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang biasanya dilaksanakan sekali dalam setahun. Melalui forum RUPS ini, pemegang saham memiliki berbagai wewenang, di antaranya:

- Menunjuk dan memberhentikan anggota dewan komisaris
- Menunjuk dan mengganti anggota dewan direksi
- Menyetujui laporan kinerja usaha dan neraca laba rugi tahunan perusahaan

5.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris sebagai perwakilan pemegang saham dalam menjalankan pengawasan sehari-hari, sehingga bertanggung jawab langsung kepada para pemilik saham. Adapun tugas dan wewenang Dewan Komisaris meliputi:

- Mengevaluasi rencana kebijakan umum perusahaan yang diajukan oleh direksi serta memberikan keputusan atas rencana tersebut.
- Menetapkan kebijakan perusahaan yang sejalan dengan ketentuan pemerintah.
- Melakukan pengangkatan, pemberhentian, dan pengawasan terhadap kinerja direksi.
- Menyampaikan pertanggungjawaban kinerja perusahaan kepada para pemegang saham.

5.3.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pemimpin tertinggi dalam struktur perusahaan dan memegang tanggung jawab penuh atas perkembangan serta kemajuan perusahaan. Dalam menjalankan perannya, Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas setiap keputusan dan kebijakan yang diambil. Posisi ini membawahi Direktur Keuangan dan Umum serta Direktur Produksi dan Teknik.

Adapun tugas-tugas Direktur Utama, yaitu:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan serta memberikan pertanggung jawaban kepada pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- Menjaga kestabilan organisasi dan membina hubungan yang berkesinambungan antara pemegang saham, manajemen, konsumen, dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari RUPS.
- Mengkoordinasikan kerja sama antara Direktur Keuangan dan Umum dengan Direktur Produksi dan Teknik.

5.3.4. Sekretaris

Sekretaris memiliki tugas untuk mendukung Direktur Utama dalam menjalankan aktivitas administratif dan bertanggung jawab langsung kepadanya. Tugas tersebut mencakup pengelolaan surat-menyurat, penjadwalan kegiatan Direktur, pengelolaan basis data perusahaan, pengaturan perjalanan dinas Direktur Utama, serta penyusunan notulensi dalam setiap rapat yang dihadiri oleh Direktur Utama.

5.3.5. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi mempunyai tanggung jawab kepada Direktur Utama, yaitu :

- Pengendalian serta peningkatan kualitas hasil produksi
- Penyusunan jadwal produksi serta penyediaan fasilitas pendukung produksi
- Pemantauan terhadap kondisi dan kinerja peralatan pabrik
- Pemantauan terhadap kondisi dan kinerja peralatan pabrik
- Pelaksanaan perawatan dan perbaikan pada peralatan produksi

5.3.6. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur keuangan mempunyai tanggung jawab kepada Direktur Utama, yaitu:

- Pengelolaan keuntungan dan kerugian perusahaan
- Penyusunan serta pengawasan laporan keuangan
- Pengelolaan administrasi perusahaan
- Perencanaan strategi pemasaran dan aktivitas penjualan

5.3.7. Kepala Bagian

Kepala bagian bertugas untuk mengkoordinasikan, mengatur, dan memantau pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan arahan yang telah ditetapkan oleh pemimpin perusahaan. Kepala bagian mempunyai tanggung jawab langsung kepada manager, dan adpun posisi kepala bagian meliputi :

- Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab memastikan kelancaran dari kegiatan operasional di bidang produksi, yaitu perawatan, perbaikan, pengelolaan bahan baku, dan utilitas

- Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab untuk mengelola dan mengembangkan proses produksi secara efisien sesuai standar mutu yang ditetapkan oleh perusahaan, serta mengevaluasi kualitas bahan baku dan hasil produksi secara berkala.

- Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertugas untuk menangani dan mengkoordinasikan seluruh hal yang berkaitan dengan manajemen SDM, Kesekretariatan perusahaan, dan keamanan.

- Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertugas untuk mengatur dan menjalankan distribusi produk dari perusahaan hingga sampai ke tangan konsumen dengan lancar.

- Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertugas untuk merancang, melaksanakan, serta menilai seluruh kegiatan keuangan yang ada di perusahaan.

5.3.8. Kepala Seksi

Kepala Seksi merupakan pihak yang melaksanakan tugas operasional di lingkup bagiannya, berdasarkan rencana kerja yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian terkait, guna mencapai hasil kerja yang optimal dan efisien selama proses produksi berlangsung. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab langsung kepada Kepala Bagian sesuai dengan bidangnya masing-masing, diantaranya :

- Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan

Pada seksi ini bertugas untuk memastikan seluruh peralatan dan mesin di dalam pabrik selalu berada dalam kondisi optimal dan siap digunakan melalui kegiatan pemeliharaan yang efisien dan efektif.

- Seksi Utilitas dan Pembangkit Tenaga

Pada seksi ini yang menunjang proses pada pabrik yang mencakup air, listrik, uap (*steam*), dan bahan bakar.

- Seksi Riset dan Pengembangan

Pada seksi ini melakukan inspeksi serta menentukan kelayakan pada bahan baku, bahan tambahan, maupun produk akhir. Kemudian dapat melaksanakan penelitian untuk mendukung kebutuhan pengembangan apabila diperlukan.

- Seksi Produksi dan Proses

Pada seksi ini sebagai pendukung produksi sesuai dengan perencanaan yang telah ditetapkan, dan melaksanakan kegiatan yang memastikan kelancaran proses produksi mulai dari penerimaan bahan baku sampai menjadi produk.

- Seksi Personalia dan Kesejahteraan

Pada seksi ini dapat merancang dan melaksanakan kebijakan serta program perusahaan dalam bentuk pengelolaan tenaga kerja yang optimal dan memenuhi harapan.

- Seksi Keamanan
Pada seksi ini dapat menjalankan dan mengelola segala urusan yang berhubungan dengan aspek keamanan perusahaan.
- Seksi Administrasi
Pada seksi ini dapat menjalankan mengelola dibidang administrasi serta inventaris pada barang milik perusahaan
- Seksi Pemasaran dan Penjualan
Pada seksi ini bertanggung jawab atas peraturan dan pelaksanaan penjualan hasil produksi kepada konsumen
- Seksi Gudang
Pada seksi ini melaksanakan pengelolaan penyimpanan dan distribusi, termasuk dari pengamanan bahan baku dan bahan tambahan, serta mengatur penerimaan, penyimpanan, dan pengiriman produk kepada konsumen.
- Seksi Anggaran
Pada seksi ini mengelola pencatatan keuangan dan menyediakan dan yang memadai dengan memanfaatkan modal secara optimal, serta menjaga keamanan aset keuangan perusahaan.
- Seksi Pembelian
Pada seksi ini dapat melakukan pengadaan dan pengelolaan stok semua perlengkapan, suku cadang, serta bahan-bahan yang dibutuhkan untuk proses produksi dengan mempertimbangkan kualitas, harga, dan jumlah yang sesuai.

5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik dijadwalkan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun, dengan waktu operasional 24 jam setiap harinya. Hari-hari yang tidak termasuk dalam jadwal kerja tersebut dimanfaatkan untuk kegiatan perawatan dan perbaikan mesin. Sementara itu, jam kerja karyawan ditetapkan sebagai berikut:

a. Karyawan *non-shift*

Karyawan yang berkerja selama enam hari dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Pembagian jam kerja bagi karyawan *non-shift*, yaitu:

- Senin – Jumat : 07.00 – 15.00
- Sabtu : 07.00 – 13.00

b. Karyawan *shift*

Karyawan yang bekerja selama 24 jam, yang terbagi dari 3 *shift*. Yaitu :

- *Shift* I (Pagi) : 07.00 – 15.00
- *Shift* II (Siang) : 15.00 – 23.00
- *Shift* III (Malam) : 23.00 – 07.00

Setiap kelompok kerja menjalankan tugas selama 48 jam per minggu. Berdasarkan Undang-Undang Republik Indonesia No. 13 Tahun 2003, waktu kerja standar adalah 40 jam per minggu, sehingga setiap regu memperoleh tambahan 8 jam kerja lembur di minggu tertentu. Pemberian upah lembur mengacu pada Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor KEP.102/MEN/VI/2004 mengenai Ketentuan Waktu dan Upah Lembur. Jadwal kerja *shift* karyawan secara rinci ditampilkan pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Rincian Jadwal Shift Karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P		S	S	S		M	M	M		P	P	P
2		S	S	S		M	M	M		P	P	P		S	S
3	S		M	M	M		P	P	P		S	S	S		M
4	M	M		P	P	P		S	S	S		M	M	M	
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1		S	S	S		M	M	M		P	P	P		S	S
2	S		M	M	M		P	P	P		S	S	S		M
3	M	M		P	P	P		S	S	S		M	M	M	
4	P	P	P		S	S	S		M	M	M		P	P	P

Keterangan:

- P : *Shift* pagi
S : *Shift* sore
M : *Shift* malam
Warna merah : Libur

5.5. Jumlah Karyawan dan Sistem Upah

5.5.1 Jumlah Karyawan

Sistem upah karyawan pada pabrik propilen glikol berdasarkan pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Status karyawan di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu karyawan tetap, karyawan harian, dan karyawan borongan.

1. Karyawan Tetap

Pegawai tetap diangkat dan diberhentikan berdasarkan surat keputusan (SK) yang dikeluarkan oleh direksi, serta menerima gaji setiap bulan yang disesuaikan dengan posisi, kompetensi, dan lama masa kerja yang dimiliki.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian diangkat dan diberhentikan tanpa SK direksi serta mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan dipekerjakan hanya ketika dibutuhkan dan menerima upah berdasarkan hasil pekerjaan yang diselesaikan. Penentuan jumlah tenaga kerja harus dilakukan secara cermat agar seluruh pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Besaran upah ditetapkan mengacu pada Kementerian Ketenagakerjaan Indonesia, (2017) tentang struktur dan skala upah. Berdasarkan ketentuan dari Vilbrand & Dryden, (1959), jumlah tenaga kerja yang diperlukan ditentukan sebagai berikut:

Kapasitas Produksi : 509 ton/hari

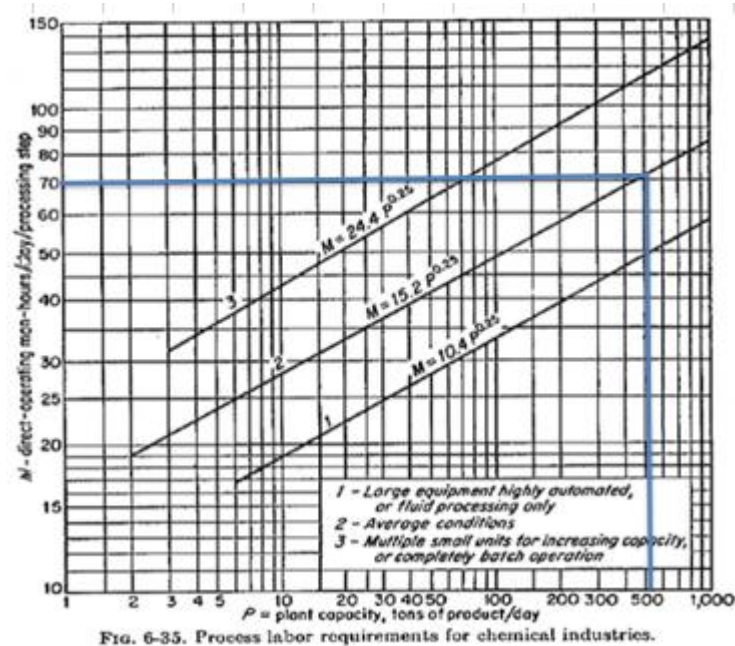
Jumlah hari operasi (1 tahun) : 330 hari

Jumlah regu dalam *shift* : 4 regu

Jumlah kerja 1 *shift* : 8 jam

Tabel 5. 2 Perincian Jumlah Karyawan Proses

No.	Tahap Proses	Total Jumlah Alat
Tahapan Proses Utama		
1.	Tahap persiapan bahan baku	2
2.	Tahap menentukan acetol	1
3.	Tahap pemurnian acetol	1
4.	Tahap pembentukan propilen glikol	1
5.	Tahap pemurnian propilen glikol	2
Total tahapan proses utama		7
Tahapan proses Tambahan		
1.	Laboratorium	1
2.	Utilitas	6
Total tahapan proses tambahan		7
Total Tahapan proses		14

Gambar 5. 2 *Process Labour Requirements* (Vilbrand & Dryden, 1959)

Dari grafik dibawah ini, didapatkan nilai *direct operating* sebesar 70 orang

Kapasitas Produksi : 509 ton/hari

Jumlah hari operasi (1 tahun) : 330 hari

Jumlah regu dalam *shift* : 4 regu

Jumlah kerja 1 *shift* : 8 jam

$$Direct\ Operating = \frac{70\ orang * jam}{(hari * tahapan\ proses)}$$

$$= \frac{70\ orang * \frac{jam}{hari}}{(hari * 14)} \times 14\ tahapan\ proses$$

$$= 980 \div 3 \div 8 = 41\ orang$$

Jadi, jumlah karyawan proses = 41 orang/shift

Berdasarkan regy maka = 4 shift x 41 orang = 163 orang

Jumlah karyawan proses dapat dilihat pada Tabel 5.3 sebagai berikut :

Tabel 5. 3 Perincian Jumlah Karyawan Proses

No.	Nama Alat	Jumlah Orang/Alat/Shift	Jumlah Alat	Jumlah Karyawan
1.	Tangki	0	4	0
2.	Pompa	0	15	0
3.	Mixer	0,3	1	0,3
4.	Ion Exchanger	0,5	1	0,5
5.	Heat Exchanger	0,1	3	0,3
6.	Reaktor	0,5	2	1
7.	Furnace	0,5	2	1
8.	Distilasi	0,5	2	1
9.	Cooler	0,2	2	0,4
10.	Finfan	0,2	3	0,6
11.	Akumulator	0	1	0
12.	Cyclon	0	1	0
13.	Separator	0	1	0
Penunjang Proses				
1.	Pengendalian proses	1	4	4
2.	Lab dan Jaminan			
	Mutu	1	2	2
3.	Pemeliharaan Mesin	1	2	2
4.	K3	1	2	2
Utilitas				
1.	Air	1	5	5
2.	Listik	1	5	5
3.	Steam	1	3	3
4.	Bahan Bakar	1	3	3
5.	Udara bertekanan	1	1	1
6.	Pengolahan Limbah	1	2	2
Total				34

*) Sumber: Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, Table 6-2 page 329

5.5.2 Upah Karyawan

Jumlah dan gaji karyawan di pabrik propilen glikol berdasarkan jabatannya dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5. 4 Pembagian Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)
1.	Direktur Utama	1	Rp48.000.000	Rp48.000.000
2.	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
3..	Direktur Keuangan & Administrasi	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
4.	Sekretaris Direktur	3	Rp10.000.000	Rp30.000.000
5.	Kepala Bagian Produksi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
6.	Kepala Bagian Teknik	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
8.	Kepala Bagian Umum	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
9.	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
10.	Kasi Proses & Produksi	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
11.	Kasi Riset & Pengembangan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
12.	Kasi Utilitas & Energi	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
13.	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
14.	Kasi Pembelian	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
15.	Kasi Gudang	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
16.	Kasi Pemasaran & Penjualan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
17.	Kasi Administrasi	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
18.	Kasi Personalia & Kesejahteraan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
19	Kasi Keamanan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000

20.	Karyawan Bagian Proses (Regu)	163	Rp4.100.000	Rp570.500.000
21.	Karyawan Bagian Laboratorium	15	Rp4.100.000	Rp52.500.000
22.	Karyawan Bagian Utilitas	18	Rp4.100.000	Rp63.000.000
23.	Karyawan Bagian Personalia	12	Rp4.100.000	Rp42.000.000
24.	Karyawan Bagian Pemasaran	10	Rp4.100.000	Rp35.000.000
25.	Karyawan Bagian Administrasi	15	Rp4.100.000	Rp52.500.000
26.	Karyawan Bagian Pembelian	5	Rp4.100.000	Rp17.500.000
27.	Karyawan Bagian Pemeliharaan	8	Rp4.100.000	Rp28.000.000
28.	Karyawan Bagian Gudang	8	Rp4.100.000	Rp28.000.000
29.	Karyawan Bagian Keamanan (Satpam)	10	Rp4.100.000	Rp35.000.000
30.	Karyawan Bagian Kebersihan (Cleaning)	12	Rp4.100.000	Rp42.000.000
31.	Perawat	3	Rp4.100.000	Rp10.500.000
32.	Dokter	2	Rp5.000.000	Rp10.000.000
33.	Supir	8	Rp4.100.000	Rp28.000.000
Total		310		Rp 1.292.500.000

5.6. Jaminan Sosial Tenaga Kerja

Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK) merupakan bentuk perlindungan bagi para pekerja, yang diberikan dalam wujud santunan uang guna menggantikan sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang, serta layanan akibat kondisi tertentu yang dialami tenaga kerja seperti kecelakaan kerja, sakit, kehamilan, melahirkan, masa tua, dan kematian. Berdasarkan Undang-Undang Republik

Indonesia Nomor 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, cakupan program jaminan sosial tenaga kerja mencakup jaminan kecelakaan kerja, jaminan hari tua, jaminan pensiun, dan jaminan kematian.

a. Jaminan Kecelakaan Kerja

Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 82 Tahun 2019, tenaga kerja yang mengalami kecelakaan saat dalam perjalanan dari rumah menuju tempat kerja hingga kembali ke rumah, atau yang menderita penyakit akibat hubungan kerja, berhak memperoleh layanan kesehatan seperti pemeriksaan, perawatan, rehabilitasi, dan layanan medis lainnya. Selain itu, pekerja juga berhak menerima santunan dalam bentuk uang, yang mencakup penggantian biaya transportasi, santunan selama tidak mampu bekerja, santunan cacat, santunan kematian, biaya pemakaman, biaya rehabilitasi, serta beasiswa pendidikan bagi anak jika pekerja mengalami cacat total atau meninggal dunia (Republik Indonesia, 2019).

b. Jaminan Kematian

Jaminan Hari Tua Jaminan kematian diberikan kepada ahli waris dari pekerja yang meninggal dunia saat masih aktif bekerja. Manfaat yang diberikan meliputi santunan sekaligus, santunan berkala, biaya pemakaman, serta beasiswa pendidikan bagi anak dari pekerja tersebut, sebagaimana diatur dalam Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 82 Tahun 2019.

c. Jaminan Hari Tua

Jaminan pensiun diberikan kepada pekerja, pasangan sah (satu orang suami atau istri), maksimal dua orang anak, serta satu orang tua. Tujuan dari jaminan ini adalah untuk menjaga standar hidup yang layak bagi pekerja dan/atau ahli warisnya dengan menyediakan penghasilan saat pekerja memasuki masa pensiun, mengalami cacat total, atau meninggal dunia. Pembayaran jaminan pensiun dilakukan setiap bulan dengan jangka waktu maksimal selama 30 tahun.

5.7. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan bagian dari manajemen perusahaan yang memiliki peran utama dalam mengelola seluruh kegiatan pengolahan bahan baku menjadi produk akhir. Hal ini dilakukan dengan cara mengatur pemanfaatan faktor-faktor produksi secara optimal agar proses produksi berjalan sesuai dengan perencanaan. Cakupan dari manajemen produksi meliputi perencanaan dan pengendalian proses produksi. Tujuan dari kegiatan ini adalah untuk mencapai

kualitas produk yang ditargetkan dalam jangka waktu yang telah ditentukan. Ketika kegiatan produksi mengalami peningkatan, maka perencanaan dan pengendalian juga perlu ditingkatkan agar dapat mencegah terjadinya penyimpangan. Perencanaan dan pengendalian saling berkaitan erat, di mana perencanaan berfungsi sebagai acuan untuk aktivitas operasional, sehingga bila terjadi deviasi dapat segera diketahui dan dikoreksi untuk kembali ke jalur yang diinginkan.

5.7.2 Perencanaan Produksi

Dalam merancang rencana produksi secara menyeluruh, keterlibatan direktur keuangan dan umum menjadi penting, dengan mempertimbangkan dua aspek utama yaitu faktor internal dan eksternal. Faktor internal berkaitan dengan kapasitas internal pabrik, sementara faktor eksternal berhubungan dengan daya serap pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

a. Kemampuan Pabrik

Beberapa aspek yang mempengaruhi kemampuan produksi pabrik antara lain:

- Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku dalam jumlah dan kualitas yang sesuai sangat menentukan keberhasilan dalam mencapai hasil produk yang diharapkan.

- Tenaga Kerja

Kurangnya keterampilan tenaga kerja dapat menyebabkan kerugian, sehingga pelatihan diperlukan untuk menyesuaikan kemampuan pekerja dengan standar produksi.

- Peralatan

Efektivitas peralatan ditentukan oleh keandalan mesin, jam kerja yang tersedia, serta kapasitas beban kerja yang dapat ditangani oleh alat tersebut.

b. Kemampuan Pasar

Kemampuan pasar dapat mempengaruhi arah rencana produksi:

- Jika permintaan pasar melebihi kapasitas produksi pabrik, maka produksi direncanakan secara optimal agar mampu memenuhi permintaan.

- Jika permintaan pasar lebih kecil dari kapasitas produksi pabrik, maka produksi perlu disesuaikan agar tidak terjadi kelebihan produksi yang merugikan.

5.7.1 Pengendalian Produksi

Setelah rencana produksi ditetapkan dan pelaksanaannya dimulai, dibutuhkan proses pengawasan dan pengendalian produksi agar seluruh kegiatan berjalan sesuai harapan. Tujuan utamanya adalah memastikan produk yang dihasilkan memiliki mutu yang sesuai standar, jumlah sesuai target, dan selesai tepat waktu.

a. Pengendalian Kualitas

Dilakukan untuk mencegah atau mengatasi penyimpangan mutu yang disebabkan oleh kualitas bahan baku yang kurang baik, kerusakan peralatan, atau ketidaksesuaian dalam operasi produksi.

b. Pengendalian Kuantitas

Berfokus pada pemantauan jumlah produksi. Penyimpangan jumlah dapat disebabkan oleh kesalahan operator, gangguan mesin, keterlambatan pasokan bahan baku, atau proses perbaikan alat yang memakan waktu lama. Setiap penyimpangan harus dianalisis penyebabnya, lalu dievaluasi, dan jika perlu dilakukan penyesuaian pada perencanaan sesuai kondisi aktual.

c. Pengendalian Waktu

Bertujuan memastikan proses produksi berjalan sesuai jadwal, sehingga jumlah produksi yang direncanakan dapat tercapai dalam jangka waktu yang telah ditentukan.

d. Pengendalian Proses

Meliputi pengaturan alur dan jumlah bahan dalam proses untuk memastikan tercapainya kapasitas produksi yang direncanakan serta mencegah kekurangan bahan di tengah proses produksi.

5.8. Keselamatan dan Kesehatan Kerja

5.8.1 Keselamatan Kerja

Keamanan dan keselamatan kerja dalam operasional pabrik diatur dalam *Health, Safety, and Environment (HSE) Regulation*. Tujuan utama dari regulasi ini adalah mencapai *Zero Loss Time Accident (ZLTA)*. Aturan ini berlaku bagi seluruh individu yang memasuki area pabrik, baik dari kalangan karyawan maupun non-karyawan. Seluruh orang yang berada di area pabrik dilarang

membawa rokok, korek api, kamera, atau benda lain yang berpotensi menimbulkan percikan api. Oleh karena itu, prosedur keselamatan dan keamanan kerja di perusahaan ini diberlakukan secara ketat guna menciptakan lingkungan kerja yang aman bagi pekerja, proses, dan peralatan, demi tercapainya *zero accident*. Berikut sistem keselamatan kerja yang diterapkan di perusahaan:

a. Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri, atau dikenal dengan *Personal Protective Equipment (PPE)*, digunakan sesuai dengan jenis pekerjaan yang dilakukan guna mencegah kecelakaan kerja. Namun secara umum, setiap karyawan yang berada di area produksi wajib mengenakan *safety shoes*, *safety helmet*, dan *spectacle*.

b. Jenis Pengaman

Pengaman di sini mengacu pada perlengkapan yang berfungsi untuk melindungi dan mencegah risiko bahaya lebih lanjut terhadap tenaga kerja, seperti *rotating unit cover* (penutup mesin berputar), *traffic sign*, *traffic cone*, dan *safety line*.

- *Penanggulangan Kebakaran dan Keadaan Darurat*

Pabrik propilen glikol memiliki prosedur khusus untuk menangani kebakaran dan kondisi darurat. Bila terjadi keadaan darurat, semua pekerja diwajibkan menuju titik kumpul awal yang disebut *Head Account Point (HAP)* di tiap gedung. HAP ini dipimpin oleh seorang *Building Warden* yang bertugas memastikan keselamatan penghuni gedung dan memantau situasi melalui *Handy Talky (HT)*. Jika kondisi semakin memburuk, seluruh karyawan di HAP akan dievakuasi ke *Assembly Point (AP)* di luar area pabrik. Penanganan situasi darurat ini akan dilanjutkan oleh *Emergency Response Team*, yang terdiri dari petugas keamanan, medis, pemadam kebakaran, *auxiliary fireman*, *shift superintendent*, dan *supervisor*. Para pekerja baru atau individu yang pertama kali memasuki area pabrik wajib mengikuti pengenalan keselamatan kerja melalui *Safety Induction*. Setiap tenaga kerja diharapkan memiliki respons cepat dalam menghadapi kondisi darurat. Oleh sebab itu, pelatihan darurat dilaksanakan setiap tiga bulan dan uji coba sirine dilakukan tiap hari Jumat pukul 10.00 WIB.

- *Sistem Izin Kerja*

Walaupun secara teknis pabrik ini tergolong berisiko rendah, seluruh aktivitas tetap memerlukan surat izin kerja, termasuk dalam keadaan darurat. Izin kerja ini diterbitkan oleh *Supervisor Area* (disebut juga *Authorise Personal*) dan harus diketahui oleh bagian *Safety Engineering*.

5.8.2 Kesehatan Kerja

Pelayanan kesehatan bagi seluruh karyawan tersedia di klinik yang berada dalam area pabrik. Klinik ini dilengkapi dengan dua orang dokter satu bertugas secara *on duty* dan satu lagi *on call* serta dua tenaga paramedis. Layanan kesehatan yang diberikan mencakup:

- a. Pemeriksaan kesehatan bagi karyawan baru sebelum mulai bekerja
- b. Pemeriksaan kesehatan rutin yang dilakukan setahun sekali
- c. Pelayanan dan pelatihan kesehatan bagi seluruh karyawan tetap

Selain fasilitas kesehatan, pabrik juga menyediakan kantin untuk menunjang kebutuhan gizi para pekerja. Menu yang disediakan setiap hari bervariasi namun tetap memenuhi standar kandungan gizi yang dibutuhkan.

BAB VI TROUBLESHOOTING

Rancangan troubleshooting pada prarancangan pabrik Propilen Glikol dianalisis berdasarkan tingkat risiko dari proses yang berlangsung di setiap unit operasional. Troubleshooting merupakan metode pemecahan masalah yang digunakan untuk mengidentifikasi berbagai gejala kerusakan atau ketidaksesuaian baik pada peralatan maupun dalam proses produksi. Analisis troubleshooting sangat penting dilakukan untuk mencegah terjadinya gangguan operasional, sehingga dapat diketahui kemungkinan penyebabnya, risiko yang ditimbulkan, serta alternatif solusi penanganan terhadap gangguan yang terjadi (Suhendar & Suyana, 2021).

Fungsi dari troubleshooting tidak hanya terbatas pada perbaikan permasalahan, tetapi juga berperan dalam memperpanjang usia pakai peralatan, menekan biaya produksi, serta mencegah potensi bahaya keselamatan yang berkaitan dengan keberlangsungan proses produksi propilen glikol. Penyusunan rancangan troubleshooting ini dibagi berdasarkan unit proses dalam pabrik propilen glikol, meliputi unit penyimpanan bahan baku, unit pemindahan material, unit penukar panas, unit reaksi kimia, unit pemisahan produk, serta unit-unit pendukung lainnya.

6.1 Unit Penyimpanan

Tabel 6. 1 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Penyimpanan (Haris & Abadi, 2010)

Equipment/Unit : Tahap Penyimpanan Bahan Baku					
Intention : Menyimpan bahan baku dalam tangki penyimpanan dan mengalirkan bahan baku serta produk					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Tangki penyimpanan bahan baku dan produk (T-01) (T-02)	Kebocoran pada tangki penyimpanan.	Tangki penyimpanan jarang dilakukannya perawatan, dan jika pun dilakukan, tidak secara rutin, sehingga material tangki mengalami penipisan atau korosi.	Bahan baku dapat menguap dan keluar dari tangki, sehingga produk yang dihasilkan tidak memenuhi spesifikasi dan berpotensi	Tangki dilapisi dengan seal Nitrogen (N ₂).	- Melakukan pemeliharaan dan pemeriksaan pada tangki secara berkala .

(T-03) (T-04)			menimbulkan kebakaran.		- Melakukan pemeriksaan pada pipa-pipa yang terhubung dengan tangki.
	<i>Low pressure tank</i>	Terjadinya <i>low pressure tank</i> , karena indikator tekanan yang tidak berfungsi. Yang berakibat kualitas bahan baku atau produk akan menurun.	Tidak berfungsinya indikator tekanan.	Melakukan pengecekan pada <i>pressure indicator</i>	Melakukan kalibrasi secara berkala ada <i>pressure gauge</i> dan <i>maintenance</i> .
	<i>Over pressure tank.</i>	- Tidak berfungsinya <i>pressure safety</i>. - Tekanan melebihi rancangan yang telah dibuat - Pemakaian yang sudah lama/sudah lewat batas - Indikator tekanan mengalami gangguan	<i>Pressure gauge</i> yang jarang dikalibrasi akan mengalami kerusakan, sehingga menyebabkan tekanan berlebih.	Melakukan pengecekan pada : - <i>Pressure safety valve</i> - <i>Pressure indicator</i> - <i>Pressure gate</i>	Melakukan <i>maintenance</i> pada : - <i>Pressure safety valve</i> - <i>Pressure indicator</i> - <i>Pressure gate</i>

		atau tidak bekerja secara optimal			
--	--	-----------------------------------	--	--	--

6.2 Unit Pemindahan

Tabel 6. 2 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Pemindahan (Afrizal & Yuniarto, 2013)

Equipment/Unit : Tahap Pemindahan					
Intention : Mengalirkan bahan baku dan produk					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Pompa (P-01) (P-02) (P-03) (P-04) (P-05) (P-06) (P-07) (P-08) (P-09) (P-10) (P-11) (P-12)	- Motor lepas, bisa menimbulkan suara keras - Pompa tidak bekerja - <i>Impeller</i> mengalami penyumbatan	- Motor lepas, bisa menimbulkan suara keras. - Pompa tidak bekerja. - Terjadinya penyumbatan pada <i>impeller</i> .	Tidak dapat mengirimkan/mengalirkan bahan baku atau produk	Melakukan pengecekan secara berkala pada kondisi operasi dan pompa	<i>Pump fail to start</i> dapat dicegah dengan: - Melakukan pengecekan dan perbaikan pada motor pompa. - Jika terjadinya kerusakan, pompa diperbaiki dan untuk mencegah

(P-13) (P-14) (P-15) (P-16)					kerusakan yang parah dilakukan pengecekan secara berkala. - Memeriksa sumber arus listrik yang masuk ke pompa.
	Kelebihan beban pada motor.	- <i>Shaft sleeve</i> terkikis, karena digunakan sangat lama. - Pengantaran arus terlalu tinggi akibat <i>shaft</i> terkikis.	Tidak dapat mengalirkan fluida.	Melakukan perawatan dan pengecekan pada motor pompa dan juga mengganti <i>shaft</i> yang sudah tipis.	- Mengganti atau memperbaiki <i>shaft</i>. - Cek kondisi pompa. - Mengurangi tekanan katup pompa.
	Kerusakan <i>impeller</i> pompa	- Aliran yang tidak stabil mengakibatkan kavitas,	- <i>Overflow</i> - Terjadi penyumbatan, karena kotoran pada	Melakukan pengecekan pada	- Melakukan <i>maintenance</i> pada pompa

		sehingga tekanan zat cair menurun. - Adanya kotoran pada fluida. - Erosi bahan kimia.	<i>impeller</i> yang masuk ke pompa (<i>stainer</i> tidak maksimal). - <i>Impeller overheating</i> terjadi, karena <i>wearing ring impeller</i> dan <i>wearing ring casing</i> yang bergesekan terlalu keras.	<i>impeller</i> pompa dan kondisi operasi.	yang rusak atau bermasalah. - Mengganti <i>impeller</i> yang rusak dan membersihkan bagian yang tersumbat.
	Aliran <i>fluida</i> kecil	- Kebocoran pada <i>stuffing box</i> atau sisi isap. - Rendahnya kecepatan putaran pada pompa. - <i>Leaking seal</i> yang dapat menyebabkan fluida bocor pada sekitar <i>shaft</i>. - <i>Shaft</i> tidak berputar karena kurangnya pelumas.	Bahan baku dan produk tidak dapat dialirkan atau <i>transfer</i>.	Melakukan pengecekan secara berkala pada kondisi operasi (aliran <i>feed</i>) dan kondisi komponen pmpa.	Jika, aliran fluida menjadi kecil. Dapat diperbaiki dengan : - Masukkan cairan dengan tekanan kedalam pompa dan sisi isapnya. - Memeriksa <i>Standard Operational</i>

					<i>Procedure</i> (SOP) pada <i>stainer</i> katup dan <i>impeller</i> .
--	--	--	--	--	---

6.3 Unit Pencampuran

Tabel 6. 3 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Pencampuran (Rozaqur Rokhim, 2015)

Equipment/Unit : Tahap Pencampuran					
Intention : Menyimpan bahan baku dalam tangki penyimpanan dan mengalirkan bahan baku serta produk					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Mixer (M-01)	<i>Mixer</i> tidak ada aliran..	Kegagalan pada (P-01) dan (P-02).	Tidak ada umpan masuk ke (M-01).	Melakukan pengecekan dengan berkala pada kondisi operasi dan mengecek <i>flow control</i> yang terhubung pada <i>mixer</i> .	Melakukan <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa.

6.4 Unit Penukar Panas

Tabel 6. 4 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Penukar Panas (Martins et al., 2022)

Equipment/Unit : Tahap Penukar Panas					
Intention : Menurunkan atau menaikkan panas pada bahan baku					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Heat exchanger (HE-01) (HE-02) (HE-03) (HE-04)	Naiknya <i>pressure drop</i> dalam <i>Plate Heat Exchanger</i> (PHE).	Terdapat kotoran dalam PHE akibat terbawanya kotoran dari BFW.	PHE tersumbat sehingga pemanasan tidak maksimal.	Melakukan pengecekan pada <i>plate</i> dan pipa.	- Melakukan <i>maintenance</i> dan pembersihan pada pipa-pipa sebelum <i>start up</i> - Pembersihan <i>plate</i> secara berkala - Penambahan filter pad media masuk PHE.
	Menurunnya output pada HE.	Terdapat kotoran dalam PHE akibat terbawanya kotoran dari BFW.	Menurunnya kapasitas HE.	Melakukan pengecekan berkala untuk memastikan	Melakukan pembersihan pada <i>plate</i> , dan media

				PHE yang terkotori oleh serpihan dan plastik.	input pada <i>plate</i> HE diberi filter.
	Kebocoran pada Heat Exchanger	Tekanan yang melebihi <i>design</i> akibat <i>Pressure Control</i> belum terkalibrasi.	Panas yang dihasilkan tidak sesuai dengan kebutuhan proses	Melakukan pengecekan pada <i>set point</i> HE	Melakukan pengecekan atau pengurangan pada setting tekanan sesuai dengan <i>se point</i>
	Aliran pada HE Tersumbat.	Plate tersumbat akibat adanya kotoran yang terbawa masuk pada <i>plate</i> .	Aliran pada HE tidak lancar.	Melakukan <i>maintenance</i> pada plate HE dan pemeriksaan berkala.	Pemeriksaan dan pembersihan berkala pada <i>plate</i> HE dan memberi filter untuk meminimalisir tersumbatnya kotoran.
	<i>Refrigerant</i> tidak berfungsi maksimal.	Pengisian <i>refrigerant</i> tidak tepat sehingga tidak sesuai standar operasi.	Pendingan tidak merata diseluruh bagian HE.	Pemeriksaan berkala pada <i>refrigerant</i> .	Melakukan pengisian <i>refrigerant</i> dilakukan dengan

					membalik tabung <i>refrigerant</i> , sebelum itu HE divakum terlebih dahulu.
--	--	--	--	--	--

6.5 Unit Reaksi

Tabel 6. 5 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Reaksi (Rozaqur Rokhim, 2015)

Equipment/Unit : Tahap Proses					
Intention : Proses pembuatan propilen glikol					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Reaktor <i>Fluidized bed</i>	<i>Pressure drop</i> reaktor meningkat tajam.	Differensial <i>pressure</i> <i>Instrument</i> plugging rusak akibat jarang dikalibrasi.	Terdapat <i>scale</i> pada reaktor.	Melakukan pengecekan kondisi operasi dan memastikan semua berjalan sesuai dengan <i>standar operasional procedure</i> (SOP).	Jika terjadi masalah differensial <i>pressure</i> instrumen dapat diantisipasi dengan <i>purge gas</i> dan mengecek kondisi operasi <i>feed filter</i> .

	<i>Excessive Pressure drop.</i>	<i>Pressure drop</i> Filter meningkat.	Umpan tangki mempunyai viskositas yang lebih tinggi.	Memeriksa kualitas umpan.	Mengurangi umpan dari tangki dan memaksimalkan straight run <i>feed</i> .
	Kenaikan <i>Temperature</i> Reaktor.	<i>Temperature outlet</i> merupakan <i>inlet temperature</i> reaktor naik.	Kenaikan temperatur pada reaktor dapat terjadi karena beberapa hal antara lain: - Perubahan <i>hot feed</i>. - <i>Feed</i> mengandung banyak kotoran. - Operasi <i>fired</i> heater yang tidak stabil.	Melakukan pengecekan kondisi operasi dan memastikan semua berjalan sesuai dengan standar operasi.	Melakukan pencegahan seperti penggunaan: - Temperature sensor. - Set alarm ketika melebihi <i>set point</i>. - Memastikan saluran udara berjalan baik sehingga tidak menimbulkan risiko.

	Temperatur Reaktor Menurun.	- Katalis di dalamnya menjadi coke. - Komponen feed berkurang.	Konversi tidak berjalan Maksimal.	Melakukan pengecekan kondisi operasi dan memastikan semua berjalan sesuai dengan standar operasi.	Segera melakukan tindakan analisa <i>bottom</i> tangki <i>feed</i> jika water content tinggi, <i>stop</i> supply <i>feed</i> dari tangki yang bermasalah. <i>Water carry over</i> dalam <i>feed</i> dapat menyebabkan katalis menjadi rusak.
Reaktor <i>Membrane</i>	<i>Pressure</i> pada reaktor meningkat tajam.	Penumpukan partikel pada membran	Penurunan produktivitas	Membersihkan membran secara berkala untuk mencegah adanya penumpukan partikel	Pengecekan secara berkala meliputi level dan aliran pada reaktor membran.

6.6 Unit Pemisahan

Tabel 6. 6 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Pemisahan (Townsend, 2018)

Equipment/Unit : Tahap Pemisahan

Intention : Memisahkan campuran metanol dan acetol dari propilen glikol (produk utama)					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Distilasi	Laju alir tidak tercukupi akibat tersumbat.	- Penyumbatan saluran. - Peningkatan suhu distilasi. - Terdapat korosi.	- <i>Overheating</i> pada tabung pemanas menyebabkan kebocoran tabung dan memicu ledakan. - Korosi menyebabkan keretakan pada pipa.	- <i>Flow control Safety Valve.</i> - <i>Control Valve.</i> - Temperatur Indikator.	- Mempertimbangkan pemasangan <i>flow meter</i> sebelum <i>valve</i>. - Pemeriksaan jalur transfer secara teratur dan perawatan <i>maintenance</i> yang rutin. - Memasang <i>detector</i> gas untuk mengetahui kebocoran dan pemeriksaan secara berkala.
	<i>Foaming and Flooding.</i>	- <i>Foaming</i> disebabkan oleh cairan yang terekspansi	Hasil distilasi tidak sesuai dengan diharapkan.	- <i>Flow control Safety Valve</i>	- Mempertimbangkan pemasangan <i>flow</i>

		dikarenakan adanya laju alir yang tidak kontak fasa. - <i>Flooding</i> disebabkan oleh laju alir berlebih sehingga kontak fasa tidak maksimal.		perlu dicek secara berkala. - <i>Control valve</i> perlu dicek secara berkala.	<i>meter</i> sebelum <i>valve</i>. - Pemeriksaan jalur transfer secara teratur dan perawatan <i>maintenance</i> yang rutin.
--	--	---	--	---	--

6.7 Unit Penyerapan

Tabel 6. 7 Analisa *Hazard and Operability* pada Unit Penyerapan (Moraru & Jacobs, 2019)

Equipment/Unit : Tahap Penyerapan					
Intention : Menyerap NaCl dari gliserol					
Component	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
Ion Exchanger (Ion-01)	Ion exchanger tidak ada aliran.	Kegagalan pada (P-04)	Tidak ada umpan masuk ke Ion-01.	Melakukan Pengecekan secara berkala terhadap kondisi operasi dan mengecek <i>flow control</i> yang	Cek <i>maintenance</i> procedure dan jadwal pemeliharaan pada ion exchanger.

				terhubung pada ion exchanger.	
	Aliran keluar dari exchanger menurun	- Kelebihan muatan ion yang akan ditukar - Penyumbatan pada ion exchanger	Kapasitas produk yang dihasilkan menurun	Melakukan regenerasi katalis untuk membantu mengeluarkan kotoran yang menyumbat pada alat	Cek <i>maintenance</i> procedure dan jadwal pemeliharaan pada ion exchanger.

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Dalam perancangan pabrik propilen glikol, dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan tujuan untuk mengetahui apakah pendirian pabrik tersebut layak dan dapat memberikan keuntungan. Salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik kimia adalah perkiraan biaya peralatan, karena perkiraan ini menjadi dasar dalam perhitungan analisis ekonomi guna menilai kelayakan investasi modal untuk mendukung proses produksi pabrik. Hal ini mencakup perhitungan kebutuhan modal, proyeksi keuntungan, estimasi waktu pengembalian modal, serta penentuan titik impas. Hasil analisis ekonomi ini dapat menjadi bahan pertimbangan bagi investor atau pihak perbankan agar tertarik menanamkan modalnya pada pembangunan pabrik propilen glikol. Untuk memperoleh gambaran tersebut, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dari beberapa aspek berikut:

1. Keuntungan atau *profitability*
2. *Percent Return of Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penaksiran modal industry (Total Capital Investmen), yang terdiri dari:
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Work Capital)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost) yang terdiri dari:
 - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya pengeluaran umum (General Expense)
 - c. Total pendapatan penjualan produk propilen glikol

7.1 Perkiraan Harga Peralatan

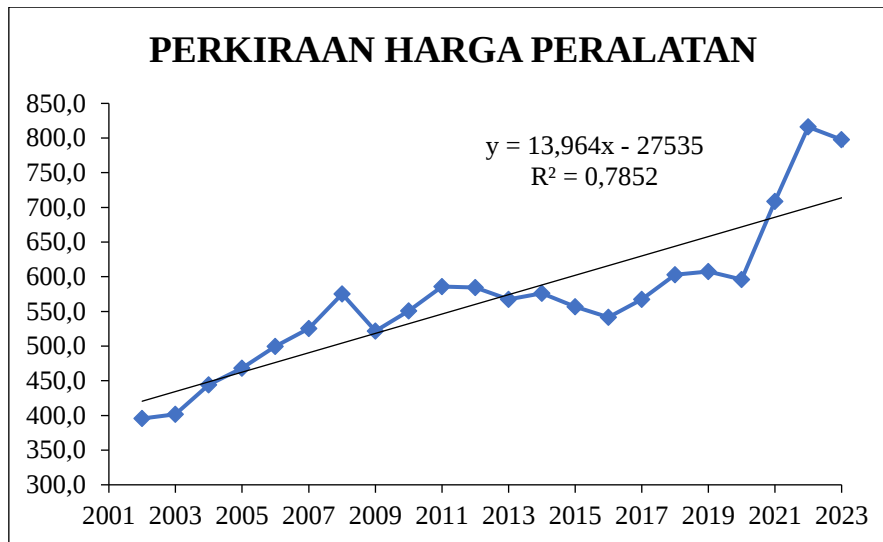
Biaya peralatan untuk investasi awal setiap tahunnya akan berubah-ubah mengikuti kondisi ekonomi yang berlaku. Untuk memprediksi biaya peralatan, diperlukan suatu indeks harga yang berfungsi sebagai acuan dalam memperkirakan harga saat ini, sehingga dapat diperoleh estimasi biaya peralatan pada waktu sekarang maupun di masa depan. Perkiraan biaya peralatan di tahun-tahun mendatang dapat dihitung dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Nilai indeks CEPCI untuk tahun 2025 dapat diprediksi melalui metode *least square* dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 hingga 2023.

Penentuan biaya peralatan dilakukan dengan mengacu pada data indeks harga yang tercantum pada Tabel 7.1.

Tabel 7. 1 Indeks CEP Tahun 2002-2024 (Experimentation et al., 2024)

Tahun	Nilai CEP
2002	395,6
2003	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816,0
2023	797,9
2024	714

Dari data diatas diperoleh grafik liner sebagai berikut



Gambar 7. 1 Perkiraan Harga Peralatan

Dari data tersebut diperoleh persamaan :

$$y = 13,964x - 27535$$

dengan nilai :

x = tahun

y = *plant cost index*

Menghitung nilai *plant cost index* pada tahun 2024 adalah :

$$y = 13,964 (2024) - 27535$$

$$y = 742,1$$

Harga pada tahun 2025 dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$Ey = Ex \times \left(\frac{Ny}{Nx} \right)$$

Dengan :

Ex = Harga alat pada tahun yang tertera pada literatur

Ey = Harga alat pada tahun 2025

Nx = Nilai indeks tahun yang tertera pada literatur

Ny = Nilai indeks 2025

Untuk jenis alat yang sama namun kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb^n}{Ca} \right)$$

Dengan :

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

Tabel 7. 2 Harga Peralatan Dalam Negeri

Nama Alat	Kode	Harga Referensi 2014 (US\$)	Jumlah	Harga 2025 (US \$)
Tangki penyimpanan				
Gliserol	T-01	77500	1	99831,1925
Tangki penyimpanan Air	T-02	72500	1	93390,4704
Tangki penyimpangan				
Asam Sulfat	T-03	69800	1	89912,48047
Tangki penyimpanan propilen glikol	T-04	73000	1	94034,54261
Mixer	M-01	6160500	1	7935613,696
Pompa 1	P-01	746900	2	1924230,134
Pompa 2	P-02	746900	2	1924230,134
Pompa 3	P-03	746900	2	1924230,134
Pompa 4	P-04	746900	2	1924230,134
Pompa 5	P-05	746900	2	1924230,134
Pompa 6	P-06	746900	2	1924230,134
Pompa 7	P-07	746900	2	1924230,134
Pompa 8	P-08	746900	2	1924230,134
Pompa 9	P-09	746900	2	1924230,134
Pompa 10	P-10	746900	2	1924230,134
Pompa 11	P-11	746900	2	1924230,134
Pompa 12	P-12	746900	2	1924230,134
Pompa 13	P-13	746900	2	1924230,134
Pompa 14	P-14	746900	2	1924230,134
Pompa 15	P-15	746900	2	1924230,134
Pompa 16	P-16	746900	2	1924230,134
TOTAL				39100464,52

Tabel 7. 3 Harga Peralatan Impor

Nama Alat	Kode	Harga Referensi 2014 (US\$)	Jumlah	Harga 2025 (US \$)
Reaktor Membran	R-01	45500	1	58610,57108
Reaktor Fluidized Bed	R-02	103400	1	133194,133
Menara destilasi 1	D-01	10100	1	13010,25864
Menara destilasi 2	D-02	10100	1	13010,25864
Heater 1	HE-01	29000	1	37356,18816
Heater 2	HE-02	29000	1	37356,18816
Heater 3	HE-03	29000	1	37356,18816
Kompresor	C-01	55400	1	71363,20083
TOTAL				401256,9866

7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	:	168000	ton/tahun
Satu tahun operasi	:	330	hari
Rencana pendirian	:	2026	
Rencana operasi	:	2030	
Kurs mata uang	:	16199	/USD (bi.go.id)
Harga bahan baku:	:		
Gliserol	: \$	1	/kg (Alibaba.com)
	:		
Air	-		/kg
Gas H2	: \$	1	/kg (Alibaba.com)
Katalis Ru/C	: \$	20	/kg (Alibaba.com)
Asam sulfat	: \$	0,80	/kg (Alibaba.com)
Amberlyst-15	: \$	20,00	/kg (Alibaba.com)
Amberlite IRA-400	: \$	1,50	/kg (Alibaba.com)
Harga jual produk:	:		
Propylene Glycol	: \$	1,90	/kg (Alibaba.com)

7.3 Perhitungan Biaya

7.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* meliputi:

7.3.1.1 *Fixed Capital Investmen*

Berdasarkan pada Aries & Newton (1988), ***fixed capital investment*** merupakan biaya yang dibutuhkan untuk membangun seluruh fasilitas pabrik. Komponen-komponen di dalamnya meliputi:

- ***Purchased Equipment Cost (PEC)***, yaitu biaya pembelian peralatan proses, yang mencakup pajak bea masuk, asuransi, biaya provisi bank, serta ongkos pengiriman hingga peralatan tiba di lokasi pabrik.
- ***Installation Cost***, yaitu biaya untuk pemasangan peralatan proses di pabrik, yang besarnya ditetapkan 86% dari PEC, dengan rincian 49% untuk material dan 37% untuk tenaga kerja.
- ***Piping Cost***, yakni biaya sistem pemipaan proses, juga sebesar 86% dari PEC, terdiri dari 49% untuk material dan 37% untuk ongkos tenaga kerja.
- ***Instrument Cost***, yaitu biaya untuk melengkapi peralatan dengan sistem kontrol, diperkirakan sebesar 30% PEC, yang terbagi menjadi 24% biaya material dan 6% biaya buruh.
- ***Insulation Cost***, yaitu biaya untuk keperluan isolasi sirkulasi dalam proses produksi, ditentukan sebesar 8% PEC, dengan 3% untuk material dan 5% untuk tenaga kerja.
- ***Electrical Cost***, yakni biaya pengadaan fasilitas pendukung terkait distribusi dan penyediaan tenaga listrik, sebesar 15% PEC, yang terdiri dari 9% biaya material dan 6% biaya tenaga kerja.
- ***Building Cost***, yaitu biaya pembangunan berbagai bangunan di area pabrik, seperti gedung perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, jaringan air bersih, serta fasilitas sanitasi.
- ***Land and Yard Improvement***, yaitu biaya pembelian lahan dan perbaikan kondisi lahan, termasuk pembangunan jalan akses ke pabrik dan pemasangan paving. Apabila pabrik dibangun di kawasan industri, maka biaya selain pembelian lahan umumnya tidak lagi ditanggung karena sudah disediakan pihak kawasan.

- **Utility Cost**, yaitu biaya pengadaan unit-unit penunjang proses seperti penyediaan air, steam, cooling tower, dan udara bertekanan, dengan nilai sebesar 75% PEC.
- **Environment Cost**, yaitu biaya pembangunan instalasi pengolahan limbah cair, padat, dan gas, yang akan dialirkan ke fasilitas pengolahan limbah terpadu di kawasan industri, dengan nilai 30% PEC.

7.3.1.2 Indirect Investment

- **Engineering and Construction Cost** merupakan biaya yang dikeluarkan untuk kebutuhan desain teknik, pengawasan lapangan, pembangunan sementara, serta inspeksi. Besarnya biaya ini ditetapkan sebesar 20% dari **PPC (Physical Plant Cost)**.
- **Construction Expenses** adalah pengeluaran yang diperlukan untuk pelaksanaan pembangunan fisik pabrik, dengan proporsi sebesar 34% dari **DPC (Direct Plant Cost)**.
- **Contractor's Fee**, yaitu biaya yang dialokasikan untuk membayar jasa kontraktor pembangunan pabrik, dengan kisaran 4–10% dari DPC. Dalam perhitungan ini digunakan angka 5%, di mana DPC merupakan penjumlahan PPC dan **Indirect Plant Cost**.
- **Contingency** adalah biaya cadangan yang disiapkan untuk mengantisipasi pengeluaran tak terduga, perubahan proses meskipun berskala kecil, fluktuasi harga, serta kemungkinan adanya kekeliruan dalam estimasi. Besarnya ditetapkan di kisaran 10–25% dari DPC, dan pada perhitungan ini digunakan angka 15%.
- **Plant Start-Up**, menurut Aries & Newton (1988), adalah biaya yang harus disiapkan ketika pabrik mulai beroperasi secara resmi.
- **Interest During Construction (IDC)**, sesuai Aries & Newton (1988), adalah biaya bunga yang timbul selama masa pembangunan atau konstruksi pabrik berlangsung.

7.3.2 Production Cost

7.3.2.1 Manufacturing Cost

a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Menurut Aries & Newton (1988) adalah biaya yang berhubungan langsung dengan proses produksi suatu produk. Komponen di dalamnya meliputi:

- **Raw material investment**, yaitu biaya yang diperlukan untuk menyediakan stok bahan baku, yang nilainya bergantung pada tingkat konsumsi bahan, harga, ketersediaan, dan sumber bahan baku tersebut.

- *In-process inventory*, yaitu biaya yang harus ditanggung selama bahan baku berada dalam tahap proses produksi, yang besarnya bergantung pada durasi siklus proses.
- *Product inventory*, yaitu biaya yang digunakan untuk penyimpanan produk sebelum dipasarkan.
- *Extended credit*, yaitu dana yang disiapkan untuk menutup penjualan produk yang pembayarannya belum diterima.
- *Available cash*, yaitu dana tunai yang disediakan untuk keperluan pembayaran tenaga kerja, layanan, dan material.

b. ***Indirect Manufacturing Cost (IMC)***

Menurut Aries & Newton (1988), *indirect manufacturing cost* adalah pengeluaran yang muncul sebagai dampak tidak langsung dari kegiatan operasional pabrik. Komponen yang termasuk dalam indirect cost antara lain:

- *Payroll overhead*, yaitu biaya yang mencakup pembayaran pensiun, cuti berbayar, asuransi kecelakaan kerja, serta keamanan.
- *Laboratory*, yakni biaya untuk operasional laboratorium yang diperlukan demi memastikan mutu produk melalui *quality control*.
- *Plant overhead*, yaitu biaya untuk layanan pendukung yang tidak secara langsung terhubung dengan produksi, seperti layanan kesehatan, fasilitas rekreasi, bagian pembelian, pergudangan, serta engineering (termasuk keselamatan dan perlindungan).
- *Transportation*, yaitu biaya untuk distribusi produk hingga sampai ke konsumen.
- *Packaging*, yaitu biaya pengepakan produk sebelum dikirim.

c. ***Fixed Manufacturing Cost (FMC)***

Berdasarkan Aries & Newton (1988), *fixed cost* adalah biaya yang terkait dengan *fixed capital* dan pengeluaran lain yang sifatnya tetap, tidak bergantung pada waktu maupun volume produksi. Komponen di dalamnya meliputi:

- Depresiasi, yaitu penyusutan nilai aset seperti peralatan dan bangunan, yang dihitung berdasarkan perkiraan usia pakai pabrik.
- *Property taxes*, yaitu pajak properti yang harus dibayarkan perusahaan, besarnya tergantung lokasi dan kondisi pabrik.

- Asuransi, yaitu biaya untuk melindungi pabrik; semakin tinggi tingkat risiko pabrik, maka biaya asuransinya pun semakin besar.

7.3.2.2 Total Operating Expenses

- *Labor cost*, yaitu biaya tenaga kerja yang terlibat langsung dalam proses produksi.
- *Supervisi expense*, yaitu biaya untuk staf yang secara langsung bertanggung jawab atas jalannya operasi produksi.
- *Maintenance cost*, yaitu biaya pemeliharaan peralatan produksi.
- *Plant supplies cost*, yaitu pengeluaran untuk kebutuhan penunjang pabrik seperti pelumas, kertas pencatat, dan gasket.
- *Royalties and patent*, yaitu pembayaran atas hak cipta atau paten yang diberikan kepada karyawan atau pihak lain.
- *Cost of utilities*, yaitu biaya untuk menjalankan unit pendukung produksi seperti *steam*, air bersih, listrik, dan bahan bakar.

7.3.2.3 General Expense

General expense atau pengeluaran umum adalah biaya yang terkait dengan fungsi manajemen perusahaan, di luar biaya produksi langsung. Komponen general expense meliputi:

- *Sales expense*, yaitu biaya administrasi penjualan produk, termasuk biaya promosi khususnya untuk produk baru.
- *Management salary*, yaitu gaji direktur dan manajemen yang mengawasi langsung kegiatan produksi.
- *Legal and auditing*, yaitu biaya untuk pembuatan dokumen legal dan proses audit.
- *Office tools and communication*, yaitu biaya untuk alat tulis kantor serta komunikasi seperti telepon dan internet.
- *Research and development*, yaitu biaya untuk riset yang mendukung pengembangan pabrik, baik dari sisi proses maupun kualitas produk.
- *Financial*, yaitu pengeluaran berupa pembayaran bunga dari pinjaman modal.

7.4. Analisa Kelayakan

Kelayakan suatu pabrik dapat dinilai melalui tingkat profitabilitasnya. Semakin tinggi tingkat profitabilitas, semakin besar potensi pabrik tersebut untuk dibangun. Untuk menentukan apakah pendirian pabrik layak atau tidak, dilakukan evaluasi atau analisis

kelayakan (Aries & Newton, 1988). Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan dalam analisis kelayakan tersebut:

7.4.1. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on sales adalah besar dari keuntungan (profit) yang kasar dari setiap tahun produk yang dijual. Dengan perhitungan :

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

7.4.2. *Percent Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) merupakan estimasi keuntungan tahunan yang diperoleh dari investasi, yang dihitung berdasarkan seberapa cepat modal yang diinvestasikan dapat kembali. Rumus untuk menghitung ROI mengacu pada James R. Couper (1956) sebagai berikut:

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

Semakin tinggi ROI nya maka semakin baik perkembangan perusahaan tersebut dalam memanfaatkan aktiva (aset) untuk menghasilkan laba.

7.4.3. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan jumlah tahun yang dibutuhkan hingga penerimaan kumulatif melampaui investasi awal, atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi sebelum dikurangi depresiasi. Nilai POT dapat ditentukan melalui analisis arus kas kumulatif. Adapun rumus perhitungan POT adalah sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Despresiasi}} \times 100\%$$

7.4.4. *Break Event Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana tingkat produksi menghasilkan total biaya yang sama dengan total pendapatan, sehingga pabrik berada pada kondisi impas—tidak mengalami untung maupun rugi. Jika kapasitas produksi berada di bawah BEP, maka akan terjadi kerugian, sedangkan jika melebihi BEP, maka akan menghasilkan keuntungan (Aries & Newton, 1988). Melalui analisis BEP, dapat diketahui harga jual minimum dan jumlah unit yang harus dijual agar tidak merugi, serta target harga dan volume penjualan untuk mencapai keuntungan.

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

Keterangan :

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

$Ra = \text{Regulated Cost}$

$Va = \text{Variable Cost}$

$Sa = \text{Sales / penjualan produk}$

BEP mengacu pada kondisi di mana operasional pabrik berada pada titik impas, yaitu saat pendapatan sama dengan total biaya yang dikeluarkan. Pendapatan dan biaya tersebut digambarkan dalam bentuk grafik terhadap tingkat atau kapasitas produksi. Titik perpotongan antara garis pendapatan (S) dan garis total biaya (V) merupakan titik Break Even Point.

7.4.5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan kondisi atau titik di mana keputusan untuk menghentikan aktivitas produksi diambil. Hal ini dapat disebabkan oleh biaya variabel yang terlalu tinggi, atau karena pertimbangan manajerial yang menyimpulkan bahwa kegiatan produksi tidak lagi ekonomis dan tidak memberikan keuntungan.

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

Keterangan :

$Ra = \text{Regulated Cost}$

$Va = \text{Variable Cost}$

$Sa = \text{Sales / penjualan produk}$

7.4.6. Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return (IRR) dalam konteks ini dapat dihitung melalui metode coba-coba (trial) hingga menghasilkan nilai Net Present Value (NPV) sebesar nol. Nilai Present Value diperoleh dengan menggunakan rumus berikut:

$$P = \frac{F}{S(1+IRR)^n} \times 100\%$$

Keterangan :

P = Present Value

F = Nilai Uang pada Tahun ke-n

n = Tahun T

Apabila nilai IRR dari pendirian pabrik melebihi tingkat suku bunga deposito bank saat ini, maka investasi di pabrik tersebut dianggap lebih menguntungkan bagi investor. Sebaliknya, jika nilai IRR lebih rendah dari suku bunga deposito, maka investasi di pabrik kurang menarik, dan lebih bijak bagi investor untuk

menempatkan dananya di deposito bank. Saat ini, suku bunga deposito berada dalam kisaran 2,00% hingga 5,50%.

7.5. Perhitungan Ekonomi

7.5.1. Total Capital Investment (TCI)

a. Fixed Capital Investment (FCI)

- *Physical Plant Cost (PPC)*

Berikut merupakan hasil perhitungan *Physical Plant Cost (PPC)*

Tabel 7. 4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	
PPC	US \$
Purchased Equipment Cost (PEC)	\$ 65.490.600
Equipment Installation	\$ 52.737.723
Piping	\$ 56.321.916
Intulation	\$ 5.239.248
Instrumentation and Controls	\$ 19.647.180
Electrical	\$ 6.549.060
Buildings	\$ 7.997.500
Yard Improvement	\$ 7.101.325
Utility	\$ 49.117.950
Enviromental	\$ 19.647.180
TOTAL	\$ 290.485. 682

- *Inderect Plant Cost (IPC)*

Berikut merupakan hasil perhitungan *Indirect Plant Cost (IPC)*

Tabel 7. 5 <i>Indirect Plant Cost (IPC)</i>	
IPC	US\$
Engineering and Construction	\$ 58.097.136
Construction Expenses	\$ 98.765.132.
TOTAL	\$ 156.862.268

- *Contractor's Fee*

$$\begin{aligned}
 \text{Contractor's Fee} &= 5\% \times (\text{PPC} + \text{IPC}) \\
 &= 5\% \times (\$290.485.682 + \$156.862.268) \\
 &= \$ 22.367.397,53
 \end{aligned}$$

- *Contingency*

$$\begin{aligned}
\text{Contingency Fee} &= 15\% \times (\text{PPC} + \text{IPC}) \\
&= 15\% \times (\$290.485.682 + \$156.862268) \\
&= \$ 67.102192,58
\end{aligned}$$

Maka, total biaya *Fixed Capital Investment* (FCI)

Tabel 7. 6 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	
FCI	US \$
Physical Plant Cos	\$ 290.485.682
Indirect Plant COST	\$ \$156.862268
Contractor's Fee	\$ 22.367.397,53
Contingency	\$ 67.102192,58
Total	\$ 536.817.541

b. Land Expenses

$$\begin{aligned}
\text{Land expenses} &= 15\% \times \text{PEC} \\
&= 15\% \times \$ 65.490.600 \\
&= \$ 9.823.590
\end{aligned}$$

c. Plant Start up Expenses

$$\begin{aligned}
\text{Plant Start Up} &= 8\% \times \text{FCI} \\
&= 8\% \times \$ 536.817.541 \\
&= \$ 42.945.403,25
\end{aligned}$$

d. Interest During Construction (IDC)

$$\begin{aligned}
\text{Interest During Contruction} &= 2 \text{ tahun} \times 7\% \times \text{FCI} \\
&= 2 \times 7\% \times \$ 536.817.541 \\
&= \$ 75.154.456
\end{aligned}$$

e. Working Capital Investmet (WCI)

Tabel 7. 7 <i>Working Capital Investment</i> (WCI)	
WCI	US \$
Raw Material Inventory	\$ 4.016
In Process Inventory	\$ 30116,02
Product Inventory	\$ 10.841.769
Extended Credit	\$ 21.683.538
Available Cash	\$ 10.841.769
TOTAL	\$ 43.401.209

7.5.2. Total Operating Express

a. Product Expenses

- Raw Material

Kapasitas produk propilen glikol = 168.000

Satu tahun operasi = 330 hari

Kurs mata uang = Rp 16.199/USD (www.bi.go.id, 29 Juni 2025)

Harga bahan baku :

Glisreol = \$ 1/kg (www.alibaba.com)

Gas H₂ = \$ 1/kg (www.alibaba.com)

Katalis Ru/C = \$ 20/kg (www.alibaba.com)

Asam Sulfat = \$ 0,80/kg (www.alibaba.com)

Amberlyst-15 = \$ 20/kg (www.alibaba.com)

Amberlite IRA-400 = \$ 1,5 kg (www.alibaba.com)

Harga jual produk :

Propilen Glikol = \$ 1,9/kg (www.alibaba.com)

Harga penjualan propilen glikol pertahun = \$ 1,9 x 168.000 = \$ 386.400/kg

Tabel 7. 8 Raw Material Expenses

Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga (US \$/kg)	Biaya penyimpanan (US \$)
Gliserol	261,308	2069,55936	1	2070
Air	45,368	359,31456	-	-
Gas H ₂	19,727	156,23784	1	156
Katalis Ru/C	13,0654	103,477968	20	2070
Asam sulfat	12,412	98,30304	0,8	79
Total				4374

- *Direct Manufacturing Cost*

Berikut merupakan hasil perhitungan *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Tabel 7. 9 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

DMC	US \$
Raw Material Cost	\$ 4.374
Labor Cost	\$ 950.544
Supervisi Cost	\$ 100.800
Maintenance	\$ 42.945.403
Plant Supplies	\$ 6.441.810
Royalties & Patent	\$ 21.000.000
Utilitas	\$ 16.372.650
Total	\$ 87.815.582

- *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Berikut merupakan hasil perhitungan *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Tabel 7. 10 *Indirect Manufacturing Cost*

IMC	US \$
Payroll Overhead	\$ 142.581
Laboratory cost	\$ 142.581
Plant Overhead	\$ 570.326
Packaging and Shipping	\$ 50.400.000
TOTAL	\$ 51.255.489

- *Fixed Manufacturing Cost*

Berikut merupakan hasil perhitungan *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Tabel 7. 11 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

FMC	US \$
Depresiasi	\$ 35.429.958
Property Taxes	\$ 10.736.351
Asuransi	\$ 5.368.175
Total	\$ 51.534.484

- *Total Manufacturing Cost*

Maka, total *Manufacturing Cost* (MC) yaitu :

Tabel 7. 12 *Total Manufacturing Cost* (MC)

Manufacturing Cost	US \$
Direct Manufacturing Cost	\$ 87815582
Indirect Manufacturing Cost	\$ 51255490
Fixed Manufacturing Cost	\$ 51534484
Total	\$ 190605555

b. General Expenses

Tabel 7. 13 *Administrastion Cost*

Administration	US \$
Management Salaries	\$ 174.972
Legal Fees and Auditing	\$ 431.203,7525
Office tools and Communication	\$ 4.900
Total	\$ 611.075,7525

Tabel 7. 14 *General Expenses*

General Expense	US \$
Administrasi	\$ 611076
Sales Expense	\$ 38121111
Research	\$ 3812111
Finance	\$ 72428102
Total	\$ 114972400

Maka, *total operating expense* sebagai berikut :

Tabel 7. 15 Total Biaya Produksi (*Production Cost*)

Production Cost	US \$
Manufacturing cost	\$ 190605555
General Expense	\$ 114972400
Total	\$ 305577955

7.5.3. Analisa Kelayakan

a. *Sales and Profit*

Penjualan produk = \$ 420.000.000/tahun

Total biaya produksi = \$ 305.577.954

Keuntungan sebelum pajak = penjualan produk – biaya produksi
= \$ 114.422.045

Keuntungan setelah pajak = keuntungan sebelum pajak – pajak
= \$ 85.816.533

b. *Percent Profil on Sales (POS)*

POS sebelum pajak = $\frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{FCI} \times 100\%$
= 27 %

POS setelah pajak = $\frac{\text{keuntungan sesudah pajak}}{FCI} \times 100\%$
= 20%

c. Percent Return On Investment (ROI)

$$\begin{aligned}\text{ROI sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{keuntungan sebelum pajak}} \times 100\% \\ &= 21 \%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI Setelah pajak} &= \frac{FCI}{\text{keuntungan sesudah pajak}} \times 100\% \\ &= 15 \%\end{aligned}$$

d. Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}\text{POT sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{keuntungan sebelum pajak} - \text{Depresiasi}} \\ &= 3,58 \text{ tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{POT setelah pajak} &= \frac{FCI}{\text{keuntungan sesudah pajak} - \text{Depresiasi}} \\ &= 4,43 \text{ tahun}\end{aligned}$$

e. Internal Rate of Return (IRR)

$$\begin{aligned}\text{IRR} &= \frac{\text{Annual Net Profit After Taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= 19,19\%\end{aligned}$$

f. Break Event Point (BEP)

$$\begin{aligned}\text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \\ &= 52 \%\end{aligned}$$

g. Shut Down Point (SDP)

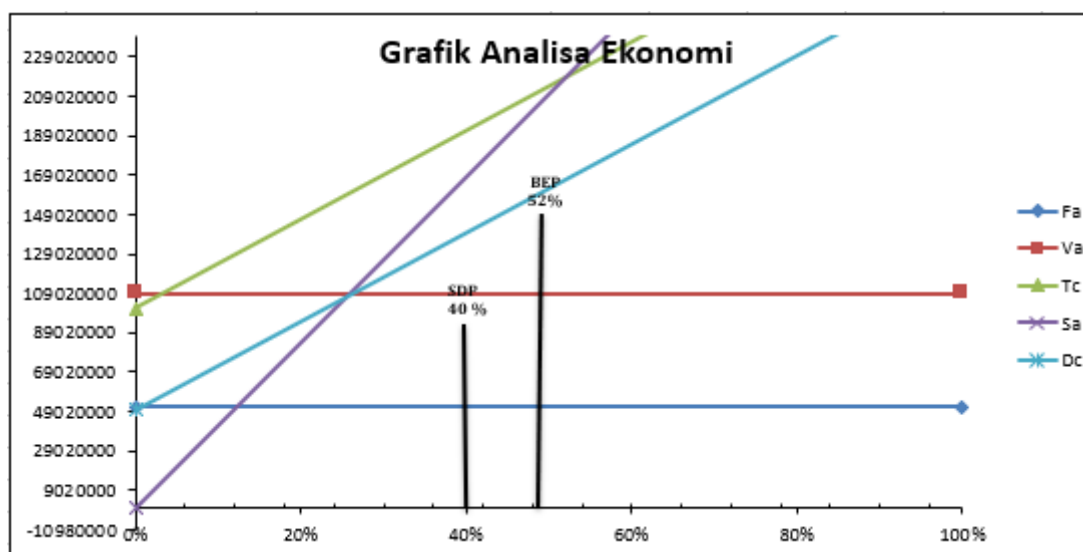
$$\begin{aligned}\text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \\ &= 40 \%\end{aligned}$$

7.5.4. Resume Kelayakan

Tabel Resume Analisa Kelayakan Pabrik

Parameter	Value	
	Before Tax	After Tax
Production Cost	US\$ 420.000.000	
Profit	US\$ 114.422.045	US\$ 85.605.511
<i>Profit on Sales (POS)</i>	27 %	20 %
<i>Return of Investment (ROI)</i>	21 %	15 %
<i>Pay Out Time (POT)</i>	3,5 Year	4,4 Year
<i>Break Even Point (BEP)</i>	52 %	
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	40 %	
<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	19,19%	

Secara keseluruhan, analisis kelayakan ekonomi untuk pendirian pabrik berkapasitas 168.000 ton/tahun disajikan dalam grafik di bawah ini.



Gambar 7. 2 Grafik Analisa Ekonomi

Dari hasil analisis ekonomi dapat diambil kesimpulan bahwa:

- Percent Profit of Sales* yang diperoleh adalah 27% sebelum pajak dan 20% setelah pajak. Menurut Aries & Newton, kisaran normal POS untuk pabrik kimia adalah 8–20%. Dengan demikian, nilai POS yang dihasilkan berada pada batas atas kisaran normal. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik propilen glikol yang dirancang memiliki tingkat keuntungan yang cukup tinggi terhadap total penjualan, sehingga proyek ini dapat dianggap menguntungkan.

- b. *Pay Out Time* atau waktu pengembalian investasi untuk pabrik propilen glikol diperkirakan 3,58 tahun sebelum pajak dan 4,43 tahun setelah pajak. Nilai ini berada dalam kisaran layak, karena POT yang baik adalah kurang dari 5 tahun
- c. *Break Even Point* pada pabrik sebesar 52% dan Shut Down Point (SDP) sebesar 40% menunjukkan bahwa pabrik yang direncanakan masih berada dalam batas kelayakan dan tergolong wajar untuk pendirian pabrik baru, dengan batas maksimal yang dapat diterima yaitu 60%.
- d. Hasil perhitungan dengan metode trial IRR menunjukkan nilai sebesar 19%, yang lebih tinggi dibandingkan suku bunga bank sebesar 10%. Oleh karena itu, berdasarkan analisis ekonomi terhadap pendirian pabrik Propilen Glikol dengan proses dehidrasi-dehidrogenasi berkapasitas 168.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk dibangun, mengacu pada berbagai pertimbangan yang telah dijelaskan sebelumnya

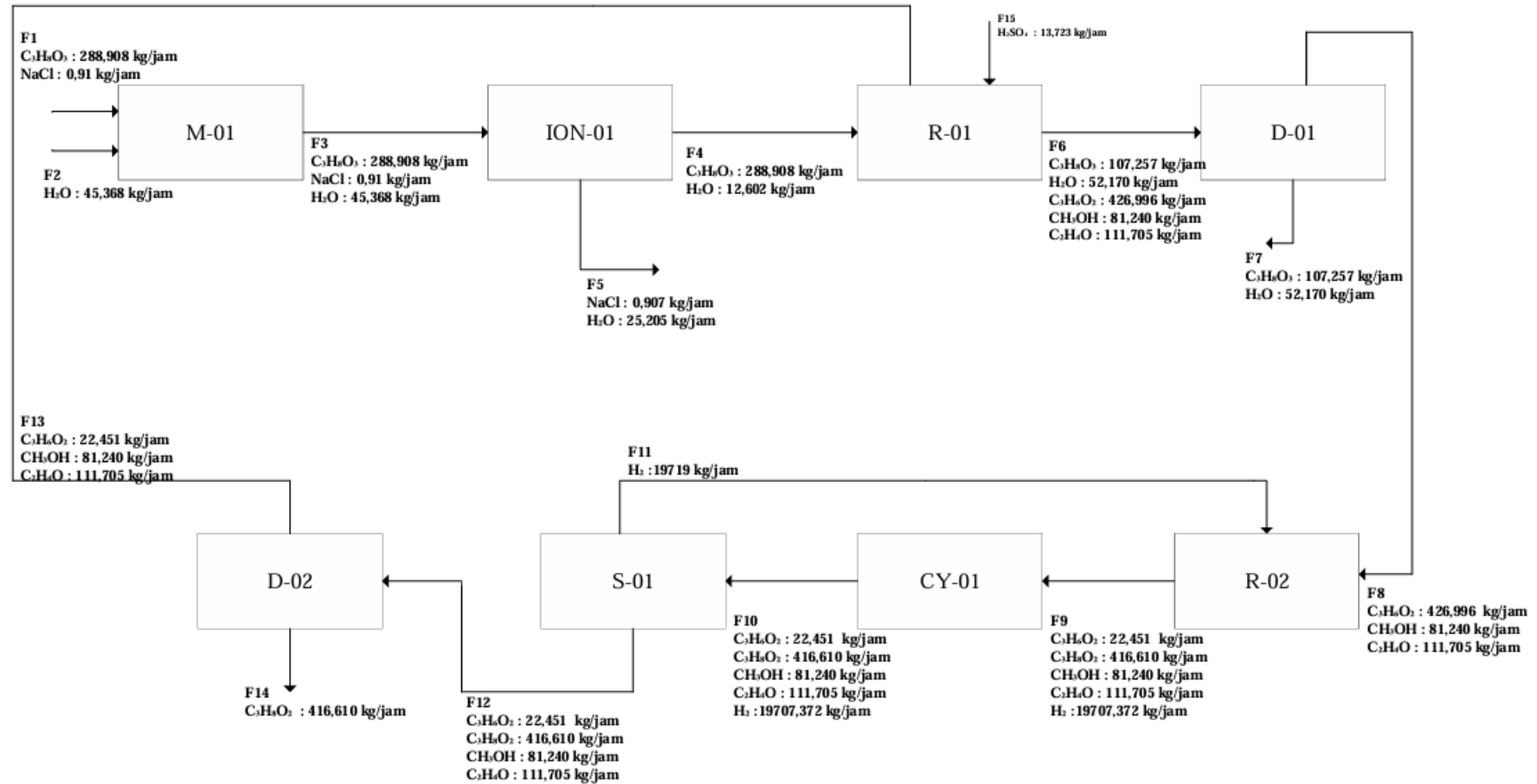
DAFTAR PUSTAKA

- Afrizal, F., & Yuniarto, M. (2013). Analisa Kerusakan Centrifugal Pump P951E di PT. Petrokimia Gresik. *Sains Dan Seni Pomits*, 2(1), 1–5.
- ASME-Y14.5. (1994). *Dimensioning and Tolerancing*.
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Data Ekspor dan Impor Propylene Glycol*. <https://www.bps.go.id/id/exim>
- Brownell, L., & Young, E. (2006). Process Equipment Design. In *Human Factors Methods for Improving Performance in the Process Industries*. <https://doi.org/10.1002/9780470118849.ch4>
- CCNIndonesia. (2022). *Indonesia Impor Propilen Glikol dari China, India, dan Vietnam*. CCN Indonesia. <https://www.cnnindonesia.com/ekonomi/20221022131410-92-863982/indonesia-impor-propilen-glikol-dari-china-india-dan-vietnam>
- Chan, A., & Seider, W. D. (2004). *Batch Manufacture of Propylene Glycol*.
- Fauziah, M. N., & Ramadhan, F. (2020). *Pra Desain Pabrik Triacetin (Triacetyl Glycerol) Dari Produk Biodiesel (Crude Glycerol) Pra Desain Pabrik Triacetin (Triacetyl Glycerol) Dari (Crude Glycerol)*. 1–137.
- Gatti, M. N., Perez, F. M., Santori, G. F., Nichio, N. N., & Pompeo, F. (2023). Heterogeneous Catalysts for Glycerol Biorefineries: Hydrogenolysis to 1,2-Propylene Glycol. *Materials*, 16(9). <https://doi.org/10.3390/ma16093551>
- Haris, N., & Abadi, I. (2010). *Studi Performasi Basic Process Control System (BPCS) dan Safety Instrumented System (SIS) pada Amonia Storage Tank di PT. Petrokimia Gresik Indonesia*.
- Idzati, E. M., Yudhistira, A. B., Kurniawansyah, F., & Ni'mah, H. (2020). Pra Desain Pabrik Propilen Glikol melalui Proses Hidrogenasi Gliserol. *Journal of Fundamentals and Applications of Chemical Engineering (JFACHE)*, 1(2), 22. <https://doi.org/10.12962/j2964710x.v1i2.12767>
- Kementerian Ketenagakerjaan Indonesia. (2017). Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 1 Tahun 2017 tentang Struktur dan Skala Upah. *BN.2017/No.441, Jdih.Kemnaker.Go.Id : 9 Hlm*.
- Kementerian Lingkungan Hidup Republik Indonesia. (2014). Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia. *Https://Jdih.Maritim.Go.Id/*, 1–83. <https://jdih.maritim.go.id/en/peraturan-menteri-negara-lingkungan-hidup-no-5-tahun-2014>
- Kern, D. Q. (1996). Process Heat Transfer. In *Process, Enchanced, and Multiphase Heat Transfer*. <https://doi.org/10.1615/978-1-56700-079-5.82>
- Kirk Othmer. (2003). *Encyclopedia of Chemical Technology* (Vol 5).
- Knight, A. P., Greer, L. L., & De Jong, B. (2020). Start-up Teams: A Multidimensional Conceptualization, Integrative Review of Past Research, and Future Research Agenda. *Academy of Management Annals*, 14(1), 231–266. <https://doi.org/10.5465/annals.2018.0061>
- Levenspiel, O. (1980). Chemical Reaction Engineering. In *Chemical Engineering Science*,

35(9).

- Ma, L., Liu, H., & He, D. (2023). Recent Progress in Catalyst Development of the Hydrogenolysis of Biomass-Based Glycerol into Propanediols—A Review. *Bioengineering*, 10(11). <https://doi.org/10.3390/bioengineering10111264>
- Martins, M. T., Santos, M. C. B., & Lima, C. M. (2022). *HAZOP Analysis of a Continuous Biodiesel Production Plant*.
- Moraru, M. D., & Jacobs, B. (2019). *Electrodialysis of Aqueous NaCl-Glycerol Solution: A Phenomenological Comparison of Various Ion Exchange Membranes*.
- Peraturan Menteri Kesehatan. (1990). Syarat-Syarat dan Pengawasan Kualitas Air. *Peraturan Menteri Kesehatan No. 416 Tahun 1990*, (416), 1–16. www.ptsmi.co.id
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). Plant Design and Economic for Chemical Engineering. In *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*.
- Republik Indonesia. (2019). Peraturan Pemerintah Nomor 82 Tahun 2019 tentang Perubahan atas Peraturan Pemerintah Nomor 44 Tahun 2015 tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Kecelakaan Kerja dan Jaminan Kematian. *Pemerintah Pusat*, 024096. <https://peraturan.bpk.go.id/Home/Details/127681/pp-no-82-tahun-2019>
- Rozaqur Rokhim, M. (2015). *Hazard and Operability Study dan Safety Integrity Level dengan Metode Fault Tree Analysis pada Reaktor Asam Sulfat di Pabrik III PT Petrokimia Gresik*.
- Siagian, H. (2011). Pedoman Kerja Berbasis Struktur Organisasi. *Wira Ekonomi Mikroski*, 1(2), 111–118.
- Singare, P., & Lokhande, R. (2009). Behaviour of radioactive iodide and bromide ions from aqueous solution on ion exchange resins Amberlite IRA-400. *Natural Science*, 01(03), 191–194. <https://doi.org/10.4236/ns.2009.13025>
- SNI 19-2454-2002 Tentang Tata Cara Teknik Operasional Pengelolaan Sampah. (2002). Tata Cara Teknik Operasional Pengelolaan Sampah Perkotaan. *ACM SIGGRAPH 2010 Papers on - SIGGRAPH '10, ICS 27.180*, 1. <http://portal.acm.org/citation.cfm?doid=1833349.1778770>
- Suhendar, E., & Suyana, N. (2021). Analisis Keselamatan Kerja Menggunakan Metode Hazard Identification Risk Assesment dengan Pendekatan SPAR-H pada PT Argha Perdana Kencana. *Ilmiah Teknik Industri*, 9(1).
- Townsend, D. I. (2018). Distillation Operations in Chemical Plants: Safety and Hazard Considerations. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 55, 234–242.
- United Nations. (2025). *Data Propilen Glikol*. <https://data.un.org>
- Victor, W., & Candido, C. (2013). (12) *United States Patent*. 2(12).
- Vilbrand, & Dryden. (1959). *Chemical Engineering Plant Design*.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*.

LAMPIRAN A NERACA MASSA



Gambar A.1.1 Diagram Alir Neraca Massa

1. Perhitungan Neraca Massau

Pembuatan pabrik propilen glikol dengan bahan baku gliserol dan air direncanakan dengan kapasitas 168.000 on/tahun. Skema perhitungan neraca massa sebagai berikut :

$$\begin{aligned} 1. \quad \textbf{Kapasitas Produksi Propilen Glikol} &= 168.000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Operasi} &= 330 \text{ hari} \\ \text{Basis Operasi} &= 1 \text{ jam operasi} \\ \text{Kapasitas Produksi} &= \frac{140.000 \text{ ton} \times 1000 \text{ kg}}{1 \text{ tahun} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}} \\ &= 17677 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Perkiraan Bahan Baku

$$\begin{aligned} \text{a. Mol Aceton} &= \frac{140.000 \text{ ton/tahun}}{74 \text{ gr/mol}} \\ &= 227027 \text{ mol/tahun} \\ \text{b. Massa Gliserol} &= \frac{1 \times 92 \times 18919}{1} \\ &= 2090691,892 \text{ ton/tahun} \\ &= 238,663458 \text{ ton/jam} \\ &= 18183,42281 \text{ kg/jam} \\ \text{c. Mol Propilen Glikol} &= \frac{140.000 \text{ ton/tahun}}{76 \text{ gr/mol}} \\ &= 2207,911 \text{ mol/tahun} \\ \text{d. Massa Acetol} &= \frac{1 \times 74 \times 2207,911 \text{ mol/tahun}}{76} \\ &= 163386 \text{ gr/tahun} \\ \text{e. Massa Air} &= \frac{1 \times 18 \times 2207,911 \text{ mol/tahun}}{1} \\ &= 397435 \text{ gr/tahun} \\ \text{f. Massa Gliserol/jam} &= 261,308 \text{ kg/jam} \\ \text{g. Konversi Gliserol} &= 95\% \\ \text{h. Massa air/jam} &= 45,368 \text{ kg/jam} \\ \text{i. Massaa Gliserol murni/jam} &= 248,243 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- j. Massa NaCl dalam air = 0,907 kg/jam
 k. Massa NaCl dalam Gliserol = 0,907 kg/jam
 l. Massa H₂SO₄ = 12,4121 kg/jam
 m. Massa H₂ = 19696 kg/tahun

Tabel A.1.1 Berat Molekul Komponen

Komponen	Rumus Kimia	BM
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	92
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	74
Air	H ₂ O	18
Hidrogen	H ₂	2
Metanol	CH ₃ OH	32
Asetaldehid	C ₂ H ₄ O	44
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	76

1. Perhitungan Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel A.1.1 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 1	Feed 2	Feed 3
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	0,00	261,308
H ₂ O	0,00	45,368	45,368
NaCl	0,91	0,00	307,584
Total	307,584		307,584

2. Neraca Massa *Ion exchngr* (ION-01)

Tabel A.1.2 Neraca Massa *Ion exchanger* (ION-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 3	Feed 4	Feed 5
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308	0,00
H ₂ O	45,368	12,602	32,766
NaCl	0,907	0,00	0,907
Total	307,584		307,584

3. Neraca Massa Reaktor Hidrasi

Reaksi :

	C ₃ H ₈ O ₃ $\longrightarrow$ C ₃ H ₆ O ₂ + H ₂ O		
Koefisien	1	1	1
m	2,840	0,00	0,00
r	1,988	1,988	1,988
s	4,829	1,988	1,988

Reaksi Samping :

	C ₃ H ₆ O ₂ $\longrightarrow$ CH ₃ OH + C ₂ H ₄ O		
Koefisien	1	1	1
m	1,988	0,00	0,00
r	1,392	1,392	1,392
s	4,380	2,392	2,392

Tabel A.1.3 Neraca Massa Reaktor Hidrasi (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Feed 3	Feed 15	Feed 13	Feed 6
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	0,00	0,00	93,733
H ₂ O	12,602	0,00	0,00	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	0,00	0,00	264,328	404,595
H ₂ SO ₄	0,00	12,412	0,00	0,00
CH ₃ OH	0,00	0,00	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	0,00	0,00	105,237	105,237
Total	732,424		732,424	

4. Neraca Massa Distilasi (D-01)

Tabel A.1.4 Neraca Massa Distilasi (D-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 6	Feed 7 (bottom)	Feed 8 (top)
C ₃ H ₈ O ₃	93,733	93,733	0,00
H ₂ O	48,390	48,390	0,00
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	0,00	404,595
CH ₃ OH	76,536	0,00	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,00	105,237
Total	728,491	728,491	

5. Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Reaksi :

	C ₃ H ₆ O ₂ + H ₂ O $\longrightarrow$ C ₃ H ₆ O ₂		
Koefisien	1	1	1
m	5,560	9848,20	0,00
r	5,282	5,282	5,282
s	10,842	9853,5	5,282

Tabel A.1.5 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 8	Feed 11	Feed 9
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	0,00	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	0,00	0,00	401,448
CH ₃ OH	76,536	0,00	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,00	105,237
H ₂	0,00	19726	19707
Total	20313		20313

6. Neraca Massa Cyclon

Tabel A.1.6 Neraca Massa Cyclon

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Feed 9	Feed 10
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Total	20312,645	20312,645

7. Neraca Massa Separator (S-01)

Tabel A.1.7 Neraca Massa Separator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 10	Feed 11 (top)	Feed 12 (bottom)
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	0,00	22,451
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	0,00	401,448
CH ₃ OH	76,536	0,00	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	0,00	105,237
H ₂	19706,973	19706,973	0,00
Total	20312,645		20312,645

8. Neraca Massa Distilasi (D-02)

Tabel A.1.8 Neraca Massa Distilasi (D-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 12	Feed 13 (top)	Feed 14 (bottom)
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451	0,00
C ₃ H ₈ O ₂	401,448	0,00	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536	0,00
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237	0,00
Total	635,672		605,672

9. Neraca Overall

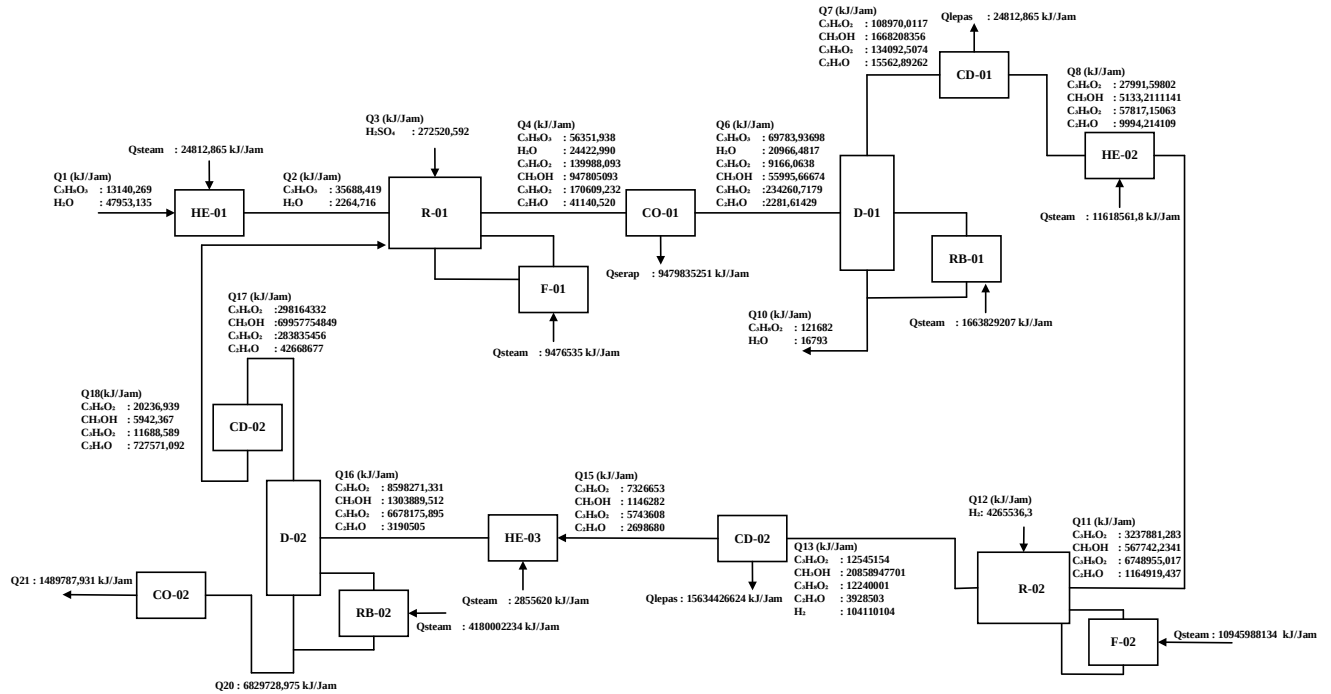
Tabel A.1.9 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Mixer (M-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308
H ₂ O	45,368	45,368
NaCl	0,907	0,907
Ion Exchanger (ION-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	261,308
H ₂ O	45,368	37,807
NaCl	0,907	0,907
Reaktor (R-01)		
C ₃ H ₈ O ₃	261,308	93,733
H ₂ O	12,602	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	264,328	404,595
H ₂ SO ₄	12,412	
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Menara Distilasi		
C ₃ H ₈ O ₃	93,733	93,733
H ₂ O	48,390	48,390
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	404,595
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Reaktor (R-02)		
C ₃ H ₆ O ₂	404,595	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19726,209	19706,973
Cyclon (CY-01)		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Separator (S-01)		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448
CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
H ₂	19706,973	19706,973
Menara Distilasi		
C ₃ H ₆ O ₂	22,451	22,451
C ₃ H ₈ O ₃	401,448	401,448

CH ₃ OH	76,536	76,536
C ₂ H ₄ O	105,237	105,237
Total	63620	63620

LAMPIRAN B

NERACA PANAS



Gambar A.1.2. Diagram Alir Neraca Panas

1. Data Perhitungan

a. Kapasitas Panas Masing-masing Komponen dalam Wujud Gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$\int_{T_o}^T C_p dT = A(T - T_o) + \frac{B}{2} (T^2 - T_o^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_o^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_o^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_o^5)$$

Terdapat komposisi massa, properti bahan baku dan produk dapat dilihat pada tabel

B.1.1, yaitu :

Tabel B.1.1 Komposisi Massa, Properti Bahan Baku dan Produk

Komponen	Rumus kimia	BM	Titik didih
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	92	290
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	74	56
Air	H ₂ O	18	100
Hidrogen	H ₂	2	-259
Metanol	CH ₃ OH	32	97,6
Acetoldehide	C ₂ H ₄ O	44	10,7
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	76	187

Tabel B.1.2 Heat Capacity of Gas

Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 (Cp- joule/(mol K), T-K)						
Komponen	Rumus Kimia	A	B	C	D	E
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	9,656	4,28E-01	-2,68E-04	3,18E-08	2,77E-11
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
Air	H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Hidrogen	H ₂	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	8,76E-12
Metanol	CH ₃ OH	40,046	-3,83E-02	2,46E-04	-2,17E-07	5,99E-01
Acetoldehid	C ₂ H ₄ O	34,14	4,00E-02	1,56E-04	-1,64E-07	4,72E-11
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	9,486	3,38E-01	-3,81E-04	2,13E-07	-4,69E-11
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	14,404	3,26E-01	-7,87E-05	-1,24E-07	7,48E-11

Tabel B.1.3 *Heat Capacity of Liquid*

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (C_p- joule/(mol K), T-K)					
Komponen	Rumus Kimia	A	B	C	D
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	132,145	8,60E-01	-1,97E-03	1,81E-06
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	46,878	6,27E-01	-2,08E-03	2,96E-06
Air	H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
Hidrogen	H ₂	50,607	-6,11E+00	3,09E-01	-4,15E-03
Metanol	CH ₃ OH	40,152	3,11E-01	-1,30E-03	1,46E-06
Acetoldehid	C ₂ H ₄ O	45,056	4,49E-01	-1,66E-03	2,70E-06
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	1,39E+00	1,03E-06
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	188,614	6,73E-01	-1,84E-03	2,13E-06

Tabel B.1.4 *Heat Capacity of Liquid*

$HVAP = A(1-T/T_c)^n$						
Komponen	Rumus Kimia	A	T _c (K)	n	T(K)	Hvap
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	104,15	723	0,301	563	66,15
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	41,271	604	0,241	273	35,7
Air	H ₂ O	52,053	647,13	0,321	373,15	647,13
Hidrogen	H ₂	0,659	33,18	0,38	20,28	0,46
Metanol	CH ₃ OH	52,723	512,58	0,377	175,47	512,58
Acetoldehid	C ₂ H ₄ O	44,95	461	1	150,15	461
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	50,115	925	0,38	599,1	925
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	80,7	626	0,295	460,5	54,5

Tabel B.1.5 *Heat Capacity of Liquid*

$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$ (P-mmHg)						
Komponen	Rumus Kimia	A	B	C	D	E
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	-62,7929	-3,66E+03	3,42E+01	-5,19E-02	2,28E-05
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	28,5884	-2,47E+03	-7,35E+02	2,80E-10	2,74E-06
Air	H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
Hidrogen	H ₂	3,4132	-4,13E+01	1,09E+00	-6,69E-10	1,46E-04
Metanol	CH ₃ OH	45,6171	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
Acetoldehid	C ₂ H ₄ O	87,3702	-3,68E+03	-3,15E+01	2,01E-02	5,53E-13
Propilen Glikol	H ₂ SO ₄	90,293	-6,70E+03	-2,81E+01	-1,33E-10	9,37E-06

1. Perhitungan Neraca Panas

a. Neraca Panas *Heater* (HE-01)

Kondisi Operasi

T masuk = 40 °C 313,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.1 Panas Masuk (HE-01)

Menghitung Beban Pemanas Masuk (HE-01)			
Komponen Q1	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q1 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	288,908	3,140	12348,477
H ₂ O	12,602	0,700	791,792
Total			13140,269

Kondisi Operasi

T keluar = 68 °C 341,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.2 Panas Keluar (HE-01)

Menghitung Beban Pemanas Keluar (HE-01)			
Komponen Q2	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q2 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	288,908	3,140	35688,419
H ₂ O	12,602	0,700	2264,716
Total			37953,135

Kebutuhan Pemanas HE-01

= Q out - Q in

= **24812,86593 kj/jam**

Tabel B.2.3 Neraca Panas Total *Heat Exchanger* (HE-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 1	13140,2692	
Q 2		37953,13513
Q steam	24812,86593	
Total	37953,13513	37953,13513

b. Neraca Panas Reaktor Hidrasi (R-01)

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara gliserol dan asam sulfat menjadi acetol

Reaksi :



Gliserol Acetol + Air

Kondisi Operasi

T masuk = 68 °C 341,15 K

T keluar = 270 °C 543,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.4 Panas Masuk (R-01)

Menghitung Beban Pemanas Masuk (R-01)			
Komponen Q2	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q2 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	288,908	3,140	35688,419
H ₂ O	12,602	0,700	2264,716
Total			37953,135

Tabel B.2.5 Komponen Panas Masuk (R-01)

Komponen Q18 masuk	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q18 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	264,328	3,572	20236,939
CH ₃ OH	81,240	2,539	5942,367
C ₃ H ₈ O ₂	111,705	2,539	11688,589
C ₂ H ₄ O	6953,223	158,028	727571,092
Total			765438,988

Kondisi Operasi

T masuk = 40 °C 313,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.6 Panas Keluar (R-01)

Menghitung Beban Pemanas Keluar (R-01)			
Komponen Q3	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q3 (Kj/jam)
H ₂ SO ₄	13,72314883	0,140032131	272520,592
Total			272520,592

Panas Reaksi Standar (ΔH_g)

Persamaan beroperasi pada suhu 270 °C

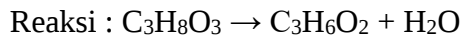
Data harga (ΔH_f) untuk masing-masing komponen pada 298K (Yaws, 1999):

$$(\Delta H_f) \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = -582,8$$

$$(\Delta H_f) \text{H}_2\text{O} = -421,8$$

$$(\Delta H_f) \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = -217,57$$

$$(\Delta H_f) \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = -421,5$$



$$(\Delta H_f) (298,15) = (\Delta H_f) \text{Produk} - \Delta H_f \text{reaktan}$$

$$(\Delta H_f) (298,15) = -639,37 - (-582,8)$$

$$(\Delta H_f) (298,15) = -56,57 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Banyak mol C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} = 3,140308658 \text{ kmol}$$

$$\text{Panas reaksi} = -56,57 \times 3,140$$

$$\text{Panas reaksi} = -177,647 \text{ kJ}$$

$$Q = \Delta H_f = 177,647 \text{ kJ}$$

Tabel B.2.7 Panas Keluar Reaktor (R-01)

Komponen Q4	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q4 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	107,2571	1,6016	56351,938
H ₂ O	52,1699	2,8983	24422,990
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	130088,093
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	9479805093
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	170609,232
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	41140,520
Total			9480227706

$$\text{Perhitungan Panas} = Q4 - (\Delta H_f + Q2 + Q18 + Q3)$$

$$= 9479189661 \text{ kJ}$$

Tabel B.2.8 Neraca Panas Total Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q2	37953,135	
Q3	272520,592	
Q18	727571,092	
Q4		9480227706
Q panas	9479189661	
Total	9480227706	9480227706

c. **Neraca Panas *Furnace* (F-01)**

Kondisi Operasi

T masuk = 270 °C 543,15 K

T keluar = 280 °C 553,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.9 Panas Masuk *Furnace* (F-01)

Komponen Q4	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q4 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	288,908	3,140	215861
H ₂ O	12,602	0,700	13728
C ₃ H ₆ O ₂	264,328	3,572	150128
CH ₃ OH	81,240	2,539	174510
C ₂ H ₄ O	111,705	2,539	93038
C ₃ H ₈ O ₂	5,482	14,404	448298
H ₂ SO ₄	13,723	0,140	8663192
Total			9758755

Tabel B.2.10 Panas Keluar *Furnace* (F-01)

Komponen Q4	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q4 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	288,908	3,140	153705,364
H ₂ O	12,602	0,700	5418,161
C ₃ H ₆ O ₂	264,328	3,572	69120,458
CH ₃ OH	81,240	2,539	15371,172
C ₂ H ₄ O	111,705	2,539	33129,436
C ₃ H ₈ O ₂	13,723	0,140	153705,364
H ₂ SO ₄	288,908	3,140	5475,295
Total			282219,887

Menghitung Fuel

Jenis bakar bakar = Batu bara
 Heating value = 22,453 btu/lb (Cleveland & Morris, 2013)
 Spesific gravity = 0,7
 Efisiensi bahan bakar = 80%
 Kapasitas input generator = 1000 kW = 1000000 watt = 3412192 Btu/jam
 Kebutuhan panas = 271375,7627 lb/jam
 = 366357,2797 joule/jam
 = 1366,36 kj/jam

Menghitung Kebutuhan Fuel

Efisiensi furnace = 85%
 Kebutuhan panas = 1607,482353 kj/jam
 = 0,002774256 ton/jam

$$= 2,51676 \text{ kg/jam}$$

Panas Keluar Furnace

Q5 – Q4

$$= 8001095 \text{ kJ}$$

Tabel B.2.11 Neraca Panas Total *Furnace* (F-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q4	9758755	
Q6		282219,887
Beban pemanas furnace		9476535
Total	9758755	9758755

d. Neraca Panas Cooler (C-01)

Kondisi Operasi

T masuk = 270 °C 543,15 K

T keluar = 280 °C 553,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.12 Panas Masuk *Cooler* (CO-01)

Komponen Q4	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q4 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	107,2571	1,6016	56351,938
H ₂ O	52,1699	2,8983	24422,990
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	130088,093
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	9479805093
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	170609,232
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	41140,520
Total			9480227706

Tabel B.2.13 Panas Keluar *Cooler* (CO-01)

Komponen Q6	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q6 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	107,2571	1,6016	69783,93698
H ₂ O	52,1699	2,8983	20966,4817
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	9166,0638
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	55995,66674
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	234260,7179
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	2281,61429
Total			392454,4814

$$Q \text{ serap} = Q4 - Q6$$

$$= 9479835251 \text{ kJ/jam}$$

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan *cooling water* dengan kondisi :

Kondisi Operasi

T masuk = 30 °C 303,15 K

T keluar = 95 °C 303,15 K

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.14 Panas H₂O Masuk Cooler (CO-01)

Komponen	CpdT				Q (kJ/jam)
	A	B	C	D	
H ₂ O	26,004	0,70337	1,3856	1,0342E-06	10825572,24
Total					10825572,24

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, cooling water} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{\text{Komponen H}_2\text{O}} \\
 &= 875,6890667 \text{ kmol/jam} \\
 &= 15762,4032 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.2.15 Total Neraca Panas Cooler (CO-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q4	9480227706	
Q6		392454,4814
Q pendingin		9479835251
Total	9480227706	9480227706

e. Neraca Panas Distilasi

Kondisi Operasi

T masuk = 80 °C 353,15 K

T keluar top = 62 °C 335,15 K

T keluar bottom = 98 °C 371,15

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Teta = -2,85E-08

Tekanan = 1 atm 760 mmHg

Tabel B.2.16 Panas Masuk Menara Distilasi (D-01)

Komponen Q6	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q6 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	107,2571	1,6016	69783,93698
H ₂ O	52,1699	2,8983	20966,4817
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	9166,0638
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	55995,66674
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	234260,7179
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	2281,61429
Total			392454,4814

Tabel B.2.17 Panas Keluar Menara Distilasi (D-01)

Komponen Q6	n (kmol)	Po	Ki	Yi	Alpha i	Alpha-teta	Rm-1
C ₃ H ₈ O ₃	1,6016	-2,07E+00	-1,57E+03	-2,51E+03	1,13E-03	1,80E-03	1,13E-03
H ₂ O	2,8983	-1,83E+03	-1,39E+06	-4,04E+06	1,00E+00	2,90E+00	1,00E+00
C ₃ H ₆ O ₂	5,7702	2,21E+00	1,68E+03	9,71E+03	-1,21E-03	-6,97E-03	-1,21E-03
CH ₃ OH	2,5388	2,24E+01	1,71E+04	4,33E+04	-1,22E-02	-3,11E-02	-1,22E-02
C ₃ H ₈ O ₂	5,4817	3,81E-01	2,90E+02	1,59E+03	-2,08E-04	-1,14E-03	-2,08E-04
C ₂ H ₄ O	2,5388	2,84E+00	2,16E+03	5,47E+03	-1,55E-03	-3,93E-03	-1,55E-03
Total							2,11E+00

R min dan R =

$$R \min + 1 = \frac{\sum(\alpha_i x_i) D}{\alpha_i - \theta} = 2,112$$

$$R \min = 3,112$$

$$R = 2,988$$

$$D = 20,289 \text{ kmol}$$

$$L_o = 62,246 \text{ kmol/jam}$$

$$V (L_o + D) = 83,075 \text{ kmol/jam}$$

$$L_o = 62,246 \text{ kmol/jam}$$

Panas Condensor (CD-01)

Panas masuk Condensor (CD-01)

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 67 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 340,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.18 Panas Masuk *Condensor* (CD-01)

Komponen Q7	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q7 (Kj/jam)	Quap (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	18884,91012	108970,0117
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	657097997	1668208356
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	24461,82366	134092,5074
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	6130,13688	15562,89262
Total			657147473,8	1668466981

Tabel B.2.19 Panas Laten Menuju *Condensor* (Hvap)

Komponen Q7	massa (kg/jam)	n (kmol)	λ	Hvap (Kj)
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	5,885	33,957
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	13,921	35,343
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	2,239	12,271
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	4,834	12,271
Total				93,842

Panas Distilat Keluar *Condensor*

Kondisi Operasi

T masuk = 62 °C 335,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.20 Panas Keluar *Condensor* (CD-01)

Komponen Q8	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q Distilat (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	27991,59802
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	5133,211142
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	57817,15063
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	9994,214109
Total			100936,1739

Tabel B.2.21 Panas Dibawa Reflux

Komponen Q9	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q Reflux (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26579	359,1744335	1742372,601
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	319523,2526
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	1699990,564
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	622102,5614
Total			4383988,979

Panas pada *Condensor*

Huap + Hvap – Qdistilat – Qreflux = 1663982150,135 kJ/jam

Menghitung beban pemanas (RB-01)

Kondisi Operasi

T masuk = 102 °C 375,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.22 Panas Reboiler (RB-01)

Komponen Q10	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q10 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	416,6096	5,4817	121682
H ₂ O	52,1699	2,8983	16793
Total			138475

Panas RB-01

$$Q_{10} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{condensor}} - Q_6 = 1663829207 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2.23 Neraca Panas Total Menara Distilasi (D-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q7	392454	
Q8		657147473,8
Q10	138475	
Q steam	1663829207	
Q loss		1007212663
Total	1664360137	1664360137

f. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Kondisi Operasi

$$T_{\text{masuk}} = 62 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 335,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{referensi T1}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.24 Panas Masuk Heat Exchanger (HE-02)

Komponen Q8	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q8 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	426,9960	5,7702	27991,59802
CH ₃ OH	81,2400	2,5388	5133,211142
C ₃ H ₈ O ₂	416,6096	5,4817	57817,15063
C ₂ H ₄ O	111,7051	2,5388	9994,214109
Total			100936,1739

Kondisi Operasi

$$T_{\text{masuk}} = 92 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 365,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{referensi T1}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.25 Tabel Panas Keluar (HE-02)

Komponen Q11	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q11 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	3237881,283
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	567742,2341
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6748955,017
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	1164919,437
Total			11719497,97

Kebutuhan Pemanas HE-02

$$Q_{11} + Q_8 = 11618561,8 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2.26 Neraca Panas Total *Heat Exchanger* (HE-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q8 Masuk	100936,1739	
Q11 keluar		11719497,97
Q pemanas	11618561,8	
Total	11719497,97	11719497,97

g. Neraca Panas Reaktor (R-02)

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 92 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 365,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.27 Panas Masuk Reaktor (R-02)

Komponen Q11	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q11 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	3237881,283
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	567742,2341
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6748955,017
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	1164919,437
Total			11719497,97

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 313,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.28 Panas H₂ Masuk Reaktor (R-02)

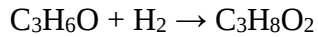
Komponen Q12	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q12 (Kj/jam)
H ₂	19719	9848	4265536,6
Total			4265536,6

Panas Reaksi Standar

(ΔH_g)

Persamaan beroperasi pada suhu 380 °C

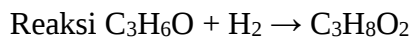
Data harga (ΔH_f) untuk masing-masing komponen pada 298K (Yaws, 1999):



$$(\Delta H_f) \text{C}_3\text{H}_6\text{O} = -421,5$$

$$(\Delta H_f) \text{H}_2 = -285,83$$

$$(\Delta H_f) \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = -421,5$$



$$(\Delta H_f) (298.15) = (\Delta H_f) \text{Produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$(\Delta H_f) (298.15) = -422 - (-707,33)$$

$$(\Delta H_f) (298.15) = 285,83 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Banyak mol C}_3\text{H}_6\text{O yang bereaksi} = 5,481705257 \text{ kmol}$$

$$\text{Panas reaksi} = 285,83 \times 5,482$$

$$\text{Panas reaksi} = 1566,836 \text{ kJ}$$

$$Q = \Delta H_f = 1566,836 \text{ kJ}$$

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 380 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 653,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.29 Panas Keluar Reaktor (R-02)

Komponen Q13	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q13 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	12545153,63
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	20858947701
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	12240001,3
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	3928502,714
H ₂	19719,40874	9848,204369	104110104,1
Total			20991771463

Beban Panas Reaktor

$$Q13 - (Q \Delta H_f + Q11 + Q12) = 20975786328,727 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2.30 Neraca Panas Total Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 11	11719498	

Q 12	4265536,6	
Q 13		20991771463
Q pemanas	20975786328,727	
Total	20991771363	20991771463

h. Neraca Panas *Furnace* (F-02)

Kondisi Operasi

T masuk = 92 °C 365,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.31 Panas Masuk *Furnace* (F-02)

Komponen Q13	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q13 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	12545153,63
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	20858947701
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	12240001,3
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	3928502,714
Total			20991771463

Menghitung Fuel

Jenis bakar bakar = Batu bara

Heating value = 22,453 btu/lb (Cleveland & Morris, 2013)

Spesific gravity = 0,7

Efisiensi bahan bakar = 80%

Kapasitas input generator = 1000 kW = 1000000 watt = 3412192 Btu/jam

Kebutuhan panas =
= 271375,7627 lb/jam
= 366357,2797 joule/jam
= 1366,36 kj/jam

Menghitung Kebutuhan Fuel

Efisiensi furnace = 85%

Kebutuhan panas
= 1607,482353 kj/jam
= 0,002774256 ton/jam
= 2,51676 kg/jam

Kondisi Operasi

T masuk = 288 °C 561,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.32 Panas Keluar *Furnace* (F-02)

Komponen Q14	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q14 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	8798438
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	10934283157
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	11848446
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	2777591
Total			10957707632

Beban Panas *Furnace* (F-02)

Q14 – Q13 = 10945988134

Tabel B.3.33 Neraca Panas Total *Furnace* (F-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 13	11719498	
Q 14		10957707632
Q pemanas	10945988134	
Total	10957707632	10957707632

i. Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

Kondisi Operasi

T masuk = 380 °C 653,15 K

T keluar = 165 °C 438,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.34 Panas Masuk *Condensor* (CD-01)

Komponen Q13	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q13 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	12545153,63
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	20858947701
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	12240001,3
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	3928502,714
H ₂	19719,40874	9848,204369	104110104,1
Total			20991771463

Tabel B.2.35 Komponen Panas Laten Masuk *Condensor* (Hcap)

Komponen Q13	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q13 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	30,22501461
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	25,47234761
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	30,22501461
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	2,227998915
Total			88,15037575

Tabel B.2.36 Panas Uap

Komponen Q15	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q15 (Kj/jam)	Q Uap (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	7326652,75	2631546353
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	1146281,51	181144343,2
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	5743607,976	2012777102
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	2698679,96	426466452,1
Total			16915222,2	5251934250

Panas Keluar Kondensor

$$Q_{13} - (Q_{Hvap} + Q_{Uap} + Q_{15}) = 15738536729 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2.37 Neraca Panas Total Condensor (CD-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 13	20991771463	
Q 15		5251934250
Q Condensor		15738536729
Total	20991771463	20990470979

j. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)

Kondisi Operasi

$$T_{\text{masuk}} = 165 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 438,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{referensi}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.38 Panas Masuk Heat Exchanger (HE-03)

Komponen Q15	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q15 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	7326652,75
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	1146281,51
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	5743607,976
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	2698679,96
Total			16915222,2

Kondisi Operasi

$$T_{\text{masuk}} = 185 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 458,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{referensi}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.39 Panas Keluar *Heat Exchanger* (HE-03)

Komponen Q16	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q16 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	8598271,331
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	1303889,512
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6678175,895
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	3190505,105
Total			19770841,84

Kebutuhan Pemanas HE-03

Q16 – Q15 = 2855619,643 kJ/jam

Tabel B.2.40 Neraca Panas Total *Heat Exchanger* (HE-03)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 15	16915222	
Q 16		19770842
Q Steam	2855620	
Total	19770842	19770842

k. Neraca Panas Kolom Distilasi

Kondisi Operasi

T masuk = 185 °C 458,15 K

T keluar top = 67 °C 340,15 K

T keluar buttom = 190 °C 463,15

T referensi T1 = 25 °C 298,15 K

Teta = -3,18E-08

Tekanan = 1 atm 760 mmHg

Tabel B.2.41 Panas Masuk Menara Distilasi (D-02)

Komponen Q16	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q16 (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	8598271,331
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	1303889,512
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6678175,895
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	3190505,105
Total			19770841,84

Tabel B.2.42 Komponen Rm-1

Komponen Q16	n (kmol)	Po	Ki	Yi	Alpha i	Alpha-teta	Rm-1
C ₃ H ₆ O ₂	359,174	-1419,057	-509689,124	-0,081	-29,230	-29,230	1
CH ₃ OH	158,027	-1397932,263	-220912157,5	-80,172	-12669,43	-12669,435	1
C ₃ H ₈ O ₂	350,437	1757,238	615802,763	0,100	35,316	35,316	0,999
C ₂ H ₄ O	158,027	17436,621	2755470,954	1	158,027	158,027	1
Total							4

R min dan R =

$$R_{\min} + 1 = \frac{\sum(\alpha_i \cdot x_i)D}{\alpha_i - \theta} = 4$$

R min = 3

R = 2,88

D = 1025,667 kmol

Lo = 2953,923 kmol/jam

V (Lo + D) = 3979,591 kmol/jam

Lo = 2953,923 kmol/jam

Panas Condensor (CD-01)

Panas masuk Condensor (CD-01)

Kondisi Operasi

T masuk = 55 °C 328,15 K

T referensi = 25 °C 298,15 K

Tabel B.2.43 Panas Masuk Condensor (CD-03)

Komponen Q17	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q17 (Kj/jam)	Quap (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	830138	298164332
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	442692714	69957754849
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	809945	283835456
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	270007	42668677
Total			444602805	70582423315

Tabel B.2.44 Panas Laten Menuju Condensor (Hvap)

Komponen Q17	massa (kg/jam)	n (kmol)	λ	Hvap (Kj)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	12141,36642	33,80353746
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	5525,308036	34,9641525
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	22441,70079	64,03904908
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	1862,125359	11,78353037
Total				144,5902694

Panas Distilat Keluar Condensor

Tabel B.2.45 Panas Keluar Condensor (CD-03)

Komponen Q18	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q Distilat (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	359,1744335	20236,939
CH ₃ OH	5056,889543	158,0277982	5942,367
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	11688,589
C ₂ H ₄ O	6953,223121	158,0277982	727571,092

Total	765438,9875
--------------	--------------------

Tabel B.2.46 Panas Dibawa Reflux

Komponen Q19	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q Reflux (Kj/jam)
C ₃ H ₆ O ₂	78512053,98	1060973,702	5866239108
CH ₃ OH	14937663,49	466801,984	1067908930
C ₃ H ₈ O ₂	76602301,32	1007925,017	12083749927
C ₂ H ₄ O	20539287,3	466801,984	2096969513
Total			21114867478

Panas pada Condensor

$$Huap + H_{vap} - Q_{distilat} - Q_{reflux} = 418002234,3 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung beban pemanas (RB-01)

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 190 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 463,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.47 Panas Reboiler (RB-02)

Komponen Q20	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q20 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6829728,975
Total			6829728,975

Panas RB-02

$$Q_{10} + Q_{distilat} + Q_{condensor} - Q_6 = 1663829207 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2.48 Neraca Panas Total Menara Distilasi (D-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q16	19770842	
Q17		444602805
Q steam	418002234	
Q20	6829729	
Total	444602805	444602805

I. Neraca Panas Cooling Water (CO-02)

Kondisi Operasi

$$T \text{ masuk} = 190 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 463,15 \text{ K}$$

$$T \text{ jekuar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 313,15 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.2.49 Panas Masuk Cooler (CO-02)

Komponen Q20	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q20 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	6829728,975
Total			6829728,975

Tabel B.2.50 Panas Keluar *Cooler* (CO-02)

Komponen Q21	massa (kg/jam)	n (kmol)	Q21 (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	350,4377581	1489787,931
Total			1489787,931

Q serap

Q20 – Q21 = 5339941,044 kJ/jam

Tabel B.2.51 Neraca Panas Total *Cooler* (CO-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q20 Masuk	6829729	
Q21 Keluar		1489788
Q serap		5339941
Total	6829728,98	6829728,98

Neraca Panas OverallTabel B.2.52 Neraca Panas *Overall*

Alat	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
HE-01		
Komponen		
Q 1	13140,2692	
Q 2		37953,13513
Q steam	24812,86593	
Reaktor Hidrasi		
Komponen		
Q2	37953,13513	
Q3	272520,592	
Q18	727571,092	
Q4		9480227706
Q steam	9479189661	
Furnace 1		
Komponen		
Q4	9758754,943	
Q6		282219,887
Q pemanas furnace		9476535,055
Cooler 1		
Komponen		
Q4	9480227706	
Q6		392454,4814
Qserap		9479835251
Destilasi 1		
Komponen		
Q7	392454,4814	

Q8		657147473,8
Q10	138475,2666	
Q steam	1663829207	
Q loss		1007212663
HE-02		
Komponen		
Q8 Masuk	100936,1739	
Q11 keluar		11719497,97
Q steam	11618561,8	
Reaktor Hidrogenasi		
Komponen		
Q 11	11719497,97	
Q 12	4265536,600	
Q 13		20991771463
Q steam	20975786329	
Furnace 2		
Komponen		
Q 13	11719497,97	
Q 14		10957707632
Q pemanas furnace	10945988134	
Condensor 2		
Komponen		
Q 13	20991771463	
Q 15		5251934250
Q kondensor		15738536729
HE-03		
Komponen		
Q 15	16915222	
Q 16		19770842
Qsteam	2855620	
Destilasi 2		
Komponen		
Q16	19770842	
Q17		444602805
Q steam	418002234	
Q20	6829728,975	
Cooler 3		
Komponen		
Q20	6829728,975	
Q21		1489788
Qserap		5339941
TOTAL	74058785588	74058785488

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

A. Perancangan Tangki Penyimpanan (Tangki Penyimpanan Propilen Glikol)

Kode : T-04

Fungsi : untuk menyimpan produk propilen glikol selama 7 hari

Kondisi : $T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Tujuan :

- Mengetahui Tipe Tangki
- Mengetahui Bahan Konstruksi Tangki
- Mengetahui Kapasitas Tangki
- Mengetahui Densitas Campuran
- Mengetahui Volume Tangki
- Mengetahui Dimensi Tangki
- Mengetahui Panjang dan Tebal *Shell*
- Mengetahui Tinggi *Head*
- Mengetahui Tebal *Head*
- Mengetahui Tinggi Tangki Total

1. Tipe tangki

Tangki penyimpanan propilen glikol beroperasi pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C , sehingga zat tersebut berada dalam keadaan cair. Untuk kondisi operasi ini, digunakan tangki berbentuk silinder vertikal dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut dengan *inner floating roof*. Menggunakan bahan konstruksi tangki yaitu Carbon Steel SA-283 Grade C. Pemilihan desain ini didasarkan pada pertimbangan :

- Biaya konstruksi yang lebih rendah
- Design yang efisien secara ekonomi dibanding tipe *closed vessel* lainnya
- Penyimpanan dapat di suhu ruang dan tekanan atmosfer

2. Kapasitas Tangki

Produk propilen glikol sebanyak 401,4476 kg/jam direncanakan untuk disimpan selama 7 hari.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Tangki} &= 401,448 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 99396,024 \text{ kg} \\ &= 99,396024 \text{ ton}\end{aligned}$$

3. Densitas Campuran

Dalam menghitung densitas campuran, diperlukan informasi mengenai densitas masing-masing komponen penyusunnya yaitu gliserol, aseton, asam sulfat, dan hidrogen. Densitas yang bergantung pada suhu penyimpanan. Mengacu pada persamaan Carl L. Yaws, (1999) menggunakan persamaan seperti berikut:

$$\text{Densitas campuran} = \rho_{\text{campuran}} = \sum \rho_i \times X_i$$

$$\text{Densitas senyawa murni} = \rho_i = A_i \times B_i - \frac{1 - T^n}{T_{ci}}$$

Keterangan:

X_i = Fraksi mass

A_i, B_i , dan n = Koefisien regresi senyawa murni

T = Temperature regresi senyawa murni (K)

T_{ci} = Temperature kritis senyawa murni (K)

Pada suhu 30°C = 303,15 K

Tabel C.3.1 Densitas Penyusun Propilen Glikol

Komponen	A	B	n	Tc	T	ρ
C ₃ H ₈ O ₃	0,34908	0,24902	0,1541	723	291,33	0,79872
C ₃ H ₆ O ₂	0,27728	0,2576	0,29903	508,2	178,45	0,59926
H ₂	0,03125	0,3473	0,2756	33,18	13,95	0,48554
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925	283,46	0,60866

Tabel C.3.2 Densitas Campuran Penyusun Propilen Glikol

Komponen	ρ (densitas)	xi	ρ campuran
C ₃ H ₈ O ₃	0,7987	55	43,9298
C ₃ H ₆ O ₂	0,5993	26	15,5808
H ₂	0,4855	15	7,2831
H ₂ SO ₄	0,6087	4	2,4346
Total			69,2283

Densitas Propilen Glikol

= 69 gr/ml

= 69228 kg/m³

= 1108899 lbm/ft³

Menghitung Volume Tangki

Volume propilen glikol yaitu

= $\frac{69228}{401,4475996}$ kg

= 172,4467 m³/hari

= 6061,500975 ft

$$= 45346,0888 \text{ gallon}$$

Waktu tinggal propilen glikol maksimal 7 hari, hal tersebut mempertimbangkan waktu pengantaran bahan baku.

$$\text{Volume cairan} = V \times \text{residence time}$$

$$\text{Volume cairan} = 1207,1268 \text{ m}^3/\text{minggu}$$

Karena volume propilen glikol yang disimpan cukup besar dan membutuhkan beberapa unit penyimpanan untuk pendistribusian produk, maka diputuskan untuk menggunakan empat tangki.

$$\text{Volume cairan} = 4828,5072 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 4828,5072 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

$$= 5794,2086 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

$$= 204620,7389 \text{ ft}^3$$

Dalam rancangan ini, direncanakan penggunaan empat tangki untuk penyimpanan bahan baku dan produk, dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memudahkan dalam proses pemeliharaan dan pengawasan
- Penggunaan satu tangki berkapasitas besar berisiko tinggi
- Disesuaikan dengan standar ukuran tangki yang tersedia

Sehingga, volume setiap tangki yaitu :

$$\frac{172,4467}{4} = 43,116 \text{ m}^3$$

$$= 271,172 \text{ bbl}$$

$$= 1522,633 \text{ ft}^3$$

4. Diameter Tangki

Penentuan rasio antara diameter (D) dan tinggi (H) tangki dilakukan dengan pendekatan berdasarkan persamaan 3.9 dari Brownell & Young, (2006). Dengan asumsi bahwa tangki menggunakan atap berbentuk kerucut tetap (Fixed cone roof) serta mengabaikan biaya instalasi dan lahan, maka diperoleh rasio diameter terhadap tinggi tangki sebagai berikut:

$$D = 4H \left(\frac{C1}{C2+C3+C4+C5} \right) \quad (3.9)$$

Keterangan :

$$C1 = \text{Biaya dinding (shell)} = 2C2$$

$$C2 = \text{Biaya bagian dasar (bottom)} = C2$$

$$C3 = \text{Biaya atap (roof)} = 2C2$$

$$C4 = \text{Biaya instalasi} = 0$$

C5 = Biaya lahan = 0

Berdasarkan Brownell & Young, (2006) maka, rumus yang digunakan menjadi :

$$D = 4H \times \left(\frac{2C2}{C2 + 2C2 + 0 + 0} \right) = \frac{8}{3} H$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} = \frac{8}{3} H$$

$$V = \frac{4 \times V}{\pi \times \frac{8^2}{3}} \times \frac{1}{3}$$

Untuk kapasitas 1522,633094, maka diperoleh :

Tinggi (H) = 101,620 ft
= 30,973 m

Diameter (D) = 270,987 ft
= 82,597 m

Ukuran standar berdasarkan pada Appendix E. Item 1, Brownell & Young, (2006)

Diameter (D) = 90 ft³

Tinggi (H) = 18 ft³

Volume (V) = 20.390 bbl
= 114.489,85ft³

5. Panjang dan Tebal *Shell*

Berdasarkan Appendix E hal 346, diameter 90 ft dan tinggi 18 ft terdapat 4 buah *course* serta menggunakan lebar *plate* komersial 72 inc = 4 kaki

V Praktis = 1522,633 ft³
= 271,180 bbl

V Aktual = 114489,85 ft³
= 20390,642 bbl

D = 90 ft³
= 295 m

H = 18 ft
= 5,491 m

6. Jumlah Plate

Ukuran standar *plate* berdasarkan API standar 650

P = 18.000 mm

L = 1.828,8 mm

Konversi = 354,201

Menghitung *plate*

L course = 847,8

J plate = 2,393

J plate = 3

Dari Brownell & Young, (2006) terdapat :

Course = 3 buah

Lebar tiap *course* = tebal *plate* komersial = 3 ft³

Tebal *plate* standar = ¼ in

Course digunakan untuk menentukan tekanan shell, tebal shell, dan panjang shell.

Course 1

Menghitung tekanan shell

H = 18 ft³

Lebar Plate = 6 ft³

ρ = 4.322 lb/ft³

converter = 144

n = 1

Hs = 18 ft³

P1 = 4298 psi

Menghitung Tebal shell

P1 = 4928 psi

D = 90 ft³

= 216 in

f = 12650 lb/in²

E = 0,90

C = 0,1265 inch

TS1 = 0,23 inch

Digunakan tebal shell standar = 0,25 inch (1/4 inch)

Menghitung Panjang *Plate*

π = ¼

D = 90 ft

= 216 inch

TS1 = 0,25 inch

Jumlah *plate* = 3 buah

Allow joint vertical = 0,33 inch

Konstanta = 12
 n = 3 buah
 L1 = 274781,31 inch
 = 22898,44 ft
 = 6979,44 m

Course 2

Menghitung tekanan shell

H = 18 ft³
 Lebar Plate = 6 ft³
 ρ = 4322 lb/ft³
 converter = 144
 n = 2
 Hs = 12 ft³
 P2 = 4303,923 psi

Menghitung Tebal shell

P1 = 4303,923 psi
 D = 90 ft³
 = 216 in
 f = 12650 lb/in²
 E = 0,90
 C = 0,1265 inch
 TS2 = 0,23 inch

Digunakan tebal shell standar = 0,25 inch (1/4 inch)

Menghitung Panjang Plate

π = $\frac{1}{4}$
 D = 90 ft
 = 216 inch
 TS2 = 0,23 inch
 Jumlah plate = 4 buah
 Allow joint vertical = 0,25 inch
 Konstanta = 14
 n = 3 buah
 L2 = 235526,85 inch
 = 19627,23 ft

$$= 5981,38 \text{ m}$$

Course 3

Menghitung tekanan shell

$$H = 18 \text{ ft}^3$$

$$\text{Lebar Plate} = 6 \text{ ft}^3$$

$$\rho = 4322 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{converter} = 144$$

$$n = 3$$

$$H_s = 6 \text{ ft}^3$$

$$P_3 = 4309,923 \text{ psi}$$

Menghitung Tebal shell

$$P_3 = 4309,923 \text{ psi}$$

$$D = 90 \text{ ft}^3$$

$$= 216 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 0,90$$

$$C = 0,1265 \text{ inch}$$

$$TS_3 = 0,23 \text{ inch}$$

Digunakan tebal shell standar = 0,25 inch (1/4 inch)

Menghitung Panjang Plate

$$\pi = \frac{1}{4}$$

$$D = 90 \text{ ft}$$

$$= 216 \text{ inch}$$

$$TS_3 = 0,23 \text{ inch}$$

$$\text{Jumlah plate} = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Allow joint vertical} = 0,25 \text{ inch}$$

$$\text{Konstanta} = 16$$

$$n = 4 \text{ buah}$$

$$L_3 = 154564,49 \text{ inch}$$

$$= 12880,374 \text{ ft}$$

$$= 3925,93 \text{ m}$$

7. Tinggi Head

Menghitung sudut θ tetap

Sudut *roof* dicari besarnya dari persamaan dibawah ini :

$$\sin \theta = \frac{D}{430t}$$

Keterangan :

D : Diameter tangki (ft³)

T : *cone shell thickness* (inch)

Digunakan tebal *cone* standar ½ in untuk tangki yang berdiameter 85 ft³, sehingga:

$$\sin \theta = 0,279 \text{ ft}$$

$$\theta = \arcsin = 16,204$$

$$\tan \theta = \frac{h}{0,5 D}$$

$$h = \tan \theta \times 0,5 D$$

$$\tan \theta = 0,00487$$

$$h = 0,00974 \text{ ft}$$

$$h = 0,0029 \text{ m}$$

8. Tebal *Head*

Tebal *Head* pada tangki bisa dihitung menggunakan persamaan :

$$th = \frac{pd}{2 \cos \alpha (fE - 0,6 p)} + C$$

$$p = \frac{p(H-1)}{144}$$

$$p = 150 \text{ psi}$$

$$th = 0,3 \text{ in}$$

Dipilih standar 0,75 in

9. Tinggi Tangki Total

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head}$$

$$= 18,0097 \text{ ft}^2$$

$$= 5,49 \text{ m}$$

Tabel C.3.4 Kesimpulan Tangki

Ringkasan Tangki		
Nama	=	Tangki Propilen Glikol
Kode	=	T-04
Fungsi	=	Untuk tempat penyimpanan Propilen Glikol cair
Tipe	=	Tangki silinder tegak menggunakan atap kerucut
Bahan	=	Carbon steel SA-283 Grade C
Dimensi		
Waktu Penyimpanan	=	7 Hari

Kapasitas Tangki	=	68 Ton
Diameter Tangki	=	83 m
Jumlah <i>Course</i>	=	3 <i>course</i>
Lebar <i>Course</i>	=	6 ft
Tebal <i>Shell</i> tiap <i>Course</i>	=	<i>Course</i> 1 : 0,23 inch <i>Course</i> 2 : 0,23 inch <i>Course</i> 3 : 0,23 inch
Tinggi <i>Head</i>	=	5,7 ft
Tebal <i>Head</i>	=	0,3 inch
Tinggi Total Tangki	=	7,23 m
Kondisi Operasi		
<i>Temperature</i>	=	30°C
Tekanan	=	1 atm

B. Perancangan Pompa

Kode : P-16

Fungsi : untuk mengalirkan produk propilen glikol dari menara distilasi ke tangki

Tujuan :

- Mengetahui jenis pompa
- Mengetahui tenaga pompa
- Mengetahui laju alir fluida
- Mengetahui diameter optimal pipa
- Mengetahui panjang ekuivalen pipa
- Mengetahui tenaga pompa

1. Jenis Pompa

Dalam pra-rancangan pabrik propilen glikol, jenis pompa yang akan digunakan adalah pompa untuk mengalirkan propilen glikol dari menara distilasi menuju sistem pendingin (cooling water). Fluida yang dialirkan berupa propilen glikol pada suhu 190°C dan tekanan 1 atm. Berdasarkan karakteristik fluida tersebut, maka pompa sentrifugal dipilih dalam perancangan ini karena dianggap sesuai dengan kriteria pemilihan menurut Peters & Timmerhaus, (1991), dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Beroperasi pada tekanan di bawah 48 Mpa
- Dapat digunakan untuk fluida dengan viskositas 400 cP
- Dapat digunakan dengan kondisi *head* (ketinggian tekanan) yang tinggi
- Desain yang sederhana dan tidak membutuhkan ruang yang besar

- Biaya pembelian dan pemeliharaan lebih ekonomis dibandingkan dengan jenis pompa lainnya.

2. Tenaga Pompa

Pada persamaan dari Yaws, (1999), densitas cairan dapat dihitung dengan :

$$\rho = AB^{-(1-\frac{T}{T_c})^n}$$

Keterangan :

P = densitas cairan

A, B, n = koefisien

T_c = temperatur kritis

Tabel C.3.5 Densitas Campuran

Komponen	Densitas	xi	xi.ρ
C ₃ H ₈ O ₂	0,7987	0,55	0,4393
C ₃ H ₆ O ₂	0,5993	0,26	0,1558
H ₂	0,4855	0,15	0,0728
H ₂ SO ₄	0,6087	0,04	0,2435
Total			0,9114

Densitas Campuran = 0,9114 gr/cm³
 = 911,4012237 kg/m³
 = 56,87143636 lb/ft³

3. Laju Alir Fluida

Kapasitas = 401,4475 kg/jam
 = 6430,3876 lb/ft³

Densitas campuran = 911,4012 kg/m³
 = 56,8714 lb/ft³

Laju alir volumetric (Q_f) = 1,1306 ft³/det

Faktor keamanan = 80%

Kapasitas Pompa = 0,90455 ft³/s
 = 405,9623 gal/min

4. Diameter Optimal Pipa

Penentuan diameter pipa yang optimal dilakukan dengan menggunakan persamaan yang dikemukakan oleh Peters & Timmerhaus, (1991). Dalam perhitungan ini diasumsikan bahwa aliran dalam pompa bersifat turbulen dengan bilangan Reynolds (N_{re}) lebih dari 2100 dan diameter dalam pipa (D_i) lebih besar dari 1 inci, sehingga berlaku persamaan sebagai berikut:

$$D_{opt} = 3,9 \times Q f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

D_{opt} = diameter optimal

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

Qf = debit pemompaan (ft³/detik)

D_{opt} = 6,970 inch

Berdasarkan Appendix C-6a halaman 724 (Foust et al., 1980), spesifikasi pipa standar dengan mendekati hasil perhitungan, yaitu :

Diameter nominal = 6 in

= 72 ft³

Schedule number = 40

OD = 6,625 in

= 79,5 ft

ID = 6,065 in

= 72,78 ft

Inside sectional area = 0,2006 ft³

5. Kehilangan energi akibat gesekan (friksi)

$$\sum F = \frac{f \times V^2 \times \sum L}{2 \times g \times c \times D_i}$$

Menghitung kecepatan linier fluida

$$V = \frac{Qf}{A}$$

$V = 5,6365$ ft/s

= 42,1640 gallon

6. Bilangan Reynold Campuran

Perhitungan viskositas cairan pada suhu 476 K dilakukan menggunakan persamaan berdasarkan Carl L Yaws (1999), sebagai berikut :

$$\text{Log } \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Sedangkan viskositas campuran dihitung dengan persamaan :

μ campuran : $\sum \mu \cdot x_i$

Tabel C.3.6 Viskositas Komponen

Komponen	Densitas	x_i	$x_i \cdot \rho$
C ₃ H ₈ O ₂	1,78019	0,55	0,979102
C ₃ H ₆ O ₂	0,96884	0,26	0,251898
H ₂ SO ₄	13,9425	0,04	0,557702

	Total	1,788702
--	--------------	-----------------

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= 1,788 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 111,665 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Perhitungan kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}V &= \text{faktor keamanan} \times ID \\ &= 58,224 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

7. Bilangan Reynold

$$Nre = \rho \times ID \times \frac{V}{\pi}$$

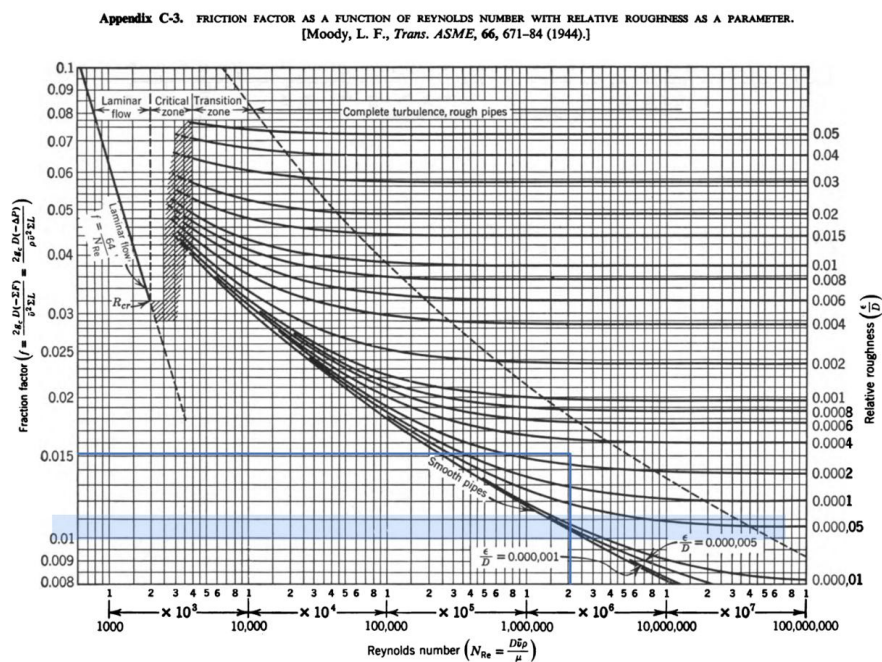
$$Nre = 2158,1961$$

Menurut Reynols, jika angka Reynold kurang dari 2000, alirannya adalah aliran laminar.

8. Faktor friksi dalam pipa

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0003$$

$$Nre = 2.158$$



Gambar C.3.1 Faktor Friksi

Maka diperoleh faktor friksi,

$$f = \frac{0,046}{Nre^{0,2}}$$

$$f = 0,015$$

9. Tenaga pompa

Menghitung Velocity Head

Kecepatan linear v_1 berada di titik pertama, yaitu dasar unit distilasi pada pipa yang mengarah ke pompa. Sementara itu, kecepatan v_2 terletak di titik kedua, yakni di ujung pipa yang menuju pelat umpan dari tangki penyimpanan. Kedua titik tersebut dihubungkan oleh pipa dengan diameter yang sama, maka:

$$\text{Velocity head} = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times g_c} = 0 \text{ lbf/lbm}$$

$$V_1 = V_2 = 58,224 \text{ ft/s}$$

Menghitung Potensial Head

$$Z_1 = 32,81$$

$$Z_2 = 26,25$$

$$\Delta g/g_c = -6,56$$

Menghitung Pressure Head

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 2327,6 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_2 = 1,45 \text{ atm}$$

$$= 30618,2 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta p/\rho = 2,551 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung Total Head

$$- W_f = \frac{\Delta p}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V}{2 \cdot g_c} + \sum f$$

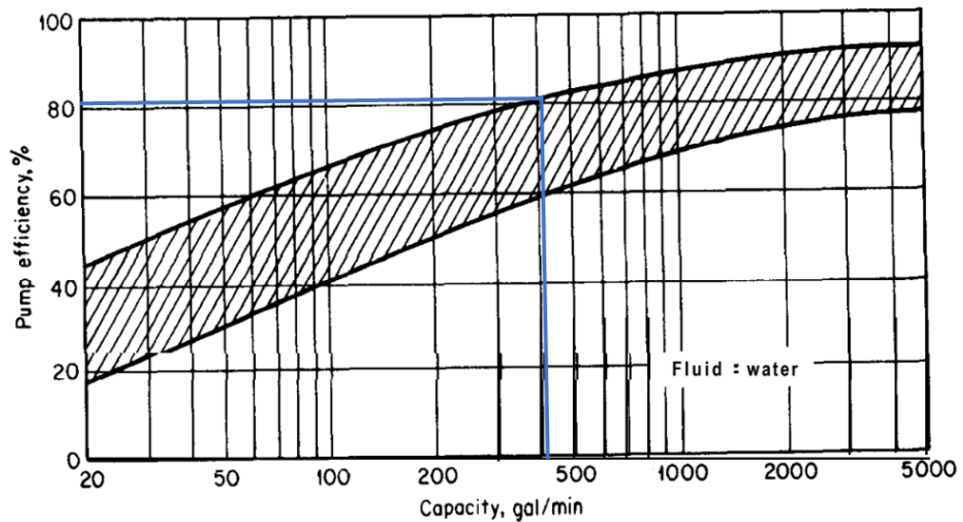
$$- W = 562,247$$

10. BHP

$$\text{BHP Aktial} = \frac{q \times \rho \times (-W_f)}{550 \times \eta}$$

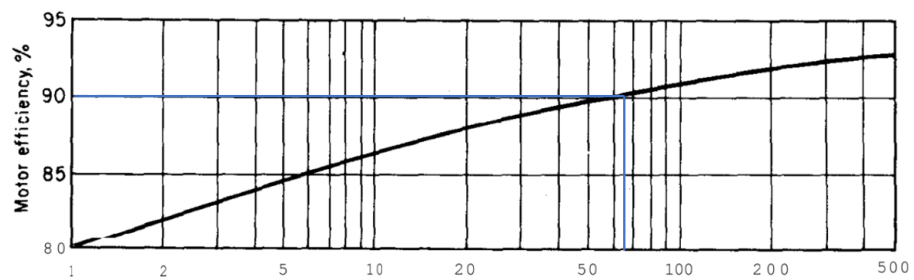
$$\text{BHP} = 66 \text{ HP}$$

Berdasarkan Fig 14.36 hal 520 Peters & Timmerhaus, (1991), untuk BHP aktual = 2 HP, efisiensi motornya adalah sebesar 82% ,



Gambar C.3.2 Efisiensi Pompa

Berdasarkan Fig 14.37 hal 521 Peters & Timmerhaus, (1991), untuk BHP aktual = 79 HP, efisiensi motornya adalah sebesar 90% ,



Gambar C.3.3 Efisiensi Motor

Tabel C.3.7 Ringkasan Spesifikasi Pompa

Ringkasan Pompa		
Nama	=	Pompa
Kode	=	P-15
Fungsi	=	Untuk mempompa produk propilen glikol ke dalam tangki penyimpanan T-04
Tipe	=	Pompa Sentrifugal
Spesifikasi		
Kapasitas	=	405,962 gal/min
Daya Pompa	=	66 Hp
Daya Motor	=	79 Hp
Pipa yang digunakan		
Diameter Nominal	=	6 inch
Kecepatan Fluida	=	58,224 ft/detik

C. Perancangan Mixer

Kode : M-01

Fungsi : untuk tempat pencampuran gliserol dan air

Tujuan :

- Mengetahui Sifat Fisik
- Mengetahui Tebal *Shell*
- Mengetahui Tebal *Head*
- Mengetahui Tinggi *Head*
- Mengetahui Volume Cairan dalam *Shell*
- Mengetahui Tinggi Mixer
- Mengetahui Pengaduk dalam Mixer

1. Menentukan Sifat Fisik

Berdasarkan Carl L. Yaws (1999) menyatakan hubungan densitas terhadap fungsi temperature dapat dinyatakan dengan sebagai berikut :

$$\rho = A \times B^{-(1-T/c)^n}$$

Keterangan :

ρ = Densitas saturated *liquid* (g/cm³)

A, B, dan n = Koefisien regresi untuk komponen kimia

T = Temperatur operasi (K)

C = Temperatur kritis (K)

Tabel C.3.8 Densitas Komponen

Komponen	(1-T/Tc)	(1-T/Tc) ⁿ	B ⁿ	ρ
C3H8O3	0,580705394	0,9196564	0,807160117	0,0972
H2O	0,531546984	0,87552294	0,690811746	0,117784
NaCl	0,910838235	1	0,430613951	0,025319
Total				0,240303

ρ gliserol = 0,0972 gr/cc

= 0,0026 lb/gr

ρ H₂O = 0,1178 gr/cc

= 0,0032 lb/gr

ρ NaCl = 0,0006 gr/cc

= 0,0211 lb/gr

Tabel C.3.9 Dekomposisi dalam Mixer

Komponen	Masuk (kg)	ρ	Kg/liter	Fv (Lt/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	240,7569971	0,09720037	0,083	2476,91445
H ₂ O	37,80670691	0,11778407	0,015	320,9831988
NaCl	37,80670691	0,02531863	6,853E-05	1493,236938
Total				4291,134587

$$\rho \text{ Campuran} = 0,0972 \text{ kg/liter} = 6,229 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer} &= F_v \times t \\ &= 2145,567293 \text{ lt} \\ &= 2,145567 \text{ m}^3 \\ &= 75,41668005 \text{ ft} \\ &= 564,1921835 \text{ gallon} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Volume cairan} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + \frac{\pi \times D^3}{12}$$

$$V = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H + 0,16183 D^3$$

Sehingga,

$$\text{Diameter} = 3,9 \text{ ft} = 47,74 \text{ in} = 1,21 \text{ m}$$

$$H = D = 3,97 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$H' = 10 \text{ ft} = 117,30 \text{ in} = 35,75 \text{ m}$$

2. Tekanan Hidrostatis

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= h \cdot \text{cairan} \times \frac{\pi \cdot D^2}{4} \\ &= 0,678 \text{ m} = 26,731 \text{ inch} \end{aligned}$$

3. Tebal Shell

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm (Megysey, hal 189)}$$

Dari Appendix B. Brownell and Young hal. 342, bahan yang digunakan untuk :

$$\text{Bahan} = \text{Baja Stainless Steel SA – 285 grade C}$$

$$\text{Tekanan desain (p)} = 22,05 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable Stress (S)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (e)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ inch}$$

$$\text{Jari – jari mixer} = 35,83 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} T_{shell} &= \frac{p \cdot r_i}{S.E - 0,6 \cdot p} + c \\ &= 0,174 \end{aligned}$$

Sehingga, tebal *shell* 3/6 inch (Brownell & young, Table. 5.7)

$$t_s = 0,1875 \text{ inch}$$

$$ID_{Shell} = 47,748 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} OD_{Shell} &= ID + 2t \\ &= 48 \text{ inch} \end{aligned}$$

Sehingga, berdasarkan Table 5.7 OD 48 inch

$$OD = 48 \text{ inch} = 1,21 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 3; c_r = 48; i_{cr}/r = 0,0625$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{3} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{i_{cr}}} \right) \\ &= 1,75 \text{ inch} \end{aligned}$$

4. Tebal Head

$$\begin{aligned} T_{head} &= \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S.E - 0,1 \cdot p} + c \\ &= 0,141 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tebal head} = \frac{1}{4}$$

5. Tinggi Head

$$\begin{aligned} IDS &= \text{diameter dalam shell} \\ &= 0,678 \text{ m} \\ &= 26,731 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= IDS/2 \\ &= 53,462 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ODS &= IDS + 2t_{head} \\ &= 53,745 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dari tabel brownell and young hal.88 dipilih OD baru 66, karena mendekati 54 dengan tebal head 1/4 in. sehingga, diperoleh $i_{cr} = \frac{1}{2}$ dan $r = 120 \text{ inch}$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$i_{cr} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - i_{cr} \\ &= 52,962 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - i_{cr} \\ &= 119,5 \end{aligned}$$

Jadi,

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$b = 5617,59714 \text{ inch}$$

Dari Brownell and Young, untuk tebal head $\frac{1}{4}$ inch dipilih :

$$Sf = 2 \text{ in } (1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2})$$

Sehingga,

$$\text{Tinggi head} = t \text{ head} + b + sf$$

$$= 142,741 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi mixer} = \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 5,341 \text{ m}$$

6. Tinggi cairan dalam shell

$$\text{Tinggi (H)} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$\text{Tinggi (H)} = 4,451 \text{ m}$$

7. Pengaduk dalam Mixer

Dipilih : pengaduk tipe marine dengan 3 blade dengan jumlah *buffle* 4 buah diperoleh :

$$Di/Zi = 3$$

$$Zt/Di = 0,75 - 1,3$$

$$W/Di = 0,1$$

Dari perhitungan sebelumnya diperoleh

$$Di = 8,910 \text{ cm}$$

$$= 0,282 \text{ m}$$

Maka,

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = 8,910 \text{ cm}$$

$$= 0,282 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan (Zi)} = 26,731 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar (Zi)} = 20,6375 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan putaran pengaduk (n)} = 394,74 \text{ rpm} = 6,5 \text{ rps}$$

$$\text{Efisiensi} = 90\%$$

$$\text{Tinggi buffle} = \text{tinggi cairan dalam mixer}$$

$$\text{Bilangan Reynold dalam mixer} = 187,841$$

$$\text{Power number (Po) didapat dari fig. 477, Brown} = 0,8 \text{ Gc} = 32,174 \text{ (Hal.508 brown)}$$

$$P = \frac{Po \cdot n^3 \cdot \rho \cdot Dt^3}{gc} \text{ in}$$

$$P = 1,429 \text{ Hp}$$

Efisiensi = 90%

Daya = 1,588 Hp

Daya motor = 1,588 Hp

Tabel C.3.8 Ringkasan Spesifikasi Mixer

Ringkasan Mixer		
Nama	=	Mixer
Kode	=	M-01
Fungsi	=	Sebagai tempat pencampuran gliserol dan air
Tipe	=	Marine Propeller dengan 3 <i>blades</i> dan 4 <i>baffle</i>
Spesifikasi (Brownell & Young, 1959)		
Volume	=	690 gal/min
Diameter	=	10 Hp
Tinggi	=	15 Hp
Tebal <i>Shell</i>	=	3/16 inch
Tebal <i>Head</i>	=	3/16 inch
Kecepatan Pengaduk	=	7,57 rps
Power Motor	=	17,94 Hp

D. Perancangan *Heat Exchanger*

Kode : HE-01

Fungsi : Memanaskan campuran gliserol keluar dari mixer

Tipe : 2-4 *Shell and Tube*

Tujuan :

- Menentukan Tipe HE
- Menghitung Temperatur *Difference*
- Menghitung Suhu *Caloric*
- Menentukan Nilai UD
- Menentukan Letak Fluida
- Menghitung Nilai UC
- Menghitung Nilai Dirt Factor

1. Menghitung Temperatur *Difference*

Tabel C.3.9 Fluida Panas dan Dingin

Fluida Dingin (°F)	Suhu	Fluida Panas (°F)	Selisih (°F)
104	Rendah	172,4	68,4
154,4	Tinggi	226,4	72
50,4	Selisih	54	3,6

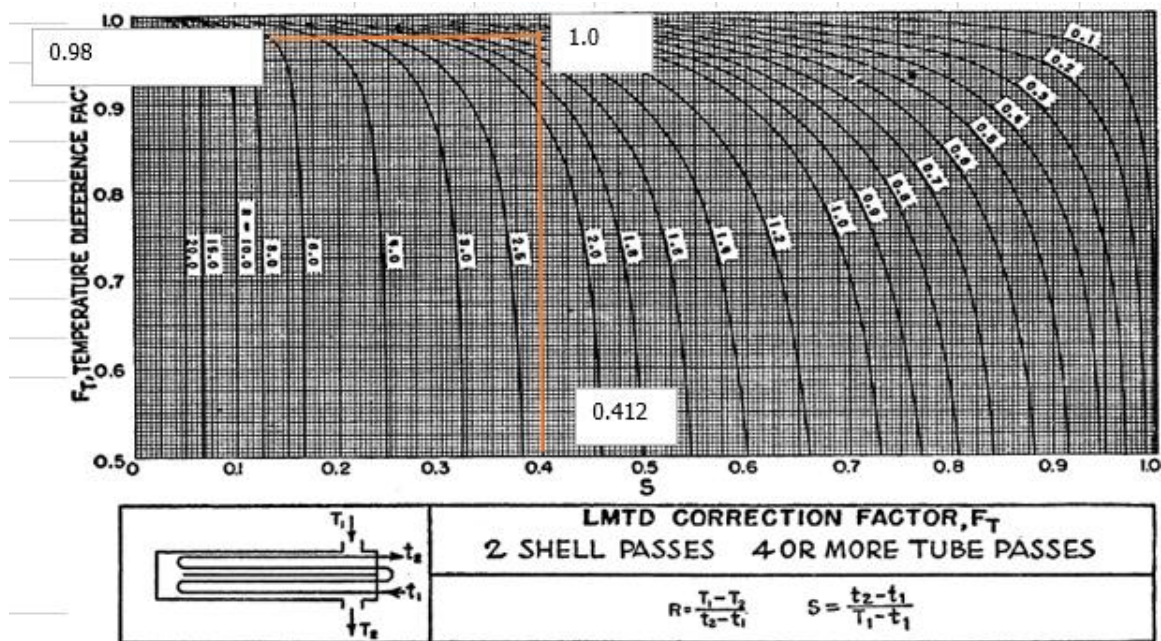
$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$LMTD = \frac{43,2}{\ln 1,545}$$

$$LMTD = 70,18$$

$$\text{Parameter Kurva (R)} = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = 1,0$$

$$\text{Beda suhu tanpa dimensi (S)} = \frac{t_1 - t_2}{T_1 - T_2} = 0,41$$



Dari buku Appendix halaman 828 maka F_t didapatkan 0,98

$$\Delta t = 68,78^\circ F$$

Saat $F_t > 0,9$ tidak bisa menggunakan *heat exchanger* 1-2 maka harus menggunakan konfigurasi exchanger 2-4.

2. Menghitung Suhu Caloric (T_c dan t_c)

Perhitungan dilakukan menggunakan figure 17 (Kern, 1996)

$$\Delta t_c = 50,4$$

$$\Delta t_h = 54$$

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 0,934$$

Nilai K_c didapatkan dari table 5 (Appendix – *Thermal Conductivity of Liquids*)

$$K_c = 0,29$$

$$F_c = 0,46$$

$$T_c = \text{Fluida panas} + F_c \times T_1$$

$$T_c = 197,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 127,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. Menentukan Nilai UD

Mencari nilai trial UD dari tabel 8 (Kern, 1996) dimana 200-700

Trial Nilai UD = 512 Btu/jam

$$A = \frac{Q}{UD\Delta t}$$

$$A = 424,759 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$ maka dipakai *shell and tube* dari tabel 10- Appendix (hal 843) diperoleh :

$$a'' = 0,1963$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$\text{Number of tubes (Nt)} = 135$$

Nt distandarkan dan Ods didapatkan pada tabel 9

$$\text{ODs} = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$n = 1 \text{ p}$$

diperoleh Nt baru = 131

$$\text{UD koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standar}} \times \text{UD trial}$$

$$\text{UD koreksi} = 528,56 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

Merencanakan Shell dan Tube HE

Berdasarkan Tabel 10 dan tabel 9 (Kern, 1996) direncanakan akan digunakan HE dengan *design* sebagai berikut :

	Shell		Tube
OD's =	17 ¼ in	OD's =	0,75 in
n' (shell oass) =	1 p	BWG =	17
B (baffle spacing) =	(1/5 x ODs) = 3,5 in	Flow area/tube (a't) =	0,182
Pitch =	1,25 in	Length =	17 ft
Tipe pitch =	Triangular	Surface/lin ft =	0,1963

4. Menentukan Letak Fluida

Laju alir fluia panas = 24,475 lb/jam

Laju lir fluida dingin = 10225,232 lb/jam

Karena laju alir fluida dingin lebih besar maka :

Tube = Gliserol (panas)

Shell = *steam* (dingin)

5. Menghitung nilai UC

Tabel C.3.10 Flow Area

Shell		Tube	
ID	= 1,4375 ft ²	(a't)	= 15,16 ft ²
<i>Factor Corection</i>	= 0,5 i		
	= 0,041 ft ²		
<i>Flow area overall</i>	= 0,010482 ft ²	<i>Flow area overall</i>	= 13,79 ft ²

Tabel C.3.11 Mess Velocity

Gs =	W/as	Gt=	W/at
Gs =	2335,04 lb/ft ² .jam	Gt =	741,421 lb/ft ² .jam

Tabel C.3.12 Bilangan Reynold

TaV	= 226,4 °F	TaV	= 172,5 °F
μ	= 0,24 Cp	μ	= 1 cP
	= 0,58 lb/ft.jam		= 2,41 lb/ft.jam
De	= 0,00883 ft	D	= 0,401 ft
Re s	= 35,54	Re t	= 148,284

Tabel L.3 13 Koefisien Perpindahan Panas

jH	= 3 (fig 28, Kern)	ID	= 0,04017 FT
			(Appendix hal 834)
		L/D	= 423,237 ft
		jH	= 2,04

Tabel C.3.14 Mencari Nilai hi

μ	= 0,13 Cp	μ	= 1 cP
K	= 0,315 Btu/jam.ft ² .°F	K	= 0,189
Cp	= 2 btu/lb.°F	Cp	= 0,13
hio	= 58,40 Btu/jam.ft ² .°F	Hi	= 4,860 Btu/jam.ft ² .°F

OD	= 0,75
ID	= 0,482
hi	= 3,123 Btu/jam.ft ² .°F

6. Mencari Nilai *Tube Wall Temperatur*

$$tw = \frac{hi \times hio}{hi + hio} \times T2 - T1$$

$$tw = 90^{\circ}F$$

7. Mencari Nilai *Overall Coefficient (Uc)*

$$Uc = tc + \frac{hi}{hi + hio}$$

$$Uc = 225,965 \text{ jam.ft.}^{\circ}F/Btu$$

8. Mencari Nilai *Dirt Faktor (Rd)*

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$Rd = 0,0055 \text{ jam.ft.}^{\circ}F/Btu$$

Berdasarkan Table 12 (Appendix hal 845) D.Q Kern nilai standar fouling factor minimal 0,003. Sehingga nilai Rd yang diperoleh dari perhitungan sudah memenuhi kriteria perancangan alat Heat Exchange. Rd desain lebih dari Rd yang diijinkan pada Heat Exchanger maka akan lebih tahan terhadap kekotoran, sehingga waktu untuk maintenance/perawatan lebih lama.

Tabel C.3.15 Ringkasn Rancangan *Heat Exchanger*

Ringkasan <i>Heat Exchanger</i>	
Nama	= <i>Heat Exchanger</i>
Kode	= HE-01
Fungsi	= Memanaskan campuran gliserol keluar mixer sebelum masuk ke reaktor dehidrasi
Jenis	= <i>2-4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>
Spesifikasi (Kern, 1950)	
Jumlah	= 1
<i>Lenght</i>	= 16 ft
<i>Allowable stress</i>	= 17500 psi
<i>Corrosion Factor</i>	= 0,041 in
Uc	= 225,965 jam.ft ² .°F/Btu
Ud	= 528,568 btu/ jam.ft ² .°F
Rd	= 0,00546 jam.ft ² .°F/Btu
Shell (Kern, 1950)	
ID <i>Shell</i>	= 1,4375 ft ²

<i>Shell pass</i>	=	2
<i>Baffle spacing</i>	=	0,21 ft
Tube (Kern, 1950)		
OD Tube	=	0,75 in
BWG	=	17
ID Tube	=	0,482

E. Unit Pemisah (Kolom Destilasi D-02)

Kode : D-02

Fungsi : Memisahkan produk propilen glikol dan aceton sehingga diperoleh kemurnian 99%

Tipe : *Sieve Tray*

Tujuan :

- a. Menentukan Tipe Kolom
- b. Menentukan Jumlah *Plate*
- c. Menentukan Dimensi Kolom
 - a. Diameter kolom
 - b. Tebal *shell* kolom
 - c. Tebal *Head*
 - d. Tinggi Menara

1. Menentukan Tipe Kolom

Pertimbangan pemilihan tipe *tray* :

- a. Campuran tidak bersifat korosif
- b. Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

- a. Kapasitas uap dan cairannya besar
- b. Efisiensi tinggi
- c. Komponen yang digunakan lebih ringan
- d. Lebih ringan
- e. Mudah dibersihkan dan biaya perawatan mudah
- f. Konstruksi sederhana

2. Menentukan Jumlah *Plate*

Perhitungan jumlah *tray* dilakukan dengan cara empiris (metode *shortcut*)

a. Menentukan Massa Komponen

Dari perhitungan neraca massa dan panas, kondisi operasi menara distilasi dapat ditunjukkan sebagai berikut :

Tabel C.3.16 Komponen Distilasi

Komponen	X_i	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kJ/jam)	n_D (kmol/jam)	y_D
$C_3H_6O_2$	0,22	26578,908	359,174	4,853708561	0,22
$C_3H_8O_2$	0,58	25932,394	350,438	4,611023133	0,58
CH_3OH	0,1	5056,890	158,028	4,938368694	0,1
C_2H_4O	0,1	6953,223	158,028	3,591540868	0,1

b. Mencari *Bubble Point*

$$T = 67\text{ }^{\circ}\text{C} = 340,15\text{K}$$

$$P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$$

Tabel C.3.17 Komponen *Bubble Point*

Komponen	X_i	p_{sat}	k_i	a_i	$x_i.k_i$
$C_3H_6O_2$	0,22	1839,701	2,4207	3299,8518	0,532545
$C_3H_8O_2$	0,58	0,558	0,0007	1,0000	0,000425
CH_3OH	0,1	2,922	0,0038	5,2420	0,000385
C_2H_4O	0,1	3,518	0,0046	6,3095	0,000463

c. Mencari *Bubble Point*

$$T = 190\text{ }^{\circ}\text{C} = 463,15\text{ K}$$

$$P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$$

Tabel C.3.18 Komponen *Bubble Point*

Komponen	X_i	p_{sat}	k_i	a_i	$x_i.k_i$
$C_3H_6O_2$	0,22	1936,3145	2,54778	2144,353	0,56051
$C_3H_8O_2$	0,58	0,9030	0,00119	1,00000	0,00069
CH_3OH	0,1	4,3970	0,00579	4,86937	0,00058
C_2H_4O	0,1	4,6375	0,00610	5,13572	0,00061

d. **Menentukan Jumlah Plate Minimal**

Jumlah plate minimal dapat dihitung dengan persamaan Fenske dalam (Henry et al., 1976) sebagai berikut:

Komponen kunci ringan (LK) : Acetol

Komponen kunci berat (HK) : Propilen glikol

Harga α_{LK} – α_{HK} dalam persamaan Fenske, merupakan harga rata-rata α puncak dan α dasar.

$\alpha_{\text{puncak}} = 3299.85$

$\alpha_{\text{distilat}} = 1$

$\alpha_{\text{rerata}} = 57.444$ Dari neraca massa didapatkan bahwa:

$$Nm = \frac{\log \left(\frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}} \right) D \left(\frac{\alpha_{HK}}{\alpha_{LK}} \right)_w}{\log(\alpha_{LK} - \alpha_{HK})_{\text{rerata}}}$$

$$Nm = 12$$

Sehingga $Nm = 12$ sehingga *plate* minimal adalah 12 *plate*

e. **Menentukan jumlah plat teoritis**

$$R_{\min} + 1 = 4$$

$$R_{\min} = 3$$

$$R_m / (R_m + 1) = 0,75$$

Direncanakan menggunakan *oil term* S-600 sebagai media pendingin

$$R / R_{\min} = 1,1-1,2$$

$$\text{Diambil } R / R_{\min} = 1,2$$

Sehingga

$$R = 1,2 \times 3$$

$$X = R \cdot (R+1)$$

$$= 0,7826$$

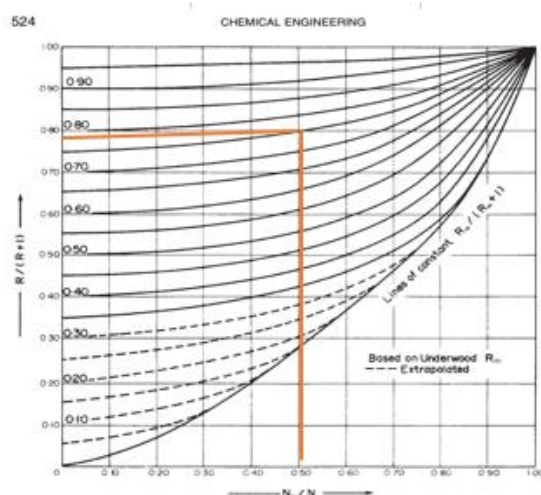


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

Gambar C.3 Grafik Erbar-Maddox

$$\frac{Nm}{N} = 0,5$$

N = 24 tanpa boiler

= 25 dengan boiler

3. Penentuan Efisiensi Plate

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan Fig. 8.16 (Chopey, 2013)

$$T = 185^{\circ}\text{C} = 458,15\text{K}$$

Tabel C.3.18 Efisiensi Plate Bottom

Komponen	Kmol/jam	xi	Log 10	μ	$\mu \cdot xi$
C ₃ H ₆ O ₂	26578,90808	0,22	2,5248	334,823	845,366
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	0,58	2,6969	497,580	1341,905
CH ₃ OH	5056,889543	0,1	2,2624	182,991	414,005
C ₂ H ₄ O	6953,223121	0,1	2,3999	251,129	602,683
Total					3203,959

$$T = 67^{\circ}\text{C} = 340,15\text{K}$$

Tabel C.3.19 Efisiensi Plate Distilat

Komponen	Kmol/jam	xi	Log 10	μ	$\mu \cdot xi$
C ₃ H ₆ O ₂	26578,91	0,62	3,265	1839,701	1140,615
C ₃ H ₈ O ₂	0,00	0	0,254	0,558	0,000
CH ₃ OH	25932,39	0,25	0,466	2,922	0,731
C ₂ H ₄ O	6953,22	0,13	0,546	3,518	0,457
Total					1141,803

$$T = 190^{\circ}\text{C} = 463,15 \text{ K}$$

Tabel C.3.20 Efisiensi *Plate Bottom*

Komponen	Kmol/jam	xi	Log 10	μ	$\mu \cdot x_i$
C ₃ H ₆ O ₂	0	0	0	337,975	0
C ₃ H ₈ O ₂	25932,3941	1	2,700	500,960	500,960
CH ₃ OH	0	0	0	184,554	0,000
C ₂ H ₄ O	0	0	0	253,384	0,000
Total					500,960

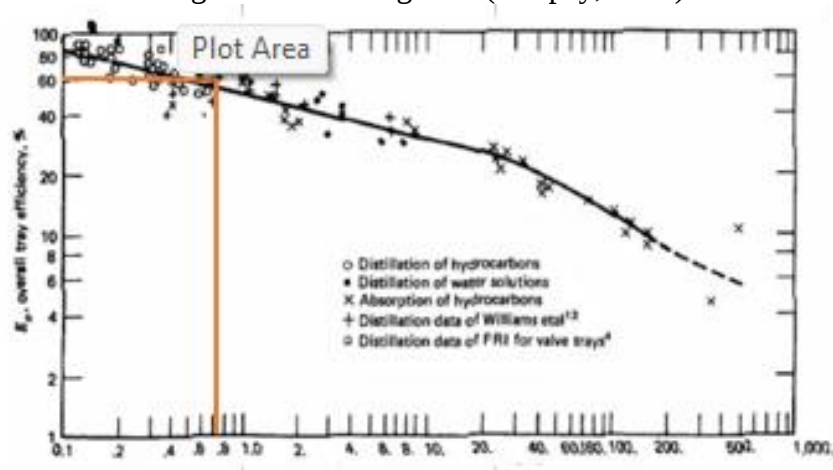
$$aD = 3299,912$$

$$aB = 0,6747$$

$$a \text{ avg} = 47,1837$$

$$a \text{ avg} \times \rho \text{ avg} = 0,8124$$

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan fig 8.16 (Chopey, 2013)



Gambar C.4 Efisiensi Kolom Chopey

$$E_o = 60\%$$

$$N \text{ teoritis} = 41,667$$

4. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi feed tray dengan persamaan Kirkbride (Coulson & Richardson, 1983)

$$\log \frac{Nr}{Ns} = 0,206 \log \left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_f \cdot Hk}{x_f \cdot Lk} \right) \left(\frac{x_b \cdot LK}{x \cdot Hk} \right)^2$$

$$D = 59464,525 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 25932,39 \text{ kmol/jam}$$

$$X_{hk} F = 0,5$$

$$X_{lk} F = 0,31$$

$$X_{hk} D = 0,62$$

$$X_{lk} B = 1$$

$$\frac{B}{D} = 1,6129$$

$$\frac{XB_{lk}}{XD_{hk}} = 1,6129$$

$$\frac{XB_{hk}}{XD_{lk}} = 1,6129$$

Berdasarkan persamaan berikut diperoleh :

$$\text{Log} \frac{Nr}{Ns} = 0,1283$$

$$\frac{Nr}{Ns} = -0,8918$$

$$Nr = 0,8918 Ns$$

$$Nr + Ns = 24$$

$$Ns = 12 \text{ plate}$$

5. Penentuan Beban Kondenser

Kondisi umpan masuk = 185°C

Tin *bubble point* = 67°C

Tin *bubble point feed* = 25°C

$$L = D \times R = 2,232$$

6. Menentukan Dimensi Kolom

Diameter puncak kolom bisa dihitung dengan persamaan

$$Dm = \left(\frac{4 \times At}{\pi} \right)^2$$

Keterangan :

Dm = Diameter puncak menara (m)

At = Luas penampang menara (m²)

$$T_{in} = 185^\circ\text{C}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C}$$

Tabel C.3.21 Densitas Komponen

Komponen	xi	ρ	xi. ρ
C ₃ H ₆ O ₂	0,22	0,317	0,070
C ₃ H ₈ O ₂	0,58	0,361	0,209
CH ₃ OH	0,1	3,01E-01	0,030
C ₂ H ₄ O	0,1	3,11E-01	0,031
Total			0,340

Tabel C.3.22 Densitas Campuran

Komponen	xi	BM	xi.BM
C ₃ H ₆ O ₂	0,22	74	16,28
C ₃ H ₈ O ₂	0,58	76	44,08
CH ₃ OH	0,1	32	3,2
C ₂ H ₄ O	0,1	44	4,4
Total			67,96

Kecepatan umpan (L) = R x B

$$= 93356,619 \text{ kmol/jam}$$

Kecepatan cair (v) = L + B

$$= 57881,104 \text{ kmol/jam}$$

Menurut persamaan 11.79 & 11.80 coulson didapatkan

$$Uv = (0,1711 + 0,271) - 0,047 \left(\frac{\rho L - \rho v}{\rho v} \right)^2$$

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Vw}{\pi \cdot \rho v \cdot uv}}$$

Keterangan :

Uv = Kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan tampang total Menara (m/s)

Vw = Kecepatan uap atau cairan maksimum (m/s)

Is = plate spacing (m)

Dc = Diameter kolom (m)

Sehingga didapatkan :

$$Uv = 0,3093 \text{ m/s}$$

$$Vw = 86971 \text{ kmol/jam}$$

$$= 93356 \text{ kg/kmol}$$

$$Dc = 663659 \text{ m}$$

$$= 21233711 \text{ ft}$$

$$\text{Densitas cairan} = 0,340 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{BM Campuran} = 67,96 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Densitas uap} = 0,281759 \text{ kg/lt}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan uap} &= R \times B \\ &= 93356 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan cair} &= V + B \\ &= 119289,01 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

7. Menghitung Penampung Menara

Panjang weir dirancang = 0,7 D

Dari Tabel 6,1 Treyball (1981) pada w 0,7 D luas tower dengan *downspout* 8,808%.

Maka besarnya nilai At yaitu:

$$At = 2328835,002 \text{ m}^2$$

8. Menghitung diameter puncak menara (Dm)

$$Dm = \left(\frac{4 \times At}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$\begin{aligned}Dm &= 1716,94 \text{ m} \\ &= 5633,2891 \text{ ft}\end{aligned}$$

9. Menghitung Luas Lubang yang dilalui Uap (An)

$$An = \frac{Qv}{\pi}$$

$$An = 2174121 \text{ m}^2$$

10. Menghitung Diameter Dasar Menara

$$Dm = \left(\frac{4 \times At}{\pi} \right)$$

$$Dm = 1716,942 \text{ m}^2$$

11. Menghitung Tebal Shell Dasar Kolom

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi tangki *Carbon Steel SA-283, grade C*, spesifikasi bahan yang dipakai adalah:

Allowable working stress (f) = 12,650 psia

Efisiensi pengelasan (E) = 80%

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Diameter puncak Menara = 13,1798 ft

r (jari-jari) = 6,5899

P desain (15% lebih faktor aman) = 1,5 x 1 atm = 1,15 atm

$$= 16,900 \text{ psia}$$

Tebal shell dapat dicari lebih dari persamaan 13,1 Brownell & Young, (2006) Hal 245.

$$ts = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6 P} + C$$

Keterangan:

Ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan desain (psia)

E = welded joint efisiensi

F = Max allowable stress

r = jari-jari shell (in)

Ts = 0,23053628 in

Ts distandarkan Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, (2006) sehingga dipakai tebal shell standar 1

12. Menghitung Tebal Shell Dasar Kolom

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi tangki *Carbon Steel SA-283, grade C*, spesifikasi bahan yang dipakai adalah:

Allowable working stress (f) = 12,65 psia

Efisiensi pengelasan (E) = 80%

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Diameter dasar Menara = 4,017 in

r (jari-jari) = 18,172 in

P desain (15% lebih faktor aman) = 1,495 atm = 21,971 psia

Tebal shell dapat dicari lebih dari persamaan 13,1 Brownell & Young, (2006) Hal 245.

$$ts = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6 P} + C$$

Keterangan:

Ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan desain (psia)

E = welded joint efisiensi

F = Max allowable stress

r = jari-jari shell (in)

Ts = 1 in

Ts distandarkan Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, (2006) sehingga dipakai tebal shell standar 1

13. Menghitung Tebal Head Kolom

Head yang dipilih adalah jenis tropical (karena tekanan operasi >200 psig). Bahan yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade* atau sama dengan bahan yang digunakan pada *shell*. Untuk menghitung tebal *head* bisa dicari dengan persamaan 7.7 Brownell & Young, (2006) halaman 138 dengan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r \cdot W}{(2 \cdot f \cdot E) - (0,2 P)} + C$$

Keterangan:

E = *Welded Joint* efisiensi

F = Max allowable stress (psia)

P = Tekanan desain (psia)

W heads == Faktor stress-intensification factor for torispherical dishead

Rc dan irc diperoleh dari tabel 5.7 Brownell & Young, (2006) hal 89 dengan memplotkan nilai OD dan Ts.

Besarnya OD dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$OD = ID + 2ts$$

$$OD = 12,0226 \text{ in}$$

Diambil OD standar 12 in (Tabel 5.7 Brownell and Young (1979))

Dari tebal shell = 1 in

Maka:

OD	12		14		16		18		20		22		24	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16	3/4	12	3/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1/4	3/4	12	3/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
5/16	13/16	12	13/16	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
3/8	13/8	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1/2	13/8	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
5/8	13/8	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
3/4	23/4	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
7/8	23/4	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1	3	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1 1/8	33/8	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1 1/4	33/4	12	13/8	14	1	15	13/8	18	13/4	20	13/8	21	11/2	24
1 3/8			43/8	14	43/8	14	43/8	18	43/8					
1 1/2			43/8	14	43/8	14	43/8	18	43/8					
1 5/8									53/4					
1 3/4									53/8					
2									6					
2 1/4									63/4	18	63/4	20	63/4	24
2 1/2														
2 3/4														
3														

Gambar C.5 Tabel Tebl Shell

$$Icr/OD = 3 \text{ in}$$

$$Icr = 6 \text{ in}$$

Sehingga tebal head kolom yaitu 3 in

14. Menghitung Tinggi Head Kolom

- Menghitung Tinggi Head Kolom

Dari buku Brownell & Young, (2006), Tabel 5.6 diperoleh bahwa $t_h = 1$ in.

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) t	Standard Straight Flange (in.) sf	Inside-corner Radius (in.) icr
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{9}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$
$1\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
$1\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{3}{4}$
2	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	6
$2\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{4}$
$2\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$
$2\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$8\frac{1}{4}$
3	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	9

Gambar C.6 Tabel Dimensi Tinggi Head

$$AB = \left(\frac{ID}{2}\right) - icr = 2,67622 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 3 \text{ in}$$

$$b = rc - (BC^2 - AB^2) - icr = 3,6175 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = b + t_s + BC = 7,26508$$

b. Menentukan Tinggi Menara

$$hm = [(n-1)t + L1 + L2]$$

Keterangan:

n = Jumlah tray

t = tray spacing

$L1$ = tinggi ruang kosong puncak

$L2$ = tinggi ruang kosong dasar

Maka:

$$hm = 13.97 \text{ m}$$

Tabel C.3.23 Ringkasan Spesifikasi Menara Distilasi

Ringkasan Menara Distilasi		
Nama	=	Menara Distilasi
Kode	=	D-02
Fungsi	=	Memisahkan sisa acetol dari propilen glikol

Jenis Kolom	=	<i>Sieve tray</i>
Jumlah <i>plate</i> minimal	=	12
Jumlah <i>plate</i> aktual	=	41
Lokasi umpan masuk	=	<i>Plate ke-12</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel tipe SA-212 Grade C</i>
Kondisi Operasi Umpan		
Temperatur	=	190°C
Tekanan	=	1 atm
Kondisi Operasi Puncak		
Temperatur	=	67 °C
Tekanan	=	1 atm
Dimensi Kolom		
Diameter Puncak	=	5633 in
Diameter Dasar	=	1716 in
Tebal Head		
Tebal <i>Head</i>	=	3 in
Tinggi <i>Head</i>	=	7,265 in
Tinggi Menara Distilasi	=	13,97 m

F. Unit Reaksi (Reaktor-02)

Kode : R-02

Fungsi : mereaksikan acetol menjadi propilen glikol

Tujuan :

- Memilih tipe dan bahan konstruksi reaktor
- Menentukan dimensi reaktor
- Menghitung diameter zona reaksi
- Menghitung *transport disengaging heigh*
- Menghitung *head bawah*
- Menghitung diameter *freeboard*
- Menghitung volume reaktor
- Menghitung kebutuhan katalis
- Menghitung tebal dinding reaktor
- Menghitung tutup reaktor

Reaksi :



1. Memilih Tipe dan Bahan Konstruksi Reaktor

Dipilih reaktor tipe *Fluidized bed* (Ullman , Vol B4;242) dengan alasan sebagai berikut:

- Penanganan dan transportasi produk lebih mudah dilaksanakan
- Reaksi dalam fase gas dengan katalis padatan
- Konversi yang dihasilkan tinggi
- Profil temperature dalam reaktor seragam, pengoperasiannya juga mudah

Dalam perancangan reaktor digunakan bahan konstruksi *carbon steel* SA-285 Grade

C yang disesuaikan dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Harga relatif murah dibandingkan dengan stainless steel
- Tahan terhadap panas dengan range suhu 0-600°F
- Memiliki allowable stress tinggi yaitu 990 bar
- Material yang disimpan tidak korosif

2. Uraian Proses

Konisi operasi input :

T = 365,15 k

P = 49,649 bar

Tabel C.3.24 *Compressibility Factor* Umpan Masuk

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	Flow rate	xi	yi	yi.BM (gr/mol)	yi. Tc (K)	yi. Pc (bar)	yi. Xi
C ₃ H ₆ O ₂	508,2	47,0	26578,9	0,6	0,3	23,3	160,3	14,8	0,2
CH ₃ OH	512,6	81,0	5056,9	0,0	0,1	1,9	30,8	4,9	0,0
C ₃ H ₈ O ₂	626,0	61,0	25932,4	0,3	0,3	23,4	192,7	18,8	0,1
C ₂ H ₄ O	461,0	55,5	6953,2	0,0	0,1	3,6	38,1	4,6	0,0
H ₂	33,2	13,1	19719,4	0,1	0,2	0,5	7,8	3,1	0,0
Total			84241	1	1	52,76	429,63	46,12	0,30

Komponen	A	B	n	Tc	T	p (g/ml)	p (kg/m ²)	xi	p.xi
C ₃ H ₆ O ₂	0,27728	0,2576	0,29903	508,2	178,45	0,59926	599,26	0,56	0,3355872
CH ₃ OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58	175,47	0,67082	670,82	0,01	0,0067082
C ₃ H ₈ O ₂	0,34908	0,24902	0,1541	723	291,33	0,79872	798,723	0,33	0,2635786
C ₂ H ₄ O	0,35182	0,26954	0,26843	592,71	289,81	0,72387	723,865	0,03	0,021716
H ₂	0,03125	0,3473	0,2756	33,18	13,95	0,48554	485,53	0,07	0,0339876
Total						3,27821	3278,21	1	0,6615776

Tabel C.3.25 Viskositas (μ) Umpan Masuk

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	xi	μ.xi
C ₃ H ₆ O ₂	-7,2126	903	0,00184	-0,00000204	0,59	0,56	0,328
CH ₃ OH	8181	233	444	-334	10,17	0,01	0,102

C3H8O2	-29,492	5,25E+03	5,82E-02	-4,23E-05	0,79	0,33	0,259
C2H4O	-6,6171	6,81E+02	2,00E+02	-2,56E-05	4,86	0,03	0,146
H2	27,758	2,12E-01	-3,28E-05		105,17	0,07	7,362
Total					121,5774441	1	8,196996263

Sehingga untuk umpan campuran diperoleh

$$Tr = \frac{T}{T_c}$$

$$Tr = 0,849$$

$$Pr = \frac{P}{P_c}$$

$$Pr = 1,0763$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{-1,6}}$$

$$B^0 = 0,6304$$

$$\frac{B \cdot pc}{R \cdot T_c} = 0,4876$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot pc}{R \cdot T_c} \times \frac{Pr}{Tr} = 1,6175$$

3. Katalis

Jenis katalis : Ruterium Carbon (Ru/C)

Wujud : Butiran Gugus

Fungsi : Sulfonic acid (HSO3)

Diameter Partikel : 200 μm : 0.02 cm

Densitas padatan : 4,5 kg/m³ : 45 gr/cm³

Porositas : 0.8

4. Menentukan Dimensi Reaktor

Berdasarkan Table 2.1 Kuni & Levenspiel, (1980), Perancangan reaktor fluidization adalah sebagai berikut:

Massa Umpan (M) = 84241 kg/jam

$$Q = \frac{M}{P} = 25,6971 \text{ m}^3/\text{jam}$$

– Menentukan Kecepatan Pada Saat Fkludisasi Minimum

$$umf = \frac{dp \cdot Umf \cdot \rho g}{\mu} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{dp^3 \rho g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \right] - 33,7$$

$$Umf = 72,3111 \text{ cm/detik}$$

– Menghitung Kecepatan Terminal (Vt)

$$U_t = \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_g)^2 \cdot g^2}{225 \cdot p \cdot g \cdot \mu} \right] x dp$$

$$U_t = 238,309 \text{ cm/detik}$$

– **Menghitung Diameter Zona Reaksi**

$$U_{mf} = 72,3111 \text{ cm/detik}$$

$$V_t = 238309 \text{ cm/detik}$$

$$V_t/U_{mf} = 3,2956$$

$$V_o = 10 \times u_{mf} = 723,111 \text{ cm/detik} = 7,23111 \text{ m/detik}$$

$$A = Q/V_o = 3,210 \text{ m}^2$$

$$Dt = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$Dt = \left(\frac{12.8406}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$Dt = 2,26350 \text{ m}$$

5. Menghitung Transport Disengaging Height

$$V_o = 723,111 \text{ cm/detik}$$

$$Dt = 2,26350 \text{ m}$$

Dari gambar 3,16 diperoleh harga $(TDH/dt) = 4$

$$TDH = 4 \times dt = 9,05400 \text{ m}$$

6. Menghitung Head Bawah (Lh)

Desain reaktor fluidized bed untuk mereaksikan acetol dan H₂ menjadi propilen glikol dipilih tipe semi elliptical dished hal tersebut karena:

- Semi Elliptical Head digunakan pada tekanan >40 atm
- Bentuk semi elliptical memiliki distribusi tegangan yang lebih merata dibandingkan bentuk datar
- Tahap terhadap tekanan dan bebas mekanis yang beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi

$$Lh = \frac{1}{6} \times (2 + dt)$$

$$Lh = 0,7105 \text{ m}$$

– **Menghitung Tinggi Pada Fluidisasi Minimum (Lmf)**

$$\int_1^z \frac{1}{z} dz = \int_0^{0,02} \frac{F}{kp \cdot C \cdot (1 - Xa)} dXA$$

Dari literatur didapat bahwa:

Kec. Propagasi = 800 mol/dt

Konsentrasi situs aktif katalis = 42 mol

$X_a = 0,02$

$F = 25,6971$

Dari persamaan konstanta pada integral dapat dihitung sebagai:

$\ln Z = 0,98$

$Z = 1,00 \text{ m}$

$L_{mf} = 1,00 \text{ m}$

– **Menentukan Volume Reaktor**

V Alas x Tinggi

Diameter (d) = 2,045 m

$L_{mf} (L) = 1,00$

$$V = \frac{1}{4} \pi d^2 L$$

$V = 4,0219 \text{ m}^3$

Volume reaktor dilebihkan 20% alesannya yaitu :

- Antisipasi terhadap variasi proses operasi nyata, konsentrasi reaktan dan suhu dapat mengalami fluktuasi
- Memastikan bahwa reaktor tidak beroperasi dalam kondisi penuh yang ekstrem untuk menghindari reaktor meledak
- Volume tambahan memberikan ruang untuk ekspansi ini, menghindari tekanan berlebih dalam reaktor
- Volume ekstra memungkinkan peningkatan kapasitas menyesuaikan permintaan pasar tanpa harus mengganti reaktor.

$$Volume \text{ baru} = \frac{1 + 20}{100} = 1274,99 \text{ gallon}$$

– **Menentukan tinggi pada zona reaksi**

$L_r = TDH + L_h + L_{mf} = 10,764 \text{ m}$

Ditingkatkan untuk faktor keamanan 10%

$$\text{Tinggi reaktor baru} = \text{tinggi} = \frac{1+10}{100} = 11,841 \text{ m}$$

– **Menghitung Diameter Freeboard (Df)**

Untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada freeboard, maka kecepatan gas pada freeboard (U_c) $\ll U_t$

$$U_c \text{ Trial} = 30 \text{ cm/s}$$

$$Af = \frac{Q}{v} = 85,657 \text{ m}^3$$

Persamaan yang digunakan

$$Df = \left(\frac{4 \cdot Af}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} = 4,1 \text{ m}$$

– Menghitung tebal dinding reaktor

Dalam perancangan reaktor digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-240 Grade C. Tebal dinding yang dipengaruhi oleh internal pressure tangki dihitung dengan persamaan 13,1 Kuni & Levenspiel, (1980) halaman 254 sebagai berikut:

$$t = \frac{P \cdot ID}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Keterangan:

ID = Inside Diameter = 2,253 m = 90,12 in

C = Faktor koreksi = 0,125

P = Tekanan design reaktor = 3 atm = 44,1 psi

f = Tekanan maksimal yang diijinkan sesuai bahan yang dipakai

E = Efisiensi pengelasan = 0,85

Dengan besaran:

Allowable stress (f) = 1700 psia

Faktor korosi (c) = 0,125

Efisiensi pengelasan = 80%

Jari-jari dalam *shell* (ID) = 2,0447 m = 27,162 in

ts = 0,2243 in

Dalam hal ini dipilih tebal dinding reaktor sebesar 5/6 in

ts = 0,2243 in

ID Shell = 80,49 in

OD Shell = 81,17 in

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959), untuk OD standar dipilih yang terdekat yaitu:

OD = 84 in

icr = 5,125 in

rc = 84 in

icr/rc = 0,0610 in

W = 1,76 in

7. Menghitung Tutup Reaktor (OA)

$$ID = 27,1620 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \times ts$$

$$OD = 27,3607 \text{ in}$$

Maka tebal head berdasarkan persamaan 13.1 Kuni & Levenspiel, (1980) halaman 46 adalah:

$$th = \frac{P \cdot D \cdot V}{(2 f E - 0,2 P) + C}$$

Keterangan:

Th = tebal head tangki (in)

D = Diameter luar tangki, OD (in)

C = Faktor korosi = 0,125

f = Tekanan maksimum yang diijinkan (psi) = 12,650 psi

E = Efisiensi pengelasan = 0,8

P = Tekanan internal (psi)

Untuk menghitung nilai V digunakan persamaan 7.56 Brownell

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

Sehingga:

$$a = 13,58 \text{ in}$$

$$b = 6,7905 \text{ in}$$

$$k = 2$$

$$V = 1$$

$$th = 0,2836 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar dengan 5/16 in

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, dipilih th standar 5/16 in (0,2836 in). Berdasarkan tabel 5.8 Brownell and Young dipilih nilai sf sebesar 2 in (0,0508m)

$$ID = OD - 2th = 83,62 \text{ in}$$

$$a = 41,81 \text{ in}$$

$$AB = 36,688 \text{ in}$$

$$BC = 79 \text{ in}$$

$$AC = 69,8 \text{ in}$$

$$b = 14 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = 14,17 \text{ in}$$

– **Tinggi total reaktor**

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total} &= (\text{Tinggi zona reaksi} + 2 \times \text{Tinggi head}) \\ &= 386 \text{ in} = 9,8 \text{ m}\end{aligned}$$

– **Waktu tinggal**

Rumus yang digunakan :

$$\tau = \frac{W}{F_o}$$

Keterangan:

τ = waktu tinggal

F_o = Laju alir umpan masuk

Laju alir umpan masuk = 76097 kg/jam

Mencari nilai $W = \text{Volume reaktor} \times \text{densitas umpan masuk}$

$$= 15821,79665 \text{ kg}$$

$$T = 0,16966 \text{ jam} = 11,2689 \text{ menit}$$

Tabel C.3.26 Ringkasan Spesifikasi Reaktor

Ringkasan Reaktor <i>Fluidized bed</i> (Kuni & Levenspeel, 1991)		
Nama	=	Reaktor <i>Fluidized bed</i>
Kode	=	R-02
Fungsi	=	Mereaksikan acetol dan <i>hydrogen</i> menjadi propilen glikol
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-285 Grade C</i>
Diameter zone reaksi	=	2,264 m
<i>Transport Disengaging Heigh</i>	=	2,26350 m
Volume	=	4,0219 m ³
Tinggi Reaktor	=	11,841 m
Tebal dinding reaktor	=	1/4 in
Tebal <i>head</i> reaktor	=	5/16 in

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

A. Dasar Perhitungan Analisa Ekonomi

Berikut ini dasar dasar dalam perhitungan analisa ekonomi pabrik propilen glikol meliputi:

Z	Kapasitas produksi			
	Kapasitas produksi	:	168000	ton/tahun
	1 tahun operasi	:	330	hari
	Tahun pendirian pabrik	:	2026	
	Tahun operasi pabrik	:	2030	
	Kurs dollar	:	16199	/USD (bi.go.id)
2.	Kebutuhan Pendukung			
	Proses			
	Kebutuhan bahan baku			
	gliserol	:	261,308	kg/jam
	Kebutuhan bahan baku air	:	37,807	kg/jam
	Kebutuhan katalis H ₂	:	12,412	kg/jam
	Kebutuhan asam sulfat	:	19,696	kg/jam
3.	Harga Bahan Baku dan produk			
	Gliserol	:	\$ 1	/kg (Alibaba.com)
	Gas H ₂	:	\$ 1	/kg (Alibaba.com)
	Katalis Ru/C	:	\$ 20	/kg (Alibaba.com)
	Asam sulfat	:	\$ 0,80	/kg (Alibaba.com)
	Amberlyst-15	:	\$ 20,00	/kg (Alibaba.com)
	Amberlite IRA-400	:	\$ 1,50	/kg (Alibaba.com)
4.	Kebutuhan Lain-lain	:		
	UMR Dumai	:	Rp 4.118.659	
	Tarif Listrik	:	1.699,53 /kWh	(www.web.pln,2025)
	Tarif Solar Industri	:	Rp 21.300	(Pertamina,2025)

Dasar perhitungan harga peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi saat itu. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada, dapat dilihat dari harga peralatan tahun-tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Jenis indeks yang digunakan adalah Chemical Engineering Plant Cost Index (CPI) dari majalah Chemical Engineering Magazine. Berikut ini nilai indeks CPI dari Chemical Engineering Magazine.

Tabel D.4.1 Indeks CPI

Tahun	Nilai CEP
2002	395,6
2003	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816,0
2023	797,9
2024	714

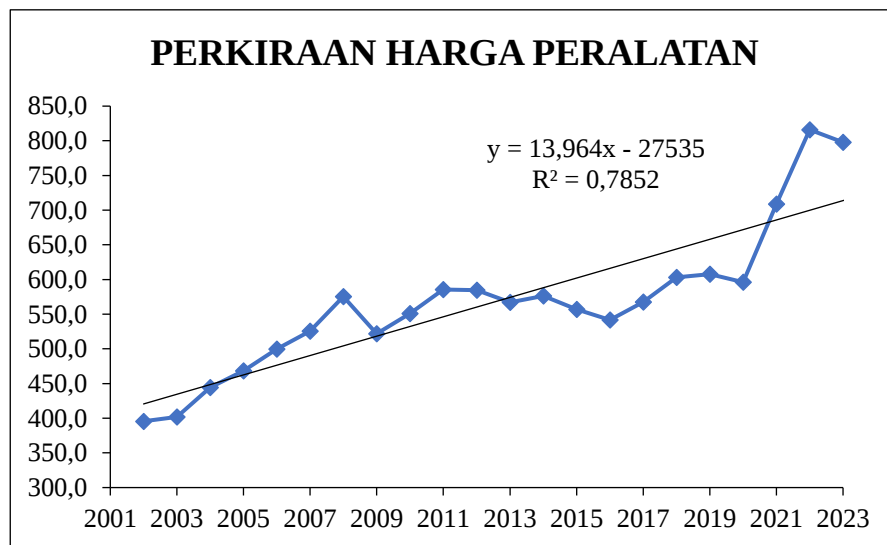
Perubahan yang terjadi diatas merupakan fungsi linier maka dapat dibuat suatu persamaan penekatan :

$$y = mx + c$$

$$m = \frac{n \sum(xy) - (\sum x)(\sum y)}{n \sum(x)^2 - (\sum x)^2}$$

$$c = \frac{(\sum x)^2(\sum y) - (\sum x)(\sum y)}{n \sum(x)^2 - (\sum x)^2}$$

Dalam hubungan ini, X adalah tahun, dan Y adalah indeks harga. Dari data tersebut, dapat dibuat grafik hubungan tahun dengan indeks harga alat, seperti berikut ini:



Dari data tersebut diperoleh persamaan :

$$y = 13,964x - 27535$$

dengan nilai :

x = tahun

y = *plant cost index*

Menghitung nilai plant cost index pada tahun 2024 adalah :

$$y = 13,964(2025) - 27535$$

$$y = 742,1$$

Harga pada tahun 2025 dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$Ey = Ex \times \left(\frac{Ny}{Nx} \right)$$

Dengan :

Ex = Harga alat pada tahun yang tertera pada literatur

Ey = Harga alat pada tahun 2025

Nx = Nilai indeks tahun yang tertera pada literatur

Ny = Nilai indeks 2025

Untuk jenis alat yang sama namun kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb^n}{Ca} \right)$$

Dengan :

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

B. Penarikan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

1. *Direct plant Cost*

a. *Purchased Equipment Cost*

Alat-alat yang digunakan dalam pabrik propilen glikol dapat dibeli dari dalam maupun luar negeri. Referensi yang digunakan dalam mencari harga alat menyediakan harga yang berbeda pada tahun referensi yang berbeda pula sesuai pada tabel dibawah. Adapun perkiraan kebutuhan alat beserta harganya pada pendirian pabrik propilen glikol sebagai berikut:

Tabel D.4.2 Harga Peralatan Dalam Negeri

Nama Alat	Kode	Harga Referensi 2014 (US\$)	Jumlah	Harga 2025 (US \$)
Tangki penyimpanan Gliserol	T-01	77500	1	99831,1925
Tangki penyimpanan Air	T-02	72500	1	93390,4704
Tangki penyimpangan Asam Sulfat	T-03	69800	1	89912,48047
Tangki penyimpanan propilen glikol	T-04	73000	1	94034,54261
Mixer	M-01	6160500	1	7935613,696
Pompa 1	P-01	746900	2	1924230,134
Pompa 2	P-02	746900	2	1924230,134
Pompa 3	P-03	746900	2	1924230,134
Pompa 4	P-04	746900	2	1924230,134

Pompa 5	P-05	746900	2	1924230,134
Pompa 6	P-06	746900	2	1924230,134
Pompa 7	P-07	746900	2	1924230,134
Pompa 8	P-08	746900	2	1924230,134
Pompa 9	P-09	746900	2	1924230,134
Pompa 10	P-10	746900	2	1924230,134
Pompa 11	P-11	746900	2	1924230,134
Pompa 12	P-12	746900	2	1924230,134
Pompa 13	P-13	746900	2	1924230,134
Pompa 14	P-14	746900	2	1924230,134
Pompa 15	P-15	746900	2	1924230,134
Pompa 16	P-16	746900	2	1924230,134
TOTAL				39100464,52

Tabel D.4.3 Harga Peralatan Impor

Nama Alat	Kode	Harga Referensi 2014 (US\$)	Jumlah	Harga 2025 (US \$)
Reaktor Membran	R-01	45500	1	58610,57108
Reaktor Fluidized Bed	R-02	103400	1	133194,133
Menara destilasi 1	D-01	10100	1	13010,25864
Menara destilasi 2	D-02	10100	1	13010,25864
Heater 1	HE-01	29000	1	37356,18816
Heater 2	HE-02	29000	1	37356,18816
Heater 3	HE-03	29000	1	37356,18816
Kompresor	C-01	55400	1	71363,20083
TOTAL				401256,9866

Dari harga alat atau equipment cost (EC) diatas, dapat dibuat perhitungan Purchased Equipment Cost (PEC), yang merupakan biaya yang harus dikeluarkan saat akan membeli alat, yang meliputi harga alat, pajak bea masuk alat, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan sampai di lokasi pabrik. Berikut ini besaran PEC dalam negeri dan luar negeri:

Tabel D.4.4 Perhitungan PEC Dalam Negeri

PEC dalam Negeri	Biaya (US \$)
Harga Alat (EC)	39100465

Asuransi Pengangkutan (1% EC)	391005
Biaya Provinsi Bank (0.5% EC)	19550232
Pengangkutan ke Lokasi (15% EC)	5865070
Total PEC dalam Negeri	64906771

Tabel D.4.5 Perhitungan PEC Luar Negeri

PEC Impor Luar Negeri	Biaya (US \$)
Equipment Cost (EC)	401256,9866
Pengangkutan ke Pelabuhan (15% EC)	60188,548
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	4012,569866
Provisi Bank (0,5% EC)	2006,284933
Pengangkutan ke Lokasi (8% EC)	32100,55893
EMKL (1% EC)	4012,569866
Pajak Barang Impor (20% EC)	80251,39733
Total PEC dalam Negeri	583828,9156

Tabel D.4.6 *Equipment Installaion Cost*

Purchased Equipment Cost (PEC) Peralatan Total

PEC Total	Biaya (US \$)
Total PEC	583828,9156
Impor	
Total PEC dalam Negeri	64906771,1
Total PEC	65490600,02

b. *Equipment Installation Cost*

Equipment installation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat alat proses dan biaya pemasangannya. Dari Aries & Newton, (1988), diperoleh biaya instalasi besarnya 43% PEC, terdiri dari material 11% dan labor 32%. Perbandingan man hour Indonesia : Asing adalah 3:1.

1. Material :

$$\text{Material} = 11\% \times \text{PEC Total}$$

$$= \$ 7203966$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% Tenaga Indonesia. 1 *Man hpour*

Asing = US\$ 20

$$1 \text{ jam tenaga Indonesia} = \frac{\text{UMR Kota Dumai}}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}} \times 4 \text{ minggu}}$$

$$= \frac{Rp\ 4.118.669}{160}$$

$$= Rp\ 25.741,68$$

$$A = (US\ \$\ 2 - X\ 5\%) + \frac{RP\ 25.741,68 \times 95\%}{16199}$$

$$A = 2,5096$$

Maka, jumlah *man hour*

$$Man\ hour = 32\% \times \frac{PEC}{A} = \$8350609,466$$

Perbandingan *man hour* Indonesia : Asing = 3:1

ii) Gaji Tenaga Asing = \$ 8350609

ii) Gaji Tenag Indonesia = \$ 37819147

Tabel D.4.7 *Equipment Installtion Cost*

Biaya Instalasi	US \$
Material	7203966,002
Gaji Tenaga Asing	8350609,466
Gaji Tenaga Indonesia	37819147,62
Total	53373723,09

c. *Piping Cost*

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17, Aries & Newton, (1988) diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan *gas-fluid* biaya pemipaan sebesar 86% PEC, terdiri dari material 49% PEC dan ongkos buruh 37% PEC.

i) Material

$$\text{Material} = 49\% \times \text{PEC Total} = \$\ 32090394$$

ii) Labor

$$\text{Labor} = 37\% \times \text{PEC Total} = \$\ 24231522$$

Tabel D.4.8 *Piiping Cost*

Biaya Pemipaan	US \$
Material	32090394,01
Labor	24231522,01
Total	56321916,02

d. *Insrumentaion and Control*

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (*control*). Dari tabel 19, Aries & Newton, (1988), diperoleh biaya instalasi sebesar 30% dari PEC, dimana terdiri dari material 24% dan buruh 6%.

i) Material

$$\text{Material} = 24\% \times \text{PEC Total} = \$\ 15717744$$

ii) Labor

$$\text{Labor} = 6\% \times \text{PEC Total} = \$ 3929436,001$$

Tabel D.4.9 *Instrumentation Cost*

Biaya Instrumentasi	US \$
Material	15717744
Labor	3929436,001
Total	19647180,01

e. *Insulation Cost*

Insulation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari tabel 21, Aries & Newton, (1988) diperoleh besarnya biaya isolasi adalah 8% PEC, terdiri dari material 3% PEC dan buruh 5% PEC.

i) Material

$$\text{Material} = 3\% \times \text{PEC Total} = \$ 1964718$$

ii) Labor

$$\text{Labor} = 5\% \times \text{PEC Total} = \$ 3274530$$

Tabel D.4.10 *Insulation Cost*

Biaya Insulasi	US \$
Material	1964718,001
Labor	3274530,001
Total	5239248,002

f. *Electrical Cost*

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 22, Aries & Newton, (1988) diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah 10 %, yang terdiri dari material 6% PEC dan *labor* 4% PEC.

i) Material

$$\text{Material} = 6\% \times \text{PEC Total} = \$ 3929436$$

ii) Labor

$$\text{Labor} = 4\% \times \text{PEC Total} = \$ 2619624$$

Tabel D.4.11 *Elictrical Cost*

Biaya Listrik	US \$
Material	3929436,001
Labor	2619624,001
Total	6549060,002

g. Building Cost

Building cost adalah biaya diperlukan untuk mendirikan bangunan dalam lingkungan pabrik seperti perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, dan lainnya (James R. Couper, 1956). Berikut ini luas area dari bangunan pabrik yang akan didirikan:

Tabel D.4.12 Perincian Luas Bangunan

Nama Bangunan	Luas Area (m2)
Pos Satpam	50
Perkantoran	850
Laboratorium	300
Area Bahan Baku	5480
Area Proses	7760
Gudang Produk	3550
Control Room	350
Area Perbaikan	270
Area Peralatan	630
Unit pembangkit listrik	380
Unit pengolahan air	300
Masjid	120
Poli Klinik	100
Kantin	350
Unit pengolahan limbah	400
HSSE	180
Unit H2	1780
Area Perluasan	-
TOTAL	22850

Harga bangunan pada tahun 2025 berada pada kisaran Rp5.000.000 per m². Luas bangunan diperkirakan ada 22.850 m². Maka perhitungan *building cost* sebagai berikut:

Building cost = Luas bangunan x harga per meter

$$= \text{Rp } 114.250.000.000 = \$ 7.997.500 \text{ per meter}$$

h. Land Cost

Land cost adalah biaya diperlukan untuk membeli tanah untuk mendirikan pabrik (James R. Couper, 1956). Berikut ini luas area dari tanah pabrik yang akan didirikan:

Tabel D.4.13 Perincian Luas Tanah

Fungsi Tanah	Luas Area (m2)
Pos Satpam	50
Perkantoran	850
Laboratorium	300

Area Bahan Baku	5480
Area Proses	7760
Gudang Produk	3550
Control Room	350
Area Perbaikan	270
Area Peralatan	630
Unit pembangkit listrik	380
Unit pengolahan air	300
Masjid	120
Poli Klinik	100
Kantin	350
Unit pengolahan limbah	400
HSSE	180
Unit H2	1780
Area Perluasan	3500
TOTAL	26350

Harga bangunan pada tahun 2025 berada pada kisaran Rp3.850.000 per m². Luas bangunan diperkirakan ada 26.350 m². Maka perhitungan building cost sebagai berikut:

Land cost = Luas tanah x harga per meter

$$= \text{Rp } 101.447.500.000 = \$ 7.101.325 \text{ per meter}$$

i. **Utilitas**

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, seperti air, steam, listrik serta udara tekan. Dari tabel 31, Aries & Newton, (1988), diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% untuk complete new service.

$$\text{Utilitas} = 75\% \times \text{PEC} = \$ 49117950$$

j. **Enviromental**

Environmental cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik baik yang di dalam maupun di luar pabrik dan pembuatan IPAL. Biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10-30% PEC. Dalam hal ini, biaya lingkungan ditetapkan sebesar 30% PEC.

$$\text{Biaya lingkungan} = 30\% \times \text{PEC} = \$ 19647180$$

Maka, total dari *Physical Plant Cost* (PPC) dapat dikalkulasikan seperti berikut ini:

Tabel D.4.14 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	
PPC	US \$
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	65490600
<i>Equipment Installation</i>	53373723
<i>Piping</i>	56321916
<i>Intulation</i>	5239248

<i>Instrumentation and Controls</i>	19647180
<i>Electrical</i>	6549060
<i>Buildings</i>	7997500
<i>Yard Improvement</i>	7101325
<i>Utility</i>	49117950
<i>Enviromental</i>	19647180
TOTAL	290485682

2. Indirect Plant Cost

a. Engineering and Supervision Cost

Cost of Engineering and Construction adalah biaya untuk design *engineering*, *field supervisor*, *temporary construction*, dan *inspection*. Dari tabel 4, Aries & Newton, (1988), untuk *physical cost* lebih dari USD 5.000.000 maka biaya *Engineering & Construction* sebesar 20% PPC.

$$\text{Engineering \& Construction} = 20\% \times \text{PPC} = \$ 58097136$$

b. Contruction Expenses

Construction Expenses adalah biaya untuk konstruksi pembangunan pabrik. Biaya ini memiliki presentase 34% dari PPC.

$$\text{Construction Expenses} = 34\% \times \text{PPC} = \$ 98765131$$

Tabel D.4.15 Inderect Plant Cost (IPC)

IPC	US\$
Engineering and Construction	58097136
Construction Expenses	98765132
TOTAL	156862268

3. Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Dari Table 4 Aries & Newton, (1988), biaya *contractor's fee* diestimasi sebesar 4-10%, diambil 5% PPC & IPC.

$$\text{Contractor's fee} = 5\% \times (\text{PPC} + \text{IPC}) = \$ 22367397$$

4. Contingency

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya menurut ketentuan 10-25%. Dalam hal ini ditetapkan *contingency* sebesar 15% PPC & DPC.

$$\text{Contingency} = 15\% \times (\text{PPC} + \text{IPC}) = \$ 67102192$$

Tabel D.4.16 Fixed Capital Investment

FCI	US \$
Physical Plant Cos	290485682
Indirect Plant COST	156862268
Contractor's Fee	22367397,53
Contingency	67102192,58
Total	536817541

5. Plan Start Up Cost

Dari Peters & Timmerhaus, (1991) hal. 179 biaya untuk *start-up* pabrik diestimasi sebesar 8 - 10% FCI, dalam hal ini diambil 8% FCI.

$$\text{Plant Start Up cost} = 8\% \times \text{FCI} = \$ 42945403$$

6. Interest During Consruction (IDC)

Bunga bank dihitung 7% pertahun. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan 2 tahun.

$$\text{Interest During Construction} = 2 \text{ tahun} \times 7\% \times \text{FCI} = \$75154456$$

C. Modal Kerja (Working Capital Investment)

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

1. Bahan Baku

Untuk 1 tahun = 330 hari produksi

Tabel D.4.17 Raw Material

Bahan Baku	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga (US \$/kg)	Biaya penyimpanan (US \$)
Gliserol	2069,55936	1	2070
Air	359,31456	-	-
Gas H2	156,23784	1	156
Katalis			
Ru/C	103,477968	20	2070
Asam sulfat	98,30304	0,8	79
Total			43

2. In Process Inventory

In process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Besarnya diperkirakan 0,5 dari *Manufacturing cost* (Aries, R. S., & Newton, 1988).

Waktu *hold up* = 4 tahun

In process inventory = \$ 30116

3. **Product Invenotory**

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan setara dengan 14 hari produksi untuk harga *manufacturing cost* (Aries, R. S., & Newton, 1988).

Product Inventory = \$ 10841801

4. **Extended Credit**

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama 1 bulan atau 2 kali biaya *manufacturing cost* dalam 1 bulan produksi (Aries & Newton, 1955).

Extended Creit = \$ 21683603

5. **Available Cash**

Available cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, service, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan satu bulan *manufacturing cost* (Aries, R. S., & Newton, 1988).

Available cash = \$ 1084801

Maka didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel D.4.18 *Working Capital Investmentt*

WCI	US \$
Raw Material Inventory	4374
In Process Inventory	30116
Product Inventory	10841802
Extended Credit	21683603
Available Cash	10841802
TOTAL	43401697

Sehingga *total capital inventment* sebagai berikut:

Tabel D.4.19 *Total Capital Investment*

TCI	US \$
FCI	536817540,6
WCI	43401697,11
PLANT START	
UP	42945403,25
IDC	75154455,69
TOTAL	698319096,7

D. Total Operating Expenses

Total Operating Expenses adalah biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu bahan (produk). *Manufacturing cost* terdiri dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost*.

1. Labor Cost

Tabel D.4.20 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Pengeluaran/Tahun (Rp)
Karyawan Bagian Proses (Regu)	163	Rp4.100.000	Rp8.019.600.000
Karyawan Bagian Laboratorium	15	Rp4.100.000	Rp738.000.000
Karyawan Bagian Utilitas	18	Rp4.100.000	Rp885.600.000
Karyawan Bagian Personalia	12	Rp4.100.000	Rp590.400.000
Karyawan Bagian Pemasaran	10	Rp4.100.000	Rp492.000.000
Karyawan Bagian Administrasi	15	Rp4.100.000	Rp738.000.000
Karyawan Bagian Pembelian	5	Rp4.100.000	Rp246.000.000
Karyawan Bagian Pemeliharaan	8	Rp4.100.000	Rp393.600.000
Karyawan Bagian Gudang	8	Rp4.100.000	Rp393.600.000
Karyawan Bagian Keamanan (Satpam)	10	Rp4.100.000	Rp492.000.000
Karyawan Bagian Kebersihan (Cleaning)	12	Rp4.100.000	Rp590.400.000
TOTAL			Rp13.579.200.000
		US \$	950544

2. *Supervisi*

TabeL D.4.21 *Supervisi Cost*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Pengeluaran/Tahun (Rp)
Kepala Bagian Produksi	1	Rp10.000.000	Rp120.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp10.000.000	Rp120.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp10.000.000	Rp120.000.000
Kepala Bagian Umum	1	Rp10.000.000	Rp120.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp10.000.000	Rp120.000.000
Kasi Proses & Produksi	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Riset & Pengembangan	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Utilitas & Energi	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Pembelian	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Gudang	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Pemasaran & Penjualan	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Administrasi	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Personalia & Kesejahteraan	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Kasi Keamanan	1	Rp7.000.000	Rp84.000.000
TOTAL			Rp1.440.000.000
		US \$	100800

3. *Maintenance*

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses, besarnya 2-10% FCI. Dalam hal ini ditetapkan 7% FCI karena peralatan yang digunakan pada pabrik propilen glikol ini termasuk peralatan yang rumit dan mahal.

$$\text{Maintenance cost} = 8\% \times \text{FCI} = \$ 42945403$$

4. *Plant Supplies*

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari Maintenance Cost per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

$$\text{Plant Supplies} = 15\% \times \text{FCI} = \$ 6441810$$

5. *Royalties & Patent*

Biaya untuk royalti dan paten antara 1-5% dari harga penjualan (sales) per tahun. Dalam hal ini dipilih sebesar 5% dari sales (harga jual).

Kapasitas produksi 168000 ton/tahun

Harga propilen glikol \$ 2.50

Harga penjualan propilen glikol pertahun = \$ 420.000.000

Royalties & Patent = 5% x \$ 319.200 = \$ 21.000.000

6. *Utilitas*

Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli listrik dari PLN, bea pengolahan air, bahan bakar ketel dan generator. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25-30 % dari nilai bangunan dan contingency. Dalam perkiraan ini diambil sebesar 25%.

Utilitas = 25% x FCI = \$ 16372650

Tabel D.4.22 Total *Direct Manufacoring Cost* (DMC)

DMC	US \$
Raw Material Cost	4374
Labor Cost	950544
Supervisi Cost	100800
Maintenance	42945403
Plant Supplies	6441810
Royalties & Patent	21000000
Utilitas	16372650
Total	87815582

E. *Indirect Manufacturing Cost*

1. *Payroll Overhead*

Payroll Overhead mencakup pengeluaran seperti tunjangan pensiun, cuti yang menjadi tanggungan perusahaan, asuransi, kompensasi akibat kecacatan kerja, serta tunjangan hari raya (THR). Besarannya berkisar antara 15% hingga 20% dari biaya tenaga kerja (labor cost), dan dalam perhitungan ini ditetapkan sebesar 15% dari total labor cost.

$$\begin{aligned}\text{Payroll Ovehead} &= 15\% \times \text{Labor cost} \\ &= 15\% \times 950544 \\ &= \$ 142581\end{aligned}$$

2. *Laboratorium*

Biaya laboratorium (laboratory cost) merupakan pengeluaran yang dialokasikan untuk keperluan analisis laboratorium, dengan kisaran sebesar 10–20% dari biaya tenaga kerja (labor cost). Dalam studi ini, ditetapkan sebesar 15% dari labor cost, mengingat

propilen glikol termasuk produk yang tidak memerlukan analisis laboratorium yang kompleks (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Laboratorium} &= 15\% \times \text{labor cost} \\ &= 15 \times 950544 \\ &= \$ 142581\end{aligned}$$

3. *Plant Overhead*

Plant Overhead Cost merupakan biaya yang dialokasikan untuk layanan yang tidak secara langsung terkait dengan proses produksi, seperti fasilitas pergudangan, layanan kesehatan, serta pemberian bonus produksi. Besaran biaya ini berkisar antara 50% hingga 100% dari biaya tenaga kerja (labor cost), dan dalam estimasi ini ditentukan sebesar 60% dari labor cost.

$$\begin{aligned}\text{Plant Overhead} &= 60\% \times \text{Labor Cost} \\ &= 60\% \times 950544 \\ &= \$ 570326\end{aligned}$$

4. *Packaging and Shipping*

Biaya pengemasan diperlukan untuk menutupi pengeluaran terkait proses pengepakan dan penyediaan kontainer produk. Besar kecilnya biaya ini bergantung pada karakteristik produk, dengan kisaran antara 4% hingga 36% dari harga jual. Dalam estimasi ini, biaya pengemasan ditetapkan sebesar 4% dari harga penjualan, ditambah biaya transportasi sebesar 1,5% dari harga jual produk.

$$\begin{aligned}\text{Packaging produk} &= 7\% \times \$ 420.000.000 \\ &= \$ 29.400.000\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shipping Produk} &= 5\% \times \$ 420.00.000 \\ &= \$ 21.000.000\end{aligned}$$

$$\text{Total Packaging dan shipping} = \$ 50.400.000$$

Maka total nilai *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Tabel D.4.23 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

IMC	US \$
Payroll Overhead	142581,6
Laboratory cost	142581,6
Plant Overhead	570326,4
Packaging and Shipping	50400000
TOTAL	51255489,6

F. *Fixed Manufacturing Cost*

1. **Depresiasi**

Depresiasi adalah penurunan nilai aset seperti peralatan dan bangunan akibat penggunaan selama masa operasional. Besarnya berkisar antara 8–10% dari Fixed Capital Investment (FCI). Dalam studi ini, nilai residu ditetapkan sebesar 10% dari FCI, mengingat pabrik yang direncanakan merupakan fasilitas baru dengan estimasi umur operasional selama 15 tahun.

$$\begin{aligned}\text{Umur pabrik (n)} &= 15 \text{ tahun} \\ \text{FCI (P)} &= \$ 536817540,6 \\ \text{Nilai sisa (s)} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \$ 536817540,6 \\ &= \$ 5368175,406 \\ \text{Depresiasi (D)} &= \frac{P-s}{n} \\ &= \$ 35429957,68\end{aligned}$$

2. **Property Tax**

Property tax merupakan pajak yang dibayar perusahaan sebesar 1 – 2 % dari FCI. Menggunakan 2% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Property Tax} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= 2\% \times \$ 536817540,6 \\ &= \$ 10736350,81\end{aligned}$$

3. **Asuransi**

Asuransi yang dikeluarkan perusahaan sebesar 1% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \$ 536817540,6 \\ &= \$ 5368175,406\end{aligned}$$

Tabel D.4.24 *Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

FMC	US \$
Depresiasi	35429958
Property Taxes	10736351
Asuransi	5368175
Total	51534484

Sehingga, *total manufacturing cost* sebagai berikut :

Tabel D.4.25 *Total Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost	US \$
Direct Manufacturing Cost	87815582
Indirect Manufacturing Cost	51255490
Fixed Manufacturing Cost	51534484
Total	190605555

G. *General Expenses*

1. *Management Salaries*

Tabel D.4.26 *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Gaji Total/Tahun (Rp)
Direktur Utama	1	Rp 48.000.000	Rp 576.000.000
Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
Direktur Keuangan & Administrasi	1	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
Sekretaris Direktur	3	Rp 10.000.000	Rp 360.000.000
Perawat	3	Rp4.100.000	Rp147.600.000
Dokter	2	Rp5.000.000	Rp120.000.000
Supir	8	Rp3.500.000	Rp336.000.000
Total			Rp2.499.600.000
		US\$	174972

2. *Legal and Auditing*

Legal fees merupakan biaya yang digunakan untuk dokumen yang sah (dari hukum) dan *Auditing* berkaitan dengan jasa akuntan publik. Kedua jenis biaya ini dialokasikan secara tahunan.

$$\begin{aligned}
 \text{Legal fees and auditing} &= 1\% \times (\text{Total management salaries} + \text{maintenance cost}) \\
 &= 1\% \times (174972 + 42945403) \\
 &= \$ 431203
 \end{aligned}$$

3. *Office Tools and Communication*

Office tools and communication merupakan biaya yang disediakan setiap tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Disediakan setiap tahun} &= \text{Rp } 70.000.000 \\
 &= \$ 4900
 \end{aligned}$$

4. *Sales Expenses*

Jumlah biaya penjualan dapat berbeda-beda, tergantung pada jenis produk, metode distribusi, pasar sasaran, promosi, dan faktor lainnya. Secara umum, biaya ini diperkirakan sebesar 5–22% dari Total Biaya Produksi atau 3–12% dari Harga Jual. Dalam perancangan ini, ditetapkan sebesar 20% dari biaya produksi.

$$\begin{aligned}\text{Sales Expenses} &= 20\% \times \text{Total Manufacturing cost} \\ &= 20\% \times 190605555 \\ &= \$ 381211111\end{aligned}$$

5. *Research & Development Cost*

Biaya riset dan pengembangan merupakan dana yang dialokasikan untuk meningkatkan dan mengembangkan produk maupun variasinya. Besarannya diperkirakan berkisar antara 3,5–8% dari biaya produksi atau 2–4% dari harga jual. Pada perancangan ini, nilai yang ditetapkan adalah sebesar 5%.

$$\begin{aligned}\text{Research} &= 2\% \times \text{TMC} \\ &= 2\% \times 190605555 \\ &= \$ 3812111\end{aligned}$$

6. *Finance*

Biaya finansial merupakan pengeluaran yang digunakan untuk membayar bunga dari pinjaman modal. Besarannya berkisar antara 0–10% dari Total Investasi Modal. Dalam perancangan ini, biaya finansial ditetapkan sebesar 10%.

$$\begin{aligned}\text{Finance Cost} &= 10\% \times \text{TCI} \\ &= 10\% \times 7254281017 \\ &= \$ 724281101\end{aligned}$$

Sehingga, biaya *general expenses* (TGE) sebagai berikut :

Tabel D.4.26 *Total General Expenses*

General Expense	US \$
Administrasi	611076
Sales Expense	23851964
Research	2385196
Finance	69831910
Total	96680146

Kemudian, biaya *total operating expenses* sebagai berikut :

Tabel D.4.27 *Production Cost*

Production Cost	US \$
Manufacturing cost	190605555
General Expense	114972400
Total	305577955

H. Analisa Kelayakan (*Feasibility Analysis*)

Kelayakan suatu pabrik dapat dinilai melalui tingkat profitabilitasnya. Semakin tinggi tingkat profitabilitas, semakin besar potensi pabrik tersebut untuk dibangun. Untuk menentukan apakah pendirian pabrik layak atau tidak, dilakukan evaluasi atau analisis kelayakan (Aries & Newton, 1988). Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan dalam analisis kelayakan tersebut:

1. *Profit on Sales (POS)*

Kapasitas produksi = 168.000 ton/tahun
 Harga penjualan propilen glikol = \$ 420.000.000
 Keuntungan sebelum pajak = penjualan produk – biaya produksi
 = \$ 114.422.045

Tarif pajak penghasilan yang berlaku bagi wajib pajak badan dalam negeri serta bentuk usaha tetap di Indonesia ditetapkan sebesar 25% dari jumlah penghasilan terkena pajak, sebagaimana tercantum dalam (Undang – Undang Nomor 36 Tahun 2008 tentang Pajak Penghasilan, Pasal 17 ayat 2a).

Pajak pendapatan = 25% x keuntungan sebelum pajak
 = \$ 28.605.511

Keuntungan setelah pajak = keuntungan sebelum pajak – pajak
 = \$ 85.816.533

POS sebelum pajak = $\frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{FCI} \times 100\%$
 = 27 %

POS setelah pajak = $\frac{\text{keuntungan sesudah pajak}}{FCI} \times 100\%$
 = 20 %

Oleh karena itu, dalam perencanaan pendirian pabrik propilen glikol ini, diperkirakan nilai POS sebelum pajak mencapai 27 %, sedangkan nilai POS setelah pajak diperkirakan sebesar 20 %.

2. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) merupakan estimasi keuntungan tahunan yang diperoleh dari investasi, yang dihitung berdasarkan seberapa cepat modal yang diinvestasikan dapat kembali. Rumus untuk menghitung ROI mengacu pada James R. Couper (1956) sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{ROI sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{Keuntungan sebelum pajak}} \times 100\% \\ &= 21\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI setelah pajak} &= \frac{FCI}{\text{Keuntungan sesudah pajak}} \times 100\% \\ &= 15\%\end{aligned}$$

Dengan demikian, tingkat pengembalian investasi ROI (*Return on Investment*) dari pendirian pabrik propilen glikol mencapai 21 %. Menurut Aries dan Newton (1955), untuk industri dengan tingkat risiko yang tinggi, kisaran ROI sebelum pajak berada pada rentan 11 hingga 44%.

3. *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return (IRR) merupakan tingkat pengembalian investasi yang ditentukan berdasarkan nilai tingkat diskonto (discount rate) di mana Net Present Value (NPV) sama dengan nol. IRR suatu proyek harus melebihi tingkat suku bunga yang digunakan dalam analisis kelayakan proyek. Berdasarkan proses perhitungan secara trial, diperoleh nilai IRR sebesar 19,19% yang menghasilkan NPV = 0.

Tabel D.4.28 *Internal Rate of Return*

Tahun	Cash Flow	Present Value	Disc. Factor
-2	-267820618,2	-380497939	1,420719366
	-2678206,182	-3804979,39	1,420719366
-1	-348353521,8	-415216263,4	1,19193933
	-2678206,182	-3192259,282	1,19193933
0	-21612367,57	-21612367,57	1
	-21425649,46	-21425649,46	1
1	137948597,7	115734580	0,838968876
2	146018005	102777514,3	0,703868775
3	154087412,3	90992314,34	0,590523995
4	162156819,7	80337556,27	0,495431252
5	170226227	70754769,75	0,415651401
6	170226227	59361049,66	0,348718589
7	170226227	49802073,12	0,292564043
8	170226227	41782389,31	0,245452126
9	170226227	35054124,2	0,205926694
10	170226227	29409319,18	0,172766087

11	170226227	24673503,46	0,14494537
12	170226227	20700301,47	0,121604654
13	170226227	17366908,66	0,10202252
14	170226227	14570295,84	0,085593719
15	170226227	12224024,72	0,071810466
16	170226227	10255576,28	0,060246746
17	170226227	8604109,308	0,050545145
18	170226227	7218579,915	0,042405803
19	170226227	6056163,879	0,035577149
20	170226227	5080933,003	0,029848121
Total Present Value		-42993371,42	12,27978892

Dari *trial and error* didapatkan nilai IRR sebesar 19,19 % dengan nilai NPV = 0

4. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time merupakan periode yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Parameter ini digunakan untuk menentukan berapa lama waktu yang dibutuhkan agar total biaya investasi dapat tertutupi oleh akumulasi keuntungan.

$$\begin{aligned}
 \text{POT sebelum pajak} &= \frac{FCI}{\text{Keuntungan sebelum pajak}} \times 100\% \\
 &= 3,58 \text{ tahun} \\
 \text{POT setelah pajak} &= \frac{FCI}{\text{Keuntungan sesudah pajak}} \times 100\% \\
 &= 4.43 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, waktu pengembalian investasi (Pay Out Time) untuk pendirian pabrik propilen glikol diperkirakan berlangsung selama 3 hingga 4 tahun. Menurut Aries dan Newton (1955), untuk industri kimia dengan tingkat risiko tinggi, batas maksimum POT yang dapat diterima, baik sebelum maupun sesudah pajak, adalah selama 5 tahun.

5. Cash Flow dan Cumulative Cash Position

Angsuran Pinjaman Bank

$$\begin{aligned}
 \text{Suku bunga pinjaman} &= 10\% \text{ FCI} \\
 &= \$ 536817544 \\
 \text{Presentase hutang} &= 80\% \text{ FCI} \\
 &= \$ 429454032 \\
 \text{Maka, angsuran bank yang harus dibayar} &= \text{Bunga} + \text{Hutang} \\
 &= \$ 483135786
 \end{aligned}$$

Jika tahun cicilan sebesar 2 tahun, maka angsuran bank yang harus dibayar per tahun

= total bunga + hutang / 2 tahun

= \$ 241567893,3

Provinsi Pinjaman Bank

= 1% x Hutang

= \$ 4294540

Uang yang di terima dari bank

= hutang – provinsi pinjaman bank

= \$ 4251594

Modal Saham

= uang dari bank – TCI

= 273159

Tabel D.4.29 *Cashflow*

Tahun	Kapasitas Produksi	Penjualan Produk	Harga Produk	Biaya Operasi Total	Biaya Penjualan	Pendapatan	Depresiasi	Profit Before	Taxes	Profit After Taxes	Cashflow
	(US \$/Kg)	(US \$/Kg)	(US \$/Kg)	(US \$/Kg)	(Revenue)	(US \$)	(US \$)	(US \$)	25%	(US \$)	
1	80%	134400000	2,5	244462363,9	336000000	110062363,9	35429957,68	209032406,2	52258102	156774304,7	1,922042623364020E+08
2	85%	142800000	2,5	259741261,6	357000000	116941261,6	35429957,68	224311304	56077826	168233478	2,036634356436660E+08
3	90%	151200000	2,5	275020159,4	378000000	123820159,4	35429957,68	239590201,7	59897550	179692651,3	2,151226089509300E+08
4	95%	159600000	2,5	290299057,1	399000000	130699057,1	35429957,68	254869099,4	63717275	191151824,6	2,265817822581950E+08
5	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
6	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
7	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
8	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
9	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
10	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
11	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
12	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
13	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
14	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
15	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
16	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
17	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
18	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
19	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08
20	100%	168000000	2,5	305577954,9	420000000	137577954,9	35429957,68	270147997,2	67536999	202610997,9	2,380409555654590E+08

Tabel D.4.30 Cummulative Cash Flow (CCF)

Tahun	Cashflow Before (US\$)	Casflow	Bunga 5% (CCF)	CCF Before Tax	CCF After Tax	Keterangan
-2	-268408770,3	-268408770,3		-271092858	-271092858	50% FCI
	-2684087,703	-2684087,703				50% IDC
-1	-349159548,3	-349159548,3	-13554642,9	-636491136,9	-636491136,9	50% TCI
	-2684087,703	-2684087,703				50% IDC
0	-21700848,56	-21700848,56	-31824556,85	-711489244	-711489244	WCI
	-21472701,62	-21472701,62				Plant Start Up
1	102991510,7	138421468,4	-35574462,2	-644072195,5	-608642237,8	Not Payout Gate
2	111089259,4	146519217	-30432111,89	-563415048	-492555132,7	Not Payout Gate
3	119187008	154616965,7	-24627756,63	-468855796,6	-362565923,6	Not Payout Gate
4	127284756,7	162714714,4	-18128296,18	-359699336,1	-217979505,4	Not Payout Gate
5	135382505,4	170812463,1	-10898975,27	-235215805,9	-58066017,54	Not Payout Gate
6	135382505,4	170812463,1	-2903300,877	-102736601,4	109843144,7	Not Payout Gate
7	135382505,4	170812463,1	5492157,234	38138061,23	416038113,2	Not Payout Gate
8	135382505,4	170812463,1	20801905,66	194322472,3	722233081,7	Not Payout Gate
9	135382505,4	170812463,1	36111654,08	365816631,8	929157198,8	Not Payout Gate
10	135382505,4	170812463,1	46457859,94	547656997,1	1146427522	Payout
11	135382505,4	170812463,1	57321376,09	740360878,6	1374561361	Payout
12	135382505,4	170812463,1	68728068,05	944471452,1	1614101892	Payout
13	135382505,4	170812463,1	80705094,61	1160559052	1865619450	Payout
14	135382505,4	170812463,1	93280972,49	1389222530	2129712885	Payout
15	135382505,4	170812463,1	106485644,3	1631090680	2407010993	Payout
16	135382505,4	170812463,1	120350549,6	1886823735	2698174006	Payout
17	135382505,4	170812463,1	134908700,3	2157114940	3003895169	Payout
18	135382505,4	170812463,1	150194758,4	2442692204	3324902390	Payout
19	135382505,4	170812463,1	166245119,5	2744319829	3661959973	Payout
20	135382505,4	170812463,1	183097998,7	3062800333	4015870435	Payout

6. Break Event Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan titik di mana total biaya produksi (total cost) sama dengan total pendapatan penjualan (sales), yang ditunjukkan oleh perpotongan kedua garis tersebut. Melalui analisis BEP, dapat diketahui tingkat harga jual dan jumlah minimum unit yang harus dijual agar tidak mengalami kerugian, serta estimasi harga dan volume penjualan yang diperlukan untuk mulai memperoleh keuntungan.

a. Fixed Manufacturing Cost (Fa)

Tabel D.4.31 *Fixed Manufacturing Cost*

Fa	US \$
Depresiasi	35429957,68
Property Tax	10736350,81
Insurance	5368175,406
Total	51534483,9

b. Variable Cost (Va)

Tabel D.4.32 *Variable Cost*

Va	US \$
Raw material	4373,991072
Utilitas	16372650
Packaging Product	50400000
Royalty and Patent	21000000
Transportasi	21000000
Total	108777024

c. Regulated Cost (Ra)

Tabel D.4.33 *Regulated Cost*

Ra	US \$
Labor Cost	950544
Payroll overhead	142581,6
Supervisi	100800
Laboratorium	142581,6
General expenses	114972399,6
Maintenance	42945403,25
Plant supplies	6441810,487
Plant overhead	570326,4
Total	166266447

Break Event Point (BEP)

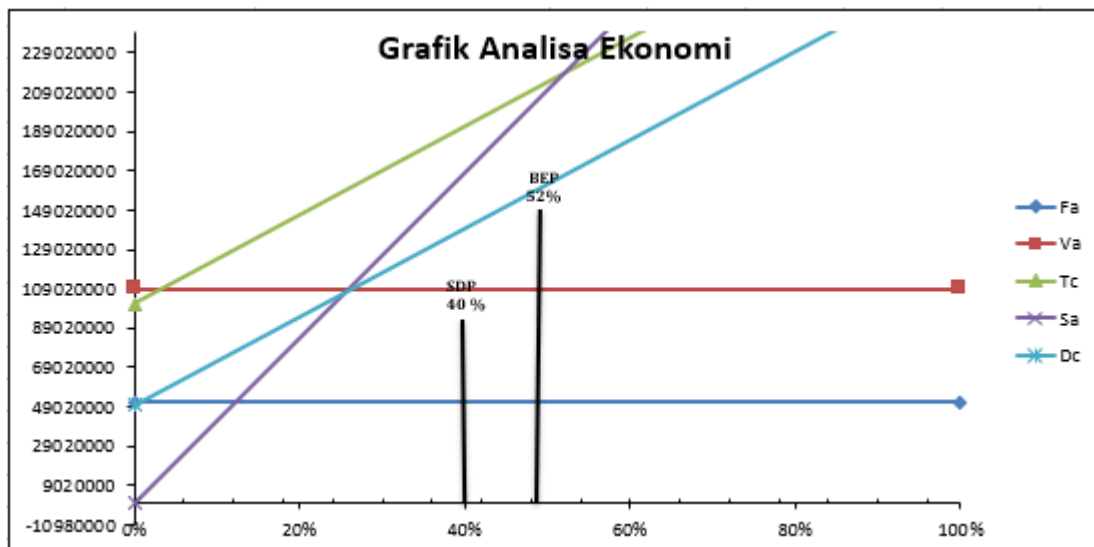
$$\begin{aligned}\text{BEP} &= \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \\ &= 52 \%\end{aligned}$$

7. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point merupakan titik di mana keputusan untuk menghentikan aktivitas produksi diambil. Penghentian ini dapat disebabkan oleh tingginya biaya variabel atau karena pertimbangan manajerial yang menilai bahwa kegiatan produksi tersebut tidak lagi layak secara ekonomi, yakni tidak menghasilkan keuntungan.

Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned}\text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \\ &= 40 \%\end{aligned}$$



Gambar D.1 Grafik Analisa Ekonomi

Maka, dapat disusun grafik yang menunjukkan hubungan antara persentase kapasitas produksi dengan komponen biaya, yaitu biaya tetap, biaya variabel, dan biaya penjualan. Dari grafik tersebut, diperoleh titik impas (Break Even Point/BEP) sebesar 52 % dan Shutdown Point (SDP) sebesar 40%.