

**PRA-RANCANGAN PABRIK *PROPYLENE*
GLYCOL DARI *GLYCEROL* DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Katharina Sienaputri Akabata (1141920019)

Mutia Firdaus ZR (1141920026)



**Institut Teknologi Indonesia
Tangerang Selatan
2023**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Laporan penulisan ini adalah hasil karya saya sendiri dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama 1 : **KATHARINA SIENAPUTRI AKABATA**

NRP : **1141920019**

Tanda tangan :

Nama 2 : **MUTIA FIRDAUS ZR**

NRP : **1141920026**

Tanda tangan :



Tanggal : **19 SEPTEMBER 2023**

HALAMAN PENGESAHAN

Laporan Tugas Akhir diajukan oleh:

Nama : 1. Katharina Sienaputri Akabata
2. Mutia Firdaus ZR

Judul : PRA-RANCANGAN PABRIK *PROPYLENE GLYCOL* DARI
GLYCEROL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Indonesia

DEWAN PEMBIMBING

Pembimbing : Dr.Ir Aniek S Handayani, MT, IPM



DEWAN PENGUJI

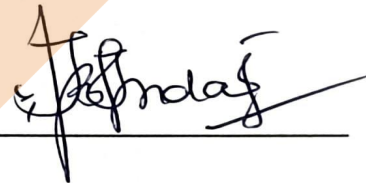
Penguji 1 : Prof.Dr.Ir.Joelianingsih, MT, IPM



Penguji 2 : Ir.Is Sulistyati Pr., SU. Ph.D



Penguji 3 : Ir.Linda Aliffia Yoshi, ST, MT, IPP

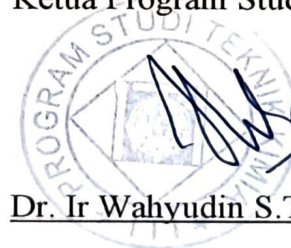


Ditetapkan : Tangerang Selatan

Tanggal : 19 September 2023

Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia



Dr. Ir Wahyudin S.T., M.sc., I.P.M

HALAMAN REVISI

A. Sebelum Revisi

Pertanyaan dari penguji 1

1. Berapa tekanan yang digunakan pada steam? Jenis steam apa yang digunakan?

B. Hasil Revisi

Berdasarkan hasil perhitungan neraca energi reaktor Dehidrasi (R-101) untuk memanaskan campuran dengan suhu 100 °C diperlukan $Q_{Pemanas}$ sebesar 35.907.500,04 kJ/jam. Sehingga suhu *steam* yang digunakan yaitu 300 °C dan tekanan 85,93 bar dari *steam table* (J.S. Smith, H.C. Van Ness) diperoleh :

Sebelum revisi

Berdasarkan hasil perhitungan neraca energi reaktor Dehidrasi (R-101) untuk memanaskan campuran dengan suhu 100 °C diperlukan $Q_{Pemanas}$ sebesar 25.056,36 kJ/jam. Sehingga suhu *steam* yang digunakan yaitu 250 °C dan tekanan 85,93 bar dari *steam table* (J.S. Smith, H.C. Van Ness) diperoleh :

Setelah revisi

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 85,93 bar (terdapat pada lampiran 3 halaman 122

Serpong, 19 September 2023
Penguji 1,

Prof.Dr.Ir.Joelianingsih, MT,IPM

A. Sebelum Revisi

Pertanyaan dari penguji 2

1. Tambahkan informasi untuk pengambilan data sekunder
2. Gunakan penulisan satuan/unit dengan sistim yang sama (SI)
3. Perbaiki pada gambar reaktor fluidisasi pada p&id
4. NCF @ PV = Net Cash Flow at Present Value

B. Hasil Revisi

1. Sebelum revisi

1.2.2 Data Konsumsi

Data konsumsi *Propylene Glycol* di Indonesia mencapai rata-rata 38.915,8 Ton/Tahun selama tahun 2018-2022 (BPS,2022). Perkembangan konsumsi *Propylene Glycol* mengalami peningkatan sebesar 0,81% dari tahun 2018-2022, hal ini menunjukkan bahwa Indonesia masih membutuhkan *Propylene Glycol* cukup banyak. Data *Propylene Glycol* di Indonesia tersebut dapat dilihat dari Tabel 1.2

Setelah revisi

1.2.2 Data Konsumsi

Data konsumsi *Propylene Glycol* di Indonesia diambil dari data sekunder yang merupakan data konsumsi *Propylene Glycol* dari perusahaan-perusahaan kosmetik terbesar yang ada di Indonesia mencapai rata-rata 38.915,8 Ton/Tahun selama tahun 2018-2022 (BPS,2022). Perkembangan konsumsi *Propylene Glycol* mengalami peningkatan sebesar

Terdapat pada bab 1 halaman 3

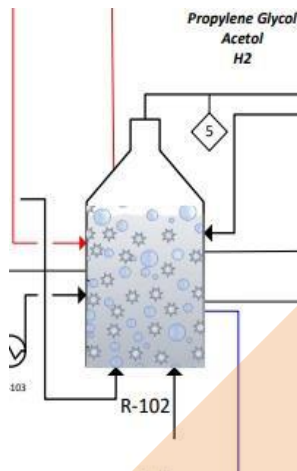
2. Sebelum revisi

Vessel/Reaktor bertemperatur tinggi (Isi dengan Ya (X ^o C) atau Tidak (X ^o C). Jika ada lebih dari satu vessel/reaktor, pilih yang temperaturnya lebih tinggi)	25 bar	80 atm	49 bar
---	--------	--------	--------

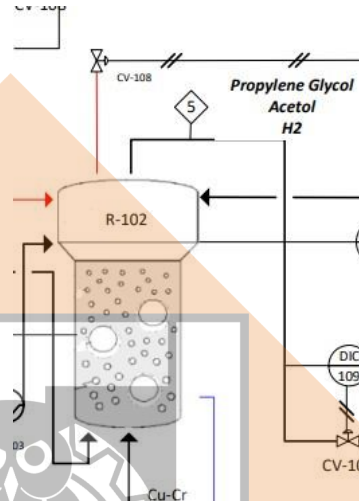
Setelah revisi

Vessel/Reaktor bertemperatur tinggi (Isi dengan Ya (X ^o C) atau Tidak (X ^o C). Jika ada lebih dari satu vessel/reaktor, pilih yang temperaturnya lebih tinggi)	25 bar	81,06 bar	49 bar
---	--------	-----------	--------

3. Sebelum revisi



Setelah revisi



4. Sebelum revisi

Internal Rate of Return (IRR) adalah tingkat suku bunga pinjaman (*rate of interest*) dalam persen pada *Net Cash Present Value (NCPV) = 0*

Setelah revisi (Terdapat pada halaman 95 BAB 6)

Internal Rate of Return (IRR) adalah tingkat suku bunga pinjaman (*rate of interest*) dalam persen pada *Net Cash at Present Value (NC@PV) = 0*

Serpong, 19 September 2023

Penguji 2,

Ir.Is Sulistyati Pr., SU, Ph.D

A. Sebelum Revisi

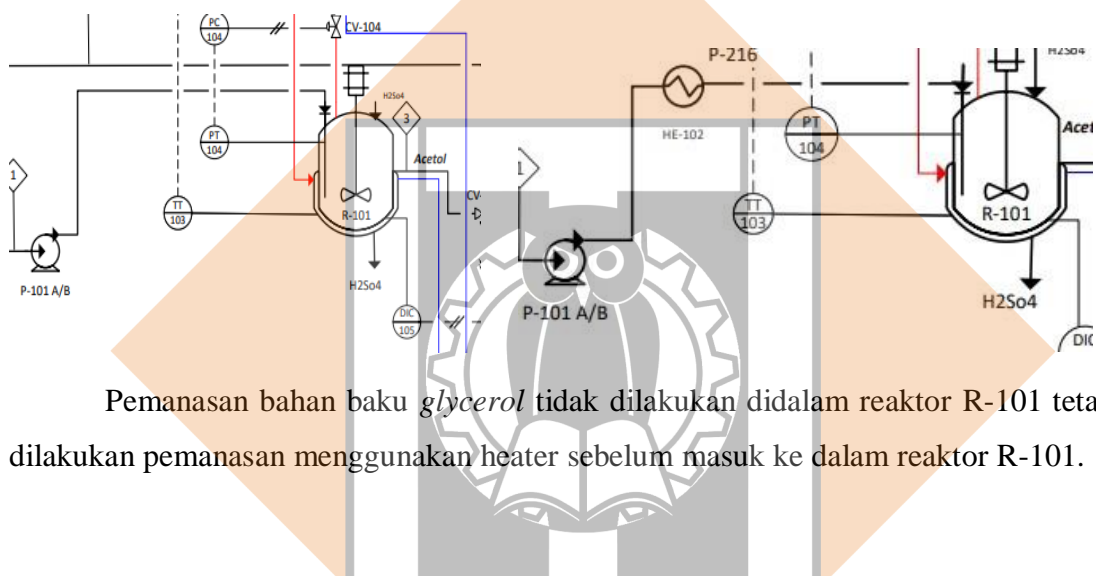
Pertanyaan dari penguji 3

1. Apakah pemanasan dilakukan di dalam reaktor CSTR?
2. Berapa kondisi operasi distilasi?
3. Pada p&id keterangan alat hanya untuk alat utama dan pendukung
4. Pompa dibuat bertingkat
5. Berapa P & T di ekspander valve dan pompa? kemudian cek fasanya juga

B. Hasil Revisi

1. Sebelum revisi

Setelah revisi



Pemanasan bahan baku *glycerol* tidak dilakukan didalam reaktor R-101 tetapi dilakukan pemanasan menggunakan heater sebelum masuk ke dalam reaktor R-101.

2.

Tabel L2. 1 Kondisi Operasi Kolom Destilasi

T _{In} Condenser (T Dew Top)	423,30	K			
T _{Out} Condenser (T Bubble Top)	423,00	K			
T _{ref}	298,00	K			
C _p udara	1.005,00	J/Kg.K	T _{in} Udara	306	K
T udara	7,00	K	T _{out} Udara	313	K

3. Sebelum revisi

13	PIC	1	PRESSURE INDICATOR CONTROLLER	
12	DIC	1	DENSITY INDICATOR CONTROLLER	
11	TIC	2	TEMPERATUR INDICATOR CONTROLLER	
10	PI	3	PRESSURE INDICATOR	
9	FIC	2	FLOW INDICATOR CONTROLLER	
8	V	4	REDUCING VALVE	
7	C	1	COMPRESSOR	
6	HE	1	HEATER	
5	P	3	PUMP	
4	CL	1	COLLER	
3	DC	1	DISTILLATION COLUMN	
2	R	2	REACTOR	
1	T	3	TANK	
NOMOR KODE JUMLAH KETERANGAN				
Nama Aliran	Nomor Aliran	Control Valve	Check Valve	Indikator
PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLENE GLYCOL				
NAMA	KATHARINA SIENAPUTRI A. MUTIA FIRDAUS ZR			
TANGGAL				
PEMBIMBING	Dr. Ir. Aniek Sri Handayani, M.T., IPM Paraf			
TEKNIK KIMIA - III	PROCESS FLOW DIAGRAM			

Setelah revisi

8	V	4	REDUCING VALVE	
7	C	1	COMPRESSOR	
6	HE	2	HEATER	
5	P	3	PUMP	
4	CL	1	COLLER	
3	DC	1	DISTILLATION COLUMN	
2	R	2	REACTOR	
1	T	3	TANK	
NOMOR KODE JUMLAH KETERANGAN				
Nama Aliran	Nomor Aliran	Control Valve	Check Valve	Indikator
PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLENE GLYCOL				
NAMA	KATHARINA SIENAPUTRI A. MUTIA FIRDAUS ZR			
TANGGAL				
PEMBIMBING	Dr. Ir. Aniek Sri Handayani, M.T., IPM Paraf			
TEKNIK KIMIA - III	PROCESS FLOW DIAGRAM			

4. Sebelum revisi

Penentuan tekanan, suhu dan fasa dalam ekspander valve dan pompa menggunakan percobaan dengan *Aspen Hysys*

No	Kode alat	Keterangan	Tekanan (Bar)	Suhu(°C)	Fasa
1	P-103	Pompa <i>Propylene Glycol</i> menuju tangki	1	30	<i>Liquid</i>
2	P-101	Pompa <i>Glycerol</i> menuju reaktor R-101	1	30	<i>Liquid</i>
3	P-102	Pompa <i>Acetol</i> menuju reaktor R-102	150	30	<i>Vapour</i>
4	V-101	Reducing valve 1	24,3	220	<i>Liquid</i>
5	V-102	Reducing valve 2	14,18	215	<i>Liquid</i>
6	V-103	Reducing valve 3	9,12	210	<i>Liquid</i>
7	V-104	Reducing valve 4	4,29	205	<i>Liquid</i>

Serpong, 19 September 2023

Penguji 3,

Ir.Linda Aliffia Yoshi, ST, MT, IPP

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN
UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai civitas akademik Institut Teknologi Indonesia, saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama **1. Katharina Sienaputri Akabata/1141920019**
2. Mutia Firdaus ZR/1141920026

Program Studi **Teknik Kimia**

Jenis Karya **Laporan Tugas Akhir**

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Institut Teknologi Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-eksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul : **“PRA-RANCANGAN PABRIK *PROPYLENE GLYCOL* DARI *GLYCEROL* DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”** beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-eksklusif ini Institut Teknologi Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk angka dan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan laporan saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis /pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya

Dibuat di Tangerang Selatan

Pada tanggal **19 September 2023**

Yang menyatakan:

Katharina Sienaputri Akabata

Mutia Firdaus ZR

ABSTRAK

Nama 1. Katharina Sienaputri Akabata / 1141920019
2. Mutia Firdaus ZR / 1141920026

Nama Pembimbing 1. Dr.Ir Aniek S Handayani, MT, IPM

Program Studi Teknik Kimia

Judul PRA-RANCANGAN PABRIK *PROPYLENE GLYCOL*
DARI

GLYCEROL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Propylene Glycol merupakan senyawa organik yang banyak digunakan untuk pelarut obat, humektan pada makanan, dan sebagai pelembab di obat, kosmetik dan produk tembakau. Pra rancangan pabrik Propylene Glycol ini dengan kapasitas 50.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan Propylene Glycol dalam negeri dan akan dilakukan ekspor ke pasar luar negeri. Proses produksi dimulai dengan proses dehidrasi bahan baku gliserol dengan reaktor CSTR pada suhu 100°C dan tekanan 1 bar menghasilkan aseton, kemudian aseton yang dihasilkan direaksikan dengan gas hidrogen dengan didalam reaktor fluidized bed pada suhu 220 °C dan tekanan 25 bar dengan nilai konversi 80%, yang kemudian hasil keluaran reaktor ini akan dimurnikan di dalam unit kolom destilasi menghasilkan produk dengan kemurnian 99,5%. Bentuk dari Perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah tenaga kerja yang diserap sebanyak 125 orang. Propylene Glycol yang dihasilkan sebanyak 6,313,13 kg/jam yang membutuhkan biaya produksi sebesar Rp 501,000,000,000 dengan total penjualan Rp 995,000,000,000. Analisis ekonomi pabrik ini menunjukkan: (1) Keuntungan sebelum pajak Rp 494,000,000,000 dan keuntungan setelah pajak Rp 370,000,000,000. (2) Nilai NCF PV 10,25% dan MPP pada 1 tahun 9 bulan 35 hari (3) Nilai IRR = 49,44 & lebih besar dari tingkat bunga yang berlaku (10,25%). Berdasarkan Analisa hasil ekonomi tersebut, maka pabrik Propylene Glycol ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : *Propylene Glycol, Glycerol, Pra Rancangan Pabrik*

ABSTRACT

Name 1. Katharina Sienaputri Akabata / 1141920019
2. Mutia Firdaus ZR / 1141920026

Thesis Advisor 1. Dr.Ir Aniek S Handayani, MT, IPM

Department Teknik Kimia

Title **PRE-DESIGN OF THE PROPYLENE GLYCOL
FACTORY
GLYCEROL WITH A CAPACITY OF 50,000 TONS/YEAR**

Propylene Glycol is an organic compound that is widely used as a drug solvent, humectant in food, and as a moisturizer in drugs, cosmetics and tobacco products. The pre-designed Propylene Glycol plant with a capacity of 50,000 tons/year is to meet domestic demand for Propylene Glycol and will be exported to overseas markets. The production process begins with the dehydration process of glycerol raw materials with a CSTR reactor at a temperature of 100°C and a pressure of 1 bar to produce acetol, then the resulting acetol is reacted with hydrogen gas in a fluidized bed reactor at a temperature of 220 °C and a pressure of 25 bar with a conversion value of 80%, which then the output of this reactor will be purified in the distillation column unit to produce a product with a purity of 99.5%. The form of the company is a limited liability company (PT) with a total workforce of 125 people. The propylene glycol produced was 6,313.13 kg/hour which required production costs of IDR 501,000,000,000 with total sales of IDR 995,000,000,000. The economic analysis of this factory shows: (1) Profit before tax is IDR 494,000,000,000 and profit after tax is IDR 370,000,000,000. (2) NCF PV value of 10.25% and MPP at 1 year 9 months 35 days (3) IRR value = 49.44 & greater than the prevailing interest rate (10.25%). Based on the analysis of these economic results, the Propylene Glycol plant is worthy of further study.

Key Words : *Propylene Glycol, Glycerol, Pre-Desgin*

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, karena berkat rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul “Pra-Rancangan Pabrik *Propylene Glycol* dari *Glycerol* dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”. Dalam penulisan laporan tugas akhir ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih dengan tulus kepada:

1. Dr.Ir Aniek S Handayani, MT, IPM selaku pembimbing tugas akhir
2. Dr. Wahyudin, S.T., M.Sc. selaku ketua program Teknik Kimia Institut Teknologi Indonesia.
3. Dr. Ir. Sri Handayani MT selaku pembimbing penelitian.
4. Bapak Kudrat Sunandar, selaku koordinator Tugas Akhir Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Indonesia.
5. Dr. Wahyudin, S.T., M.Sc selaku dosen pembimbing akademik
6. Orang tua kami yang senantiasa mendukung dan mendoakan kami.
7. Teman-teman Teknik Kimia ITI yang telah memberikan dukungan dan semangat dalam penyusunan laporan tugas akhir.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan laporan tugas akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan. Penulis berharap semoga laporan tugas akhir dapat bermanfaat bagi pembaca.

Tangerang Selatan, 19 September 2023

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN REVISI.....	iii
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	viii
ABSTRAK	ix
ABSTRACT.....	x
KATA PENGANTAR.....	xi
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR TABEL.....	xix
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Data Analisis Pasar	2
1.2.1 Data Produksi	3
1.2.2 Data Konsumsi	3
1.2.3 Data Impor.....	4
1.2.4 Data Ekspor	4
1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	5
1.4 Penentuan Lokasi	7
1.4.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	8
1.4.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	9
BAB II.....	11

TEKNOLOGI BIOPROSES	11
2.1 Teknologi yang Tersedia	11
2.1.1 Metode menghasilkan alkohol lebih rendah dari gliserol	11
2.1.2 Proses untuk Mengkonversi Gliserin ke dalam Propilen Glikol	12
2.1.3 Produksi Propilen Glikol dari Gliserin.....	13
2.2 Seleksi Proses.....	14
2.2.1 Efisiensi Proses.....	15
2.2.2 Keamanan Teknologi	15
2.2.3 Biaya	16
BAB III	17
RANCANGAN PROSES	17
3.1 Uraian Proses	17
3.1.1 Deskripsi Proses.....	17
3.1.6 Kebutuhan Utilitas	25
3.2 Tata Letak Alat.....	37
3.3 Tata Letak Pabrik	40
BAB 4	42
SPESIFIKASI PERALATAN.....	42
4.1 Peralatan Proses	42
4.1.1 <i>Mixing Tank</i> (Reaktor)	42
4.1.2 Alat Penyimpanan	44
4.1.3 Alat Penukar Panas	45
4.1.4 Alat Pengangkut.....	46
4.1.5 Alat Pemurnian	47
4.2 Peralatan Utilitas	47
4.2.1 Pompa Utilitas (PU-101 A/B).....	48

4.2.2 Pompa Utilitas (PU-102 A/B).....	48
4.2.3 Pompa Utilitas (PU-103 A/B).....	48
4.2.4 Pompa Utilitas (PU-104 A/B).....	48
4.2.5 Pompa Utilitas (PU-105 A/B).....	49
4.2.6 Pompa Utilitas (PU-106 A/B).....	49
4.2.7 Pompa Utilitas (PU-107 A/B).....	49
4.2.8 Pompa Utilitas (PU-108 A/B).....	49
4.2.9 Pompa Utilitas (PU-109 A/B).....	50
4.2.10 Pompa Utilitas (PU-110 A/B).....	50
BAB V	51
ASPEK KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN	51
5.1 Deskripsi Singkat	51
5.2 Pertimbangan Aspek Keselamatan Pabrik	52
5.3 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja	63
5.4 Pertimbangan Aspek Lingkungan Pabrik	65
BAB 6	68
ANALISIS KELAYAKAN PABRIK	68
6.1 Manajemen Perusahaan	68
6.1.1 Bentuk dan Badan Hukum Perusahaan	68
6.1.2 Struktur Organisasi	70
6.1.3 Deskripsi Kerja	73
6.1.4 Sistem Kepegawaian	77
6.1.5 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	78
6.1.6 Sistem Pengupahan	82
6.1.7 Jaminan Sosial dan Kesejahteraan	87
6.2. Analisis Kelayakan Ekonomi	90

6.3. Total Modal Investasi (TCI)	90
6.3.1. Modal Investasi Tetap (FCI)	91
6.3.2. Investasi Modal Kerja (WCI)	92
6.4. Biaya Total Produksi (TPC).....	92
6.5. Komposisi Permodalan.....	93
6.6. Hasil Analisis	94
6.6.1. Break <i>Even</i> Point	94
6.6.2. Perhitungan Laba Rugi.....	94
6.6.3. <i>Minimum Payback Period</i> (MPP).....	95
6.6.4. <i>Internal Rate of Return</i> (IRR).....	95
6.6.5. Kelayakan Proyek	95
DAFTAR PUSTAKA	96
LAMPIRAN 1	98
DATA	98
L1.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	98
L1.2 Sumber Literatur	100
L1.3 MSDS (<i>Material Safety Data Sheet</i>)	102
LAMPIRAN 2.....	108
Neraca Massa dan Energi.....	108
L2.1 Informasi Umum.....	108
L2.1.1 Basis Perhitungan	108
L2.1.2 Komposisi Massa, Properti Bahan Baku dan Produk.....	108
L2.1.3 Panas Spesifik Bahan Baku dan Produk	109
L2.2 Neraca Massa dan Neraca Energi	110
L2.2.1 Neraca Reaktor Dehidrasi (R-101).....	110
L2.2.2 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi (R-102)	112

L2.2.3 Neraca Kolom Destilasi (DC-101)	116
L2.2.3 Neraca Cooler (C-101)	119
LAMPIRAN 3	122
UTILITAS	122
L3.1 Utilitas Air	122
L3.1.1 Air Umpan Boiler	122
L3.1.2 Penyediaan Air Untuk Steam	123
L3.1.3 Air Pendingin	125
L3.2 Listrik	127
L3.2.1 Listrik Perkantoran	127
L3.2.2 Listrik Proses	128
L3.2.3 Total Kebutuhan Listrik Utilitas	128
L3.2.4 Total Kebutuhan Listrik Keseluruhan	128
L3.3 Bahan Bakar	129
L3.3.1 Kebutuhan Solar Untuk Boiler	129
L3.3.2 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator Listrik	129
LAMPIRAN 4	131
PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS	131
L4.1. Mixing Tank/Reaktor Dehidrasi (R-101)	131
L4.2. Tangki penyimpanan <i>Glycerol</i> (T-101)	144
L4.3. Alat Penukar Panas/ <i>Cooler</i> (CL-101)	151
L4.4. Alat Transfer/ Pompa (P-101)	156
L4.5. Kolom Destilasi (DC-101)	162
LAMPIRAN 5	170
ANALISIS EKONOMI	170
L5.1 Ketetapan – Ketetapan yang di Ambil	170

L5.2	Metode Penaksiran Harga	171
L5.3	Daftar Harga Peralatan	172
L5.3.1	Harga Peralatan Utama.....	174
L5.3.2	Harga Peralatan Penunjang.....	176
L5.4	Daftar Gaji.....	180
L5.5	Perhitungan Total Modal Investasi (TCI)	184
L5.5.1	Modal Tetap (<i>Fixed Capital Investment / FCI</i>)	184
L5.5.2	Modal Kerja (<i>Working Capital Investment / WCI</i>).....	186
L5.6	Struktur Permodalan	187
L5.7	Angsuran Pokok dan Bunga Bank	187
L5.8	Biaya Bahan Baku	188
L5.10	Hasil Penjualan Produk.....	189
L5.11	<i>Salvage Value</i>	189
L5.12	Depresiasi	190
L5.13.	193
	Tabel Hasil Perhitungan Biaya Produksi Total (TPC).....	193
L5.14	Break Even Point (BEP).....	207
L5.15	Laba Rugi dan Pajak.....	208
L5.16	Minimum Payback Period (MPP).....	211
L5.17	Internal Rate of Return (IRR).....	212
L5.18	Kelayakan Proyek	214

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Lokasi Pabrik8

Gambar 2. 1 Blok Flow Diagram Patent Suppes et al. (2011) 12

Gambar 2. 2 Blok Flow Diagram Patent Ding et al (2013) 13

Gambar 3. 1 Diagram Blok Proses Produksi Propylene Glycol..... 19

Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Massa 20

Gambar 3. 3 Diagram Alir Kuantitatif Energi..... 21

Gambar 3. 4 Sistem Kontrol Pada R-101..... 23

Gambar 3. 5 Sistem Kontrol Pada R-102..... 24

Gambar 3.6 Block Flow Diagram Proses Pengolahan Air 27

Gambar 3.7 Tata Letak Alat 39

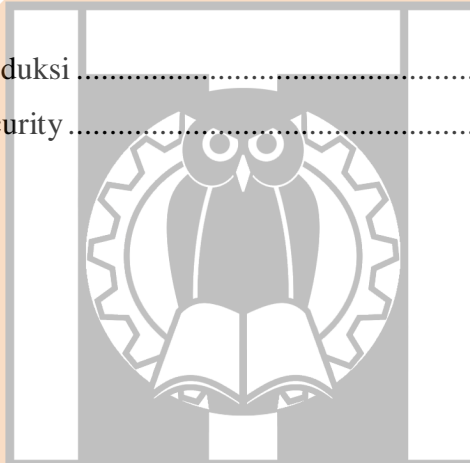
Gambar 3.8 Tata Letak Pabrik..... 41

Gambar 6. 1 Struktur Kepengurusan Perusahaan..... 69

Gambar 6. 2 Struktur Organisasi 72

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Produsen Propylene Glycol di Dunia.....	3
Tabel 1. 2 Konsumsi Propylene Glycol di Indonesia.....	3
Tabel 1. 3 Persentase dan Perkembangan Impor Propylene Glycol.....	4
Tabel 1. 4 Persentase dan Perkembangan Ekspor Propylene Glycol.....	4
Tabel 1. 5 Selisih Antara Penawaran dan Permintaan pada Tahun 2026.....	5
Tabel 1. 6 Produsen Propylene Glycol Luar Negeri.....	6
Tabel 1. 7 Daftar Perusahaan Penghasil Gliserol di Indonesia.....	8
Tabel 1. 8 Pabrik Pengguna Propylene Glycol di Indonesia.....	9
Tabel 2. 1 Ringkasan Seleksi Proses.....	14
Tabel 6. 1 Jadwal Kerja Shift Produksi.....	77
Tabel 6. 2 Jadwal Kerja Shift Security.....	78



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Jumlah penduduk yang terus meningkat berdampak pada penggunaan bahan kimia, hal ini menyebabkan meningkatnya kebutuhan industri akan bahan kimia. Bahan kimia yang digunakan dari tahun ketahun terus mengalami peningkatan baik dari segi konsumsi maupun kualitas. Menyebabkan dibutuhkannya pabrik bahan kimia yang dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri dengan kualitas yang sama seperti dari negara lain sehingga kegiatan impor dapat berkurang. Bahan kimia yang termasuk ke dalam kategori semakin meningkat kebutuhannya dari tahun ke tahun saat ini salah satunya *Propylene Glycol*.

Propylene Glycol atau (1,2 Propilen Glikol, 1,2-Propranediol atau 1,2-dihydroxypropane) merupakan senyawa organik yang banyak digunakan untuk pelarut obat, humektan pada makanan, dan sebagai pelembab di obat, kosmetik dan produk tembakau.

Propylene Glycol (PG) sering digunakan sebagai:

- Pembawa dalam minyak wangi
- Antibeku pada sistem air minum musim dingin
- Pendingin pada sistem pendinginan
- Komposisi utama dalam stik deodorant.

Propylene Glycol mengandung monopropilen glikol yang dapat digunakan sebagai pelarut penting pada senyawa aromatik dalam indutri konsetrat perasa, dan juga dapat menghasilkan konsentrat perasa dengan kualitas yang sangat baik disertai dengan biaya yang rendah (Hunstman, 2006). *Propylene Glycol* juga banyak digunakan di industri farmasi dan kosmetika dengan fungsi sebagai humektan yang ditambahkan untuk meningkatkan kelembaban kulit dan rambut. *Propylene Glycol* juga merupakan bahan kimia yang memiliki sifat toksisitas yang rendah, serta formulasi yang baik, sehingga di tahun di tahun 1982 *Propylene Glycol* ditetapkan sebagai bahan baku yang aman digunakan oleh Administrasi Makanan dan Obat Amerika Serikat. Kegunaan lain dari *Propylene Glycol* adalah sebagai pengawet makanan dan antimikroba, juga dapat difungsikan sebagai pelarut bahan organik karena bersifat larut dalam air.

Insitutit Teknologi Indonesia

Fungsi dan kegunaan dari *Propylene Glycol* sangat banyak, hal ini membuat kebutuhan akan *Propylene Glycol* mengalami peningkatan dari tahun ketahun, diperkirakan akan meningkat sekitar 4% setiap tahunnya, dan kebutuhan untuk industri dalam negeri masih mengandalkan impor, menyebabkan harga *Propylene Glycol* menjadi cukup tinggi di Indonesia. Sehingga pembuatan pabrik propilen glikol sangat dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sebagai bahan baku pada industri farmasi, kosmetik dan makanan, serta menurunkan harga propilen glikol di Indonesia dapat menurun.

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik yang dihimpun pada tahun 2019 sampai 2021 konsumsi *Propylene Glycol* memiliki persentase pertumbuhan rata-rata sebesar 0,81%. Hampir mendekati 1% dimana artinya kebutuhannya cukup banyak dan lebih baik jika dapat dipenuhi secara mandiri oleh Indonesia. Hal ini menjadi daya dorong untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang selama ini masih dilakukan impor dari luar negeri.

Propylene Glycol dapat dibuat dari *Gliserol*, Bahan baku *Gliserol* sendiri tersedia di Indonesia sehingga tidak memerlukan impor bahan baku. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik dari tahun 2018 hingga 2021 ekspor *Gliserol* terus mengalami peningkatan dengan persentase 14%. Sehingga pembangunan pabrik *Propilen Glikol* yang berbahan baku *Gliserol* dapat dilakukan.

Mengingat fungsi dari *Propylene Glycol* yang beragam dan cukup dibutuhkan di Indonesia, serta belum ada perusahaan yang memproduksi *Propylene Glycol* karena di tahun sebelumnya penggunaan *Propylene Glycol* belum terlalu banyak dibutuhkan sehingga belum ada perusahaan yang memproduksi *Propylene Glycol*, karena terkendala hasil produk yang memiliki nilai jual lebih tinggi di Indonesia dibandingkan *Propylene Glycol* impor dari luar negeri serta faktor eksternal lain seperti (IRR, BEP) yang tidak memenuhi kriteria. Pabrik *Propylene Glycol* ini dapat menjadi industri baru yang baik untuk dijalankan.

1.2 Data Analisis Pasar

Dalam perencanaan suatu pabrik, selain ketersediaan bahan baku yang murah dan mudah, perlu juga diperhatikan perkembangan pasar dari barang yang akan di produksi, dalam hal ini *Propylene Glycol*. Oleh karena itu perlu analisa pasar yang meliputi data produksi, data konsumsi, data impor dan data ekspor.

1.2.1 Data Produksi

Indonesia belum memiliki pabrik yang memproduksi *Propylene Glycol*, hal ini disebabkan karena pada tahun-tahun sebelumnya penggunaan *Propylene Glycol* tidak sebanyak 5 tahun terakhir dan dengan berkembangnya beberapa sektor industri khususnya kosmetik dan skincare yang dimana perkembangannya pesat pada lima tahun terakhir sehingga meningkatkan penggunaan *Propylene Glycol*.

Beberapa pabrik yang telah memproduksi *Propylene Glycol* semuanya berada di luar negeri salah satunya PT BASF dan Dow Chemical. Data kapasitas beberapa industri tersebut dapat dilihat pada table 1.1

Tabel 1. 1 Produsen Propylene Glycol di Dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	BASF	Ludwighshafen, Jerman	80000
2	Dow Chemical	Texas, US	435000

1.2.2 Data Konsumsi

Data konsumsi *Propylene Glycol* di Indonesia diambil dari data sekunder yang merupakan data konsumsi *Propylene Glycol* dari perusahaan-perusahaan kosmetik terbesar yang ada di Indonesia mencapai rata-rata 38.915,8 Ton/Tahun selama tahun 2018-2022 (BPS,2022). Perkembangan konsumsi *Propylene Glycol* mengalami peningkatan sebesar 0,81% dari tahun 2018-2022, hal ini menunjukkan bahwa Indonesia masih membutuhkan *Propylene Glycol* cukup banyak. Data *Propylene Glycol* di Indonesia tersebut dapat dilihat dari Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Konsumsi Propylene Glycol di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)	% Pertumbuhan
2018	39317.5	N/A
2019	36777.1	-0.0646
2020	38645.2	0.0508
2021	39389.5	0.0193
2022	40449.9	0.0269

Rata-Rata % Pertumbuhan	0.0081
-------------------------	--------

Sumber: www.BPS.go.id

1.2.3 Data Impor

Meningkatnya kebutuhan *Propylene Glycol* di Indonesia tidak selarasa dengan ketersediaan *Propylene Glycol* memadai, menyebabkan ketidakseimbangan antara kebutuhan dan ketersediaan *Propylene Glycol*. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) 2018-2022, Indonesia melakukan impor *Propylene Glycol* rata-rata sebesar 38.706,6 Ton/Tahun untuk mememuhi kebutuhan dalam negeri. Perkembangan impor *Propylene Glycol* dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Persentase dan Perkembangan Impor Propylene Glycol

Tahun	Impor (Ton/Tahun)	% Pertumbuhan
2018	39,023.80	N/A
2019	36,547.54	-0.0635
2020	38,536.02	0.0544
2021	39,273.93	0.0191
2022	40,151.94	0.0224
Rata-Rata % Pertumbuhan		0.0081

Sumber: www.BPS.go.id

1.2.4 Data Ekspor

Ekspor *Propylene Glycol* berasal dari sisa konsumsi di dalam negeri serta permintaan pasar luar negeri. Pasar ekspor di Indonesia mengarah ke wilayah Asia maupun Eropa. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) 2018-2022 rata-rata ekspor Indonesia sebesar 209,2 Ton/Tahun dan mengalami pertumbuhan dengan persentase 22,32%.Tahun. Perkembangan ekspor di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.4

Tabel 1. 4 Persentase dan Perkembangan Ekspor Propylene Glycol

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	% Pertumbuhan
2018	293.7	N/A
2019	229.5	-0.2186
2020	109.2	-0.5243

2021	115.6	0.0588
2022	297.9	1.5769
Rata-Rata % Pertumbuhan		0.2232

Sumber: www,BPS.go.id

1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik merupakan hal yang harus diperhatikan dalam merancang suatu pabrik, karena mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis. Dari data diatas dapat dilakukan perhitungan peluang pasar *Propylene Glycol* pada tahun 2026, yaitu:

Tabel 1. 5 Selisih Antara Penawaran dan Permintaan pada Tahun 2026

Tahun	Demand (Ton/Tahun)		Supply (Ton/Tahun)	
	Ekspor	Konsumsi	Impor	Produksi
2023	364,41	40.481,40	40.477,76	0
2024	445,76	41.251,97	40.806,21	
2025	545,26	41.682,60	41.137,34	
2026	666,97	42.138,12	41.471,15	
Total		42.805,09		
Selisih			1.333,93	

Peluang pasar untuk tahun 2026 diperoleh dari permintaan (konsumsi+ekspor) yang berlebih untuk kesetimbangan antara penawaran (produksi+impor) dan permintaan, dengan kata lain selisih antara permintaan dan penawaran. Pada table 1.5 memperlihatkan adanya peluang pasar untuk tahun 2026 sebesar 1.333,26 Ton/Tahun,

Penentuan kapasitas ini juga mempertimbangkan kapasitas ekonomis pabrik yang telah ada. Data ini digunakan dengan asumsi bahwa kapasitas terpasang merupakan kapasitas yang memiliki nilai ekonomis dan tidak rugi. Artinya adalah kapasitas existing yang sudah berjalan telah melalui kajian kelayakan dan jika sudah beroperasi, maka kapasitas tersebut dianggap menguntungkan. Data kapasitas Produksi existing dunia disajikan pada tabel 1.6

Tabel 1. 6 Produsen Propylene Glycol Luar Negeri

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Arch Chemical	Bredeburg, US	35000
2	Asahi Denka	Sodegaura, Jeoang	33000
3	Asahi Glass	Kashima, Jepang	42000
4	BASF	Ludwigshafen, Jerman	80000
5	CNOOC / Shell Petrochemicals	Huizhou, Cina	60000
6	Dow Chemical	Texas, US	435000
7	Huntsman	Texas, US	65000
8	Ineos Olefins	Cologne, Jerman	100000
9	Lyondell	Belanda	410000
10	Nihon Oxirane	Sodegaura Jepang	90000
11	Repsol YPF	Puertollano, Spanyol	87000
12	SKC Chemicals	Ulsan, Korea Selatan	65000
13	Seraya Chemicals	Pulau Seraya, Singapura	50000

Perhitungan ekonomis dalam hal ini adalah kelayakan produksi yang dapat memebriskan keuntungan secara ekonomi terutama dalam hal kapasitas minimal produksi. Secara detaul analisis kelayakan pabrik akan dibahas dalam BAB 6. Namuns ebagai bahan awal penentuan kapasitas produksi, maka data produksi beberapa produsen *Propylene Glycol* yang telah ada dapat dijakian sebagai gambaran kapasitas minimum.

Dengan mempertimbangkan perkembangan konsumsi dan kapasitas produk ekonomis, maka dirancang pendirian pabrik *Propylene Glycol* tahun 2026 dengan kapasitas 50.000 ton/tahun. Kapasitas tersebut diharapkan:

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sekaligus mengurangi ketergantungan impor.
2. Dapat memberikan kesempatan ketersediaan bahan baku bagi berbagai industri yang menggunakan *Propylene Glycol*.
3. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar, karena berkurangnya impor dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain.
4. Dapat menambah devisa negara yang cukup besar, karena dilakukannya ekspor *Propylene Glycol* ke luar negeri.

1.4 Penentuan Lokasi

Aspek terpenting dalam merancang pabrik adalah menetapkan lokasi pabrik. Lokasi pabrik sangat berpengaruh pada kelangsungan pabrik, meliputi keberhasilan dan kelancaran hasil industri. Secara umum, pabrik harus berlokasi di dekat pemasok bahan baku, sumber air, dan akses yang memadai. Penentuan lokasi pabrik yang kurang baik akan menimbulkan beberapa masalah, seperti jika akses kurang memadai maka jalan alur bahan baku yang kurang baik akan menyebabkan adanya penambahan biaya dari mulai perpindahan bahan baku, produk, informasi dan peralatan.

Pemilihan lokasi pabrik memiliki banyak aspek yang harus dipertimbangkan. Pemilihan lokasi pabrik dalam praktiknya memiliki kesamaan dari satu pabrik dan pabrik lain, tergantung pada jenis pabrik dan produk yang akan di produksi. Lokasi pasar, pemasok bahan baku, tenaga kerja, listrik, air, ketersediaan transportasi, sikap masyarakat dan undang-undang pemerintah daerah mempengaruhi lokasi suatu pabrik.

Hasil dari mempelajari faktor yang mempengaruhi lokasi pabrik, maka ditentukan pabrik *Propylene Glycol* akan direncanakan berlokasi di Asem Rowo, Kec. Asem Rowo, Surabaya, Jawa Timur. Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Lokasi Pabrik

Pemilihan pabrik dan lokasi pabrik ini berlandaskan dari kriteria atau faktor-faktor yang ada. Berikut merupakan factor-faktor yang digunakan dalam mendirikan dan menentukan pembuatan pabrik Propilen Glikol, meliputi:

1.4.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

1. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik Propilen Glikol yang akan dibangun berasal dari gliserol. Gliserol yang digunakan merupakan hasil samping dari pembuatan biodiesel. Dimana propinsi Jawa Timur merupakan provinsi penghasil Biodiesel terbesar di Indonesia, bahan baku yang digunakan dapat diperoleh dari beberapa pabrik, sebagai berikut:

Tabel 1. 7 Daftar Perusahaan Penghasil Gliserol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT Sinar Oleochemical Int	Medan	12.250
2	PT Flora Sawita	Medan	5.400
3	PT Cisadane Raya Chemical	Tangerang	5.500
4	PT Sumi Asih	Bekasi	3.500
5	PT Sayap Mas Utama	Bekasi	4.000
6	PT Bukit Perak	Semarang	1.440
7	PT Wing Surya	Surabaya	3.500
8	PT Unilever	Surabaya	8.450

2. Lokasi Berkenaan dengan Pasar

Pabrik *Propylene Glycol* ini didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan pada industri kosmetik dan farmasi, serta sejenisnya yang membutuhkan *Propylene Glycol* di Indonesia. Industri yang membutuhkan *Propylene Glycol* di Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1. 8 Pabrik Pengguna Propylene Glycol di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi
PT Paragon Technology and Innovation	Tangerang, Banten
PT Kao Indonesia	Karawang, Jawa Barat
PT Unilever Tbk	Bekasi, Jawa Barat
PT Gloria Origita Cosmetics	Bogor, Jawa Barat
PT Bina Karya Prima	Bekasi, Jawa Barat

3. Fasilitas transportasi

Sarana dan prasana cukup dekat, yakni dekat dengan jalan utama dimana mempermudah transportasi untuk keperluan impor alat-alat industri dan pengiriman produk ke wilayah lain. Lingkungan

4. Ketersediaan Utilitas

Sarana penunjang meliputi kebutuhan air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air sebagai air proses, air sanitasi, air kantor dan air umpan panas yang dapat dipenuhi dengan menggunakan sumber air sungai, bahan bahan yang digunakan adalah solar, dan listrik menggunakan jasa PLN. Sumber air yang digunakan berasal dari Waduk Hitam Morokrembangan yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik.

1.4.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

1. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang terampil mutlak dibutuhkan untuk mendukung keberhasilan suatu pabrik / perusahaan. Tenaga kerja diperoleh dari lingkungan masyarakat sekitar lokasi pabrik, sehingga dengan demikian pendirian pabrik dapat membuka lapangan kerja baru. Jumlah tenaga kerja akan menyesuaikan dengan kebutuhan dan keterampilan yang disyaratkan oleh perusahaan.

2. Ketersediaan tanah yang cocok

Pendirian pabrik juga perlu memperhatikan sarana dan prasarana yang sudah tersedia di kawasan industri. Tanah yang cocok merupakan hal yang perlu diperhatikan. Asem Rowo , Surabaya, Jawa Timur memiliki tanah yang baik, bukan daerah dengan rawan erosi atau tanah longsor.

3. Dampak Lingkungan

Lingkungan di Asem Rowo , Surabaya, Jawa Timur merupakan lingkungan yang baik. Perusahaan kawasan industri menyediakan fasilitas utama, antara lain instalasi pengolahan air baku, instalasi pengolahan air limbah, saluran drainase, instalasi penerangan jalan, dan jaringan jalan. Dengan konsep pengelolaan lingkungan yang terpusat, diharapkan dapat meminimalisir dampak negatif yang ditimbulkan oleh aktivitas industri terkait kerusakan lingkungan. Berdasarkan kondisi inilah, industri baru *Propylene Glycol* akan dikelola limbahnya dengan baik untuk menciptakan lingkungan industri yang baik pula.

4. Iklim

Daerah Asem Rowo , Surabaya, Jawa Timur mempunyai iklim tropis dengan suhu rata-rata 24-32°C dengan rata-rata *humidity* sebesar 68%.



BAB II

TEKNOLOGI BIOPROSES

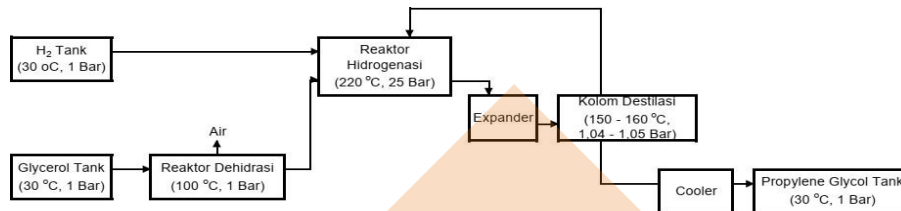
2.1 Teknologi yang Tersedia

Terdapat beberapa teknologi yang diterapkan proses pembuatan propilen glikol dari bahan baku gliserol. Secara umum pembuatan propilen glikol dari gliserol dikenal dengan hidrogenolisis gliserol. Proses hidrogenolisis merupakan salah satu reaksi kimia katalitik dimana akan memecahkan ikatan antara karbon ataupun ikatan antara karbon dan oksigen secara simultan ditambahkan hidrogen dengan meningkatkan tekanan dan temperature. Proses hidrogenolisis menggunakan katalis heterogen berupa logam aktif seperti platine (Pt), perak (Ag), tembaga (Cu). Dibandingkan kedua logam, katalis yang paling sering digunakan yaitu katalis berbasis tembaga karena kekuatan membelah ikatan karbon dan oksigen. Katalis berbasis tembaga biasanya menggunakan penyangga seperti Al_2O_3 (Alumina Oksida), Cr_2O_3 (kromium oksida) SiO_2 . (Paningo, 2022).

2.1.1 Metode menghasilkan alkohol lebih rendah dari gliserol

Proses pertama yaitu metode menghasilkan alcohol lebih rendah dari gliserol berdasarkan *United State Patent 2011*, Suppes et al. Proses pembentukan *Propylene Glycol* dilakukan dalam 3 tahapan utama, yaitu reaksi Dehidrasi (pelepasan air), reaksi Hidrogenasi dan pemurnian produk. Bahan baku gliserol yang digunakan berasal dari produk samping proses produksi biodiesel dengan konsentrasi 40-85 % karena adanya pengotor seperti garam yang mengandung natrium, klorin, belerang dan fosfor. Hidrogenasi adalah suatu reaksi kimia yang melibatkan adisi atau penambahan molekul hidrogen pada suatu molekul. Biasanya reaksi hidrogenasi ini terjadi pada molekul-molekul yang memiliki ikatan rangkap yang tidak jenuh seperti alkena ataupun alkuna. Reaksi dehidrasi didefinisikan sebagai reaksi yang melibatkan pelepasan air dari molekul yang bereaksi. Kondisi operasi pada Reaktor Dehidrasi (R – 101) yaitu dengan suhu $100\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 Bar dengan bantuan katalis asam Sulfat (H_2SO_4). Pada proses Hidrogenasi kondisi operasi yaitu dengan suhu $220\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 250. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah 1 jam dengan secara kontinyu dengan nilai konversi reaktor sebesar 80%, sehingga terdapat bahan baku *Glycerol* (propane-1,2,3-triol) dan gas Hidrogen yang tidak bereaksi dan akan dikembalikan (*Recycle*) menuju unit

Reaktor Hidrogenasi. Produk yang dihasilkan dari proses Hidrogenasi masih mengandung kontaminan bahan baku *Glycerol* (propane-1,2,3-triol) dan gas Hidrogen yang tidak bereaksi, maka dari itu produk yang dihasilkan harus dimurnikan lebih lanjut dengan menggunakan unit kolom destilasi. (United States of America Patent No. US 7, 943,805 B2, 2011)



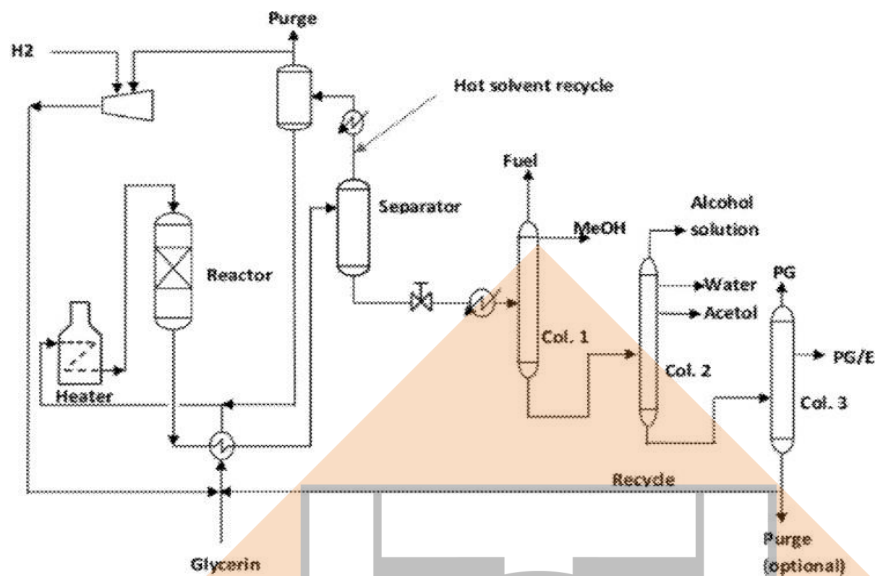
Gambar 2. 1 Blok Flow Diagram Patent Suppes et al. (2011)

2.1.2 Proses untuk Mengkonversi Gliserin ke dalam Propilen Glikol

Proses kedua yaitu proses mengkonversi gliserin ke dalam propilen glikol berdasarkan *United State Patent 2013*, Ding et al. Suatu aspek dari penemuan diarahkan ke suatu proses untuk mengubah gliserin menjadi propilen glikol yang terdiri dari langkah-langkah memanaskan campuran umpan yang terdiri dari gliserin, hidrogen dan metanol dalam pemanas reaktan, melewati campuran umpan yang dipanaskan ke reaktor; memisahkan efflu reaktor masuk ke aliran fase uap dan aliran fase cair, mengembungkan aliran fase uap menjadi cairan yang terkondensasi, mendaur ulang cairan kental ke reaktor, dan penyulingan aliran fase cair untuk mendapatkan propilen glikol yang dimurnikan. Bahan baku gliserol yang digunakan berasal dari produk samping proses produksi biodiesel dengan konsentrasi 40-85 % karena adanya pengotor seperti garam yang mengandung natrium, klorin, belerang dan fosfor.

Pada proses ini campuran umpan yang terdiri dari hidrogen, gliserin dan metanol dipanaskan sebelum dimasukkan ke dalam reaktor. Prosesnya menggunakan suhu 150-240 °C, dengan tekanan 2-8 MPa (20-80 atm) dengan konversi 70%. Selanjutnya efluen dipisahkan ke dalam *vapor phase stream*, keluaran berupa gas H₂ akan diumpankan kembali sedangkan campuran Propilen glikol, asetol, metanol dan air akan dipisahkan dengan cara pemisahan dengan kolom destilasi dengan tiga kali proses destilasi atau disebut dengan destilasi

bertingkat. Katalis yang digunakan berupa logam atau oksida logam. (United State of America Patent No. US 8,394,99 B2, 2013)



Gambar 2. 2 Blok Flow Diagram Patent Ding et al (2013)

2.1.3 Produksi Propilen Glikol dari Gliserin

Proses yang ketiga yaitu produksi propilen glikol dari gliserin berdasarkan patent *United State Patent 2013*, Rabello et al. Propilen glikol yang dibuat dari gliserin yang sudah dimurnikan. Penemuan ini menjelaskan suatu proses untuk produksi propilen glikol dari gliserol, transformasi gliserol murni menjadi propilen glikol dilakukan dengan cara dari reaksi hidrogenolisis, dalam fase cair, di mana dua tahap reaksi berlangsung secara bersamaan dan dalam satu dan reaktor yang sama di bawah kondisi tertentu suhu dan tekanan, dan efluen dari reaktor dibawa ke tahapan proses selanjutnya yang terdiri dari pemisahan dan pemurnian. Bahan baku gliserol yang digunakan berasal dari produk samping proses produksi biodiesel dengan konsentrasi 40-85 % karena adanya pengotor seperti garam yang mengandung natrium, klorin, belerang dan fosfor. Sehingga sebelum penggunaan gliserol sebagai bahan baku perlu dilakukan proses pemurnian terlebih dahulu untuk mendapatkan bahan baku dengan konsentrasi >90%. Proses yang paling umum digunakan untuk pemurnian tahap adalah distilasi fraksional vakum.

Metode produksi propilen glikol dari gliserol menurut klaim paten ini bekerja dalam reaktor metanasi menggunakan katalis berbasis nikel yang didukung pada alumina, beroperasi pada kisaran suhu antara 160 °C – 260 °C, pada tekanan dalam kisaran dari 5 kgf/cm sampai 50 kgf/cm (4.9 bar – 49 bar).

Dalam reaktor dimasukkan tambahan metana yang kemudian akan dikeluarkan dalam bentuk metana dari reaktor untuk diumpankan kembali. Gas daur ulang dialirkan ke reaktor metanasi, untuk mengubah pengotor CO dan CO yang ada dalam hydrogen mendaur ulang aliran menjadi metana, untuk daur ulang selanjutnya ke reaktor, meminimalkan efek penonaktifan katalis dan mempertahankan konversi gliserol di atas 95% dan selektivitas propilen glikol di atas 90%. Efluen dari reaktor dialirkan ke bagian untuk pemisahan dan pemurnian, setelah produk akhir diperoleh dengan kemurnian tinggi dan kandungan pengotor yang rendah. (United States Patent Patent No. US 8,492,597 B2, 2013)

2.2 Seleksi Proses

Berdasarkan ini merupakan tabel ringkasan seleksi proses beberapa patent

Tabel 2. 1 Ringkasan Seleksi Proses

	Proses 1	Proses 2	Proses 3
Status teknologi			
Bahan baku <i>(bahannya apa, bukan sumbernya dari mana)</i>	Gliserol	Gliserol	Gliserol
Reaksi Kimia	Reaksi Dehidrasi Reaksi Hidrogenasi	Reaksi Dehidrasi Reaksi Hidrogenasi	Reaksi Dehidrasi Reaksi Hidrogenasi
Katalis <i>(Tuliskan namanya)</i>	H ₂ SO ₄	Katalis logam atau oksida logam	Katalis berbasis tembaga
Limbah			
Senyawa	H ₂ O	Metanol, H ₂ O	H ₂ O
Jenis <i>(B3, Karsinogenik, tidak berbahaya, dll)</i>	Tidak Berbahaya	Senyawa beracun	Tidak Berbahaya
Recycle/Reuse <i>(Jawab dengan Ya atau Tidak)</i>	Ya	Ya	Ya
Kondisi Operasi			

Vessel/Reaktor bertekanan tinggi (Isi dengan Ya (X bar) atau Tidak (X bar). Jika ada lebih dari satu vessel/reaktor, pilih yang tekanannya lebih tinggi)	220°C	240°C	260°C
Vessel/Reaktor bertemperatur tinggi (Isi dengan Ya (X °C) atau Tidak (X °C). Jika ada lebih dari satu vessel/reaktor, pilih yang temperaturnya lebih tinggi)	25 bar	81,06 bar	49 bar

2.2.1 Efisiensi Proses

Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah gliserol. Bahan ini merupakan produk yang berasal dari hasil samping pembuatan *Biodiesel*. Berdasarkan data, jumlah gliserol memadai untuk memenuhi proses produksi propilen glikol dari bahan baku gliserol di Indonesia. Pada paten *United State Patent 2013*, Ding et al dan *United State Patent 2013*, Rabello et al bahan baku yang akan digunakan dilakukan proses pemurnian terlebih dahulu sebelum dijadikan sebagai bahan baku utama dalam proses pembuatan propilen glikol Teknologi yang digunakan dalam proses produksi propilen glikol dari gliserol berdasarkan *United State Patent 2011*, Suppes et al. lebih sederhana jika dibandingkan dengan 2 metode lain karena tidak ada proses pemurnian awal bahan baku. Nilai konversi paten *United State Patent 2011*, Suppes et al adalah sebesar 80%, sedangkan tidak dijelaskan konversi reactor pada paten *United State Patent 2013*, Rabello et al dan konversi reactor pada paten *United State Patent 2013*, Ding et al yaitu sebesar 70%.

2.2.2 Keamanan Teknologi

Berdasarkan perbandingan 3 patent diatas, keamanan teknologi dalam proses produksi propilen glikol dari gliserol berdasarkan *United State Patent 2011*, Suppes et al. lebih baik dikarenakan untuk patent ini menggunakan suhu dan tekanan yang paling

rendah dengan hasil samping berupa H₂O yang tidak berbahaya bagi lingkungan dan bahan baku gliserol yang digunakan tidak termasuk dalam kategori sebagai bahan berbahaya. Jika dibandingkan dengan patent *United State Patent 2013*, Ding et al dan *United State Patent 2013*, Rabello et al yang menghasilkan hasil samping berupa metanol yang masuk kategori zat beracun.

2.2.3 Biaya

Berdasarkan perbandingan 3 patent diatas, biaya yang digunakan dalam proses produksi propilen glikol dari gliserol berdasarkan *United State Patent 2011*, Suppes et al. lebih sedikit jika dibandingkan dengan paten *United State Patent 2013*, Ding et al dan *United State Patent 2013*, Rabello et al karena paten ini tidak membutuhkan *pre-treatment* awal untuk bahan baku yang digunakan sehingga ada tambahan biaya proses pemurnian bahan baku. Untuk paten *United State Patent 2011*, Suppes et al menggunakan bahan baku gliserol produk samping proses produksi biodiesel dengan konsentrasi 40-85 % tanpa adanya proses *pre-treatment* berupa proses pemurnian. Selain itu dengan pertimbangan tidak adanya hasil samping zat berbahaya maka tidak diperlukan proses pengolahan limbah secara khusus sehingga tidak ada tambahan utilitas pengolahan limbah yang akan menambah biaya dalam proses produksi.

Berdasarkan perbandingan proses pada tabel 2.1, peninjauan efisiensi proses, keamanan proses dan biaya proses beberapa patent maka ditetapkan teknologi proses produksi propilen glikol dari gliserol yang digunakan adalah *United State Patent 2011*, Suppes et al.

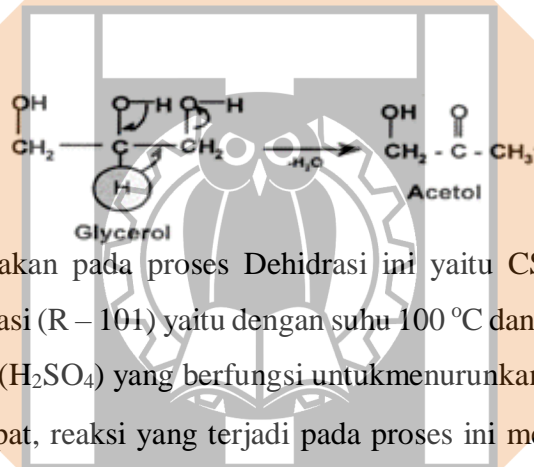
BAB III

RANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

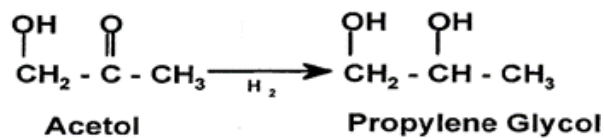
3.1.1 Deskripsi Proses

Proses pembentukan *Propylene Glycol* dilakukan dalam 3 tahapan utama, terdiri dari reaksi Dehidrasi (pelepasan air), reaksi Hidrogenasi dan terakhir pemurnian produk. Pada proses Pra-rancangan Pabrik *Propylene Glycol* ditahapan pertama adalah bahan baku *Glycerol* (propane-1,2,3-triol) yang disimpan pada tangki penyimpanan (T-101) dialirkan menuju unit reaktor Dehidrasi (R-101) dengan menggunakan regulator valve agar terjadi reaksi dehidrasi untuk menghasilkan *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaktor yang digunakan pada proses Dehidrasi ini yaitu CSTR dengan kondisi operasi pada Reaktor Dehidrasi (R – 101) yaitu dengan suhu $100\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 Bar dengan bantuan katalis asam Sulfat (H_2SO_4) yang berfungsi untuk menurunkan energi aktivasi agar reaksi berlangsung lebih cepat, reaksi yang terjadi pada proses ini memakan waktu 1 jam secara kontinyu. Pada kondisi operasi tersebut reaksi yang terjadi akan menghasilkan uap air (H_2O) dan *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) yang masih berada dibawah titik didihnya sehingga fasa yang keluar dari Reaktor Dehidrasi (R-101) adalah cair. Uap air yang dihasilkan akan dikondensasi.

Kemudian dilanjutkan dengan proses hidrogenasi pada reaktor hidrogenasi. Pada proses hidrogenasi *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) yang dihasilkan dari proses sebelumnya (dehidrasi) pada unit R-101 akan direaksikan dengan gas Hidrogen untuk membentuk produk *Propylene Glycol* pada unit Reaktor Hidrogenasi (R-102) dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut:

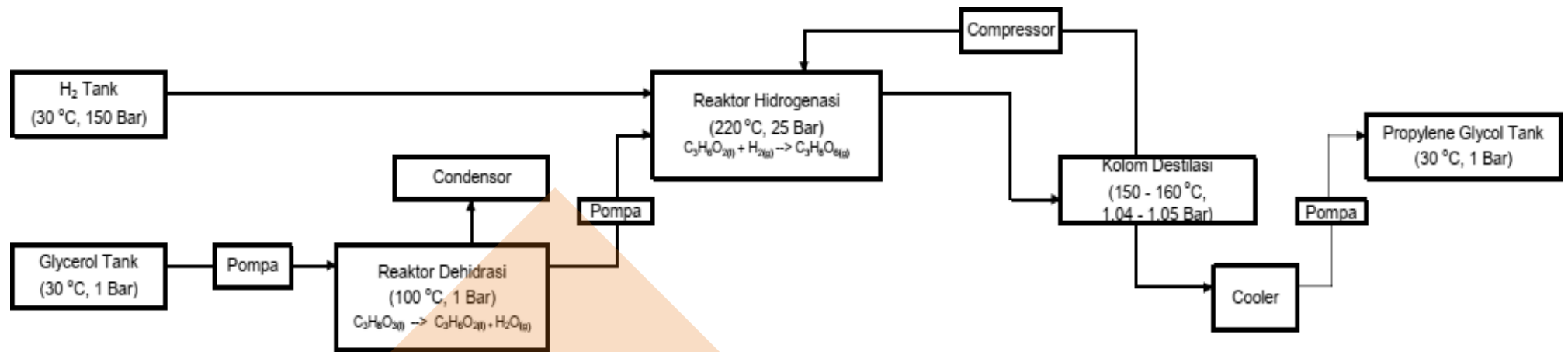


Dimana bahan baku Hidrogen (H₂) dalam tangki (R-102) pada kondisi gas pada suhu 30°C dan tekanan 150 bar dalirkan ke dalam Reaktor Hidrogenasi (R-102) menggunakan regulator valve, kemudian direaksikan dengan *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) di dalam Reaktor Hidrogenasi (R-102). Reaktor yang digunakan pada proses ini yaitu reaktor *fluidized bed* dengan kondisi operasi yaitu suhu 220 °C dan tekanan 25 Bar. Waktu reaksi yang terjadi pada proses ini adalah 1 jam, secara kontinyu dengan nilai konversi reaktor sebesar 80%, sehingga menghasilkan *Propylene Glycol* dengan fasa gas karena suhunya diatas titik didih dan tersisa pula bahan baku *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) dan gas Hidrogen yang tidak bereaksi yang kemudian akan dikembalikan (*Recycle*) menuju unit Reaktor Hidrogenasi (R-101).

Produk yang dihasilkan dari proses Hidrogenasi pada unit Reaktor (R-102) masih mengandung kontaminan *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) dan gas Hidrogen yang tidak bereaksi, produk yang dihasilkan *Propylene Glycol* dalam bentuk gas sehingga harus dimurnikan lebih lanjut dengan menggunakan unit kolom destilasi (DC-101).

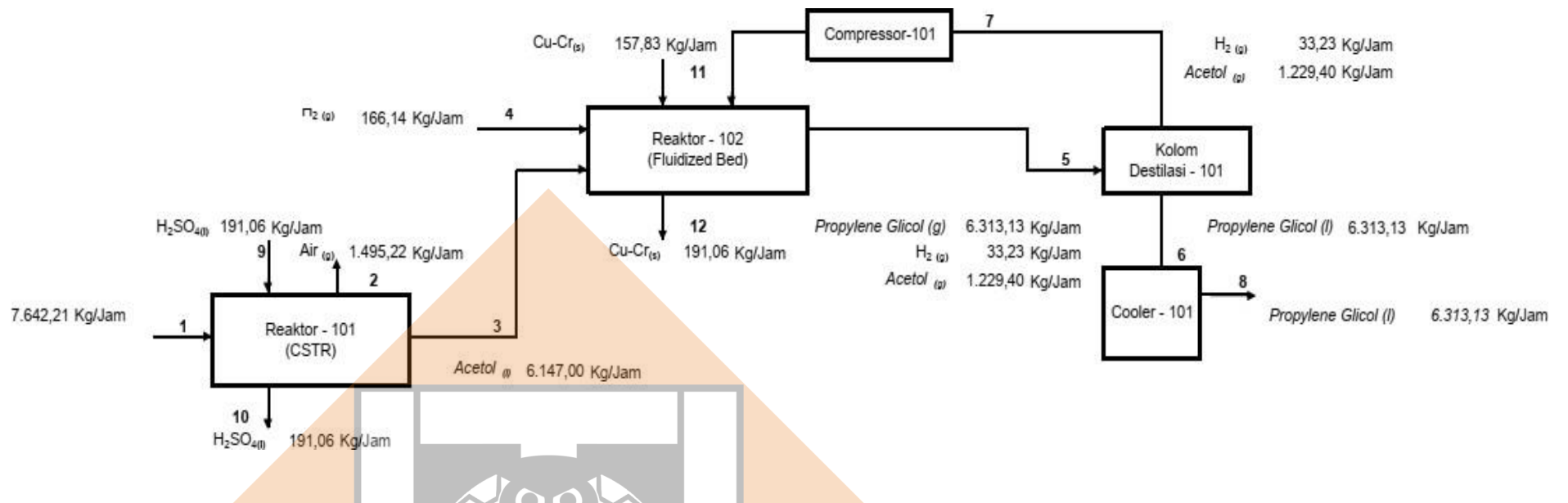
Unit kolom destilasi yang digunakan pada proses ini tersusun dari 25 tray dengan aliran *feed* pada tray ke-6 dengan kondisi operasi pada kolom destilasi ini sekitar 150 – 160 °C dengan tekanan 1,04 – 1,05 Bar. Pada proses ini *Propylene Glycol* yang masih mengandung pengotor akan dari Reaktor (R-102) dialirkan menggunakan regulator valve dan melewati *reducing valve* untuk menurunkan tekanan ke bagian bawah kolom destilasi dengan kemurnian >99%, sementara *Acetol* (1-Hydroxypropan-2-one) dan gas Hidrogen yang menjadi pengotor akan dialirkan pada bagian atas kolom destilasi dan kemudian dikembalikan (*recycle*) menuju unit Reaktor Hidrogenasi (R-102) untuk dilakukan proses reaksi kembali. Keluaran propylene glycol dari kolom destilasi kemudian didinginkan menggunakan cooler (CL-101) sebelum dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan.

3.1.2 Diagram Alir Proses



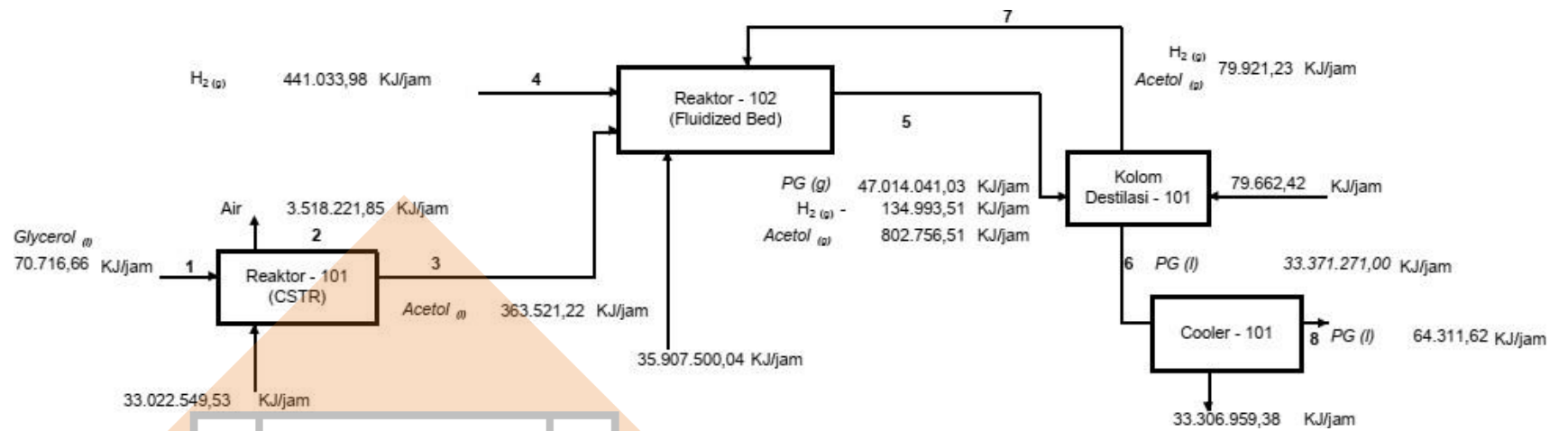
Gambar 3. 1 Diagram Blok Proses Produksi Propylene Glycol

3.1.3 Diagram Alir Kuantitatif Massa



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Massa

3.1.4 Diagram Alir Kuantitatif Energi



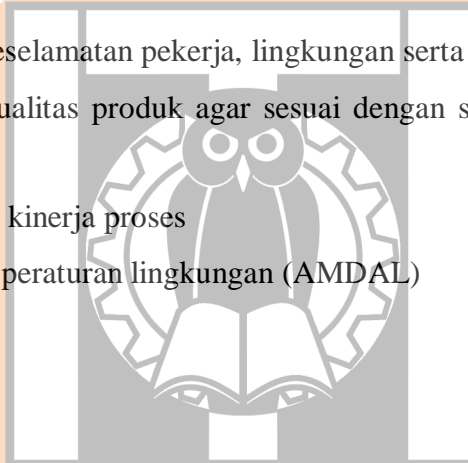
Gambar 3. 3 Diagram Alir Kuantitatif Energi

3.1.5 Sistem Pengendalian Alat Utama

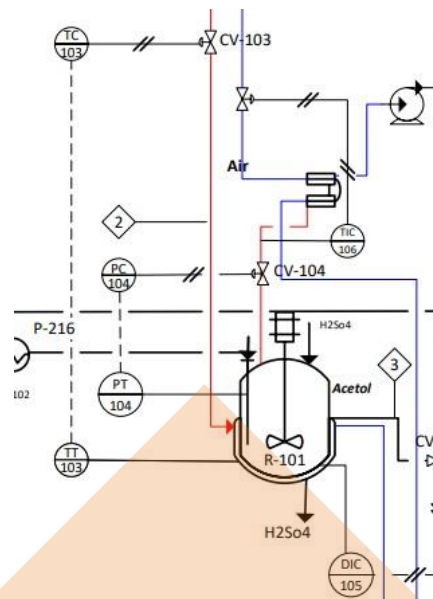
Pengendalian bertujuan untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan pada nilai yang diinginkan (*set point*). Alat utama pada perancangan pabrik *Propylene Glycol* adalah reaktor Dehidrasi (R-101) dan Reaktor Hidrogenasi (R-102).

Dalam pengoperasiannya, pabrik ini dapat mengalami gangguan (*disturbance*) dari lingkungan eksternal. Oleh karena itu, selama beroperasi pabrik harus selalu dipertimbangkan aspek keamanan dan keselamatan, kualitas produk, keteknikan, keekonomisan, dan kondisi sosial agar pengaruh perubahan-perubahan eksternal tersebut tidak terlalu signifikan dan tidak menurunkan kualitas produk nantinya. Tujuan dari pengendalian proses pada pra rancangan pabrik *Propylene Glycol* adalah sebagai berikut :

1. Menjaga keselamatan pekerja, lingkungan serta peralatan
2. Menjaga kualitas produk agar sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan
3. Memonitor kinerja proses
4. Memenuhi peraturan lingkungan (AMDAL)



3.1.5.1 Reaktor Dehidrasi (R-101)



Gambar 3. 4 Sistem Kontrol Pada R-101

Reaksi pembentukan monomer *Propylene Glycol* terjadi di dalam R-101, dimana pada reaktor ini terjadi pelepasan molekul air (H_2O) sehingga merubah bahan baku *Glycerol* menjadi *Acetol*.

Reaksi berlangsung pada suhu $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 1 atm selama 60 menit, reaksi bersifat *endotermis* sehingga selama reaksi berlangsung, suhu reaksi harus dijaga pada kondisi operasi untuk mencapai konversi yang diinginkan. Oleh karena itu variabel-variabel yang mempengaruhi proses harus dapat dikendalikan sedemikian rupa agar sesuai dengan nilai atau keadaan yang diinginkan.

Temperatur kondisi operasi R-101 harus dijaga pada suhu $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan atmosferik agar reaksi Dehidrasi *Glycerol* berlangsung optimal. Temperatur dijaga dengan menggunakan *Temperature Controller*. Apabila temperatur di dalam reaktor tidak sesuai set poin maka kontroler akan mengirim

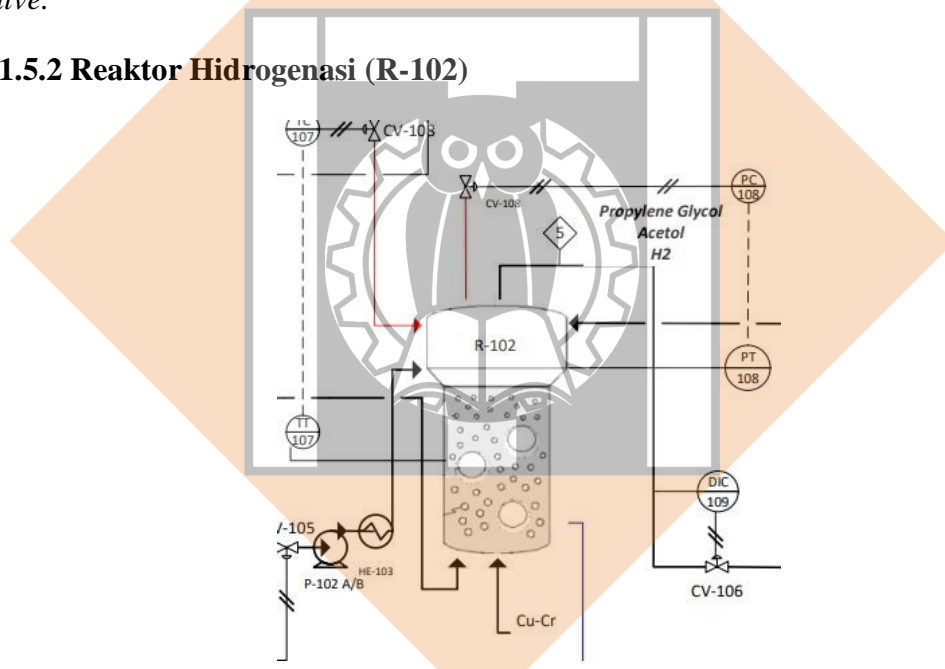
sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve* aliran *steam* pada R-101.

Sementara tekanan harus dijaga menggunakan *Pressure Controller*. Apabila tekanan di dalam reaktor meningkat/melebihi set poin maka kontroler akan mengirim sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve*.

Pada bagian *overhead steam* unit R-101 adalah untuk mengeluarkan uap air yang dihasilkan dan selanjutnya aliran ini menuju unit *Scrubber*.

Acetol yang terbentuk dari R-101 harus dikontrol dan dijaga densitasnya, oleh sebab itu pada keluaran R-101 harus dijaga menggunakan *Density Controller*, Apabila densitas di dalam reaktor tidak sesuai set poin maka kontroler akan mengirim sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve*.

3.1.5.2 Reaktor Hidrogenasi (R-102)



Gambar 3. 5 Sistem Kontrol Pada R-102

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (R-102) atau reaktor Hidrogenasi memiliki kondisi operasi suhu 220 °C dengan tekanan 25 Bar selama 1 jam. Reaksi bersifat *endotermis* sehingga selama reaksi berlangsung, suhu reaksi harus dijaga pada kondisi operasi untuk mencapai konversi yang diinginkan.

Oleh karena itu variabel-variabel yang mempengaruhi proses harus dapat dikendalikan sedemikian rupa agar sesuai dengan nilai atau keadaan yang diinginkan.

Proses pada reaktor Hidrogenasi ini bertujuan untuk merubah *Acetol* yang terbentuk dari proses sebelumnya menjadi produk *Propylene Glycol*. Pada Pra-rancangan pabrik *Propylene Glycol* ini produk yang dihasilkan *Propylene Glycol* dengan *yield* sebesar 81%.

Temperatur kondisi operasi R-102 harus dijaga pada suhu 220 °C agar reaksi hidrogenasi pembentukan *Propylene Glycol* berlangsung optimal. Temperatur dijaga dengan menggunakan *Temperature Controller*. Apabila temperatur di dalam reaktor tidak sesuai set poin maka kontroler akan mengirim sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve* aliran *steam* pada R-102.

Sementara itu tekanan harus dijaga pada kondisi 25 Bar menggunakan *Pressure Controller*. Apabila tekanan di dalam reaktor tidak sesuai set poin maka kontroler akan mengirim sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve*.

Polimer *Propylene Glycol* yang terbentuk dari R-102 harus dikontrol dan dijaga densitasnya, oleh sebab itu pada keluaran R-102 harus dijaga menggunakan *Density Controller*, Apabila densitas di dalam reaktor tidak sesuai set poin maka kontroler akan mengirim sinyal menuju *Transmitter* untuk mengatur bukaan *valve*.

3.1.6 Kebutuhan Utilitas

Utilitas merupakan bagian penting dalam suatu kegiatan operasional sebuah pabrik yang bertujuan untuk membantu kelancaran proses unit produksi. Utilitas yang dibutuhkan oleh pabrik *Propylene Glycol* yaitu air, listrik, dan bahan bakar.

Dalam hal ini utilitas pabrik *Propylene Glycol* dibagi menjadi beberapa unit yaitu sebagai berikut :

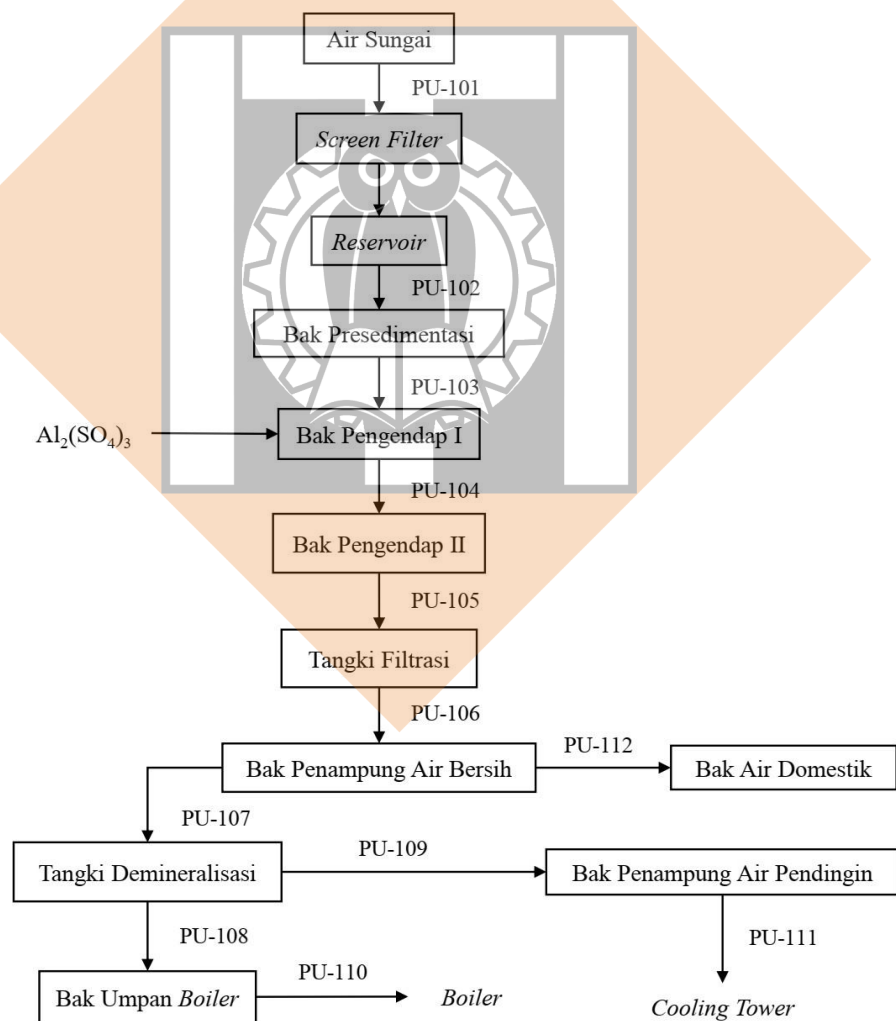
1. Unit Penyedia Air

Air yang digunakan adalah air yang berasal dari sumber air sungai kawasan industri yang telah melalui serangkaian proses pengolahan air, sehingga air tersebut bisa langsung dialirkan menuju bak penampung air bersih.

Kebutuhan air pada pabrik *Propylene Glycol* dibagi menjadi 3 (tiga) bagian, yaitu :

- a. Air umpan boiler
- b. Air pendingin
- c. Air domestik

Skema proses pengolahan air bersih dari badan sungai adalah sebagai berikut :



Gambar 3.6 Block Flow Diagram Proses Pengolahan Air

Keterangan :

PU-101 : Pompa Utilitas 1

PU-102 : Pompa Utilitas 2

PU-103 : Pompa Utilitas 3

PU-104 : Pompa Utilitas 4

PU-105 : Pompa Utilitas 5

PU-106 : Pompa Utilitas 6

PU-107 : Pompa Utilitas 7

PU-108 : Pompa Utilitas 8

PU-109 : Pompa Utilitas 9

PU-110 : Pompa Utilitas 10

PU-111 : Pompa Utilitas 11

PU-112 : Pompa Utilitas 12

Total kebutuhan air :

Tabel 3.1 Total Kebutuhan Air

No	Kebutuhan Air	Start Up (kg/jam)	Kontinyu (kg/jam)
1	Air umpan <i>boiler</i>	32.061,28	-
2	<i>Make up boiler</i>	-	3.206
3	Air pendingin (30 °C)	291.673,97	-
4	<i>Make up cooling tower</i>	-	12.483,65
5	Air domestik	669,93	669,3
6	Air proses	-	-

Total	324.405,18	16.359,70
--------------	-------------------	------------------

Volume air bersih yang diperlukan pada saat operasi kontinyu adalah :

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{\text{Laju alir massa air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{16.359,70 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 16,43 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan 10% maka jumlah air yang harus disediakan :

$$\begin{aligned} &= 16,43 \times 1,1 \\ &= 18,07 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 17.995,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan konversi 95% pada masing – masing Bak Reservoir, Bak Pengendap I, Bak Pengendap II, dan Tangki Filtrasi maka jumlah air sungai yang diolah ialah :

$$\begin{aligned} &= 18,07 / (0,95^4) \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 22,19 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 29.545,74 \text{ kg/jam} \\ &= 5.858,11 \text{ gallon/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Peralatan Unit Pengolahan Air

1. *Scren Filter*

- Fungsi : Untuk menyaring kotoran-kotoran yang besar seperti sampah, ranting pohon, plastik dan segala sampah lainnya
- Ukuran Screen : 3 m x 3 m
- Ukuran lubang : 1 cm x 1 cm

Insitutit Teknologi Indonesia

Bahan kontruksi : Besi Tulang

2. Bak Reservoir

Fungsi : Untuk menampung air sungai yang keluar dari penyaringan

Bentuk : Empat persegi panjang

Bahan kontruksi : Beton

Waktu tinggal : 12 jam

Volume air : 226,28 m³

Faktor Keamanan : 20%

Jumlah bak : 1 buah

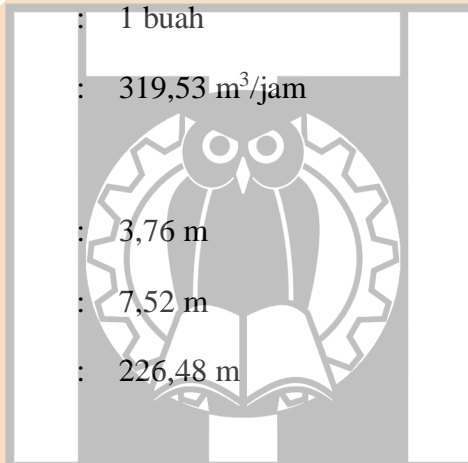
Volume tiap bak : 319,53 m³/jam

Dimensi Bak

Tinggi : 3,76 m

Lebar : 7,52 m

Panjang : 226,48 m



3. Bak Presedimentasi

Fungsi : Untuk mengendapkan kotoran-kotoran dalam air sungai yang lolos *screen*

Bentuk : Empat persegi panjang

Bahan kontruksi : Beton

Waktu tinggal : 2 jam

Volume air : 59,35 m³

Faktor Keamanan : 20%

Insitutit Teknologi Indonesia

Jumlah bak	:	1 buah
Volume tiap bak	:	53,26 m ³ /jam
Dimensi Bak		
Tinggi	:	2,07 m
Lebar	:	4,14 m
Panjang	:	6,21 m

4. Bak Pengendap I

Fungsi	:	Untuk mengikat partikel-partikel padat yang ada di dalam air sungai dengan penambahan koagulan Al ₂ (SO ₄) ₃ / Bak Koagulasi dan
--------	---	--

Bentuk	:	Flokulasi Empat persegi panjang
Bahan kontruksi	:	Beton
Waktu tinggal	:	40 menit
Volume air	:	14,05 m ³
Faktor Keamanan	:	20%
Jumlah bak	:	1 buah
Volume tiap bak	:	16,86 m ³
Dimensi Bak		
Tinggi	:	1,41 m
Lebar	:	2,82 m
Panjang	:	4,23 m
Kebutuhan Alumunium		
Kadar	:	60 mg/liter

Jumlah : 1,26 kg/jam = 30,36 kg/hari

5. Bak Pengendap II

Fungsi : Untuk tempat mengendapkan kotoran yang lebih halus lagi partikelnya

Bentuk : Empat persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton

Waktu tinggal : 4 jam

Volume air : 80,11 m³

Faktor Keamanan : 20%

Jumlah bak : 1 buah

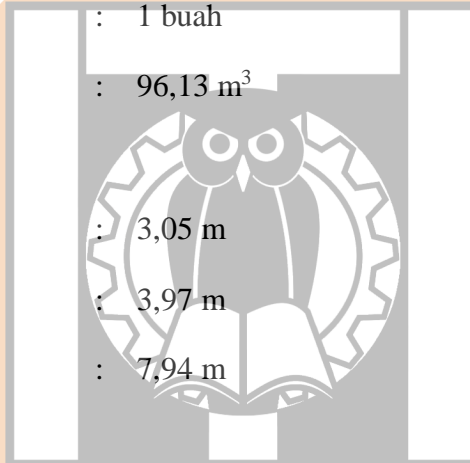
Volume tiap bak : 96,13 m³

Dimensi Bak

Tinggi : 3,05 m

Lebar : 3,97 m

Panjang : 7,94 m



6. Tangki Filtrasi

Fungsi : Untuk menghilangkan material tersuspensi di dalam air baku

Media : Pasir dengan ukuran 20-35 mesh, 6-10 mesh dan kerikil ukuran 1/4 sampai 1/8 mesh

Bentuk : Tangki silinder tegak

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Volume air : 19,02 m³/jam

Insitutit Teknologi Indonesia

Kecepatan filtrasi	: 83,77 gpm/ft ²
Luas penampang	: 3,35 ft ²
Volume tiap bak	: 1 buah
Diameter permukaan	2,13 m
Tinggi Pasir	: 15,00 inch
Tinggi Kerikil	: 30,00 inch
Tinggi tangki	: 1,60 m (faktor keamanan 40%)

7. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi	: Untuk menampung air bersih setelah filtrasi
Bentuk	: Empat persegi panjang
Bahan kontruksi	: Beton
Waktu tinggal	: 1 jam
Volume air	: 18,07 m ³
Faktor Keamanan	: 20%
Jumlah bak	: 1 buah
Volume tiap bak	: 21,69 m ³
Dimensi Bak	
Tinggi	: 1,53 m
Lebar	: 3,07 m
Panjang	: 4,60 m

8. Tangki Demineralisasi

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air dengan menggunakan resin penukar ion
- Bentuk : Tangki silinder tegak
- Bahan kontruksi : *Stainless Steel SA-167 grade 11 tipe 316*
- Jenis Resin : *Mixed cation and strong base anion*
- Volume air : 22,19 m³/jam
- Kecepatan resin : 10 m/jam
- Tinggi bed minimum : 1,20 m
- Tinggi bed terpasang : 2,00 m
- Luas penampang tangki : $A = Q/V = 2,04 \text{ m}^2$
- Waktu tinggal air : 15 menit
- Volume total tangki : 9,99 m³
- Tinggi tangki total : 4,50 m
- Diameter tangki : 1,41 m

9. Bak Umpan Boiler

- Fungsi : Menampung air untuk *feed boiler*
- Bentuk : Empat persegi panjang
- Bahan kontruksi : Beton
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume air : 32,20 m³
- Faktor Keamanan : 20%
- Jumlah bak : 1 buah

Insitutit Teknologi Indonesia

Volume tiap bak : 38,64 m³

Dimensi Bak

Tinggi : 1,86 m

Lebar : 3,72 m

Panjang : 5,58 m

10. Bak Umpan Air Pendingin

Fungsi : Menampung air yang akan digunakan di alat pendingin

Bentuk : Empat persegi panjang

Bahan kontruksi : Beton

Waktu tinggal : 1 jam

Volume air : 292,94 m³

Faktor Keamanan : 20%

Jumlah bak : 1 buah

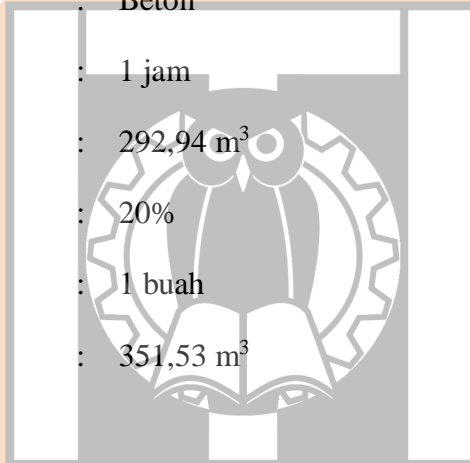
Volume tiap bak : 351,53 m³

Dimensi Bak

Tinggi : 3,88 m

Lebar : 7,77 m

Panjang : 11,65 m



11. Bak Penampung Air Pendingin

Fungsi : Menampung air pendingin yang keluar dari alat pendingin

Bentuk : Empat persegi panjang

Insitutit Teknologi Indonesia

Bahan kontruksi	: Beton
Waktu tinggal	: 1 jam
Volume air	: 292,94 m ³
Faktor Keamanan	: 20%
Jumlah bak	: 1 buah
Volume tiap bak	: 351,53 m ³
Dimensi Bak	
Tinggi	: 3,88 m
Lebar	: 7,77 m
Panjang	: 11,65 m

12. Bak Penampung Air Domestik

Fungsi	: Menampung air domestik
Bentuk	: Empat persegi panjang
Bahan kontruksi	: Beton
Waktu tinggal	: 24 jam
Volume air	: 16,15 m ³
Faktor Keamanan	: 20%
Jumlah bak	: 1 buah
Volume tiap bak	: 19,38 m ³ /jam
Dimensi Bak	
Tinggi	: 1,48 m
Lebar	: 2,96 m
Panjang	: 4,43 m

2. Unit Penyedia Listrik

Secara garis besar, penyediaan listrik dalam pabrik dapat dibagi menjadi dua, yaitu :

1. Listrik untuk penggerak motor
 - a. Peralatan proses
 - b. Peralatan Utilitas
2. Peralatan penunjang
 - a. Peralatan bengkel

Dalam suatu pabrik diperlukan fasilitas pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.

- b. Instrumentasi

Alat-alat instrumentasi yang digunakan berupa alat-alat kontrol dan alat-alat pendeteksi.

- c. Penerangan lampu jalan, pendingin ruangan dan perkantoran

Alat-alat penerangan yang dibutuhkan untuk pabrik, kantor dan lingkungan sekitar pabrik. Dibutuhkan pendingin ruangan untuk kantor dan laboratorium perlu diberikan.

- d. Selain itu peralatan kantor seperti komputer, intercom, pengeras suara dan lainnya.

Tabel 3.2 Total Kebutuhan Listrik

No	Jenis Penggunaan	Daya (Hp/jam)
1	Listrik untuk peralatan penunjang	88,18
2	Listrik untuk peralatan proses	53,50
3	Listrik untuk utilitas	7,82
Total		102,50

Total kebutuhan listrik	=	149,50	HP/jam
Biaya listrik tidak terduga (10 %)	=	164,46	HP/jam
Maka daya listrik total	=	122,63	KW/jam
Listrik yang berasal dari PLN sebesar	=	122,63	KWH

3. Unit Penyedia Bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah Solar yang digunakan untuk :

- *Generator*
- *Boiler*

Tabel 3.3 Total Kebutuhan Solar untuk Bahan Bakar

No	Jenis Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
1	Generator dan <i>Boiler</i>	45.748,61
	Total	45.748,61

3.2 Tata Letak Alat

Penyusunan letak alat yang optimum dapat memberikan suatu dampak terhadap jalannya pengoperasian pabrik yang efisien, mengoptimalkan penggunaan area produksi, dan meminimalkan biaya konstruksi. Tata letak alat proses ini sangat erat hubungannya dengan perencanaan bangunan pabrik dan bertujuan agar :

1. Alur proses produksi berjalan lancar dan efisien
2. Karyawan dapat bekerja dengan leluasa, aman, selamat dan nyaman

Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu :

1. Tata Letak Produk atau Garis (*Product Lay Out / Line Lay Out*)

Yaitu susunan mesin / peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses kontinyu.

2. Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process / Functional Lay Out*)

Yaitu susunan mesin / peralatan berdasarkan fungsi yang sama pada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

3. Tata Letak Kelompok (*Group Lay Out*)

Yaitu kombinasi dari *Line Lay Out* dan *Functional Lay Out* . Biasanya digunakan oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Pabrik *Propylene Glycol* yang akan didirikan ini dalam penyusunan tata letak alat prosesnya menggunakan Tata Letak Produk atau Garis (*Product Lay Out / Line Lay Out*). Kontruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses akan sangat diperhatikan. Faktor – faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses adalah :

1. Pertimbangan Ekonomis

Biaya kontruksi dioptimalkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat – alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan / campuran, akibatnya akan mengurangi biaya variabel.

2. Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasan bergerak pada para pekerjadalam melaksanakan aktivitas produksi.

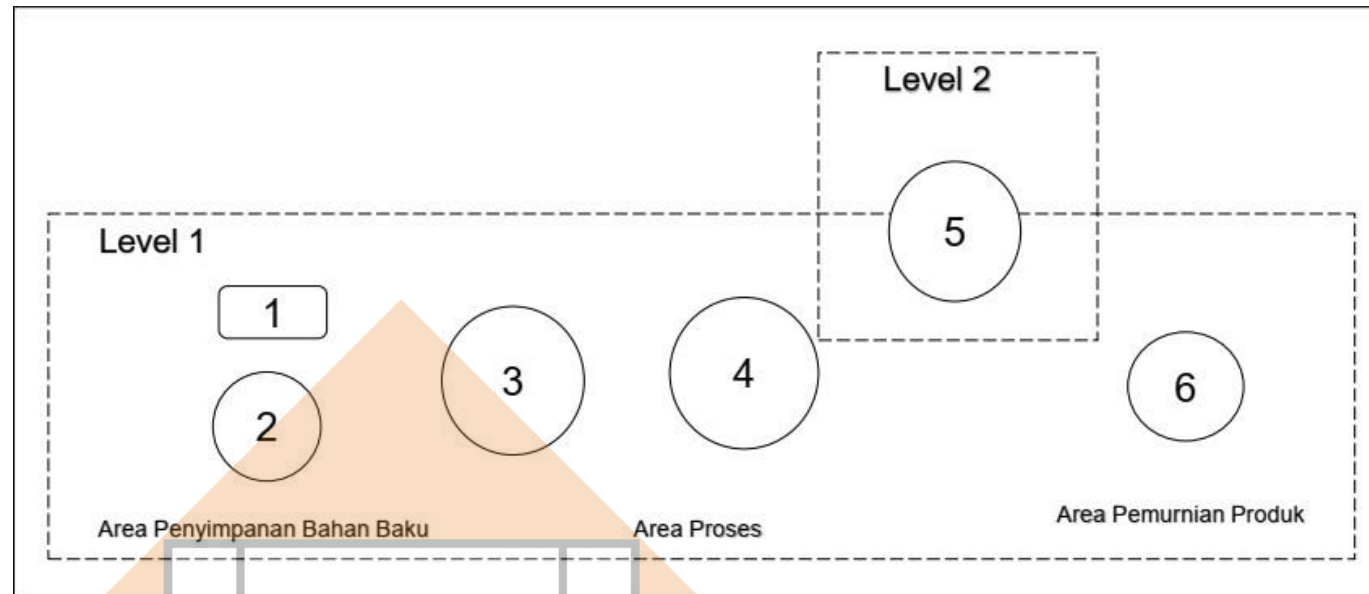
3. Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat – alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

4. Keamanan

Pada alat – alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu

keluar cadangan atau pintu darurat, sehingga memudahkan untuk menyelamatkan diri jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.



Keterangan :

1. Tangki Penyimpanan gas H_2 (T-102)
2. Tangki Penyimpanan *Glycerol* (T-101)
3. Reaktor Dehidrasi (R CSTR-101)
4. Reaktor Hidrogenasi (R CSTR-102)
5. Kolom Destilasi (D-101)
6. Tangki Penyimpanan Produk *Propylene Glycol* (T-103)

Gambar 3.7 Tata Letak Alat

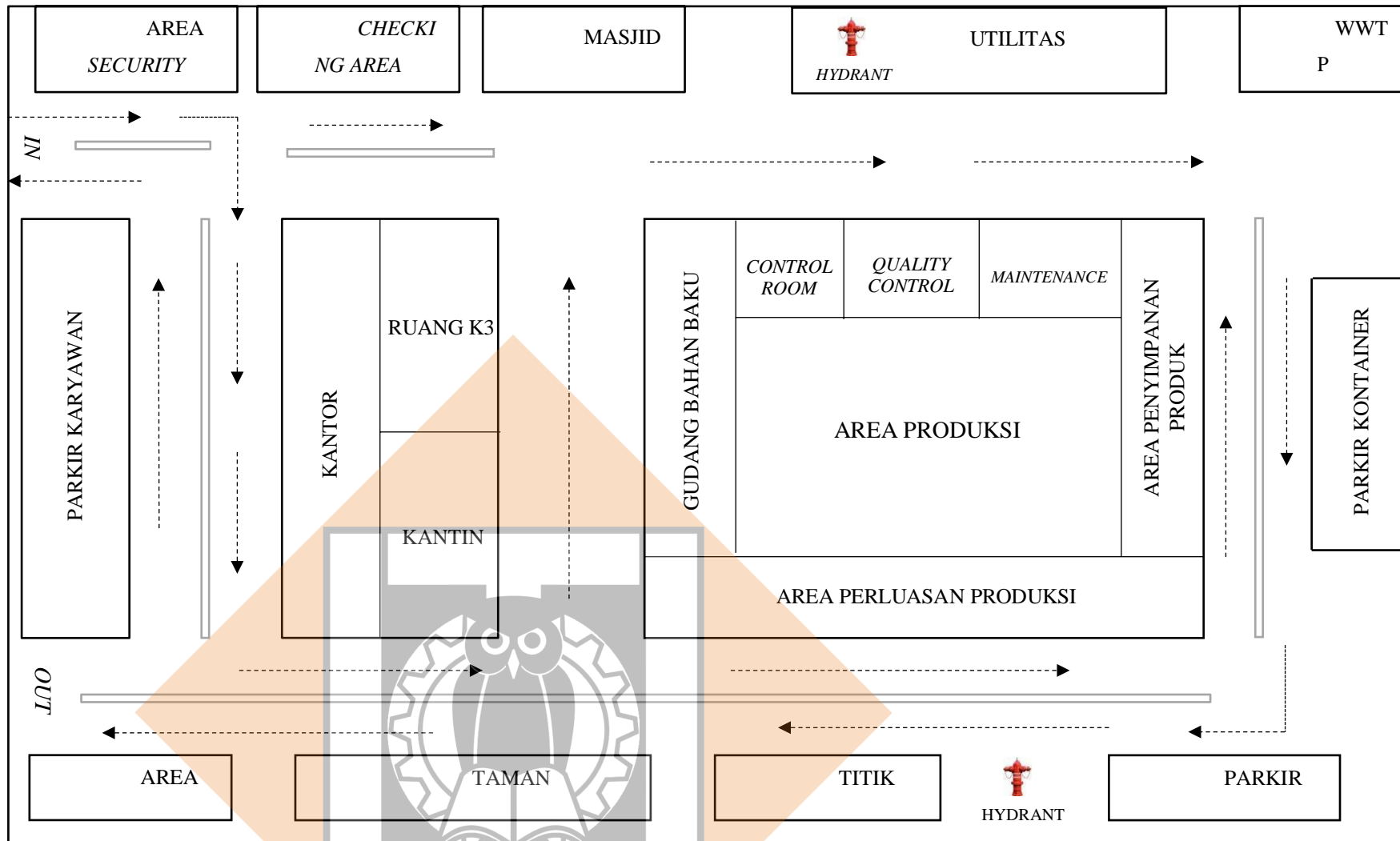
3.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang perlu diperhatikan. Tata letak pabrik mengatur susunan letak bangunan untuk area proses, area perlengkapan, kantor, gudang, utilitas dan fasilitas lainnya guna menjamin kelancaran proses produksi dengan baik dan efisien, serta menjaga keselamatan kerja para karyawannya dan menjaga keamanan dari pabrik tersebut, Jalannya aliran proses dan aktivitas dari para pekerja yang ada, menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan – bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses dapat berjalan dengan efektif, aman dan kontinyu.

Beberapa faktor yang diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik (*plant lay out*) antara lain :

1. Kemudahan dalam operasi dan proses yang disesuaikan dengan kemudahan dalam memelihara peralatan serta pengontrolan hasil produksi
2. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
3. Keselamatan kerja
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa diantara peralatan proses dan peralatan penunjang lainnya
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik
6. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan
7. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis

Berdasarkan faktor diatas, maka pengaturan tata letak pabrik *Propylene Glycol* adalah sebagai berikut :



Gambar 3.8 Tata Letak Pabrik

BAB 4

SPEKIFIKASI PERALATAN

4.1 Peralatan Proses

Peralatan proses pada pabrik *Propylene Glycol* terdiri atas tangki untuk menyimpan bahan baku *Glycerol* dan gas Hidrogen, maupun untuk menyimpan produk *Propylene Glycol* yang dihasilkan. Selain itu terdapat sebuah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dan reaktor Fluidisasi yang keduanya dilengkapi pemanas. Alat penukar panas yang digunakan yaitu Cooler. Alat transfer berupa pompa, Serta terdapat kolom destilasi sebagai unit pemurnian produk. Semua peralatan proses dirancang sesuai kebutuhan. Berikut ini adalah spesifikasi peralatan proses yang digunakan :

4.1.1 *Mixing Tank* (Reaktor)

4.1.1.1 Reaktor Dehidrasi (R-101)

Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi <i>Glycerol</i> menjadi <i>Acetol</i>
Jenis Reaktor	: <i>CSTR</i>
Fasa	: Cair – Cair
Bentuk	: Silinder berbentuk tegak dengan alas dan penutup <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>SS, SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1
Volume Tangki	: 6,06 m ³
Tekanan Operasi	: 1 Bar
Temperatur Operasi	: 100 °C
Waktu tinggal	: 60 Menit
Volume reaktor	: 6,98 m ³
Dimensi	: - Diameter : 63,08 in = 1,64 m - Tinggi : 126,15 in = 3,29 m - Tebal <i>Shell</i> : 0,25 in = 0,0065 m - Tebal <i>Head</i> : 0,25 in = 0,0065 m
Jenis Pengaduk	: <i>Curve turbine 6 blades</i>
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah

Daya Pengaduk : 15,00 HP

4.1.1.2 Reaktor Hidrogenasi (R-102)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *Acetol* dan gas Hidrogen untuk menghasilkan produk *Propylene Glycol*.

Jenis Reaktor : *Fluidized Bed Reactor*

Fasa : Cair - Gas

Bentuk : Silinder berbentuk tegak dengan penutup *Ellipthical Flanged Dish Head*

Bahan : *Plate Steel SA 357*

Jumlah : 1

Kapasitas Tangki : 5,80 m³

Tekanan Operasi : 25 Bar

Temperatur Operasi : 220 °C

Waktu tinggal : 60 menit

Volume reaktor : 6,68 m³

Dimensi : - Diameter : 62,16 in = 1,62 m
- Tinggi : 124,32 in = 3,24 m
- Tebal *Shell* : 0,25 in = 0,0065 m
- Tebal *Head* : 0,25 in = 0,0065 m
- Tinggi Head : 13,37 In
- Tinggi Total : 150,86 In

Tebal Jaket : 5 In

Luas Kulit Reaktor : 22,25 m²

Kecepatan Umpan (*U_o*) : 4,49 cm³/dt

Kecepatan min Fluidisasi (*U_{mf}*) : 0,94 cm³/dt

Jenis Pengaduk : *Curve turbine 6 blades*

Jumlah *Baffle* : 4 buah

Daya Pengaduk : 15,00 HP

4.1.2 Alat Penyimpanan

4.1.2.1 Tangki Penyimpanan *Glycerol* (T-101)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku <i>Glycerol</i>
Fasa	: Cair
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>SS, SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1
Temperatur operasi	: 30 °C
Tekanan operasi	: 1 atm
Lama penyimpanan	: 7 hari
Kapasitas tangki	: 800,61 m ³
D Tangki (OD)	: 8,13 m
D Tangki (ID)	: 8,10 m
Tinggi tangki	: 19,45 m
Tinggi <i>Head</i>	: 2,60 m
Tebal tangki	: 1,13 in
Tebal <i>Head</i>	: 1,13 in

4.1.2.2 Tangki Penyimpanan gas Hidrogen (T-102)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku gas Hidrogen
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>SS, SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	2
Temperatur operasi	: 30 °C
Tekanan operasi	: 150 Bar
Lama penyimpanan	: 3 hari
Kapasitas tangki	: 552,44 m ³
D Tangki (OD)	: 6,10 m
D Tangki (ID)	: 5,97 m
Tinggi tangki	: 17,18 m
Tinggi <i>Head</i>	: 1,37 m
Tebal tangki	: 2,50 in

Tebal *Head* : 2,50 in

4.1.2.3 Tangki Penyimpanan *Propylene Glycol* (T-103)

Fungsi : Untuk menyimpan produk *Propylene Glycol*
Fasa : Cair
Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup *torispherical*
Bahan : *SS, SA 167 Grade 3 Type 304*
Jumlah : 1
Temperatur operasi : 30 °C
Tekanan operasi : 1 Bar
Lama penyimpanan : 7 hari
Kapasitas tangki : 794,41 m³
D Tangki (OD) : 8,13 m
D Tangki (ID) : 8,07 m
Tinggi tangki : 19,40 m
Tinggi *Head* : 2,57 m
Tebal tangki : 1,13 in
Tebal *Head* : 1,13 in

4.1.3 Alat Penukar Panas

4.1.3.1 Cooler (CL-101)

Fungsi : Mendinginkan produk *Propylene Glycol* dari unit kolomdestilasi (DC-101)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas (Q) : 5.658.452,73 kJ/jam

Tipe : *Horizontal cooler*

Bahn : *Stainless Steel SA – 167 Grade 11 tipe 316*

Jumlah : 1

Tekanan operasi : 1 atm

***Shell side* : Fluida panas**

- Laju alir massa : 6.313,13 kg/jam
- Temperatur masuk : 220 °C

Insitutit Teknologi Indonesia

- Temperatur keluar : 30 °C
- Diameter dalam : 36 in = 0,9144 m
- *Baffle cut* : 25 %
- *jH Shell* : 15 *Shell*

Tube Side : Fluida dingin

- Laju alir massa : 5,47 kg/jam
- Temperatur masuk : 30 °C
- Temperatur keluar : 50 °C
- Diameter dalam : 14,28 in
- BWG : 12
- Panjang : 13,12 ft
- *jH Tube* : 50 *Tube*

4.1.4 Alat Pengangkut

4.1.4.1 Pompa 101 (P-101 A/B)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku *Glycerol* menuju Reaktor R-101
- Tipe : *Centrifugal*
- Bahan : *Carbon Steel SA 283, Grade C*
- Tekanan operasi : 1 Bar
- Temperatur operasi : 30 °C

4.1.4.2 Pompa 102 (P-102 A/B)

- Fungsi : Mengalirkan *Acetol* menuju Reaktor R-102
- Tipe : *Centrifugal*
- Bahan : *Carbon Steel SA 283, Grade C*
- Tekanan operasi : 1 Bar
- Temperatur operasi : 30 °C

4.1.4.3 Pompa 103 (P-103 A/B)

- Fungsi : Mengalirkan produk *Propylene Glycol* menuju tangki penyimpanan (T-103)

Tipe : *Centrifugal*
Bahan : *Carbon Steel SA 283, Grade C*
Tekanan operasi : 1 Bar
Temperatur operasi : 30 °C

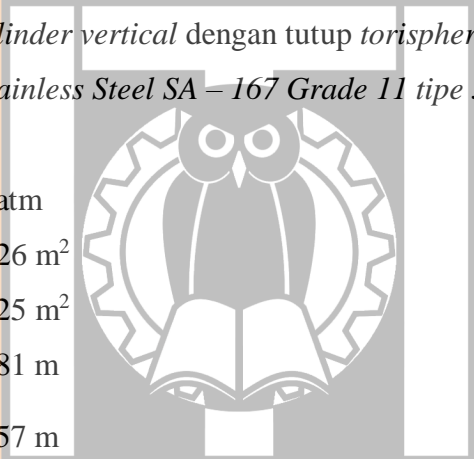
Tabel 4. 1 Spesifikasi Pompa Proses

Kode	Kapasitas (m ³ /jam)	Efisiensi (%)	NPS (in)	Schedule	Daya (HP)	NPSH _A (m)	NPSH _R (m)	Jumlah
P-101	6,67	40	4,00	40,00	1,50	85,75	0,61	2
P-102	6,38	40	3,00	40,00	2,00	101,64	0,61	2
P-103	6,62	40	12,00	40,00	2,00	102,10	0,61	2

4.1.5 Alat Pemurnian

4.1.5.1 Kolom Destilasi 101 (D-101)

Fungsi : Memurnikan Produk *Propylene Glycol*
Tipe : *Silinder vertical* dengan tutup *torispherical*
Bahan : *Stainless Steel SA – 167 Grade 11 tipe 316*
Jumlah : 1
Tekanan operasi : 1 atm
Ac Atas : 0,26 m²
Ac Bawah : 0,25 m²
Diameter dalam : 1.81 m
Dc Atas : 0,57 m
Dc Bawah : 0,56 m
Tinggi kolom : 21,06 m
Tray spacing : 0,60 m
Feed tray : 6
Jumlah plate : 25



4.2 Peralatan Utilitas

Peralatan utilitas merupakan peralatan yang digunakan untuk menyediakan utilitas seperti air, pompa utilitas, listrik dan kebutuhan bahan bakar.

4.2.1 Pompa Utilitas (PU-101 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari badan sungai ke reservoir
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.2 Pompa Utilitas (PU-102 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari Reservoir ke Bak Pre-Sedimentasi
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.3 Pompa Utilitas (PU-103 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari Bak Pre-Sedimentasi ke Bak Pengendapan I
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.4 Pompa Utilitas (PU-104 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari Bak Pengendapan I ke Bak pengendapan II
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304

d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.5 Pompa Utilitas (PU-105 A/B)

a. Fungsi alat : Memompa air dari Bak Pengendapan II ke Tangki Filtrasi

b. Jenis : Pompa sentrifugal

c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304

d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.6 Pompa Utilitas (PU-106 A/B)

a. Fungsi alat : Memompa air dari Tangki Filtrasi ke Bak Penampung Air Bersih

b. Jenis : Pompa sentrifugal

c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304

d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.7 Pompa Utilitas (PU-107 A/B)

a. Fungsi alat : Memompa air dari Bak Penampung Air Bersih ke Tangki Demineralisasi

b. Jenis : Pompa sentrifugal

c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304

d. Harga satuan : Rp 16.441.043

4.2.8 Pompa Utilitas (PU-108 A/B)

a. Fungsi alat : Memompa air dari Tangki Demineralisasi ke Bak Umpan Boiler

b. Jenis : Pompa sentrifugal

- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 11.508.730

4.2.9 Pompa Utilitas (PU-109 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari Tangki Demineralisasi ke Bak Umpan Air Pendingin
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 67.408.275

4.2.10 Pompa Utilitas (PU-110 A/B)

- a. Fungsi alat : Memompa air dari Bak Umpan Boiler ke Boiler
- b. Jenis : Pompa sentrifugal
- c. Bahan/material konstruksi alat : *Stainless Steel*, Type 304
- d. Harga satuan : Rp 16.441.043

BAB V

ASPEK KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN

5.1 Deskripsi Singkat

Dalam Undang-Undang No.1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja, ditetapkan syarat-syarat keselamatan kerja yang harus dipenuhi oleh setiap orang atau badan yang menjalankan usaha, baik formal maupun informal, dimanapun berada dalam Upaya memberikan perlindungan keselamatan dan Kesehatan semua orang yang berada di lingkungan usahanya.

Keselamatan kerja adalah suatu usaha yang mungkin dapat memberikan jaminan kondisi kerja yang aman dan sehat untuk mencegah kecelakaan, cacat dan kematian sebagai akibat dari kecelakaan kerja pada setiap karyawan dan untuk melindungi sumber daya manusia yang ada.

Kesehatan kerja adalah suatu kondisi yang optimal/maksimal dengan menunjukkan keadaan yang baik untuk mendukung terlaksananya suatu kegiatan kerja dalam rangka menyelesaikan proses penyelesaian pekerjaan secara efektif. (Lumbangaol, Tiurma, & Peri, 59-69)

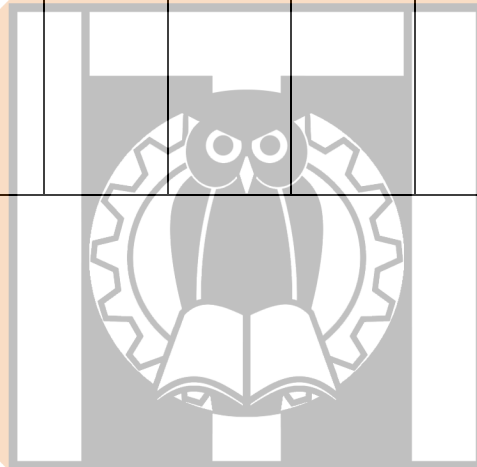
Salah satu faktoryang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha untuk menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain :

1. Meningkatkan spesialisasi keterampilan karyawan dalam menggunakanperalatan secara benar sesuai tugas dan wewenangnya serta mengetahui cara- cara mengatasi kecelakaan kerja.
2. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan, khususnya operator produksi.
3. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin.

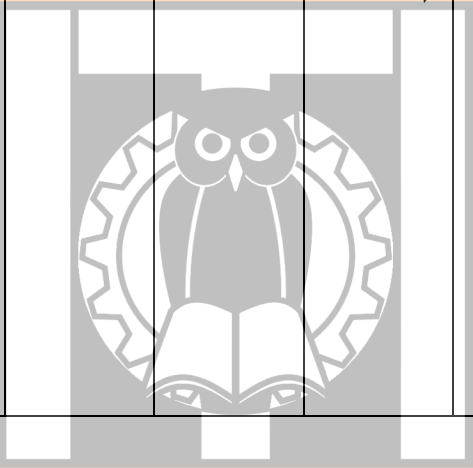
Ada beberapa pertimbangan aspek keselamatan pabrik, pertimbangan aspek keselamatan kerja, serta pertimbangan aspek lingkungan pabrik yang disajikan dalam beberapa tabel berikut ini:

5.2 Pertimbangan Aspek Keselamatan Pabrik

A	Identifikasi hazard bahan kimia yang digunakan pada proses berdasarkan MSDS							Pengelolaan
	Hazard							
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive	
Bahan Baku								
1.Glycerol		↗						<ul style="list-style-type: none"> • Disimpan dalam wadah yang tertutup rapat • Ditempatkan pada tempat yang sejuk dan berventilasi baik • Karyawan yang melakukan kontak dengan bahan baku menggunakan safety google, safety glass dan respirator



2. Hidrogen								<ul style="list-style-type: none"> • Bahan baku ditransport kedalam/keluar tangki penyimpanan dengan menggunakan mobil tangka tertutup dan pompa agar potensi bahaya dapat diminimalisir • Bahan baku disimpan didalam tangka tertutup dan dijauhkan dari proses yang menimbulkan panas • Karyawan yang melakukan kontak dengan bahan baku menggunakan masker, pelindung baju dan kaca mata
Bahan Penunjang								
1. H ₂ SO ₄								<ul style="list-style-type: none"> • Bahan baku ditransport kedalam/keluar tangka penyimpanan dengan menggunakan mobil tangka tertutup dan pompa agar potensi bahaya dapat diminimalisir • Bahan baku disimpan didalam tangki tertutup dan dijauhkan dari proses yang menimbulkan panas



								<ul style="list-style-type: none"> • Karyawan yang melakukan kontak dengan bahan baku menggunakan masker, sarung tangan, pelindung baju dan kaca mata
2. Katalis kromat (Tembaga Kromat)			♂		♂	♂		<ul style="list-style-type: none"> • Disimpan dalam wadah yang tertutup rapat • Ditempatkan pada tempat yang sejuk dan berventilasi baik • Karyawan yang melakukan kontak dengan katalis menggunakan safety google, safety glass dan respirator

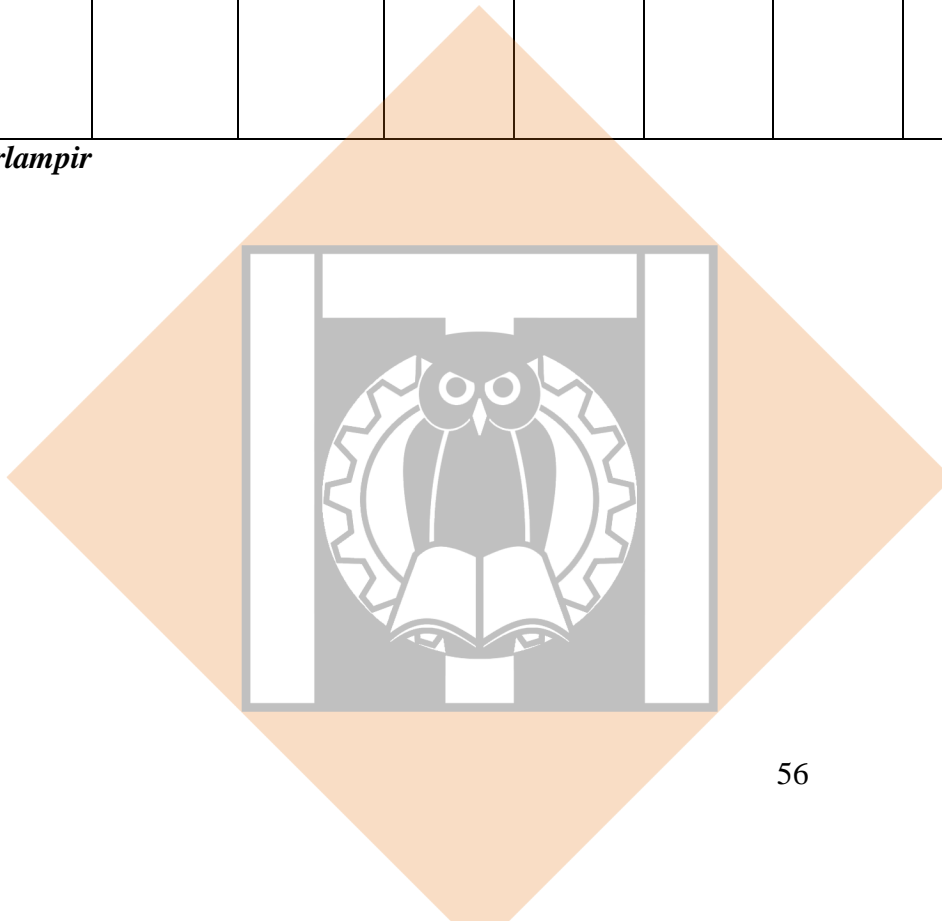
Produk								
1. Propilen Glikol			♂					<ul style="list-style-type: none"> • Disimpan dalam wadah yang tertutup rapat • Ditempatkan pada tempat yang sejuk dan berventilasi baik • Karyawan yang melakukan kontak dengan bahan baku menggunakan safety google, safety glass dan respirator



Produk Samping								
Waste Water								<ul style="list-style-type: none"> Disimpan dalam wadah yang tertutup rapat

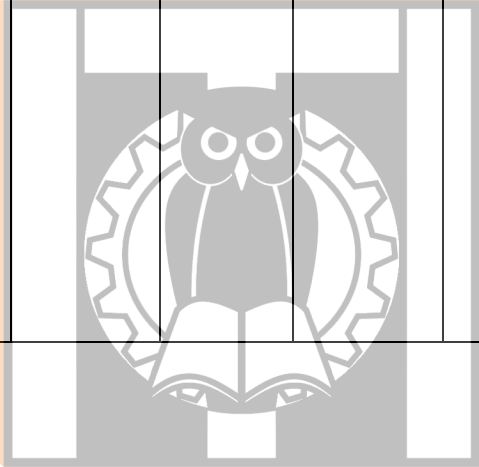
B Identifikasi hazard peralatan proses								
Peralatan	Tekanan	Temperatur	Putaran Pengaduk	Elevasi	Komposisi	Kuantitas bahan	Keterangan	Pengelolaan
1. Tangki bahan baku dan produk	↗	↗					TK-101 (Tangki Glycerol) P = 1 Bar T = 30°C TK-102 (Tangki Hidrogen) P = 150 Bar T = 30°C TK-103 (Tangki PG) P = 1 Bar T = 30°C	<ul style="list-style-type: none"> Masing-masing tangki dilengkapi dengan instalasi breathe valve untuk menjaga tekanan dalam tangki konstan selama proses loading dan unloading. Masing-masing tangki dilengkapi dengan instalasi relief valve untuk mengantisipasi terjadinya overpressure.



							<ul style="list-style-type: none">• Masing-masing tangki dilengkapi dengan instalasi level indicator untuk mengetahui level cairan dalam tangki.• Masing-masing tangki dilengkapi dengan pemasangan water sprinkle, alarm tanda bahaya, dan alat pemadam kebakaran.• Tangki penyimpanan dirancang tertutup.
--	--	--	--	--	--	--	---

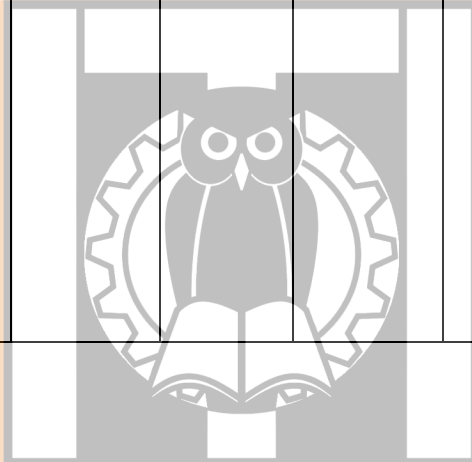
**MSDS Terlampir*






<p>2.Reaktor Dehidrasi (R-101)</p>							<p>P = 1 Bar, T = 100°C</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Dinding tangki dilengkapi jaket pendingin dan isolator untuk menjaga agar lingkungan di sekitar tidak terpapar panas tinggi dari reaktor. • Instalasi breathe valve untuk menjaga tekanan dalam tangki konstan selama proses loading dan unloading. • Instalasi relief valve untuk mengantisipasi terjadinya overpressure. • Instalasi level indicator untuk mengetahui level cairan dalam tangki. • Pemasangan water sprinkle, alarm tanda bahaya, dan alat pemadam kebakaran. • Reaktor dirancang tertutup.
------------------------------------	---	---	--	--	--	--	-----------------------------	--



<p>3.Reaktor Hidrogenasi (R-102)</p>							<p>P = 25 Bar, T = 220°C</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Dinding tangki dilengkapi jaket pendingin dan isolator untuk menjaga agar lingkungan di sekitar tidak terpapar panas tinggi dari reaktor. • Instalasi breathe valve untuk menjaga tekanan dalam tangki konstan selama proses loading dan unloading. • Instalasi relief valve untuk mengantisipasi terjadinya overpressure. • Instalasi level indicator untuk mengetahui level cairan dalam tangki. • Pemasangan water sprinkle, alarm tanda bahaya, dan alat pemadam kebakaran. • Reaktor dirancang tertutup.
--------------------------------------	---	---	--	--	--	--	------------------------------	--



<p>4.Kolom Destilasi (DC-101)</p>					<p>Distilat $P = 1,0423 \text{ atm}$ $T = 150 \text{ } ^\circ\text{C}$</p> <p>Bottom $P = 1,3823 \text{ atm}$ $T = 157,17 \text{ } ^\circ\text{C}$</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Instalasi level indicator untuk menjaga level kolom distilasi selama proses berlangsung. • Instalasi breathe valve untuk menjaga tekanan dalam tangki konstan selama proses loading dan unloading. • Instalasi relief valve untuk mengantisipasi terjadinya overpressure. • Instalasi level indicator untuk mengetahui level cairan dalam kolom distilasi. • Pemasangan water sprinkle, alarm tanda bahaya, dan alat pemadam kebakaran. • Menara distilasi dirancang tertutup.
-----------------------------------	---	---	---	--	--	---

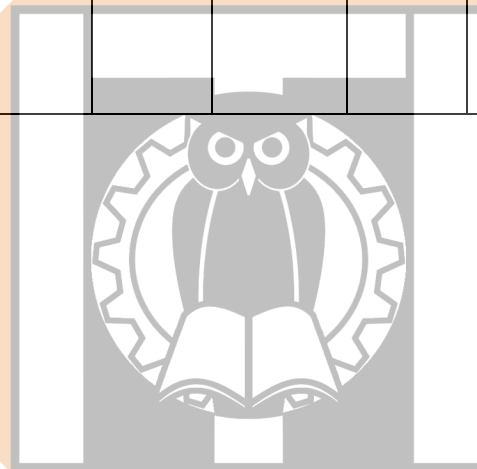
C Identifikasi hazard tata letak pabrik dan lokasi proses						
Peralatan	Hazard				Keterangan	Pengelolaan
	Ledakan	Kebakaran	Pelepasan bahan berbahaya	Operability & maintainability		
Tata letak pabrik						
1. Letak tangki penyimpanan bahan baku terhadap area proses	↗	↗		↗		<ul style="list-style-type: none"> Tangki penyimpanan bahan baku ditempatkan didekat dermaga untuk memudahkan proses loading/unloading Tangki penyimpanan bahan baku diletakkan jauh dari proses yang menghasilkan panas agar dapat menurunkan potensi bahaya ledakan ataupun kebakaran
2. Letak tangki penyimpanan produk terhadap area proses	↗	↗		↗		<ul style="list-style-type: none"> Tangki penyimpanan produk ditempatkan didekat dermaga untuk memudahkan proses loading/unloading Tangki penyimpanan produk diletakkan jauh dari proses yang menghasilkan panas agar dapat menurunkan potensi bahaya ledakan ataupun kebakaran

<p>3. Letak alat Reaktor dari area gedung perkantoran</p>	↗	↗	↗	↗	<ul style="list-style-type: none"> Letak alat reaktor dirancang agar jauh dari perkantoran (400 m) dan bahan yang mudah terbakar, selain itu reaktor dilengkapi dengan isolator panas agar lingkungan tidak terpapar dari panas yang bersumber dari reaktor, agar pengoperasian menjadi lebih efisien.
<p>4. Letak alat destilasi kolom dari area gedung perkantoran</p>	↗	↗	↗	↗	<ul style="list-style-type: none"> Letak alat destilasi kolom dirancang agar jauh dari perkantoran (300 m) karena bahan yang mudah terbakar, agar pengoperasian menjadi lebih efisien destilasi kolom diletakkan tidak jauh dari reaktor.
<p>5. Reducing valve</p>	↗	↗	↗	↗	<ul style="list-style-type: none"> Letak <i>reducing valve</i> disusun berurutan dengan jarak agar jauh dari perkantoran (300 m) karena adanya bahaya ledakan, agar pengoperasian menjadi lebih efisien <i>reducing valve</i> diletakkan tidak jauh dari destilasi kolom.
<p>6. Cooler</p>	↗	↗	↗	↗	<ul style="list-style-type: none"> Letak <i>cooler</i> diletakkan dengan jarak agar jauh dari perkantoran (300 m), agar pengoperasian menjadi lebih efisien <i>cooler</i> diletakkan tidak jauh dari <i>reducing valve</i> dan tangka penyimpanan.

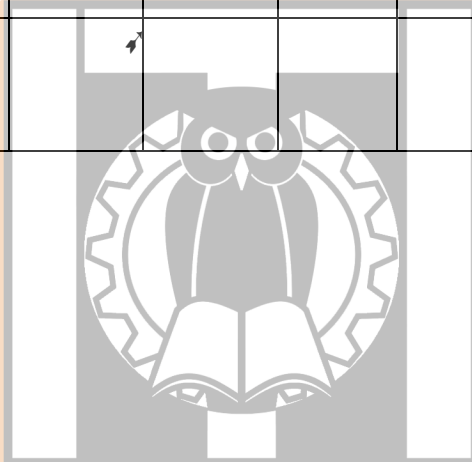
Lokasi Proses						
1. Jarak antara proses dengan gedung kantor	↗	↗	↗			<ul style="list-style-type: none"> Jarak area proses dengan gedung kantor sejauh 400 meter dari proses, hal tersebut agar resiko bahaya, paparan fisis maupun kimia yang ditimbulkan dapat diminimalisir. Area 130etika perkantoran berada di depan area pabrik. Sedangkan area proses berada di bagian belakang area pabrik.
2. Jarak antara area proses dengan jalan raya	↗	↗	↗			<ul style="list-style-type: none"> Jarak area proses dengan jalan raya sejauh 1 km dari area proses, hal tersebut agar resiko bahaya, paparan fisis maupun kimia yang ditimbulkan dapat diminimalisir, selain itu agar tidak menimbulkan kemacetan apabila terdapat mobil yang bermuatan besar ingin memasuki area pabrik.
3. Jarak antara proses dengan pemukiman penduduk	↗	↗	↗			<ul style="list-style-type: none"> Jarak area proses dengan pemukiman penduduk sejauh 3 km (sesuai dengan PERMEN Perindustrian no.35 thn 2010) agar resiko bahaya, paparan fisis maupun kimia yang ditimbulkan dapat diminimalisir.

5.3 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja

A	Identifikasi potensi paparan kimia						Keterangan	Pengelolaan
	Hazard							
Jenis Paparan	Kanker	Kerusakan paru-paru	Kerusakan ginjal	Kerusakan organ tubuh lainnya	Mutasi gen	Iritasi		
1. Uap air						↗		Operator harus menggunakan masker dan kacamata pelindung 132etika akan melakukan patrol dilapangan
2. Gas Hidrogen		↗				↗		Operator harus menggunakan masker dan kacamata pelindung 132etika akan melakukan patrol dilapangan
3. Chemical splash				↗				Operator harus menggunakan masker, face shield, rubber gloves 133etika akan melakukan strainer cleaning



B Identifikasi potensi paparan fisis								
Jenis Paparan	Hazard						Keterangan	Pengelolaan
	Tuli	Kanker	ISPA	Sakit Kepala				
1. Panas				↖			Berasal dari reaktor, menara destilasi, dan boiler	Karyawan/operator harus menggunakan baju safety (wear pack)
2. Bau			↖				Berasal dari bahan baku, produk, dan chemical yang digunakan di laboratorium	Karyawan/operator harus menggunakan masker pelindung atau respirator 134etika handling chemical.
3. Debu			↖				Dari area sekitaran pabrik	Karyawan/operator harus menggunakan masker pelindung (respirator)



5.4 Pertimbangan Aspek Lingkungan Pabrik

A Identifikasi hazard emisi gas yang dihasilkan dari proses									
Emisi	Sumber	Identifikasi hazard						Keterangan	Pengelolaan
		Racun	Pemanasan global	Pembentukan SMOG	Pengikisan ozon	Hujan asam	Kerusakan ekologi		
CO ₂	Boiler	↗	↗						CO ₂ dapat disaring menggunakan kolom <i>scrubber</i> , digunakan larutan MDEA sebagai solvent penyerap
SO ₂	Boiler	↗				↗	↗		SO ₂ dapat disaring menggunakan kolom <i>scrubber</i> , digunakan larutan Ca(OH) ₂ sebagai solvent penyerap
CO	Boiler	↗				↗	↗		CO dapat disaring menggunakan kolom <i>scrubber</i> , digunakan larutan DEA sebagai solvent penyerap
NO ₂	Boiler	↗				↗	↗		NO ₂ dapat disaring menggunakan kolom <i>scrubber</i> digunakan larutan NaOH ₂ sebagai solvent penyerap

B		Identifikasi hazard limbah padat yang dihasilkan dari proses						Keterangan	Pengelolaan
Limbah padat	Sumber	Meracuni manusia	Merusak ekosistem air	Mencemari sumber air					
Tembaga kromat	Reaktor	↗	↗	↗					Pengolahan limbah cair menggunakan proses netralisasi dan menggunakan metode lumpur aktif.



C		Identifikasi hazard limbah cair yang dihasilkan dari proses						Keterangan	Pengelolaan
Limbah cair	Sumber	Meracuni manusia	Merusak ekosistem air	Mencemari sumber air					
1. H ₂ SO ₄	Reaktor	↗	↗	↗				Pengolahan limbah cair menggunakan proses netralisasi dan menggunakan metode lumpur aktif.	
2. Asam klorida	Unit demineralisasi	↗	↗	↗				Pengolahan limbah cair menggunakan proses netralisasi dan menggunakan metode lumpur aktif.	
3. Aluminium sulfat	Koagulasi dan flukulasi	↗	↗	↗				Pengolahan limbah cair menggunakan proses netralisasi dan menggunakan metode lumpur aktif.	

BAB 6

ANALISIS KELAYAKAN PABRIK

6.1 Manajemen Perusahaan

Perusahaan modern saat ini mempunyai kecenderungan bukan hanya terhadap produksi, melainkan terhadap penanganan hingga menyangkut organisasi dan hubungan sosial atau manajemen keseluruhan. Hal ini disebabkan oleh aktivitas yang terjadi dalam suatu perusahaan atau suatu pabrik diatur oleh manajemen. Manajemen yang terbentuk bertindak untuk memimpin, merencanakan, menyusun, mengawasi dan meneliti hasil pekerjaan. Perusahaan dapat berjalan dengan baik secara menyeluruh, apabila perusahaan memiliki manajemen yang baik antara setiap bagiannya.

Pabrik Propylene Glycol direncanakan memiliki 125 karyawan mulai dari SDM hingga operator yang bekerja di pabrik dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Hari kerja untuk bagian shift adalah hari Senin sampai Jumat, dan sisa hari libur dalam setahun digunakan untuk keperluan shutdown. Maintenance yang dilakukan dalam kurun waktu dua kali dalam setahun. Dengan tujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem shift dan non shift.

6.1.1 Bentuk dan Badan Hukum Perusahaan

Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang dijalankan untuk menyediakan barang dan jasa bagi masyarakat dengan tujuan untuk memperoleh laba atau keuntungan yang besar. Bentuk badan dan usaha yang dipilih untuk mendirikan pabrik Propylene Glycol adalah perseroan terbatas (PT) dengan pertimbangan kebutuhan investasi yang cukup besar. Modal untuk pengelolaan pabrik berasal dari investor dan pinjaman.

Perencanaan awal berdirinya perusahaan dengan pemberian nama perusahaan dan lokasi berdirinya perusahaan, dengan rincian:

Nama Perusahaan : PT Propylindo

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Propylene Glycol

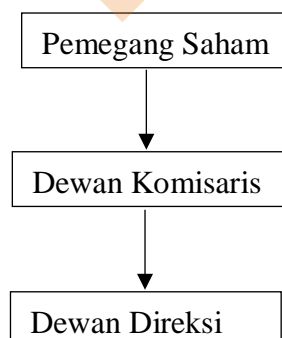
Lokasi Perusahaan : Surabaya

Perseroan Terbatas (PT) merupakan suatu badan usaha yang didirikan berdasarkan perjanjian, dengan melakukan kegiatan usaha dari modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam undang-undang. Setiap pemegang saham (pendiri) memiliki tanggung jawab pada sejumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komesaris.

Perseroan Terbatas memiliki beberapa keuntungan, antara lain:

1. Penggunaan nama Perseroan Terbatas dilindungi oleh undang-undang dan peraturan.
2. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena tidak tergantung hanya kepada satu pihak dan kepemilikannya dapat berganti-ganti.
3. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
4. Pengeolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan), sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada ditangan pengelola.
5. Kemungkinan penambahan modal untuk perluasan lebih mudah.
6. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta professional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur dan dewan komisaris) serta pemegang saham diatur secara jelas.

Bentuk Kepengurusan Perseroan Terbatas ialah sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Struktur Kepengurusan Perusahaan

a. Pemegang Saham

Pemegang Saham merupakan orang yang menyetorkaan modal dengan membeli saham yang kemudian menjadi modal usaha dari suatu perusahaan, para pemegang saham memiliki peran sebagai pemilik perusahaan.

Kekuasaan tertinggi perusahaan dengan bentuk perseroan terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Tugas dan wewenang RUPS adalah:

- Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan anggota dewan komisaris.
- Meminta pertanggungjawaban dewan komisaris atas wewenang yang telah dipercayakan oleh RUPS.
- Mengetahui rencana pelaksanaan kegiatan perusahaan dan menerima laporan laba rugi tahunan dari dewan komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan presiden direktur.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris memiliki tugas untuk melakukan pengawasan secara umum dan khusus sesuai dengan anggaran dasar dan memberi nasihat kepada Dewan Direksi agar tidak merugikan perusahaan dan menjalankan kebijakan umum yang telah ditetapkan.

c. Dewan Direksi

Dewan Direksi berwenang memimpin perusahaan dan bertanggung jawab penuh dalam pelaksanaan kebijakan perusahaan yang telah ditetapkan.

6.1.2 Struktur Organisasi

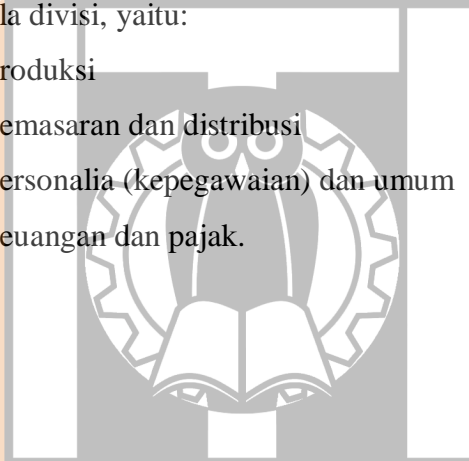
Struktur organisasi berfungsi untuk menentukan kelancaran aktivitas perusahaan sehari-hari, sehingga dapat beroperasi secara berkesinambungan dan dapat mengembangkan usahanya. Agar perusahaan memiliki efisiensi yang tinggi, diperlukan struktur organisasi yang baik. Struktur organisasi perusahaan terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan yang menyatakan keseluruhan kegiatan untuk mencapai sasaran. Dalam perencanaan pabrik

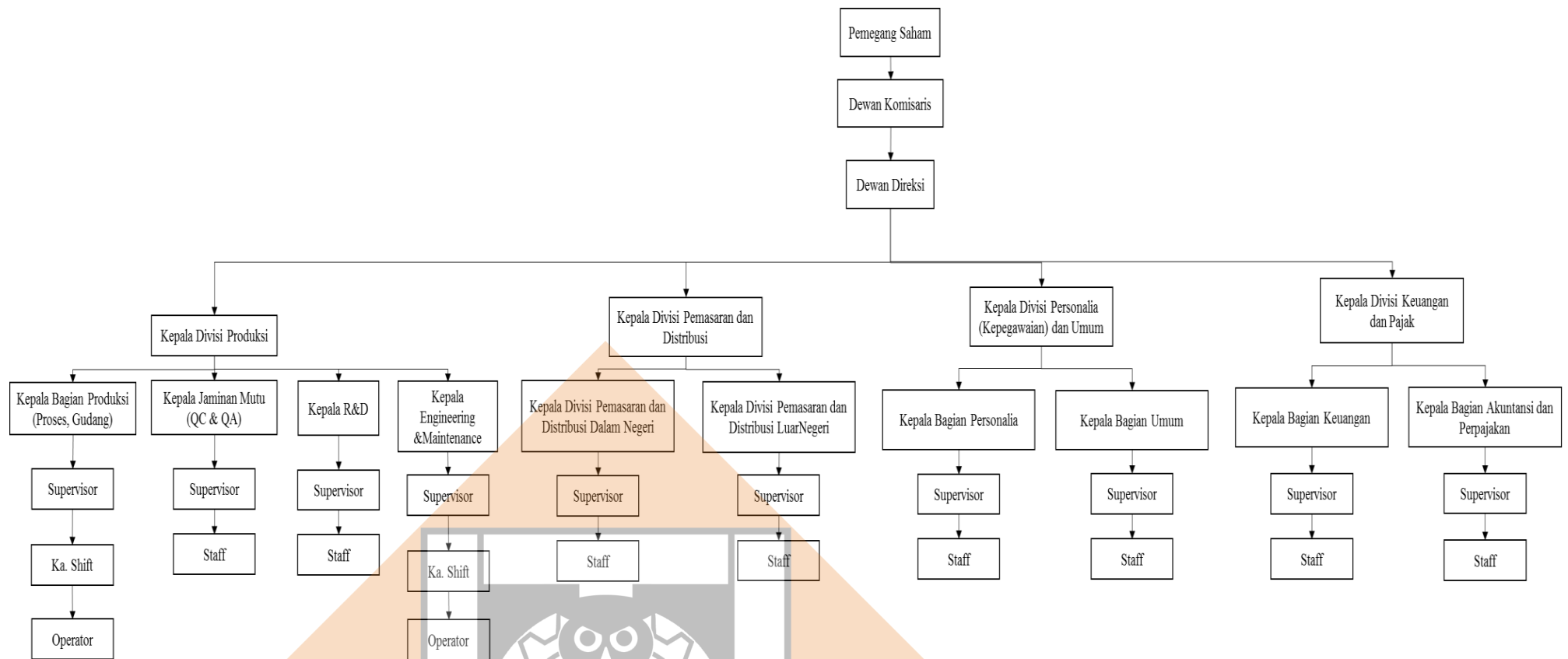
Propylene Glycol ini, tipe struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi garis. Kelebihan dari struktur organisasi ini adalah :

- a) Struktur organisasinya sederhana dan jelas.
- b) Pembagian tugas menjadi jelas antara pelaksana tugas pokok dan pelaksana tugas penunjang.
- c) Wewenang dan tanggung jawab lebih mudah dipahami sehingga tidak terjadi kesimpangsiuran perintah dan tanggung jawab kepada karyawan.
- d) Disiplin kerja dapat terlaksana dengan baik.
- e) Mata rantai instruksi yang menghubungkan seluruh unit dalam organisasi berada di bawah organisasi yang jelas.

Dalam menjalankan tugasnya, direktur dibantu oleh empat orang manager atau kepala divisi, yaitu:

- a. Kepala divisi produksi
- b. Kepala divisi pemasaran dan distribusi
- c. Kepala divisi personalia (kepegawaian) dan umum
- d. Kepala divisi keuangan dan pajak.





Gambar 6. 2 Struktur Organisasi

6.1.3 Deskripsi Kerja

6.1.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham

Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Tugas dan wewenang RUPS adalah :

- a. Menetapkan Garis Besar Haluan Perusahaan.
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi dan Dewan Komisaris perusahaan.
- c. Menetapkan besarnya deviden.
- d. Mengesahkan besarnya anggaran perusahaan yang diajukan oleh Dewan Direksi.
- e. Menerima atau menolak pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan Dewan Direksi.

6.1.3.2 Dewan Komisaris

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

1. Bertanggung jawab kepada RUPS
2. Mengawasi pelaksanaan operasional atau pengelolaan perusahaan oleh Direktur secara kontinyu dan teratur
3. Membina direktur agar tidak melakukan kesalahan atau melanggar aturan RUPS

6.1.3.3 Direktur Utama

Direktur dipilih oleh RUPS untuk menjalankan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan. Tugas dan wewenang Direktur adalah :

1. Memberikan laporan pertanggungjawaban dalam hal yang berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan.
2. Bertanggung jawab terhadap RUPS.
3. Melaksanakan dan mengarahkan kegiatan perusahaan agar sesuai dengan keputusan RUPS.
4. Mengangkat dan memberhentikan karyawan.

6.1.3.4 Manajer

Dalam melaksanakan tugasnya, manajer mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijakan yang berkaitan dengan proses produksi, marketing, keuangan dan personalia. Terdapat 4 manager, yaitu

1. Manajer Pemasaran dan Distribusi

Manajer pemasaran memiliki tugas dan tanggung jawab dalam melaksanakan pemasaran hasil produksi. Manajer Pemasaran membawahi :

1. Kepala Bagian Pemasaran Domestik

- 6 Bertanggung jawab atas seluruh kegiatan pemasaran dan penjualan produk di dalam negeri
- 7 Mengelola seluruh kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk
- 8 Menentukan daerah pemasaran hasil produksi
- 9 Menentukan strategi promosi yang akan dilakukan perusahaan

2. Kepala Bagian Pemasaran Ekspor

- 1) Bertanggung jawab atas kegiatan pemasaran dan penjualan produk ke luar negeri
- 2) Meningkatkan kerjasama dengan perusahaan-perusahaan luar negeri guna meningkatkan jumlah penjualan di luar negeri

3. Kepala Bagian Distribusi Barang

- 1) Melakukan kegiatan penyaluran barang-barang produksi ke tempat-tempat yang telah ditentukan pada bagian pemasaran dan penjualan
- 2) Meningkatkan kerja sama dengan pihak-pihak terkait untuk kelancaran dan keamanan jalur distribusi

2. Manajer Produksi

Manajer Produksi dan Teknik mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijakan teknik operasi pabrik dan mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Manajer Produksi dan Teknik membawahi :

a. Kepala Bagian Gudang

- 1) Melakukan kegiatan pengecekan ketersediaan produk pada penyimpanan
- 2) Melakukan pengecekan persediaan bahan baku
- 3) Mengatur kegiatan penerimaan bahan baku
- 4) Mengelola proses keluar masuk bahan baku dan produk dari perusahaan

b. Kepala Bagian Utilitas

- 1) Mengawasi kelancaran atas fungsional unit-unit sarana penunjang

- 2) Mengawasi pelaksanaan proses pengolahan air dan pembuatan steam
- 3) Mengawasi pemakaian energi dalam proses pabrik

c. Kepala Bagian Produksi

- 1) Mengawasi pelaksanaan operasi selama proses produksi berlangsung
- 2) Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi serta transportasi hasil produksi
- 3) Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit-unit sarana penunjang (utilitas).
- 4) Meneliti dan mengembangkan spesifikasi produk.

d. Kepala Bagian *Quality Control, Quality Assurance* dan *Research and Development*

- 1) Mengontrol kualitas bahan baku dan bahan penunjang yang akan digunakan dalam proses produksi
- 2) Mengontrol kualitas produk yang dihasilkan
- 3) Mengawasi kegiatan laboratorium dan pengolahan data
- 4) Bertanggung jawab atas penelitian dan pengembangan proses produksi

e. Kepala Bagian *Maintenance*

- 1) Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan fasilitas penunjang kegiatan produksi
- 2) Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan penunjang kelistrikan dan instrumentasi
- 3) Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan fasilitas penunjang aspek kesehatan dan keselamatan kerja.

3. Manajer Sumber Daya Manusia dan Umum

Manajer Sumber Daya Manusia dan Umum melaksanakan tugas dan mempunyai wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi. Manajer SDM dan Umum membawahi :

a. Kepala Bagian Personalia

- 1) Mengatur dan mengelola kegiatan pelatihan bagi karyawan baru
- 2) Mengatur pendayagunaan sumber daya manusia di perusahaan

- 3) Menangani permasalahan yang timbul dari karyawan yang berkenaan dengan perusahaan
- 4) Mengatur segala hal yang berkenaan dengan kepegawaian, seperti pengaturan jadwal kerja, cuti karyawan, dan lain-lain.

b. Kepala Bagian Umum

- 1) Mengatur pemberian pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan keselamatan kerja beserta keluarganya
- 2) Bertanggung jawab atas sistem transportasi karyawan dan distribusi kendaraan operasional pabrik
- 3) Bertanggung jawab atas kebersihan lingkungan, gedung, taman, dan lokasi pabrik serta keamanan pabrik secara menyeluruh

c. Kepala Bagian HSE (*Health, Safety, Environment*)

Mengkoordinasi dan bertanggung jawab terhadap kegiatan ditinjau dari aspek kesehatan dan keselamatan kerja serta aspek lingkungan.

4. Manajer Keuangan

Manajer Keuangan mempunyai wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan, melakukan pengawasan terhadap keuangan perusahaan.. Manajer Keuangan membawahi :

a. Kepala Bagian Keuangan

- 1) Bertanggung jawab terhadap transaksi keuangan perusahaan
- 2) Mengawasi dan mengatur setiap pengeluaran untuk membeli bahan baku dan pemasukan dari penjualan produk
- 3) Mengatur pembayaran-pembayaran yang harus dilakukan oleh perusahaan
- 4) Mengelola pemasukan keuangan perusahaan
- 5) Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan keluar masuk uang kas perusahaan

b. Kepala Bagian Akunting

- 1) Mencatat kegiatan yang berhubungan dengan keuangan perusahaan
- 2) Membuat neraca keuangan perusahaan

- 3) Mengelola laba dan rugi dari perusahaan
- 4) Menghitung besaran pajak yang harus dibayar oleh perusahaan.

c. Kepala Bagian Pembelian

- 1) Melakukan transaksi pembelian terhadap bahan baku
- 2) Melakukan pengecekan harga pembelian bahan baku

6.1.4 Sistem Kepegawaian

6.1.4.1 Sistem Kerja

Pabrik *Propylene Glycol* direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu kerja 24 jam dalam sehari. Hari kerja unit produksi adalah hari Senin sampai hari Jumat. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Dengan tujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem *shift* dan *non-shift*.

I. Sistem Shift

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

Jadwal kerja *shift* berlaku bagi karyawan pada unit produksi dan dilakukan secara bergilir. Pembagian kerja karyawan dibagi dalam 3 *shift*, dimana masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam. Pembagian kerja karyawan dibagi dalam 4 grup, dimana masing-masing grup akan bekerja sesuai dengan waktu antar *shift* dalam satu minggu. Pengaturan jadwal kerja *shift* produksi dan sekuriti dapat dilihat pada Tabel 6.1 dan 6.2 berikut :

Tabel 6. 1 Jadwal Kerja Shift Produksi

Shift	Jam Kerja
I	08.00 – 16.00
II	16.00 – 24.00
III	24.00 - 08.00

Tabel 6. 2 Jadwal Kerja Shift Security

<i>Shift</i>	Jam Kerja
I	07.00 – 15.00
II	15.00 – 23.00
III	23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* ini akan dibagi menjadi 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya 3 kelompok yang masuk, sehingga ada satu kelompok yang libur. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk. Jadwal pembagian waktu kerja masing – masing ditampilkan pada tabel 6.3

Tabel 6. 3 Jadwal Kelompok Kerja Shift

<i>Shift</i>	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pagi	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B
Siang	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C	C
Malam	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D
<i>Off</i>	D	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A

(Keterangan : Jadwal untuk hari berikutnya kembali kesusunan awal.)

2. Sistem Non-Shift

Karyawan *non- shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi dan pengamanan secara langsung. Karyawan *non- shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

1) Jam Kerja

Senin – Kamis : 07.00 – 16.00

Jumat : 07.00 – 16.30

2) Jam Istirahat

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00

Jumat : 11.30 – 13.00

6.1.5 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja diperlukan spesifikasi jabatan yang menyangkut jenjang pendidikan, kemampuan kerja (*skill*), jenis kelamin, dan lain-lain untuk memperoleh

tenaga kerja yang baik dan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tenaga kerja dalam pabrik *Propylene Glycol* disusun berdasarkan tingkat kedudukan (jabatan) dan jenjang pendidikan seperti dapat dilihat pada Tabel 6.4

Tabel 6. 4 Jumlah Karyawan Menurut Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan Minimum
1	Dewan Komisaris	2	-
2	Direktur	1	S2
3	Kepala Divisi	3	S2
4	Sekretaris Direktur	1	S1
5	Kepala Bagian	6	S1
Karyawan Shift			
Bagian Produksi			
6	Proses		
	Supervisor	2	D3-S1
	Leader	4	D3
	Pelaksana	15	D3
7	Utilitas		
	Supervisor	1	S1
	Leader	2	D3-S1
	Pelaksana	4	D3
Bagian Jaminan Mutu			
8	Quality Control		
	Supervisor	1	S1

	Leader	3	D3-S1
	Pelaksana	7	SMK-D3
9	Quality Assurance		
	Supervisor	1	S1
	Leader	3	D3-S1
	Pelaksana	7	SMK-D3
10	K3+Damkar	3	D3
Bagian Umum			
11	Pelaksana RT	1	SLTA
12	Pelaksana Fasilitas Umum	1	SLTA
Bagian Personalia			
13	Keamanan	12	SLTA
Bagian Engineering			
14	Engineering		
	Supervisor	1	S1
	Leader	3	S1
	Pelaksana	3	S1
15	Maintenance		
	Supervisor	1	S1
	Leader	2	S1
	Pelaksana	4	SMK/D3
Karyawan Non Shift			
Bagian Produksi			
16	Gudang		

	Supervisor	1	S1
	Pelaksana	3	SLTA
Bagian Pemasaran			
17	Pemasaran Dalam Negeri		
	Supervisor	1	S1
	Pelaksana	3	D3
Bagian Distribusi			
18	Distribusi		
	Supervisor	1	S1
	Pelaksana	3	D3
Bagian Jaminan Mutu			
19	R&D		
	Supervisor	1	S1
	Leader	1	D3-S1
	Pelaksana	3	SMK-D3
Bagian Personalia			
20	Pengembangan SDM		
	Supervisor	1	S1
	Pelaksana	2	D3
Bagian Akuntansi dan Pajak			
21	Pengendalian Keuangan dan Administrasi		
	Supervisor	1	S1
	Leader	1	D3-S1

	Pelaksana	2	D3
22	Pengadaan dan Pajak		
	Leader	1	D3-S1
	Pelaksana	1	D3
Bagian Keuangan			
23	Pengelola Aset		
	Leader	1	D3-S1
	Pelaksana	1	D3
Bagian Personalia			
24	Leader Keamanan	1	SLTA-D3
25	Supir Operasional	2	SLTA
TOTAL			125

6.1.6 Sistem Pengupahan

Upah tenaga kerja akan ditentukan dan disesuaikan dengan golongan tenaga kerja, tergantung kepada kedudukannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima oleh setiap karyawan terdiri dari :

- A. Gaji pokok
- B. Tunjangan jabatan
- C. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf *non-shift*
- D. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai dengan golongannya

Sistem pengupahan tersebut dibedakan menjadi :

a. Upah Bulanan

Upah bulanan adalah upah yang diberikan kepada karyawan tetap dimana besarnya gaji berdasarkan pendidikan, keahlian, dan kedudukan dalam organisasi.

b. Upah Borongan

Upah borongan ini diberikan kepada buruh borongan yang besarnya tergantung dari jenis dan banyaknya pekerjaan.

c. Upah Harian

Upah harian diberikan kepada pekerja tidak tetap yang dibutuhkan sewaktu-waktu, misalnya *outsourcing*. Upah ini diberikan sesuai dengan jumlah hari dan jam kerja.

Selain gaji rutin, karyawan tetap juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan sebagai berikut :

a. Lembur hari biasa

Besarnya upah lembur per jam yang diberikan kepada karyawan adalah satu setengah kali gaji per jam.

b. Lembur hari Minggu atau hari libur

Besarnya upah lembur per jam yang diberikan kepada karyawan adalah dua kali gaji per jam

c. Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerjanya, maka akan diberikan gaji tambahan.

Penggolongan gaji karyawan berdasarkan jabatan dan golongan dapat dilihat pada Tabel 6.5

Tabel 6. 5 Penggolongan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan	Total/Orang (IDR)	Total (IDR)
1	Dewan Komisaris	2	-	31,830,000.00	63,660,000.00
2	Direktur	1	S2	37,130,000.00	37,130,000.00
3	Kepala Divisi	3	S2	26,530,000.00	79,590,000.00
4	Sekretaris Direktur	1	S1	6,655,000.00	6,655,000.00
5	Kepala Bagian	6	S1	10,630,000.00	63,780,000.00
Bagian Produksi					

6	Proses				
	- Spv	2	S1	7,185,000.00	14,370,000.00
	- Leader	4	D3 - S1	6,390,000.00	25,560,000.00
	- Pelaksana	15	D3	6,125,000.00	91,875,000.00
7	Utilitas				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	2	D3 - S1	6,390,000.00	12,780,000.00
	- Pelaksana	4	D3	6,125,000.00	24,500,000.00
Bagian Jaminan Mutu					
8	Quality Control				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	3	D3 - S1	6,390,000.00	19,170,000.00
	- Pelaksana	7	SMK - D3	6,125,000.00	42,875,000.00
9	Quality Assurance				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	3	D3 - S1	6,390,000.00	19,170,000.00
	- Pelaksana	7	SMK - D3	6,125,000.00	42,875,000.00
10	K3 + Damkar	3	D3	6,125,000.00	18,375,000.00
Bagian Umum					
11	Pelaksana RT	1	SLTA	5,595,000.00	5,595,000.00
12	Pelaksana Fasilitas Umum	1	SLTA	5,595,000.00	5,595,000.00
Bagian Personalia					
13	Keamanan	12	SLTA	5,595,000.00	67,140,000.00

Bagian Engineering					
14	Engineering				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	3	S1	6,655,000.00	19,965,000.00
	- Pelaksana	3	S1	6,390,000.00	19,170,000.00
15	Maintenance				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	2	S1	6,655,000.00	13,310,000.00
	- Pelaksana	4	SMK - D3	6,390,000.00	25,560,000.00
Bagian Gudang					
16	Gudang				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Pelaksana	3	SLTA	5,595,000.00	16,785,000.00
Bagian Pemasaran					
17	Pemasaran Dalam Negeri				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Pelaksana	2	D3	6,125,000.00	12,250,000.00
Bagian Distribusi					
18	Distribusi				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Pelaksana	3	D3	6,125,000.00	18,375,000.00
Bagian Jaminan Mutu					
19	R&D				

	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	1	D3 - S1	6,390,000.00	6,390,000.00
	- Pelaksana	3	SMK - D3	6,125,000.00	18,375,000.00
Bagian Personalia					
20	Pengembangan SDM				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Pelaksana	2	D3	6,125,000.00	12,250,000.00
Bagian Akuntansi & Pajak					
21	Pengendalian Keuangan dan Administrasi				
	- Spv	1	S1	7,185,000.00	7,185,000.00
	- Leader	1	D3 - S1	6,390,000.00	6,390,000.00
	- Pelaksana	2	D3	6,125,000.00	12,250,000.00
22	Pengadaan dan Pajak				
	- Leader	1	D3 - S1	6,390,000.00	6,390,000.00
	- Pelaksana	1	D3	6,125,000.00	6,125,000.00
Bagian Keuangan					
23	Pengelola Aset				
	- Leader	1	D3 - S1	6,390,000.00	6,390,000.00
	- Pelaksana	2	D3	6,125,000.00	12,250,000.00
Bagian Personalia					
24	Leader Keamanan	1	SLTA - D3	5,860,000.00	5,860,000.00
25	Supir Operasional	2	SLTA	5,595,000.00	11,190,000.00

TOTAL	125		383,540,000.0	949,005,000.0
			0	0

6.1.7 Jaminan Sosial dan Kesejahteraan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

4. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderit sakit berdasarkan keterangan dokter.
- c. Cuti hamil bagi karyawan wanita.

5. Pakaian Kerja

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

6. Pengobatan

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

7. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp.100.000 per bulan.

a. Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kegiatan yang dilakukan dalam rangka kesehatan dan keselamatan kerja antara lain mengawasi keselamatan jalannya operasi proses, bertanggung jawab terhadap alat-alat keselamatan kerja, bertindak sebagai instruktur *safety*, membuat

rencana kerja pencegahan kecelakaan, membuat prosedur darurat agar penanggulangan kebakaran dan kecelakaan proses berjalan dengan baik, mengawasi kuantitas dan kualitas bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja berdasarkan :

2. UU No. 1/1970

Menangani keselamatan kerja karyawan yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

3. UU No. 2/1951

Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan kerja yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.

4. PP No. 4/1982

Mengenai ketentuan pokok pengolahan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup

5. PP No. 29/1986

Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup.

Dalam proses produksi, pabrik ini menggunakan bahan baku utama dan bahan baku penunjang yang mempunyai karakter berbeda-beda. Beberapa karakter tersebut berpotensi menimbulkan bahaya. Karena itu diperlukan usaha-usaha khusus agar keamanan dan keselamatan kerja terjamin. Pengetahuan dan peraturan keamanan dan keselamatan kerja diinformasikan secara intensif kepada para karyawan dan setiap orang yang berada di lingkungan pabrik. Tim khusus dibentuk untuk menangani masalah keamanan dan keselamatan kerja. Beberapa hal penting mengenai keamanan dan keselamatan kerja di pabrik ini:

- a. Perusahaan bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan kerja di lingkungan pabrik.
- b. Perusahaan menyediakan perlengkapan perlindungan kerja sesuai kebutuhan.
- c. Perusahaan mengikutsertakan seluruh karyawan dalam program JAMSOSTEK sebagaimana tercantum dalam UU No.3/1992.
- d. Perusahaan memasang rambu-rambu tanda bahaya dan menyusun petunjuk

praktis dalam menangani suatu kecelakaan.

Dalam usahanya mencegah bahaya, pabrik ini telah membuat peraturan tentang keamanan dan keselamatan kerja. Setiap orang yang akan memasuki lingkungan, khususnya daerah *plant*, diwajibkan memakai perlengkapan keselamatan seperti helm, *safety glass*, dan *safety shoes*. Bagi pegawai, pemakaian perlengkapan keselamatan tambahan seperti *ear plug*, sarung tangan, *face shield*, *chemical suite*, dan *chemical pant* jika bekerja di lingkungan yang mewajibkannya. Sarung tangan disesuaikan dengan kebutuhan. Sarung tangan katun digunakan jika bekerja dengan benda licin, *chemical glove* digunakan jika bekerja dengan bahan kimia, *rubber glove* digunakan jika bekerja dengan listrik, *asbes glove* digunakan jika pekerjaannya melibatkan panas, dan *welder* atau *ladder glove* dipakai jika hendak menangani benda-benda tajam dan percikan api.

Selain perlengkapan keselamatan kerja, setiap karyawan juga diwajibkan mempunyai izin kerja. Tujuannya agar para pegawai mengenal dan dapat meminimalisasi timbulnya bahaya yang mungkin timbul di lingkungan kerjanya. Izin-izin kerja yang terdapat di pabrik ini adalah:

- a. *Cold work permit*, merupakan izin untuk bekerja di lingkungan yang tidak menimbulkan api dan panas, termasuk alat-alat yang digunakan.
- b. *Hot work permit*, merupakan izin untuk bekerja di lingkungan yang menggunakan api atau panas.
- c. *Confined space entry permit*, merupakan izin untuk bekerja di ruang tertutup. Sebelumnya dilakukan pengujian terhadap kandungan gas-gas berbahaya kadar oksigen dalam ruang tersebut.
- d. *Excavation work permit*, merupakan izin untuk melakukan penggalian di lingkungan pabrik dengan kedalaman minimal 1,5 m dari permukaan tanah. Sebelum melakukan penggalian, pekerja harus memastikan ada tidaknya pipa bawah tanah di dalam daerah yang akan digali dengan membaca skema pabrik.
- e. *Electrical work permit*, merupakan izin untuk melakukan pekerjaan yang berhubungan dengan instalasi listrik yang terpasang di pabrik.
- f. *Vehicle entry permit*, merupakan izin untuk membawa masuk kendaraan ke dalam pabrik. Kendaraan yang diperbolehkan masuk ke dalam pabrik adalah

kendaraan diesel (bahan bakar solar) dan harus melalui *route* yang ditentukan oleh petugas *safety* atau *Supervisor* setempat. Bila perlu, terlebih dahulu dilakukan pemeriksaan terhadap gas buang kendaraan.

6.2. Analisis Kelayakan Ekonomi

Untuk mengetahui kelayakan penanaman modal dalam kegiatan industri diperlukan analisis ekonomi. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya pengembalian modal investasi dan terjadi titik impas (*Break Even Point*) terhadap kapasitas produksi, maka akan diketahui kelayakan untuk mendirikan pabrik.

Perkiraan harga dapat dihitung berdasarkan kapasitas produksi, jenis bahan dan harga peralatan produksi maupun penunjang. Dalam analisis ekonomi pra rancangan pabrik ini digunakan beberapa asumsi, yaitu:

- a. Pembangunan fisik pabrik dilakukan pada awal tahun 2025 dengan masa konstruksi dan instalasi selama satu tahun, sehingga pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2026.
- b. Proses dijalankan secara kontinyu.
- c. Jumlah hari kerja pabrik adalah 330 hari dalam setahun.
- d. *Shut down* dilaksanakan selama 35 hari setiap tahun untuk perawatan dan perbaikan alat-alat pabrik secara menyeluruh.
- e. Umur teknis pabrik 10 tahun
- f. Modal kerja diperhitungkan selama 3 bulan.
- g. Asumsi nilai tukar Rupiah terhadap mata uang Dollar sebesar $1\$ = \text{Rp } 15.561,49-$
- h. Situasi perekonomian dunia, keadaan pasar dalam negeri, biaya dan lain-lain dianggap stabil selama pabrik beroperasi.
- i. Terjadi kenaikan harga bahan baku dan produk sebesar 10% tiap tahun.
- j. *Salvage value* (nilai rongsokan) sebesar 10% dari DFCI (tanpa tanah)
- k. Tingkat suku bunga bank adalah sebesar 10,25%
- l. Terjadi kenaikan gaji pegawai sebesar 10% per tahun.

6.3. Total Modal Investasi (TCI)

Total *Capital Investment* (TCI) atau Total Modal Investasi adalah jumlah modal investasi tetap (*Fixed Capital Investment/FCI*) dan modal kerja (*Working Capital Investment/WCI*) yang diinvestasikan untuk mendirikan dan menjalankan sebuah pabrik.

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

Perhitungan Total Modal Investasi dapat dilihat pada lampiran 5 yang terdiri dari:

- Investasi modal tetap (FCI) = Rp 407.309.392.638,14
- Investasi modal kerja (WCI) = Rp 141.066.478.335,24
- Total Modal Investasi (TCI) = Rp 725.956.562.683,91

6.3.1. Modal Investasi Tetap (FCI)

Fixed Capital Investment (FCI) adalah modal yang diperlukan untuk membeli peralatan yang diperlukan. *Fixed Capital Investment* dibagi menjadi dua yaitu:

- Modal Investasi Tetap Langsung (*Direct Fixed Capital Investment/DFCI*), antara lain:
 - Peralatan utama dan penunjang pabrik
 - Pemasangan mesin dan peralatan termasuk isolasi dan pengecatan
 - Sistem instrumentasi dan kontrol terpasang
 - Sistem perpipaan
 - Instalasi listrik terpasang
 - Bangunan dan tanah (termasuk perluasan)
 - Fasilitas pelayanan dan penataan lingkungan
 - DFCI tidak terduga

DFCI merupakan barang – barang investasi tetap yang semuanya mempunyai umur lebih dari satu tahun. Oleh karena itu mengalami penyusutan nilai. Dengan adanya penurunan atau penyusutan nilai tersebut, maka timbul biaya yang diperhitungkan setiap tahunnya, sesuai dengan persentase nilainya.

- Modal Investasi Tetap Tak Langsung (*Indirect Fixed Capital Investment/IFCI*) antara lain:
 - Prainvestasi (survei, *feasibility study*, dan perizinan)
 - Kerekayasaan dan supervision
 - Biaya kontraktor dan konstruksi
 - Bunga pinjaman selama konstruksi
 - Biaya produksi percobaan (*trial run*)

- Modal IFCI tak terduga

6.3.2. Investasi Modal Kerja (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah modal yang digunakan untuk membiayai seluruh kegiatan perusahaan dari awal produksi (disebut produksi komersial) sampai dengan terkumpulnya hasil penjualan dan cukup untuk memenuhi kebutuhan perputaran biaya operasional, antara lain:

- a. Pembelian bahan baku dan sarana penunjang
- b. Pembayaran gaji karyawan
- c. Biaya pemeliharaan dan perbaikan
- d. Biaya laboratorium dan Litbang
- e. Biaya pemeliharaan dan perbaikan
- f. Biaya distribusi dan penjualan
- g. Modal kerja tidak terduga.

6.4. Biaya Total Produksi (TPC)

Biaya produksi total terdiri dari dua bagian:

- *Manufacturing cost* atau biaya yang diperlukan untuk membuat suatu produk. Biaya ini terdiri dari:
 - *Direct Cost* merupakan biaya yang langsung dikeluarkan untuk operasional pabrik, antara lain:
 - Biaya bahan baku
 - Biaya sarana penunjang
 - Gaji karyawan
 - Pemeliharaan dan perbaikan
 - Biaya royalti dan paten
 - Biaya laboratorium
 - *Plant Overhead Cost*, antara lain:
 - Pelayanan rumah sakit dan pengobatan
 - Pemeliharaan pabrik secara umum
 - Keamanan

- *Salvage*
- Biaya distribusi
- *Fixed Cost* merupakan biaya yang dari tahun ke tahun konstan atau tidak berubah dengan adanya perubahan kapasitas produksi, antara lain:
 1. Depresiasi
 2. Pajak
 3. Biaya asuransi
- *General expenses*, yaitu biaya yang dikeluarkan untuk menunjang beroperasinya pabrik, meliputi:
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi dan penjualan
 - Penelitian dan pengembangan
 - Pembayaran bunga bank
 - Litbang

Gabungan dari *manufacturing cost* dan *general expenses*, disebut dengan biaya produksi total (*Total Production Cost*).

Perhitungan dilakukan dari tahun ke tahun berdasarkan kapasitas produksi. Kapasitas produksi ditingkatkan secara bertahap mulai dari 80% kapasitas terpasang pada tahun pertama, 90% kapasitas terpasang pada tahun kedua, 100% kapasitas terpasang pada tahun ketiga dan 100% kapasitas terpasang pada tahun keempat dan seterusnya hingga tahun ke – 10.

6.5. Komposisi Permodalan

Komposisi pemodalannya terbagi dua bagian yaitu modal sendiri dan modal pinjaman bank. Jumlah pinjaman modal dari bank diperkirakan mencapai 75% dari total modal yang dapat dijamin, dalam hal ini yaitu modal investasi tetap langsung (DFCI). Berikut data kebutuhan komposisi modal yang dibutuhkan:

- Biaya yang dapat dijamin DFCI Rp. 406.437.623.434,92
- Asumsi pinjaman sebesar 75 % DFCI Rp 304.828.217.576,19
- Besar pinjaman dari bank yang diambil sebesar Rp 300.000.000
- Modal sendiri (Pinjaman Bank - TCI) Rp 425.956.562.683,91
- Modal sendiri 58,68%

- Pinjaman Bank 41,32%
- Suku bunga per tahun 10,25%
- Jangka waktu peminjaman 5 tahun
- Grace period 1 tahun (Pinjaman dilakukan pada tahun ke-2 (dua) masa pembangunan pabrik).

Pembayaran bunga pinjaman pertama dimasukkan dalam investasi modal tetap tidak langsung sedangkan bunga pinjaman selanjutnya diperhitungkan dalam biaya produksi (setelah masa konstruksi selesai dan pabrik beroperasi). Pembayaran angsuran pertama dimulai pada akhir tahun pertama setelah pabrik beroperasi secara komersial.

6.6. Hasil Analisis

6.6.1. Break Even Point

Break Even Point (BEP) atau titik impas adalah persen kapasitas produksi dimana nilai total penjualan bersih sama dengan nilai total biaya yang dikeluarkan perusahaan dalam kurun waktu 1 tahun. BEP bermanfaat untuk mengendalikan kegiatan operasional perusahaan, antara lain mengendalikan total produksi, total penjualan, dan mengendalikan keuangan pada tahun buku berjalan. Dari hasil analisis diperoleh BEP pada tahun pertama adalah 33,71%

6.6.2. Perhitungan Laba Rugi

Laba atau rugi adalah selisih pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan. Bila selisih antara pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan mempunyai nilai positif berarti perusahaan tersebut memperoleh keuntungan atau laba, dan sebaliknya bila selisih antara pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan bernilai negatif berarti perusahaan tersebut mengalami kerugian.

Perhitungan laba rugi (lampiran 5) akan memberikan gambaran tentang kemampuan perusahaan untuk mengembalikan modal investasi serta besarnya pajak perseroan. Laba yang diperoleh sangat tergantung pada penerimaan dan pengeluaran ongkos pabrik. Besarnya pajak penghasilan Perseroan yang harus dibayar sesuai dengan besarnya laba kotor yang diperoleh dan dihitung berdasarkan Undang-Undang Pajak Penghasilan (PPh).

6.6.3. *Minimum Payback Period (MPP)*

Minimum Payback Period (MPP) adalah jangka waktu minimum pengembalian modal investasi. Pengembalian berdasarkan laba bersih ditambah biaya penyusutan (depresiasi) yang biasanya disebut sebagai *Net Cash Flow (NFC)*.

Perhitungan MPP dilakukan dengan cara menjumlahkan laba bersih dengan depresiasi setiap tahunnya sehingga memberikan jumlah yang sama dengan jumlah total modal investasi. Berdasarkan hasil analisis didapatkan nilai MPP selama 1 tahun 9 bulan 35 Hari.

6.6.4. *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return (IRR) adalah tingkat suku bunga pinjaman (*rate of interest*) dalam persen pada *Net Cash at Present Value (NC@PV) = 0*, dalam kurun waktu umur teknis mesin/peralatan, atau kurun waktu yang diharapkan lebih cepat dari umur teknis. Analisis IRR dilakukan untuk menilai kelayakan pendirian suatu pabrik IRR menggambarkan suatu tingkatan suku bunga yang memberikan nilai total sama dengan TCI. Bila bunga bank yang ada di perbankan selama usia pabrik lebih kecil dari IRR, maka pendirian pabrik adalah layak. Dari hasil analisis perhitungan diperoleh IRR sebesar 49,44 %, maka pabrik ini layak didirikan karena IRR lebih besar dari bunga bank sebesar 10,25%.

6.6.5. *Kelayakan Proyek*

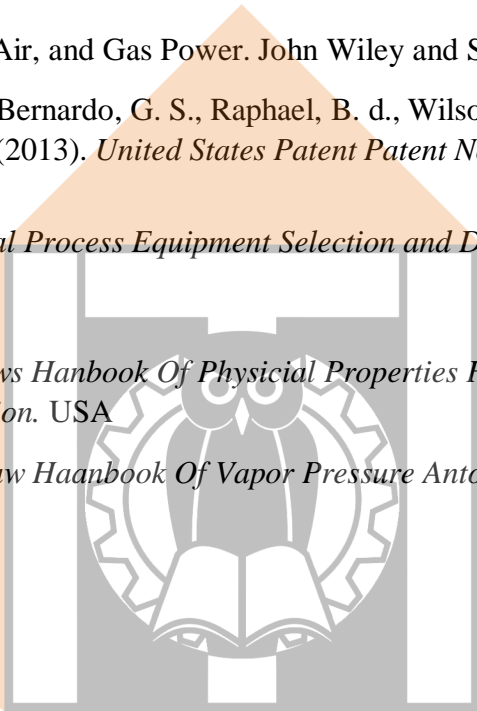
Dengan demikian perancangan pabrik ini layak karena:

- NCF@PV pada bunga bank sebesar 10,25 % = Rp 3.803.999.999.748,08
- MPP pada 1 tahun 9 bulan 35 hari sehingga investasi kembali sebelum umur pabrik 10 tahun.
- IRR = 49,44 % lebih besar dari tingkat bunga yang berlaku (10,25%).

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik Indonesia. (2018-2022). Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri (EKSPOR): <https://www.bps.go.id>
- Badan Pusat Statistik Indonesia. (2018-2022). Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri (IMPOR): <https://www.bps.go.id>
- Banten, K. (2021, November 12). *Kabar Banten*. Retrieved April 10, 2020, from Lapangan Kerja di Banten Terbatas: <https://www.kabar-banten.com/lapangan-kerja-di-banten-terbatas>.
- Brownell, L. E. dan Young E. H. 1959. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Ltd. New Delhi.
- Dasari, M.A., Kiatsimkul, P., Sutterlin, W.R., Suppes, G.J. (2005). *Low-pressure hydrogenolysis of glycerol to propylene glycol*. Columbia
- Ding, Z., Joseph, C., & Weihua, J. (2013). *United State of America Patent No. US 8,394,99 B2*.
- Direktorat Jendral Industri Argo dan Kimia. (2009)
- Haynes, W.M. (2016). *Hanbook Of Chemistry and Physics 97th Edition*. USA
<https://www.alibaba.com/>
<https://matche.com>
- J.Supes, G., William, R. S., & Dasari, M. (2011). *United States of America Patent No. US 7, 943,805 B2*.
- Lumbangaol, P., Tiurma, S., & Peri, S. H. (59-69). KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP (K3LH) PADA PROYEK SUPERMARKET JL. SISINGAMANGARAJA XII KM. 3,3. *Jurnal Visi Eksakta (JVIEKS)*, 2021.
- Monice, M, at al. (2012). *Safety Assesment of Propylene Glycol, Trypropylene Glycol, and PPGs as Used in Cosmetics*. USA

- Paningo, H. T. (2022). Retrieved from [https://repository.unibos.ac.id:
https://repository.unibos.ac.id/xmlui/bitstream/handle/123456789/2535/2022%20Hizkia%20Triadi%20Paningo%204518044002.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repository.unibos.ac.id:https://repository.unibos.ac.id/xmlui/bitstream/handle/123456789/2535/2022%20Hizkia%20Triadi%20Paningo%204518044002.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
- Perry, Robert H., Green, Don W. (1997). *Perry's Chemical Engineer's Handbook. Seventh Edition.* USA
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineer. 4th Edition.* McGraw-Hill Inc. New York
- Powell, Shepard T. (1959). *Water Conditioning For Industry.* McGRAW-HILL Book Company. USA
- Severn, W.H. (1959). *Steam, Air, and Gas Power.* John Wiley and Sons Inc, New York
- Rabello, C. R., Marlito, G. J., Bernardo, G. S., Raphael, B. d., Wilson, K. H., Thomas, S. Y., . . . William, V. C. (2013). *United States Patent Patent No. US 8,492,597 B2.*
- Wallas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design.* Butterworth-Heinemann. USA.
- Yaws, Carl L. (2015). *The Yaws Handbook Of Physical Properties For Hydrocarbons And Chemical Second Edition.* USA
- Yawas, Carl L. (2015). *The Yaw Haanbook Of Vapor Pressure Antoine Coeficient.* USA



LAMPIRAN 1

DATA

L1.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan *propylene glycol* adalah glycerol dan gas hidrogen. Dalam proses pembuatan *propylene glycol* terdapat produk samping berupa air. Berikut ini adalah sifat fisik dari bahan baku, produk utama dan hasil samping dari proses ini

L.1.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Glycerol

Nomor CAS	: 56-81-5
Rumus Molekul	: $C_3H_8O_3$
Berat Molekul	: 92 gram/mol
Wujud	: cair
Titik didih	: 290°C
Kemurnian	: 95%

2. Gas Hidrogen

Nomor CAS	: 1333-74-0
Rumus Molekul	: H_2
Berat Molekul	: 2 gram/mol
Wujud	: gas
Titik didih	: -259,2 °C
Kemurnian	: 100%

L.1.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

1. Katalis (Copper Chromite)

Nomor CAS	: 12053-18-8
Rumus Molekul	: $2CuO.Cr_2O_3$
Berat Molekul	: 311,08 gram/mol
Wujud	: pelet

Titik didih : -
Kemurnian : 25 – 30%

2. Katalisa (Asam Sulfat)

Nomor CAS : 7664-93-9
Rumus Molekul : H_2SO_4
Berat Molekul : 98 gram/mol
Wujud : cair
Titik didih : 337 °C
Kemurnian : 95-98%

L.1.1.3 Spesifikasi Produk

1. *Propylene Glycol*

Nomor CAS : 57-55-6
Rumus Molekul : $C_3H_8O_2$
Berat Molekul : 76 gram/mol
Wujud : cair
Titik didih : 187,5 °C
Kemurnian : 99,5%

L.1.1.4 Spesifikasi Produk Samping

1. Air

Nomor CAS : 7732-18-5
Rumus Molekul : H_2O
Berat Molekul : 18 gram/mol
Wujud : cair
Titik didih : 100 °C
Kemurnian : 100%

L1.2 Sumber Literatur



US007943805B2

(12) **United States Patent**
Suppes et al.

(10) **Patent No.:** **US 7,943,805 B2**
(45) **Date of Patent:** **May 17, 2011**

(54) **METHOD OF PRODUCING LOWER ALCOHOLS FROM GLYCEROL**

(75) Inventors: **Galen J. Suppes**, Columbia, MO (US); **William Rusty Sutterlin**, Columbia, MO (US); **Mohanprasad Dasari**, Columbia, MO (US)

GB	490 211 A	8/1938
JP	2002 265986 A	9/2002
WO	WO 9305006	3/1993
WO	WO 01/46102 A	6/2001
WO	WO 01/66499 A	9/2001
WO	WO 03/087041 A	10/2003
WO	WO 2005/095536 A2	10/2005
WO	WO 2007053705	10/2007

(73) Assignee: **The Curators Of The University Of Missouri**, Columbia, MO (US)

OTHER PUBLICATIONS

(*) Notice: Subject to any disclaimer, the term of this patent is extended or adjusted under 35 U.S.C. 154(b) by 0 days.

PCT/US2008/087842 International Search Report & Written Opinion mailed Mar. 5, 2009, 14 pages.
European Application No. 05726117; Examination Report dated Apr. 16, 2007; 3 pages.
European Application No. 05726117; Response to Examination Report dated Oct. 26, 2007; 5 pages.
Itsumo, Organic Reactions, 1998, 52 (Bib. And Reaction equation 522 of 659).

(21) Appl. No.: **12906,358**

(22) Filed: **Oct. 18, 2010**

PCT/US06/042707 International Search Report and Written Opinion, mailed Apr. 7, 2007, 16 pages.

(65) **Prior Publication Data**
US 2011/0040132 A1 Feb. 17, 2011

PCT/US05/009901 International Preliminary Report on Patentability, Sep. 26, 2006; 21 pages.

Related U.S. Application Data

(60) Division of application No. 12/645,213, filed on Dec. 22, 2009, now Pat. No. 7,816,567, which is a division of application No. 11/088,603, filed on May 24, 2005, now Pat. No. 7,663,004, and a continuation-in-part of application No. 10/420,047, filed on Apr. 21, 2005, now abandoned.

U.S. Appl. No. 10/420,047; Restriction Requirement mailed Jan. 2, 2004; 4 pages.

(60) Provisional application No. 60/556,334 filed on Mar. 25, 2004, provisional application No. 60/374,292, filed on Apr. 22, 2002, provisional application No. 60/410,324, filed on Sep. 13, 2002.

U.S. Appl. No. 10/420,047; Response to Restriction Requirement filed Jan. 29, 2004; 2 pages.

(51) **Int. Cl.**
C07C 29/132 (2006.01)

U.S. Appl. No. 10/420,047; Response to Office Action filed Aug. 3, 2004; 3 pages.

(52) **U.S. Cl.** **568/861**

International Search Report and Written Opinion for PCT/US2005/009901, Jan. 19, 2006.

(58) **Field of Classification Search** **568/861**
See application file for complete search history.

Dasari, M.A., et al. "Low-Pressure Hydrogenolysis Of Glycerol To Propylene Glycol," Applied Catalysis A: General, Elsevier Science, Amsterdam, Netherlands, vol. 281, No. 1-2, p. 225-231, Jan. 1, 2005.

(56) **References Cited**

U.S. PATENT DOCUMENTS

3,871,445 A	3/1975	Wanka et al.
4,516,632 A	5/1985	Swift et al.
4,642,394 A	2/1987	Che
5,214,219 A	5/1993	Casale et al.
5,266,181 A	11/1993	Matsumura et al.
5,276,181 A	1/1994	Casale et al.
5,616,817 A	4/1997	Schuster et al.
5,811,597 A	9/1998	Hwan et al.
6,080,898 A	6/2000	Drent et al.
6,488,742 B1	12/2002	Grunewald et al.
2002/0077501 A1	6/2002	Hoyme et al.
2005/0244312 A1	11/2005	Suppes et al.
2007/0287865 A1	12/2007	Aredondo et al.

Montasser, C., et al. "Deactivation Of Supported Copper Based Catalyst During Polyol Conversion In Aqueous Phase" Applied Catalysis A: General, Elsevier Science, Amsterdam, Netherlands, vol. 124, No. 2, p. 231-244, Jan. 19, 1995.

Montasser, C., et al. "Polyol Conversion by Liquid Phase Heterogeneous Catalysis Over Metals," Heterogeneous Catalysis And Fine Chemicals, p. 165-170, 1988.

U.S. Appl. No. 12/645,213, Notice of Allowance mailed Jun. 14, 2010, 6 pages.

European Application No. 06836781.2, Communication Pursuant to Article 94(3) EPC dated Apr. 20, 2010, 8 pages.

European Application No. 05726117.4, Communication Pursuant to Article 94(3) EPC dated Jan. 12, 2010, 5 pages.

European Application No. 05726117.4, Response to Communication filed Jul. 22, 2010, 15 pages.

(Continued)

Primary Examiner — Elvis O Price
(74) *Attorney, Agent, or Firm* — Lathrop & Gage LLP

FOREIGN PATENT DOCUMENTS

DE	524 1001 C	5/1931
DE	41 28 692 A1	3/1993
DE	4302464 A1	8/1994
EP	0523 015 A	1/1993
EP	0523014 A2	1/1993
EP	0544 157 A	6/1993
EP	0713849 A1	5/1996
EP	0 826 691 A	3/1998

(57) **ABSTRACT**

A reactive-separation process converts glycerin into lower alcohols, having boiling points less than 200° C., at high yields. Conversion of natural glycerin to propylene glycol through an acetol intermediate is achieved at temperatures from 150° to 250° C. at a pressure ranging from 1 and 25 bar. The preferred applications of the propylene glycol are as an antifreeze, deicing compound, or anti-icing compound. The preferred catalyst for this process is a copper-chromium powder.

13 Claims, 3 Drawing Sheets

7
EXAMPLE 1

Confirmation of Reaction Mechanism

An experiment was performed to validate the reaction mechanism 200. Reactions were conducted in two steps, namely, Steps 1 and 2. In step 1, relatively pure acetol was isolated from glycerol. Temperature ranged from 150° C. to 250° C. and more specifically from 180° C. to 220° C. There was an absence of hydrogen. Pressure ranged from 1 to 14 psi (6.9 MPa to 96 MPa) more specifically from 5 to 10 psi (34 MPa to 69 MPa). A copper-chromite catalyst was present. In Step 2, the acetol formed in Step 1 was further reacted in presence of hydrogen to form propylene glycol at a temperature ranging from 150° C. to 250° C. and more preferably between 180 to 220° C. Excess hydrogen was added at a hydrogen over pressure between 1 to 25 bars using the same catalyst.

It was observed in the Step 2 of converting acetol to propylene glycol that lactaldehyde was formed. Propylene glycol is also formed by the hydrogenation 208 of lactaldehyde 302, as illustrated in FIG. 3. With respect to FIG. 2, lactaldehyde represents an alternative path for forming propylene glycol from acetol. FIG. 3 shows this mechanism 300 where the acetol undergoes a rearrangement of the oxygen double bond to form lactaldehyde 302, but the dehydrogenation step 208 acting upon the lactaldehyde 302 also results in the formation of propylene glycol 210. It was also observed that the formation of lactaldehyde intermediate was predominant at lower reaction temperatures in the range of from 50° C. to 150° C. (see Example 8 below).

This and subsequent reactions were performed in liquid phases with catalyst and sufficient agitation to create a slurry reaction mixture.

EXAMPLE 2

Simultaneous Dehydration and Hydrogenation Using Various Catalysts and Reagent Mixtures

A variety of reaction procedures were performed to show that reaction efficiency may be optimized at any process conditions, such as reaction time, temperature, pressure and flash condition by the selection or choice of catalyst for a given polyhydric feedstock.

Table 1 reports the results of reacting glycerol in the presence of hydrogen and catalyst to form a mixture containing propylene glycol. The reaction vessel contained 80 grams of refined glycerol, 20 grams of water, 10 grams of catalyst, and a hydrogen overpressure of 200 psig. The reactor was a closed reactor that was topped off with excess hydrogen. The reaction occurred for 24 hours at a temperature of 200° C. All catalysts used in this Example were purchased on commercial order and used in the condition in which they arrived.

TABLE 1

Summary of catalyst performances based on 80 grams of glycerol reacted on a 100 grams basis.					
	Initial Loading (g)	Best Possible (g)	Catalyst 5% Ruthenium on carbon (g)	Catalyst Raney-Copper (g)	Catalyst Raney-Nickel (g)
Glycerol	100	0	63.2	20.6	53.6
Water	25	43	not measured	not measured	not measured

8

TABLE 1-continued

Summary of catalyst performances based on 80 grams of glycerol reported on a 100 grams basis.					
	Initial Loading (g)	Best Possible (g)	Catalyst 5% Ruthenium on carbon (g)	Catalyst Raney-Copper (g)	Catalyst Raney-Nickel (g)
Propylene Glycol	0	82	14.9	27.5	14.9
Ethylene Glycol	0	0	16.9	13.1	16.5
Acetol	0	0	0.0	12.1	0.0
Total, excluding water	100	82	94.9	73.2	85.0

Table 2 summarizes reaction performance with a higher initial water content, namely, 30 grams of refined glycerol and 70 grams of water. The reactions were conducted at the following initial conditions: 5% wt of catalyst, and a hydrogen overpressure of 1400 kPa. The following table presents compositions after reacting in a closed reactor (with topping off of hydrogen) for 24 hours at a reaction temperature of 200° C.

TABLE 2

Summary of catalyst performances based on 30 grams initial loading of glycerol and 70 grams of water.					
	Initial Loading (g)	Best Possible (g)	Catalyst 5% Ruthenium on carbon (g)	Catalyst Raney-Copper (g)	Catalyst Raney-Nickel (g)
Glycerol	30	0	20.8	19.1	3.8
Propylene Glycol	0	24	9.3	7.23	3.1
Ethylene Glycol	0	0	0	0	0
Acetol	0	0	1.5	1.6	1.7

Table 3 summarizes the performance of a copper chromium catalyst in the presence of 20 percent of water. The reactions were conducted at the following initial conditions: 5% wt of catalyst, and a hydrogen overpressure of 1400 kPa. The following table presents compositions after reacting in a closed reactor (with topping off of hydrogen) for 24 hours at a reaction temperature of 200° C.

TABLE 3

Summary of copper chromium catalyst performance based on 80 grams initial loading of glycerol and 20 grams of water.			
	Initial Loading (g)	Best Possible (g)	Catalyst Copper Chromium (g)
Glycerol	80	0	33.1
Propylene glycol	0	66.1	44.8
Ethylene Glycol	0	0	0
Acetol	0	0	3.2

Table 4 summarizes the impact of initial water content in the reactants on formation of propylene glycol from glycerol. The reactions were conducted at the following initial conditions: 5% wt of catalyst, and a hydrogen overpressure of 1400 kPa. The catalyst was purchased from Sud-Chemie as a powder catalyst having 30 m²/g surface area, 45% CuO, 47% Cr₂O₃, 3.5% MnO₂ and 2.7% BaO. The following table presents compositions after reacting in a closed reactor (with topping off of hydrogen) for 24 hours at a reaction temperature of 200° C.

L1.3 MSDS (Material Safety Data Sheet)



Copper Chromite CAS No 12053-18-8	MATERIAL SAFETY DATA SHEET SDS/MSDS
--	--

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

- 1.1 **Product identifiers**
 Product name : **Copper Chromite**
 CAS-No. : 12053-18-8
- 1.2 **Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against**
 Identified uses : Laboratory chemicals, Industrial & for professional use only.
- 1.3 **Details of the supplier of the safety data sheet**
 Company : Central Drug House (P) Ltd
 7/28 Vardaan House
 Ansari Road Daryaganj
 New Delhi-110002
 INDIA
 Telephone : +91 11 49404040
 Email : care@cdhfinechemical.com
- 1.4 **Emergency telephone number**
 Emergency Phone # : +91 11 49404040 (9:00am - 6:00 pm) [Office hours]

SECTION 2: Hazards identification

- 2.1 **Classification of the substance or mixture**
Classification according to Regulation (EC) No 1272/2008
 Oxidizing solids (Category 2), H272
 Specific target organ toxicity - single exposure (Category 3), Respiratory system, H335
 Acute aquatic toxicity (Category 1), H400
 Chronic aquatic toxicity (Category 3), H412

For the full text of the H-Statements mentioned in this Section, see Section 16.

- 2.2 **Label elements**
Labelling according Regulation (EC) No 1272/2008
 Pictogram



Signal word	Danger
Hazard statement(s)	
H272	May intensify fire; oxidizer.
H335	May cause respiratory irritation.
H410	Very toxic to aquatic life with long lasting effects.

	No. Dokumen : LDKB.07
	No. Revisi : 1
	Tgl. Diterbitkan : 22 Juni 2022
	Halaman : 1 dari 16
Judul : Material Safety Data Sheet Hydrogen (Lembar Data Keselamatan Bahan Hidrogen)	
1. IDENTIFICATION OF THE / IDENTIFIKASI SENYAWA	
Product name based on GHS (Nama produk berdasar GHS)	: Hydrogen (Hidrogen)
GHS Other identification (Identifikasi lainnya)	: H2, Dihydrogen; o-Hydrogen; p-Hydrogen; Molecular hydrogen
Recommended use (Penggunaan yang dianjurkan)	: Chemical Synthesis/Analysis (Sintesis/ Analisa Kimia)
Identifikasi Perusahaan (Company Identification)	: <ol style="list-style-type: none"> PT Samator Gresik Jl. Raya Bambe Km.19, Driyorejo, Gresik 61177 PT Samator Cikampek Kawasan Industri Indotaisei Sektor 1A Blok J, Cikampek - Jawa Barat 41373 PT. Raja Prima Syngas (RPS) Kawasan Berikat PT. Sumi Asih. Jl. Cempaka Km 38, Kelurahan Jatimulya, Kecamatan Tambun Selatan Kabupaten Bekasi - Jawa Barat
Emergency phone number (Nomer telepon darurat)	: <ol style="list-style-type: none"> PT Samator Gresik (031) 7507050 PT Samator Cikampek (0264) 8302476 PT. Raja Prima Syngas (RPS) (021) 88131246
2. HAZARDS IDENTIFICATION / IDENTIFIKASI BAHAYA	
Product hazard classification (Klasifikasi bahaya produk)	: <p>Flammable gas – Category 1 Gas under pressure – Compressed gas</p> <p>Gas mudah terbakar – Katagori 1 Gas dalam tekanan – Compressed gas</p>
Element label (Label elemen)	: 
Signal word	: Danger
Kata sinyal	Bahaya
Danger statement (Pernyataan bahaya)	: <p>The gas is highly flammable. May form explosive mixture with air Contains gas under pressure; may explode if heated. Can displace oxygen and cause rapid suffocation. Burns with invisible fire.</p> <p>Gas sangat mudah terbakar. Dapat membentuk campuran eksplosif dengan udara. Berisi gas di bawah tekanan; dapat meledak jika</p>



LEMBARAN DATA KESELAMATAN BAHAN
menurut Keputusan No. 87/M-IND/PER/9/2009

Halaman 1/9

Propylene Glycol, USP

Revisi 1

Tanggal Perubahan 2020-03-09

BAGIAN 1. IDENTIFIKASI BAHAN DAN PERUSAHAAN

Nama produk

Nama produk	Propylene Glycol, USP
Nomor CAS	57-55-6
Nomor EC	200-338-0
Kode produk	416184, 79231

Pengunaan yang dimaksudkan

Pengunaan yang dimaksudkan	[SU22] Penggunaan profesional: domain publik (administrasi, pendidikan, hiburan, Layanan, pengrajin);
Deskripsi	Untuk penggunaan hewan saja. Bukan untuk penggunaan manusia.

Leveransir

Perusahaan	Neogen Corporation
Alamat	620 Leshar Place Lansing MI 48912 USA
Web	www.neogen.com
Telpon	517-372-9200/800-284-5333
E-mail	SDS@neogen.com

Nomor telpon darurat.

	24 jam: Medical: 1-651-523-0318 (internasional) Tumpahan/CHEMTREC: 1-703-527-3887 (internasional)
--	---

Informasi selanjutnya

	Diproduksi oleh: Preserve International 944 Nandino Blvd. Lexington, KY 40511-1205 U.S.A. Preserve International adalah anak perusahaan yang sepenuhnya dimiliki oleh Neogen Corporation.
--	---

BAGIAN 2. IDENTIFIKASI BAHAYA

Elemen label

Pernyataan Berbahaya	Produk ini dikelaskan sebagai sesuatu yang tidak berbahaya.
-----------------------------	---

Gangguan lain

Gangguan lain	Tidak ada yang diketahui.
----------------------	---------------------------

Propylene Glycol, USP

Revisi 1
Tanggal Perubahan 2020-03-09

BAGIAN 3. KOMPOSISI / INFORMASI TENTANG BAHAN

3.1

EC 1272/2008

Nama kimia	No-Indeks	Nomor CAS	Nomor EC	Nomor Registrasi REACH	Conc. (% b / b)	Classification
Propylene glycol		57-55-6	200-338-0		90 - 100%	

Deskripsi

	Tidak ada komponen yang perlu diungkapkan sesuai dengan peraturan yang berlaku. Konsentrasi yang tercantum bukan spesifikasi produk.
--	--

Informasi selanjutnya

	Teks lengkap pernyataan bahaya yang tercantum dalam bagian ini disediakan di bagian 16.
--	---

BAGIAN 4. TINDAKAN PERTOLONGAN PERTAMA

Pertolongan pertama

Penghisapan	Pindahkan orang yang mengalami pendedahan ke tempat yang penuh udara segar. Berikan oksigen jika susah bernafas. Berikan pernafasan buatan jika pernafasan berhenti. Mendapatkan perhatian kedokteran jika iritasi atau gejala menerus.
Terkena mata	Segera cuci dengan banyak air. Lensa kontak harus dilepas. Mendapatkan perhatian kedokteran jika iritasi atau gejala menerus.
Terkena kulit	Ganti dan singkirkan pakaian yang terkontaminasi. Cuci dengan sabun dan air. Mendapatkan perhatian kedokteran jika iritasi atau gejala menerus.
Pengingasan	Jangan menginduksi muntah kecuali jika diberitahu untuk melakukannya oleh pusat kontrol racun atau Dokter. Cuci sama sekali mulut. Selalu jangan memberikan apa-apa melalui mulut pada orang yang tidak sadar. Mintalah bantuan medis bila anda merasa tidak sehat.

Gejala dan efek terpenting, baik akut maupun tertunda

Penghisapan	Mungkin menyebabkan gangguan pada sistim pernafasan.
Terkena mata	Mungkin menyebabkan gangguan pada mata.
Terkena kulit	Mungkin menyebabkan gangguan pada kulit.
Pengingasan	Pengingasan bisa menyebabkan mual dan muntah.

Indikasi pertolongan medis pertama dan perawatan khusus yang diperlukan

	Segera singkirkan orang yang terkena dari sumber kotoran. Pindahkan ke rumah sakit jika terdapat luka terbakar atau gejala keracunan. Mendapatkan perhatian kedokteran jika iritasi atau gejala menerus. Jika saran medis diperlukan, siapkan wadah produk atau label.
--	--

BAGIAN 5. TINDAKAN PENANGGULANGAN KEBAKARAN

Media pemadaman

	Memakai media pemadam yang cocok pada kondisi sekitar api.
--	--

Bahaya spesifik selama memadamkan kebakaran

	Jangan biarkan produk murni dilepaskan ke air tanah, aliran air atau sistem pembuangan kotoran.
--	---

Alat perlindungan khusus bagi petugas pemadam kebakaran

	Jangan menghirup uap atau kabut semprot. Memakai peralatan pernafasan yang cocok jika diperlukan.
--	---

Creation Date 07-Jan-2010

Revision Date 31-Dec-2020

Revision Number 13

SECTION 1: IDENTIFICATION OF THE SUBSTANCE/MIXTURE AND OF THE COMPANY/UNDERTAKING

1.1. Product Identifier

Product Description:	Glycerol
Cat No. :	G/0650/08, G/0650/15, G/0650/17, G/0650/21, G/0650/24, G/0650/25, G/0650/27
Synonyms	Glycerine
CAS-No	56-81-5
EC-No.	200-289-5
Molecular Formula	C3 H8 O3
Reach Registration Number	Exempt 1907/2006/EC Annex V.9

1.2. Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Recommended Use	Laboratory chemicals.
Sector of use	-
Product category	-
Process categories	-
Environmental release category	-
Uses advised against	No Information available

1.3. Details of the supplier of the safety data sheet

Company	<p>UK entity/business name Fisher Scientific UK Bishop Meadow Road, Loughborough, Leicestershire LE11 5RG, United Kingdom</p> <p>EU entity/business name Acros Organics BVBA Janssen Pharmaceuticaaan 3a 2440 Geel, Belgium</p>
----------------	---

E-mail address begei.sdsdesk@thermofisher.com

1.4. Emergency telephone number

Tel: 01509 231166
Chemtrec US: (800) 424-9300
Chemtrec EU: 001 (202) 483-7616

SECTION 2: HAZARDS IDENTIFICATION

2.1. Classification of the substance or mixture

CLP Classification - Regulation (EC) No 1272/2008

Physical hazards

SAFETY DATA SHEET

Glycerol

Revision Date 31-Dec-2020

Based on available data, the classification criteria are not met

Health hazards
Based on available data, the classification criteria are not met

Environmental hazards
Based on available data, the classification criteria are not met

Full text of Hazard Statements: see section 16

2.2. Label elements
None required

2.3. Other hazards

Substance is not considered persistent, bioaccumulative and toxic (PBT) / very persistent and very bioaccumulative (vPvB)

SECTION 3: COMPOSITION/INFORMATION ON INGREDIENTS

3.1. Substances

Component	CAS-No	EC-No.	Weight %	CLP Classification - Regulation (EC) No 1272/2008
Glycerin	56-81-5	200-289-5	>95	-

Reach Registration Number	Exempt 1907/2006/EC Annex V.9
----------------------------------	-------------------------------

Full text of Hazard Statements: see section 16

SECTION 4: FIRST AID MEASURES

4.1. Description of first aid measures

Eye Contact	Rinse immediately with plenty of water, also under the eyelids, for at least 15 minutes. Get medical attention.
Skin Contact	Wash off immediately with plenty of water for at least 15 minutes. Get medical attention immediately if symptoms occur.
Ingestion	Clean mouth with water and drink afterwards plenty of water. Get medical attention if symptoms occur.
Inhalation	Remove to fresh air. Get medical attention immediately if symptoms occur.
Self-Protection of the First Aider	No special precautions required.

FSUG0650

LAMPIRAN 2

NERACA MASSA DAN ENERGI

L2.1 Informasi Umum

L2.1.1 Basis Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 50.000 Ton/Tahun
Hari Kerja	= 330 Hari/Tahun
Jam Kerja	= 24 Jam/Hari
Laju Alir	= 6.313,13 Kg/Jam
Yield produk	= 81%

L2.1.2 Komposisi Massa, Properti Bahan Baku dan Produk

Tabel L2. 2 Data Properties

Data Properties Senyawa					
Senyawa	Rumus senyawa	BM	Titik didih °C	TC (C)	Pc (bar)
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	92	290	453	66,8
Hidrogen	H ₂	2	-252,72	240,03	12,93
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	76	187,5	352	60,7
Acetol	C ₃ H ₆ O ₂	74	145,7	316,06	54,79

L2.1.3 Panas Spesifik Bahan Baku dan Produk

Tabel L2. 3 Data Panas Sensible Gas

Heat Capacity of Gas								
Cp= A+B T+C T2 +D T2+ET4						(Cp-joule/(mol K), T-K)		
Senyawa	Rumus senyawa	A	B	C	D	E	TMIN	TMAX
Gliserol	C3H8O3	9.656	4,2826E-01	-2,6797E-03	-3,1794E-08	2,7745E-11	298	1200
Hidrogen	H2	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	8,7585E-12	250	1500
Propilen Glikol	C3H8O2	14.404	3,2565E-01	-7,8741E-05	-1,2420E-07	7,4776E-11	298	1000
Acetol	C3H6O2	-0,97	3,8307E-01	-3,0872E-04	1,3890E-07	-2,6720E-11	298	1500
Air	H2O	0,68800	7,E-03	8,E-05	-	-	298	1000

Tabel L2. 4 Data Panas Sensible Liquid

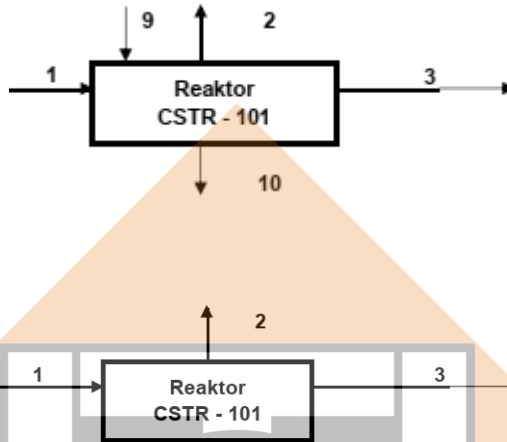
Heat Capacity of Liquid								
Cp= A+B T+C T2+D T3						(Cp-joule/(mol K), T-K)		
Senyawa	Rumus senyawa	A	B	C	D	TMIN	TMAX	Cp @25 C
Gliserol	C3H8O3	90,105	8,601E-01	-1,9745E-03	1,8068E-06	292	651	218,9
Hidrogen	H2	50,607	-6,1136E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03	14	32	-
Propilen Glikol	C3H8O2	118,614	6,7280E-01	-1,8377E-03	2,1303E-06	214	563	212,32
Acetol	C3H6O2	29,869	9,4610E-01	-2,5563E-03	2,7814E-06	253	544	158,44
Air	H2O	18,30000	0,47200	-0,00134	-	-	273	283

Tabel L2. 5 Data Panas Laten

Panas Laten Penguapan (Kj/mol)						
Hvap = A(1-T/Tc)^n						
Senyawa	Rumus senyawa	A	Tc (K)	n	T (K)	H Vap
Gliserol	C3H8O3	104,15	723	0,301	563	66,15
Hidrogen	H2	0,659	33,18	0,38	20,28	0,46
Propilen Glikol	C3H8O2	80,7	626	0,295	460,5	54,50
Acetol	C3H6O2	41,271	604	0,241	273	35,70
Air	H2O	-	-	-	3,7300E+02	40,65

L2.2 Neraca Massa dan Neraca Energi

L2.2.1 Neraca Reaktor Dehidrasi (R-101)



Gambar L2. 1 Diagram Alir Reaktor Dehidrasi

Tabel L2. 6 Neraca Massa Proses Reaktor Dehidrasi

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	1	9	2	3	10
Glycerol	7.642,21	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetol	0,00	0,00	0,00	6.147,00	0,00
Air	0,00	0,00	1.495,22	0,00	0,00
Asam Sulfat	0,00	191,06	0,00	0,00	191,06
Total	7.833,27		7.833,27		
Kondisi	<i>BALANCE</i>				

Tabel L2. 7 Data Stream Proses Reaktor Dehidrasi

Stream 1							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
Glycerol	Liquid	92,00	7.642,21	83,07	303,00	851,32	70.716,66
Total							70.716,66

Stream 2							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
Air	Liquid	18,00	1.495,22	83,07	303,00	1.703,76	141.527,27
	ΔH_v	18,00	1.495,22	83,07	373,00	40.650,00	3.376.694,58
	Gas	18,00	1.495,22	83,07	373,00	-	-
Total							3.518.221,85

Stream 3							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
Acetol	Liquid	74,00	6.147,00	83,07	373,00	4.376,21	363.521,22
Total							363.521,22

Tabel L2. 8 Data Panas Pembentukan Proses Dehidrasi

Komponen	$\Delta H_F (298K)$			
	n (Kmol)	(kJ/mol)	(kJ/Kmol)	H_F
Glycerol	83,07	-582,80	-582.800,00	-48.411.749,07
Air	83,07	-241,80	-241.800,00	-20.085.725,68
Acetol	83,07	10,66	10.660,00	885.499,73

$\Delta H_R^{\circ} = 29.211.523,13 \text{ KJ/Jam}$

Tabel L2. 9 Kebutuhan Panas Proses Reaktor Dehidrasi

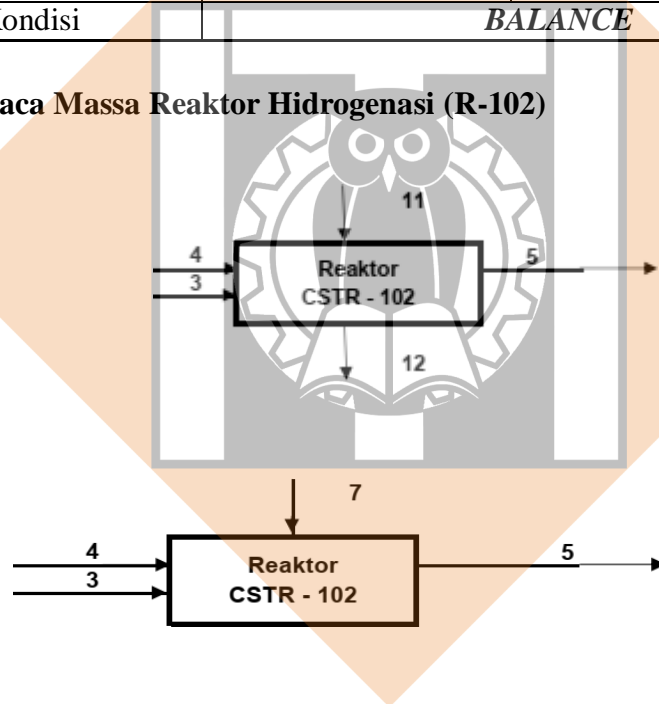
Menentukan Kebutuhan Pemanas ($Q_{Pemanas}$)			
Energi masuk	=	Energi keluar	
$H_{in} + Q_{Pemanas}$	=	$H_{out} + \Delta H_R^{\circ}$	
$Q_{pemanas}$	=	$(H_{out} + \Delta H_R^{\circ}) - H_{in}$	
	=	33.022.549,53	kJ/jam

Menghitung Kebutuhan Steam			
Untuk membuat <i>saturated steam</i> dengan :			
T	=	300,00	°C
P	=	8.592,70	Kpa
Entalpi <i>Saturated Steam</i>	=	2.751,00	kJ/kg
$Q_{Pemanas}$	=	Massa <i>steam</i> x H_{vap}	
Massa <i>steam</i>	=	12.003,83	kg

Tabel L2. 10 Neraca Energi Proses Reaktor Dehidrasi

Komposisi Panas	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H_{in}	70.716,66	-
H_{out}	-	3.881.743,07
$Q_{Pemanas}$	33.022.549,53	
ΔH_R°	-	29.211.523,13
Total	33.093.266,19	33.093.266,19
Kondisi	<i>BALANCE</i>	

L2.2.2 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi (R-102)



Gambar L2. 2 Diagram Alir Proses Reaktor Hidrogenasi

Tabel L2. 11 Neraca Massa Proses Reaktor Hidrogenasi

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
	3	4	11	5	12
H ₂	0,00	166,14	0,00	33,23	0,00
Acetol	6.147,00	0,00	0,00	1.229,40	0,00
Propylene Glicol	0,00	0,00	0,00	5.050,51	0,00
Copper Cromium	0,00	0,00	157,83	0,00	157,83
Total	6.470,96			6.470,96	
Kondisi	<i>BALANCE</i>				

Tabel L2. 12 Data Stream Proses Reaktor Hidrogenasi

<i>Stream 4</i>							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	∫C _{pd} T (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
H ₂	<i>Gas</i>	2,00	166,14	83,07	493,00	5.309,34	441.033,98
Total							441.033,98

<i>Stream 3</i>							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	∫C _{pd} T (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
<i>Acetol</i>	<i>Liquid</i>	74,00	6.147,00	83,07	373,00	4.376,21	363.521,22

ΔH_r	29.211.523,13
Total	29.575.044,34

<i>Stream 5</i>							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
Acetol	Liquid	74,00	1.229,40	16,61	298,00	4.523,65	75.153,69
	ΔH_v	74,00	1.229,40	16,61	419,00	35.702,09	593.137,15
	Gas	74,00	1.229,40	16,61	493,00	8.093,75	134.465,67
Propylene Glicol	Liquid	76,00	6.313,13	83,07	298,00	17.070,21	1.417.980,35
	ΔH_v	76,00	6.313,13	83,07	459,00	54.504,14	4.527.523,85
	Gas	76,00	6.313,13	83,07	493,00	494.399,47	41.068.536,83
H ₂	Gas	2,00	33,23	16,62	493,00	-8.124,80	- 134.993,51
Total							33.377.271,00

Tabel L2. 13 Data Panas Pembentukan Proses Hidrogenasi

Komponen	$\Delta H_F (298K)$			
	n (Kmol)	(kJ/mol)	(kJ/Kmol)	H _F
Acetol	83,07	10,66	10.660,00	885.499,73
H ₂	83,07	0,00	0,00	0,00
Propylene Glicol	83,07	-462,00	-	-
			462.000,00	38.377.192,98

$\Delta H_R^{\circ} = -39.262.692,72$ KJ/jam

Tabel L2. 14 Kebutuhan Panas Proses Reaktor Hidrogenasi

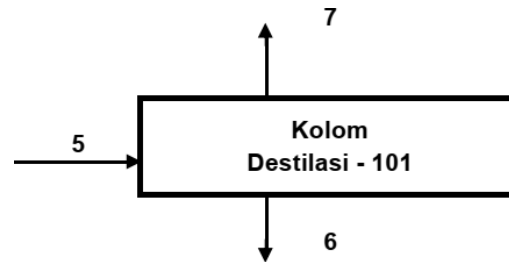
Menentukan Kebutuhan Pemanas ($Q_{Pemanas}$)		
Energi masuk	=	Energi keluar
$H_{in} + Q_{Pemanas}$	=	$H_{out} + \Delta H_R^\circ$
$Q_{Pemanas}$	=	$(H_{out} + \Delta H_R^\circ) - H_{in}$
	=	35.907.500,04 kJ/jam

Menghitung Kebutuhan Steam			
Untuk membuat <i>saturated steam</i> dengan :			
T	=	300,00	°C
P	=	8.592,70	Kpa
Entalpi <i>Saturated Steam</i>	=	2.751,00	kJ/kg
$Q_{Pemanas}$	=	Massa <i>steam</i> x H_{vap}	
Massa <i>steam</i>	=	13.052,53	kg

Tabel L2. 15 Neraca Massa Proses Reaktor Hidrogenasi

Komposisi Panas	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H_{in}	30.016.078,33	-
H_{out}	-	33.371.271,00
$Q_{Pemanas}$	35.907.500,04	-
ΔH_R°	-	39.262.692,72
Total	-5.891.421,72	-5.891.421,72
Kondisi	BALANCE	

L2.2.3 Neraca Kolom Destilasi (DC-101)



Gambar L2. 3 Diagram Alir Proses Kolom Destilasi

Tabel L2. 16 Neraca Massa Kolom Destilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	5	6	7
Aliran			
H ₂	33,23	0,00	33,23
Acetol	1.229,40	0,00	1.229,40
Glycerol	6.313,13	6.313,13	0,00
Total	7.575,76		7.575,76
Kondisi	<i>BALANCE</i>		

Tabel L2. 17 Kondisi Operasi Kolom Destilasi

T _{In} Condenser (T Dew Top)	423,30	K			
T _{Out} Condenser (T Bubble Top)	423,00	K			
T _{ref}	298,00	K			
Cp udara	1.005,00	J/Kg.K	Tin Udara	306	K
T udara	7,00	K	Tout Udara	313	K

Tabel L2. 18 Data Stream Pada Kondenser

Entalpi di Kondenser						
Senyawa	Masuk (<i>Overhead Vapour</i>)			Keluar (<i>Condensate</i>)		
	n (kmol/h)	H (KJ/Kmol)	n*H	n (mol/h)	H (J/mol)	n*H
H ₂	16,62	3459,752632	57483,79	16,62	4805761,74	79847731,27
Acetol	16,61	12107,18281	201142,85	16,61	4424,02	73498,49
Propylene Glicol	0,00	1818240,947	181,82	0,00	14992,20	1,50
Total	33,23	1.833.807,88	258.808,46	33,23	4.825.177,96	79.921.231,26
Q _{Condenser}	79.662.422,7982	J/h				
Massa Udara	11.323,7275	Kg/h				

<i>T Dew Bottom</i>	433,00	K
F	116,30	Kmol/h
D	33,23	Kmol/h
Rm	0,2602	
R/D	0,3903	
R	12,9682	Kmol/h
Vf	23,2592	Kmol/h
V	46,1968	Kmol/h
Bu	22,9376	Kmol/h
<i>T Bottom Liquid</i>	430,17	K
<i>T Boil Up</i>	433,00	K
Tref	298,00	K
L	106,0050	Kmol/h

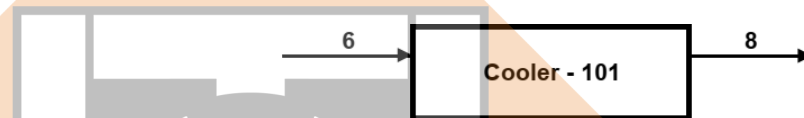
Tabel L2. 19 Data Stream Pada Reboiler

Entalpi di Reboiler							
Senyawa	Mol Frac. (x)	Masuk (<i>Bottom Liquid</i>)			Keluar (<i>Boil Up</i>)		
		n (Kmol/h)	H (KJ/Kmol)	n*H	n (Kmol/h)	H (KJ/Kmol)	n*H
H ₂	0,0000	16,62	5.191.032,81	86.249.010,17	16,62	3.721,38	61.830,65
Acetol	0,0000	16,61	4.196,48	69.718,22	16,61	13.139,72	218.296,86
Propylene Glicol	1,0000	83,07	15.502,73	1.287.773,45	83,07	1.959.172,17	16.274.356,82
Steam/Condensate		145,00	1.397.000,42	202.569.336,13	145,00	1.888.941,60	273.896.532,00
Total		261,30	H in (J/Kmol)	290.175.837,96	261,30	H out (J/Kmol)	290.175.837,96
BALANCE					0,00		

Tabel L2. 20 Neraca Energi Proses Kolom Destilasi

Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
Entalpi <i>Feed</i> (H_f)	33.741.529,81	-
$Q_{reboiler}$	290.175,84	
Entalpi Destilat (H_d)	-	79.921,23
Entalpi <i>Bottom</i> (H_b)	-	290.175,84
$Q_{Condenser}$	79.662,42	-
Total	33.741.529,81	33.741.529,81
BALANCE		

L2.2.3 Neraca Cooler (C-101)



Gambar L2. 4 Diagram Alir Proses Cooler

Tabel L2. 21 Neraca Massa Proses Cooler

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)

Aliran	6	8
H ₂	0,00	0,00
Acetol	0,00	0,00
Glycerol	6.313,13	6.313,13
Total	6.313,13	6.313,13
Kondisi	BALANCE	

Tabel L2. 22 Data Stream Proses Cooler

<i>Stream 6</i>							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
<i>Propylene Glicol</i>	<i>Liquid</i>	76,00	6.313,13	83,07	433,00	-	33.371.271,00
Total							33.371.271,00

<i>Stream 8</i>							
Komponen	Fasa	MR	m (Kg/jam)	n (Kmol/jam)	T (K)	$\int C_{pd}T$ (kJ/Kmol K)	H (kJ/jam)
<i>Propylene Glicol</i>	<i>Liquid</i>	76,00	6.313,13	83,07	303,00	774,21	64.311,62
Total							64.311,62

Tabel L2. 23 Data Kebutuhan Pendingin Proses Cooler

Menghitung Kebutuhan Pendingin

Energi masuk	=	Energi keluar
H _{in}	=	H _{out} + Q _{pendingin}

Q _{pendingin}	=	H _{in} – H _{out}	
	=	33.306.959,38	kJ/jam

Kebutuhan Air Pendingin

T _{in}	=	20,00	°C	293,15	K
T _{out}	=	50,00	°C	323,15	K

Air	92,053	-0,040	0,000	0,000	2.261,010
-----	--------	--------	-------	-------	-----------

Jumlah air pendingin

$$m = \frac{Q_c}{\int C_p dT}$$

= 14.731,01 kmol/jam

= 265.158,16 kg/jam

Tabel L2. 24 Neraca Energi Proses Cooler

Komposisi	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas		
H _{in}	33.371.271,00	-
H _{out}	-	64.311,62
Q _{pendingin}	-	33.306.959,38
Total	33.371.271,00	33.371.271,00
Kondisi	BALANCE	

LAMPIRAN 3

UTILITAS

L3.1 Utilitas Air

L3.1.1 Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan *Boiler* dihitung berdasarkan laju alir massa *steam* yang dibutuhkan pada produksi *Propylene Glycol*. Pada pabrik ini *steam* dibutuhkan sebagai fluida panas pada beberapa unit yaitu R-101 dan R-102.

L3.1.1.1 Kebutuhan Steam untuk Reaktor CSTR Dehidrasi (R-101)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca energi reaktor Dehidrasi (R-101) untuk memanaskan campuran dengan suhu 100 °C diperlukan $Q_{Pemanas}$ sebesar 25.056,36 kJ/jam. Sehingga suhu *steam* yang digunakan yaitu 250 °C dan tekanan 85,93 bar dari *steam table* (J.S. Smith, H.C. Van Ness) diperoleh :

Entalpi *saturated vapor* = 2.751 kJ/kg

Panas yang digunakan pada pemanasan yaitu panas laten (ΔH_{vap}) :

$$\Delta H_{vap} = 2.751 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga massa *steam* yang dibutuhkan yaitu :

$$Q_{pemanas} = \text{Massa steam} \times H_{vap}$$

$$\text{Massa Steam} = \frac{Q_{pemanas}}{\Delta H_{vap}}$$

$$\text{Massa Steam} = \frac{25.056,36 \text{ kJ/jam}}{2.751 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 9.107,83 \text{ kg/jam}$$

L3.1.1.2 Kebutuhan Steam untuk Reaktor CSTR Hidrogenasi (R-102)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca energi reaktor Hidrogenasi (R-102) untuk memanaskan campuran dengan suhu 220 °C diperlukan $Q_{Pemanas}$ sebesar 35.907.500,04 kJ/jam. Sehingga suhu *steam* yang digunakan yaitu 250 °C dan tekanan 85,93 bar dari *steam table* (J.S. Smith, H.C. Van Ness) diperoleh :

Entalpi *saturated vapor* = 2.751 kJ/kg

Panas yang digunakan pada pemanasan yaitu panas laten (ΔH_{vap}) :

$$\Delta H_{\text{vap}} = 2.751 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga massa *steam* yang dibutuhkan yaitu :

$$\begin{aligned} Q \text{ pemanas} &= \text{Massa } \textit{steam} \times H_{\text{vap}} \\ \text{Massa } \textit{Steam} &= \frac{Q \text{ pemanas}}{\Delta H_{\text{vap}}} \\ \text{Massa } \textit{Steam} &= \frac{35.907.500,04 \text{ kJ/jam}}{2.751 \text{ kJ/kg}} \\ &= 13.052,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.1.3 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Tabel L3. 1 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Reaktor Dehidrasi	R-101	12.003,83
Reaktor Hidrogenasi	R-102	13.052,53
Total Air Umpan Boiler (kg/jam)		25.056,36

Dengan memperhatikan faktor keamanan (FK) dan kehilangan panas di masing-masing alat, setiap *steam* yang dialirkan ke unit proses dilebihkan 10% sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan } \textit{Steam} &= 25.056,36 \text{ kg/jam} \\ \text{Total + FK 10\%} &= 27.562,00 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.2 Penyediaan Air Untuk Steam

Jenis Boiler : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 Unit

a. Penentuan Brake Horse Power (BHP)

Temperatur *Steam* = 250 °C

Tekanan *Steam* = 85,927 Bar

Dari *steam table* (J.S Smith, H.C. Van Ness) diperoleh nilai :

$$m_s = 27.562,00 \text{ kg/jam} = 60.763,74 \text{ lb/jam}$$

$$h_v = 2.751,00 \text{ kJ/kg} = 1.182,74 \text{ Btu/lb}$$

$$h_f = 125,70 \text{ kJ/kg} = 54,04 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{m_s \times (h_v - h_f)}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{c_f \times \left(\frac{34,5 \text{ lb/jam}}{\text{HP}}\right)}{c_f} = \\
 & \frac{60.763,74 \text{ lb/jam} \times (1.182,74 \text{ Btu/lb} - 54,04 \text{ Btu/lb})}{970,30 \text{ Btu/lb} \times \left(\frac{34,5 \text{ lb/jam}}{\text{HP}}\right)} \\
 \text{BHP} & = \\
 & = 2.048,78 \text{ HP} \\
 & 970,30 \text{ Btu/lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

m_s : Massa *Steam*

h_v : *Enthalpi vapor steam* pada suhu 250 °C

h_f : *Enthalpi air* pada suhu 30°C (86°F)

c_f : Panas laten penguapan air pada T = 100 °C

konversi : 34,50 lb/jam

b. Penentuan Kebutuhan Air Untuk Menghasilkan Steam

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air} & = \frac{m_s \times (h_v - h_f)}{c_f} \\
 & = \frac{60.763,74 \text{ lb/jam} \times (1.182,74 \text{ Btu/lb} - 54,04 \text{ Btu/lb})}{970,30 \text{ Btu/lb}} \\
 & = 70.682,93 \text{ lb/jam} \\
 & = 32.061,28 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Densitas (ρ) air pada T = 30 °C : 995,68 kg/m³

$$\begin{aligned}
 \text{Debit Air (Qa)} & = \frac{\text{Massa air}}{\text{Densitas } (\rho) \text{ air pada T = 30 °C}} \\
 & = \frac{32.061,28 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\
 & = 32,20 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

c. Penentuan Kebutuhan Air Untuk *Make Up Boiler*

Diasumsikan jumlah air untuk *blowdown* dan hilang akibat penguapan sebesar 10%, maka jumlah air yang harus diumpankan sebagai *make up Boiler* adalah :

$$\begin{aligned} \text{Massa air } \textit{make up Boiler} &= 10\% \times 32.061,28 \text{ kg/jam} \\ &= 3.206,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang dibutuhkan} &= \frac{\text{Massa air } \textit{make up Boiler}}{\text{Densitas } (\rho) \text{ air pada } T = 30 \text{ }^\circ\text{C}} \\ &= \frac{3.206,13 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,22 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

L3.1.3 Air Pendingin

Pada pabrik ini air dibutuhkan sebagai fluida pendingin yaitu *Cooler* (CL-101).

L3.1.3.4 Kebutuhan Air Pendingin untuk *Cooler* (CL-101)

Pada perhitungan neraca energi di *cooler*, untuk dapat menurunkan suhu keluaran bagian bawah kolom destilasi (CD-101) dari 160 °C menjadi 30 °C. Besar panas yang harus diserap ($Q_{\text{pendingin}}$) adalah 33.306.959,38 kJ/jam. Sehingga besar kebutuhan air pendingin adalah :

$$T_{\text{in}} = 30,00 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50,00 \text{ }^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{Q_{\text{pendingin}}}{C_p \text{ d}T} \\ &= \frac{33.306.959,38 \text{ kJ/jam}}{2.261,01 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 14.731,01 \text{ kmol/jam} \\ m_{\text{air}} &= 14.731,01 \text{ kmol /jam} \times \frac{18 \text{ kg}}{\text{kmol}} \\ &= 265.158,16 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.3.3 Total Kebutuhan Air Pendingin

Tabel L3. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
Cooler	CL-101	265.158,16
Total Air Pendingin (kg/h)		265.158,16

L3.1.4 Unit Penyediaan Air Domestik

a. Air Sanitasi

Kebutuhan air per orang (WHO)	:	100-200	Liter/hari
Misal diambil	:	100	Liter/hari
Jumlah karyawan	:	123	Orang
Total kebutuhan air sanitasi	:	12.300,00	Liter/hari

b. Air Laboratorium

kebutuhan air laboratorium	:	95-200	L/hari/staf
Misal diambil	:	95	L/hari/staf
Jumlah staff lab. RND dan QC	:	20	orang
Total kebutuhan air Lab	:	1.900,00	L/hari

c. Hydrant dll

	:	20	lt/jam
	:	480	lt/hari
Jadi, Total kebutuhan air domestik	:	14.680,00	L/hari
		14,68	m ³ /hari
		0,61	m ³ /jam

Massa air domestik

ρair pada (30°C)	:	995,68	kg/m ³
Massa air domestik total	:	609,02	kg/jam
FK	:	10%	
Total air domestik + FK	:	669,93	kg/jam

L3.1.5 Kebutuhan Air Keseluruhan

Tabel L3. 3 Kebutuhan Air Keseluruhan

No	Kebutuhan Air	Start Up (kg/jam)	Kontinyu (kg/jam)
1	Air umpan <i>Boiler</i>	32.061,28	-
2	Make up <i>Boiler</i>	-	3.206,13
3	Air pendingin (30 °C)	291.673,97	-
4	Make up <i>cooling tower</i>	-	12.483,65
5	Air domestik	669,93	669,93
6	Air proses	-	-
Total		324.405,18	16.359,70

Volume air bersih yang diperlukan

ρ air pada (30°C) : 995,68 kg/m³

Jumlah air yang harus disediakan pada saat operasi kontinyu adalah :

Jumlah air : Laju alir massa

: $\frac{16.359,70}{995,68}$

: 16,43 m³/jam

FK : 10%

Jumlah air + FK : 18,07 m³/jam

: 17,995,67 kg/jam

L3.2 Listrik

L3.2.1 Listrik Perkantoran

Tabel L3. 4 Kebutuhan Listrik Perkantoran

Pemakaian Listrik	Daya (kW/hari)	Total Pemakaian (Hp/jam)
Peralatan kantor (komputer, intercom dan lainnya)	40	2,24
Penerangan jalan, pendingin ruangan dan perkantoran	50	2,79
Instrumentasi	10	0,56
Peralatan Bengkel	40	2,24
Total		7,82

L3.2.2 Listrik Proses

Tabel L3. 5 Kebutuhan Listrik Proses

Pemakaian Listrik	Daya (HP/jam)
Tangki (T-101)	-
Tangki (T-102)	-
Tangki (T-103)	-
Cooler (CL-101)	2,68
Distillation Column (DC-101)	50,00
Reaktor-101 (CSTR)	15,00
Reaktor-102 (Fluidized Bed)	15,00
Pompa (P-101)	2,00
Pompa (P-102)	2,00
Pompa (P-103)	1,50
Total	88,18

L3.2.3 Total Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel L3. 6 Kebutuhan Listrik Utilitas

Pemakaian Listrik	Daya (Hp/jam)
Fan Cooling Tower	8,00
Pompa (PU-101)	4,50
Pompa (PU-102)	3,00
Pompa (PU-103)	4,00
Pompa (PU-104)	4,00
Pompa (PU-105)	3,00
Pompa (PU-106)	3,00
Pompa (PU-107)	4,00
Pompa (PU-108)	3,00
Pompa (PU-109)	2,00
Pompa (PU-110)	2,50
Pompa (PU-111)	7,50
Pompa (PU-112)	5,00
Total	53,50

L3.2.4 Total Kebutuhan Listrik Keseluruhan

Tabel L3. 7 Total Kebutuhan Listrik Keseluruhan

No	Jenis Penggunaan	Daya (HP/jam)
1	Listrik untuk peralatan prose	88,18
2	Listrik untuk utilitas	53,50
3	Listrik untuk peralatan penunjang	7,82
Total		149,50

Total kebutuhan listrik	=	149,50	HP/jam
Biaya listrik tidak terduga (10 %)	=	164,46	HP/jam
Maka daya listrik total	=	122,63	kW/jam
Listrik yang berasal dari PLN sebesar	=	166,63	kWh

L3.3 Bahan Bakar

Steam yang dihasilkan dari *Boiler* digunakan dalam produksi *Propylene Glycol*. Jenis *Boiler* yang digunakan adalah *Water Tube* dengan kapasitas yang cukup besar, bahan bakar yang digunakan untuk pengoperasian alat *Boiler* ini adalah solar, selain itu penyediaan solar juga digunakan untuk alat *Generator* listrik.

Tabel L3. 8 Bahan Bakar yang Digunakan pada Produksi *Propylene Glycol*

No.	Bahan Bakar	Low Heating Value (Btu/lb)	Fungsi	Lokasi Unit
1.	Solar	19.200	Bahan bakar <i>Boiler</i> dan <i>Generator</i>	Sarana Penunjang (Utilitas)

L3.3.1 Kebutuhan Solar Untuk Boiler

Bahan bakar yang digunakan berupa solar, kebutuhan bahan bakar *Boiler* adalah :

$$\text{Massa Solar} = \frac{m_{\text{steam}} \times (h_v - h_f)}{\eta \times H_v}$$

$$= \frac{682.885,19 \text{ Btu/jam}}{0,85 \times 19.200 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 41,84 \text{ lb/jam}$$

$$= 18,98 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan solar untuk *Boiler* = 1.906.192 kg/jam

Maka kebutuhan solar dalam 1 hari = 45.748,61 kg/hari

L3.3.2 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator Listrik

Diasumsikan :

- Efisiensi pembakaran solar pada

Generator (h) = 85,00 %

- Terjadi pemadaman listrik selama = 1 Jam/hari

- *Generator* yang digunakan = 200 kW

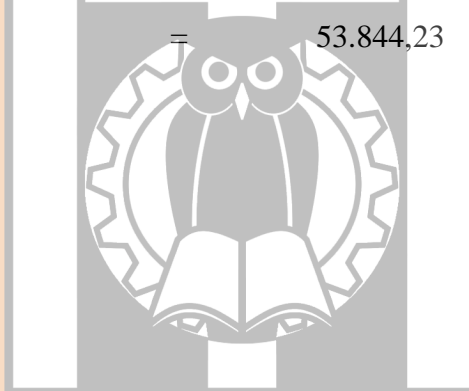
Kebutuhan solar untuk *Generator* = 682.885,19 Btu/jam

$$\begin{aligned} m_{\text{solar}} &= \frac{\text{Kebutuhan Solar untuk } \textit{Generator}}{h \times H_v} \\ &= \frac{682.885,19 \text{ Btu/jam}}{85\% \times 19.200 \text{ Btu/lb}} \\ &= 41,84 \text{ lb/jam} \\ &= 18,98 \text{ kg/jam} \\ &= 18,98 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Total Kebutuhan bahan bakar solar = 45.767,59 kg/hari

Total kebutuhan solar dalam 1 hari = 53,84 m³/hari

= 53.844,23 liter/hari



LAMPIRAN 4

PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS

L4.1. Mixing Tank/Reaktor Dehidrasi (R-101)

Unit Reaktor pada produksi *Propylene Glycol* terdiri dari R -101, dan R-102, oleh karena langkah-langkah perancangan tiap unit Reaktor ini sama maka hanya satu unit yang dijabarkan pada lampiran ini yaitu R-101.

Kode	= R-101
Fungsi	= Tempat terjadinya reaksi Dehidrasi (pelepasan air) dari Glycerol menjadi Acetol
Bentuk	= Silinder berbentuk tegak dengan alas dan penutup <i>torispherical</i>
Bahan	= SS, SA 167 Grade 3 Type 304
Kondisi Operasi	
T Operasi	= 100 °C
P Operasi	= 1 Bar
ρ (Densitas)	= 1.260,00 kg/m ³
Kapasitas	= 7.642.21 kg/jam
g	= 9,8 m/s ²
Jumlah	= 1 Unit

- **Menghitung Volume Tangki**

Umpan masuk ke Mixing Tangki awal = 7.642.21 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Volume campuran} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{7.642.21 \text{ kg}}{1.260,00 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 6,06 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 15%, maka volume tangki total menjadi :

$$\begin{aligned}\text{Volume Tangki (V}_T) &= (100\%+15\%) \times 6,05 \text{ m}^3 \\ &= \mathbf{6,98 \text{ m}^3}\end{aligned}$$

- **Menentukan Ukuran Tangki**

- A) Menentukan Diameter Tangki**

Untuk tekanan 0-250 psi, $H = 1-3 \text{ ID}$ (Wallas, hal 611), diasumsikan $H=2\text{ID}$.

Volume tangki dengan asumsi berbentuk Silinder Tegak maka :

$$\begin{aligned}V_T &= 1/4 \times \pi \times \text{ID}^2 \times H \\ 6,98 \text{ m}^3 &= 1/4 \times 3,14 \times \text{ID}^2 \times \text{ID} \\ &= 1/4 \times 3,14 \times \text{ID}^3 \\ \text{ID}^3 &= 4,44 \text{ m}^3 \\ \text{ID} &= 1,64 \text{ m} \\ &= 126,15 \text{ inch} \\ H &= 2 \text{ ID} \\ &= \mathbf{3,29 \text{ m}} \\ &= 126,16 \text{ inch}\end{aligned}$$

- B) Menentukan Tebal Dinding Tangki**

- **Tinggi Cairan dalam Tangki**

$$\begin{aligned}H \text{ tangki} &= 3,288 \text{ m} \\ h \text{ cairan (h}_L) &= 87\% \text{ dari } H \text{ tangki} \\ &= 0,87 \times 3,288 \text{ m} \\ &= \mathbf{2,859 \text{ m}}\end{aligned}$$

- **Tekanan *Design* Tangki**

$$\begin{aligned}P \text{ operasi} &= 1,00 \text{ Bar} \\ &= 14,696 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P \text{ hidrostatik} &= h_L \times \rho_{\text{cairan}} \times g \\ &= 2,859 \text{ m} \times 1.260,00 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 35.302,95 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= \mathbf{5,120 \text{ psi}}\end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 20% maka,

$$\begin{aligned}P \text{ design} &= (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) \times 1,2 \\ &= (14,696 \text{ psi} + 5,120 \text{ psi}) \times 1,2\end{aligned}$$

$$= 19,816 \text{ psi}$$

$$= 1,348 \text{ atm}$$

➤ **Menentukan Tebal Tangki**

$$t_s = \frac{(P \times r) + C}{(f \times E - 0.6 \times P)}$$

Keterangan

T_s : Tebal Tangki

P : Tekanan Design = 19,816 psi

R : Jari -Jari Tangki = 31,539 in

F : *Max Allowable Stress* = 17.000 psi

E : Jenis sambungan (Hal 254) = 0,800

C : Faktor Korosi = 0,120

Nilai korosi berkisar 0,01 ke 0,015 inch/tahun, atau 1/8 inch

Dipilih 0,012 karena bahan yang dipilih bersifat korosi

Umur Alat : 10 Tahun

Maka :

$$T_s = \frac{(P \times r) + C}{(f \times E - 0.6 \times P)}$$

$$= \frac{(19,816 \text{ psi} \times 35,359 \text{ in}) + 0.120 \text{ in}}{(17.000 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 19,816 \text{ psi})}$$

$$= 0,166 \text{ inch}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell & Young* Hal 89, maka diambil tebal standar *shell* 0,25 inch.

C) Menentukan Diameter Luar dan Tinggi Tangki Sesungguhnya

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

$$= 63,078 \text{ in} + (2 \times 0,250 \text{ in})$$

$$= 63,578 \text{ in}$$

$$= 1,615 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell & Young* Hal 91, maka diambil OD = 66 in atau 1,676 m.

D) Menentukan Ukuran Head

Bentuk = *Torispherical Head*

Bahan = SS, SA 167 Grade 3 Type 304

➤ **Tebal Head (th) dan Bottom Tangki (tb)**

Karena tebal tangki (ts) yang diambil adalah 0,25 in, maka diameter dalam tangki sesungguhnya menjadi :

$$\begin{aligned} \text{ID Tangki} &= \text{OD} - (2 \times t_s) \\ &= 66 \text{ in} - (2 \times 0,25 \text{ in}) \\ &= 65,50 \text{ in} \\ &= 1,664 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell & Young* Hal 91, maka :

$$\begin{aligned} \text{icr (Inside Corner Radius)} &= 4,00 \text{ in} \\ r \text{ (Crown Radius)} &= 66 \text{ in} \\ \text{icr} / r &= 0,061 \end{aligned}$$

Jika $\text{icr}/r \geq 6\%$ maka :

W (Faktor *Stress Intensification* untuk *Torispherical Dished Head*)

$$\begin{aligned} W &= 1/4 \times [3 + (r/\text{icr})^{1/2}] \\ &= 1/4 \times [3 + (66/4,00)^{0,5}] \\ &= 1,766 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal Head (th)} &= \frac{P \text{ design} \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P \text{ design})} + C \\ &= \frac{19,816 \text{ psi} \times 60 \text{ in} \times 1,766 \text{ in} + 0,150}{(2 \times 17.000 \text{ psi} \times 0,80) - (0,2 \times 19,816 \text{ psi})} \end{aligned}$$

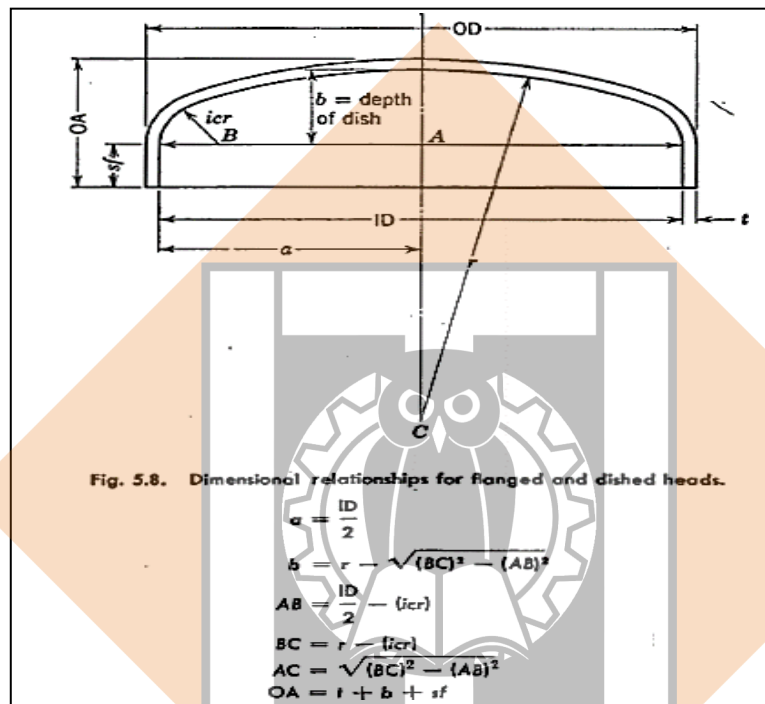
$$Sf = 0,205 \text{ in}$$

$$(\text{range}) = 1,5-2,5$$

$$\text{Diambil } sf = 2,0$$

Berdasarkan Tabel 5.8 *Brownell & Young* Hal 85, maka diambil tebal *Head* standar (th) 0,25 in.

➤ Menentukan Tinggi Head (OA)



Gambar L4.1 (Fig.5.8 *Brownell & Young*)

Berdasarkan gambar L4.1 (Fig.5.8 *Brownell & Young*) untuk penutup kolom *Torispherical Head*, maka :

$$a = ID/2 = 65,500 \text{ in} / 2 = 32,750 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 32,750 \text{ in} - 4,00 \text{ in} = 28,750 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 66 \text{ in} - 4,00 \text{ in} = 62,00 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(62,00^2 - 28,75^2)^{0.5}} = 54,931 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 66 \text{ in} - 54,931 \text{ in} = 11,069 \text{ in}$$

Jadi tinggi penutup tangki (OA) :

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,25 \text{ in} + 11,069 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 13,274 \text{ in}$$

$$= 0,337 \text{ m}$$

➤ Menentukan Volume *Head*

Adapun volume *Head* (V_h) dihitung dengan cara :

Bagian Lengkung Torispherical *Head* ($V_{h'}$)

Dianggap $icr/r = 6\%$ (tanpa bagian straight flange)

$$V_{h'} = 0,000049 \times ID^3$$

$$= 0,000049 \times 65,50^3$$

$$= 13,770 \text{ in}^3$$

$$= 0,008 \text{ ft}^3$$

$$= 0,00022 \text{ m}^3$$

Bagian *straight flange* (V_{sf})

Volume torispherical *Head* bagian *straight flange* (V_{sf}) dihitung sebagai bentuk suatu silinder dengan ketinggian (H) = sf

V_{sf}

$$= 1/4 \pi \times ID^2 \times sf$$

$$= 1/4 \times 3,14 \times 65,50^2 \times 2,0$$

$$= 6.735,69 \text{ in}^3$$

$$= 3,900 \text{ ft}^3$$

$$= 0,1078 \text{ m}^3$$

Volume Total *Head* (V_h)

$$= V_{h'} + V_{sf}$$

$$= 0,00022 \text{ m}^3 + 0,1078 \text{ m}^3$$

$$= 0,1080 \text{ m}^3$$

➤ Menentukan Tinggi Tangki

$$H_{total} = H + (2 \times OA)$$

$$= 126,155 \text{ in} + (2 \times 13,274 \text{ in})$$

$$= 152,703 \text{ in}$$

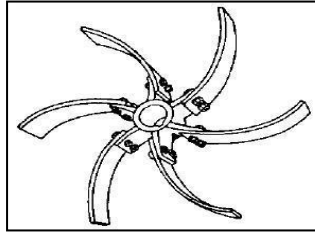
$$= 3,879 \text{ m}$$

• Perancangan Pengadukan

Jenis = *Curved Turbin 6 blades*

Alasan = -Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas

-Biasa digunakan untuk pencampuran larutan



Gambar L4. 2 Curved Turbin Six Blades

1. Menentukan Diameter Pengaduk (Di)

Untuk model A124 turbi 6 *blades* diperoleh :

$$\text{Diameter Vessel/ Diameter Pengaduk} = 3$$

$$\text{Diameter Vessel} = \text{ID}$$

$$= 65,50 \text{ in}$$

$$= 1,664 \text{ m}$$

$$\text{Di} = \text{Diameter Vessel} / 3$$

$$= 21,833 \text{ in}$$

$$= 0,555 \text{ m}$$

2. Menentukan Tinggi (tb) dan panjang (Wb) Blade Pengaduk

$$tb = 0,2 \times \text{Di}$$

$$= 0,2 \times 21,833 \text{ in}$$

$$= 4,367 \text{ in}$$

$$= 0,111 \text{ m}$$

$$= 11,091 \text{ cm}$$

$$\text{Wb} = 0,25 \times \text{Di}$$

$$= 0,25 \times 21,833 \text{ in}$$

$$= 5,458 \text{ in}$$

$$= 0,139 \text{ m}$$

$$= 13,864 \text{ cm}$$

3. Lebar Baffle

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ Buah}$$

$$\text{Lebar Baffle} = \text{Diameter Vessel} / 12$$

$$= 65,50 / 12$$

$$= 5,458 \text{ in}$$

$$= 0,139 \text{ m}$$

4. Menentukan Offset Top dan Offset Bottom

$$\begin{aligned}
 \text{Offset Top} &= W_b/6 \\
 &= 5,458 /6 \\
 &= 0,910 \text{ in} \\
 &= 0,023 \text{ m} \\
 \text{Offset Bottom} &= D_i/2 \\
 &= 21,833 /2 \\
 &= 10,917 \text{ in} \\
 &= 0,277 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Jarak Pengaduk dari dasar Vessel

$$\begin{aligned}
 V \text{ liquid} &= 1/4 \times 3,14 \times ID^2 \times H \text{ cairan} \\
 1,962 \text{ m}^3 &= 1/4 \times 3,14 \times 1,644^2 \text{ m} \times H \text{ cairan} \\
 H \text{ cairan} &= 3,210 \text{ m} \\
 \text{Sehingga } H \text{ cairan max} &= H \text{ cairan} + OA \\
 &= 3,210 \text{ m} + 0,337 \text{ m} \\
 &= 3,547 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tepi bawah } blade \text{ dari dasar } Vessel (Z_i) / D_i, &\text{ berkisar antara } 0,75 \\
 &\text{- } 1,3 \text{ untuk turbin } 6 \text{ curved blades} \\
 \text{Diambil } Z_i/D_i &= 1,00 \\
 \text{Maka } Z_i &= 1,00 \times 0,504 \text{ m} \\
 &= 0,555 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan Banyak Pengaduk

Tinggi cairan maksimum yang terjangkau pengaduk ZL/ Di berkisar antara 2,7 - 3,9.

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil } ZL/D_i &= 3,6 \\
 \text{Maka } ZL &= 3,6 \times 0,555 \text{ m} \\
 &= 1,996 \text{ m} \\
 \text{Banyaknya pengaduk (NT)} &= H \text{ cairan max } /ZL
 \end{aligned}$$

$$= 3,547 \text{ m}/1,996 \text{ m}$$

$$= 1,77$$

Jadi jumlah pengaduk yang digunakan = 2

Jarak Impeller ke-2, Berdasarkan Wallas, Gbr (10.1), Halaman 288

$$\Delta H = H \text{ cairan max}/2$$

$$= 3,547 \text{ m}/2$$

$$= 1,774 \text{ m}$$

Jarak impeller 2 dari dasar tangki (Z_i') :

$$Z' = Z_i + \Delta H$$

$$= 0,555 \text{ m} + 1,774 \text{ m}$$

$$= 2,328 \text{ m}$$

$$\text{Jarak impeller 2 ke permukaan cairan} = H \text{ cairan max} - Z_i'$$

$$= 3,547 \text{ m} - 2,328 \text{ m}$$

$$= 1,219 \text{ m}$$

7. Menentukan Daya Pengadukan

➤ Bilangan Reynold (Re)

$$N_{Re} = n \cdot (D_i)^2 \cdot \rho / \mu$$

Satuan British

Massa Jenis	=	1,260 g/cm ³	=	78,624 lb/cu.ft
D_i	=	21,833 in	=	1,819 ft
Viscositas	=	1,938 cP	=	0,001 lb mass/ft.sec
g_c	=	32,200 lbf.ft/lbf.sec ²		
N_{Re}	=	199.803,96		

Harga n diperoleh dengan trial & error menggunakan figure 477 garis No 3 maka

:

$$N_p = 2,00$$

➤ Menentukan Power Number

$$N_p = (P \cdot g_c) / (\rho \cdot n^3 \cdot D_i^5)$$

Dengan :

$$\text{Volume cairan} = 6,975 \text{ m}^3$$

$$= 1.842,81 \text{ US gallon}$$

Maka :

$$P = 3,686 \text{ HP}$$
$$= 2.027,09 \text{ ft.lb/s}$$

Daya Pengadukan sebenarnya dari persamaan :

$$Np = \frac{P \cdot gc}{\rho \cdot n^3 \cdot Di^5} \rightarrow P = \frac{Np \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Di^5}{gc}$$

Dari data trial, maka dipilih :

$$n \text{ (putaran)} = 2,244 \text{ rps}$$
$$= 134,63 \text{ rpm}$$

Maka,

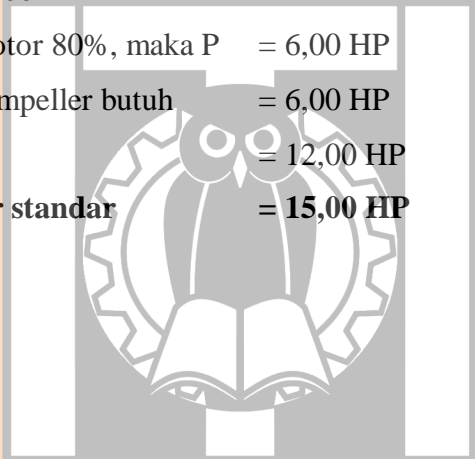
$$P = 2.640,00 \text{ ft-lb.f/sec}$$
$$= 4,800 \text{ HP}$$

Dengan efisiensi motor 80%, maka $P = 6,00 \text{ HP}$

Jadi untuk 1 buah impeller butuh $= 6,00 \text{ HP}$

Power 2 impeller $= 12,00 \text{ HP}$

Dipilih daya motor standar $= 15,00 \text{ HP}$



➤ **Menentukan Poros Pengaduk**

- 1. Panjang poros pengaduk
- Tinggi reaktor (Htotal) = 3,879 m
- Tinggi impeller dari dasar tangki (Z) = 0,555 m
- Panjang poros dalam tangki (LP) = 3,324 m
- = 130,87 in

$$\begin{aligned} \text{Panjang poros antara bearing dan motor diambil} &= 0,3 \text{ m} \\ &= 11,81 \text{ in} \\ \text{Tebal Head (th)} &= 0,25 \text{ in} \\ \text{Panjang poros total (Lpt)} &= 142,93 \text{ in} \\ &= 3,63 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Diameter Poros

$$\begin{aligned} P_t &= 1,5 \times P &= 9,00 \text{ HP} \\ T &= \text{Torsi} &= 4.213,22 \text{ in.lb} \\ K &= 1,0 \\ B &= 1,5 \end{aligned}$$

$$\text{Bending moment (M)} = F_m \times L_p$$

$$\text{Momen Puntir} = F_m$$

$$F_m = \text{Torsi max} / 0,75 \times r_i$$

$$\text{Torsi max} = 6.319,83 \text{ In.lb}$$

$$r_i = \text{jari - jari Impeller} = D_i / 2 = 0,555 \text{ m} / 2$$

$$= 0,277 \text{ m}$$

$$= 10,917 \text{ in}$$

Maka :

$$F_m = 771,888 \text{ lb}$$

$$M = 771,888 \text{ lb} \times 142,93 \text{ in}$$

$$= 110.325,259 \text{ in.lb}$$

$$D = 2,148 \text{ in}$$

$$= 0,055 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih diameter poros standar} = 3,000 \text{ in}$$

$$\text{Jari - jari poros} = 3,000 \text{ in} / 2$$

$$= 1,500 \text{ in}$$

8. Perancangan Nozzle Pada Vessel

a). Lubang Campuran Bahan

$$\text{Volume bahan} = 7.642,21 \text{ kg/jam} = 127,37 \text{ kg/mnt}$$

$$\text{Densitas bahan} = 1.260,00 \text{ kg/m}^3 = 78,662 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan bahan} = 0,058 \text{ kg/m.s} = 1,938 \text{ cP}$$

Kecepatan volumetrik bahan = 6,065 m³/jam
= 0,059 ft³/dt

Bahan = SS

Diameter optimum *Nozzle* dari pers (14.15) Peters Hal 496

Dari hasil trial, aliran umpan masuk dengan $N_{re} < 2100$

ID optimum = 1,643 in
= 0,042 m

ID Standar

Nominal Pipe Size = 2,000 in

Schedule Number = 40s

OD = 2,375 in

Tebal Pipa = 0,154 in

ID = 2,067 in

Luas Penampang = 3,354 in²

Pengecekan asumsi jenis aliran

Kecepatan linear (v) = qf/A = 0,779 m/dt

Maka NRE = 886,537

$NRE < 2100$ = Laminer

b). Lubang Poros Pengaduk

Bahan = SS

Nominal pipe size = 3,000 in

Schedule number = 40S

OD = 3,500 in

Tebal pipa = 0,216 in

ID = 3,068 in

c). Lubang Pengeluaran *Acetol*

Volume bahan = 6.146,996 kg/jam = 104,450 kg/mnt

Densitas bahan	= 1.059,00 kg/m ³	= 66,113 lbm/ft ³
Viskositas larutan bahan	= 0,0003 kg/m.s	= 3,448 cP
Kecepatan volumetrik bahan	= 5,805 m ³ /jam	= 0,057 ft ³ /dt
Bahan	= SS	
Diameter optimum <i>Nozzle</i> dari pers (14.15) Peters Hal 496		
Dari hasil trial, aliran umpan masuk dengan $N_{re} > 2100$		
ID Optimum	= 1,849 in	= 0,047 m
ID Standar		
Nominal Pipe Size	= 2,00 in	
Schedule Number	= 40s	
OD	= 2,375 in	
Tebal Pipa	= 0,154 in	
ID	= 2,067 in	
Luas Penampang	= 3,354 in ²	
Pengecekan asumsi jenis aliran		
Kecepatan linear (v) = q_f/A	= 0,745 m/dt	
Maka NRE	= 129.469,32	
NRE > 2100	= Turbulen	

9. Perhitungan Desain Jacket Pemanas

Kebutuhan panas	= 33.022.549,53 kJ/jam
Massa steam	= 12.003,83 kg/jam
Rho feed	= 1.260,00 kg/m ³
Asumsi jarak jaket	= 5 inch
Diameter luar reactor	= 66 inch
Diameter dalam jaket = ODs + (2x jarak jaket)	
	= 76 inch
	= 1,93 m

$$\begin{aligned}\text{Tinggi jaket pemanas} &= 5\% > hL \\ &= 1,05 \times 2,859 \text{ m} \\ &= 3,00 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 35,30 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 136,63 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain} &= 1,2 \times 136,63 \text{ kPa} \\ &= 163,95 \text{ kPa} \\ &= 23,78 \text{ psi}\end{aligned}$$

Dimana,

$$\text{Jari-jari dalam jaket} = 38 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal jaket pemanas} &= \frac{P \times r}{SE - 0,6P} + C \\ &= \frac{23,78 \text{ psi} \times 38 \text{ in}}{17.000 \text{ psi} \times 0,800 - 0,6 \times 23,78} + 0,120 \\ &= 0,122 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Tebal jaket standar} = 0,25 \text{ in}$$

Menentukan diameter luar jaket (ODj) :

$$\begin{aligned}\text{ODj} &= \text{Di jaket} + (2 \times \text{tebal jaket}) \\ &= 76,50 \text{ in} \\ &= 1,94 \text{ m}\end{aligned}$$

Luas yang dilalui pemanas

$$\begin{aligned}&= \frac{\pi \times (DOj^2 - Di^2)}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (76,50^2 - 76^2)}{4} \\ &= 19,06 \text{ m}^2\end{aligned}$$

L4.2. Tangki penyimpanan *Glycerol* (T-101)

Unit Tangki pada produksi *Propylene Glycol* terdiri dari T -101, T-102, dan T-103 oleh karena langkah-langkah perancangan tiap unit Tangki ini sama maka hanya satu unit yang dijabarkan pada lampiran ini yaitu T-101.

Kode = T-101
Fungsi = Untuk penyimpanan bahan baku *Glycerol*
Bentuk = Silinder vertikal dengan tutup torispherical
Bahan = SS, SA 167 Grade 3 Type 304

Kondisi Operasi

T Operasi = 30°C
P Operasi = 1 Bar
 ρ (Densitas) = 1,260 g/cm³
Kapasitas = 7.642,21 kg/jam
g = 9,8 m/s²
Lama penyimpanan = 5 Hari
Jumlah = 1 Unit

A) Menghitung Volume Silo

Kebutuhan bahan baku setiap jam = 7.642,21 kg/jam
Kebutuhan bahan baku selama 5 hari = 917.065,39 Kg
Volume *Glycerol* = 727,83 m³
Volume Tangki (VT) = 727,83 m³
Dengan faktor keamanan 10%, maka volume tangki total menjadi :
Volume Tangki (VT) = (100%+10%) x 727,83 m³
= 800,61 m³

B) Menentukan Ukuran Tangki

b. Menentukan Diameter Tangki

Design Silinder

H = 1/3-2/3 ID (Wallas, hal 611), Diasumsikan H=2ID

Volume tangki dengan asumsi berbentuk Silinder Tegak maka :

$$\begin{aligned} V_s &= 1/4 \times \pi \times ID^2 \times H \\ &= 1/4 \times 3,14 \times ID^2 \times ID \\ &= 1/4 \times 3,14 \times ID^3 \end{aligned}$$

$$V_s = 1,570 ID^3 \dots\dots\dots(1)$$

Design Kerucut

$$\begin{aligned}
 H &= 0,5 ID \\
 \text{Volume Kerucut (Vk)} &= \frac{1}{3} \times \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times H \\
 &= \frac{1}{12} \times 3,14 \times ID^2 \times 0,5ID \\
 &= \frac{1}{24} \times \pi \times ID^3 \\
 V_k &= 0,131 ID^3 \dots\dots\dots (2)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total (Vs + Vk)} &= 1,570 + 0,131 ID^3 \\
 &= 1,701 ID^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 7,78 \text{ m} \\
 &= 306,26 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 H \text{ Silinder} &= 15,56 \text{ m} \\
 &= 612,51 \text{ Inch} \\
 H \text{ kerucut} &= 3,89 \text{ m} \\
 &= 153,13 \text{ Inch}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ total Silo (H silinder + H kerucut)} &= 19,45 \text{ m} \\
 &= 765,54 \text{ Inch}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal Dinding Tangki

a. Tinggi *Glycerol* dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 H \text{ tangki} &= 19,45 \text{ m} \\
 h \text{ Maleic Anhydride} &= 90\% H \text{ tangki} \\
 &= 19,45 \text{ m} \times 0,9 \\
 &= \mathbf{17,50 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

• Tekanan *Design* Tangki

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 1 \text{ Bar} \\
 &= 14,696 \text{ psi} \\
 P \text{ Hidrostatik} &= (\rho_L \times g \times h_{\text{Maleic Anhydride}}) \\
 &= 216,12 \text{ kg/(ms}^2\text{)} \\
 &= 0,031 \text{ psi} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 10\%
 \end{aligned}$$

$$P_{design} = 14,727 \text{ psi}$$

$$= 1,002 \text{ atm}$$

- Tebal Tangki
Tebal Silinder

$$t_s = \frac{(P \times r)}{(f \times E - 0.6 \times P)} + C$$

Keterangan:

t_s : Tebal Tangki

P : Tekanan Design = 14,727 psi

r : Jari -Jari Tangki = 153,13 inch

f : *Max Allowable Stress* = 18750,000 psi

E : Jenis sambungan (Hal 254) = 0,800

C : Faktor Korosi = 0,100

Sumber : Kalimat dibawah table 6 Petters hal 542

Nilai korosi berkisar 0,01 ke 0,015 inch/tahun, atau 1/8 inch

Umur alat = 10 Tahun

Maka :

$$t_s = \frac{(P \times r)}{(f \times E - 0.6 \times P)} + C$$

$$= \frac{(14,727 \text{ psi} \times 153,13 \text{ in})}{(18.750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 14,727 \text{ psi})} + 0,100 \text{ in}$$

$$= 0,250 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell and Young* Hal 89 maka diambil tebal standar *shell* (t_s) 1,125 in.

Tebal Kronis

$$t_c = \frac{(P \times ID)}{2 \text{ Cos } \alpha (f \times E - 0.6 \times P)} + C$$

Keterangan

tc	:	Tebal Kronis	
P	:	Tekanan <i>Design</i>	= 14,727 psi
ID	:	Diameter dalam	= 306,257 in
F	:	<i>Max Allowable Stress</i>	= 18.750,00 psi
E	:	Jenis sambungan (Hal 254)	= 0,800
C	:	Faktor Korosi	= 0,100
A	:	<i>Wall Angle Conical</i>	= 45°
Umur alat			= 10 tahun

$$ts = \frac{(14,727 \text{ psi} \times 306,257 \text{ in}) + 0,100}{2 \cos 45 (18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,727 \text{ psi})}$$

$$= 0,251 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell and Young* Hal 89 maka diambil tebal standar shell (tc) 1,125 in.

d. Menentukan Diameter Luar dan Tinggi Sesungguhnya

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times ts) \\ &= 306,257 \text{ in} + (2 \times 1,125 \text{ in}) \\ &= 308,51 \text{ Inch} \\ &= 7,836 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell & Young* Hal 91, maka diambil OD = 320 inch = 8,128 m.

e. Menentukan Ukuran Head

Bentuk = *Torispherical Head*
 Bahan = SS, SA 167 *Grade 3 Type 304*

1. Tebal Head (th) dan Bottom Tangki (tb)

Karena tebal tangki (ts) yang diambil adalah 1,125 in, maka diameter dalam tangki sesungguhnya menjadi :

$$\text{ID Tangki} = \text{OD} - (2 \times ts)$$

$$\begin{aligned}
 &= 320 \text{ in} - (2 \times 1,125 \text{ in}) \\
 &= \mathbf{317,750 \text{ In}} \\
 &= 8,071 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 *Brownell & Young* Hal 91, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{icr (Inside Corner Radius)} &= 14,438 \text{ In} \\
 r \text{ (Crown Radius)} &= 180 \text{ In} \\
 \text{icr} / r &= 0,080
 \end{aligned}$$

Jika $\text{icr}/r \geq 6\%$ maka :

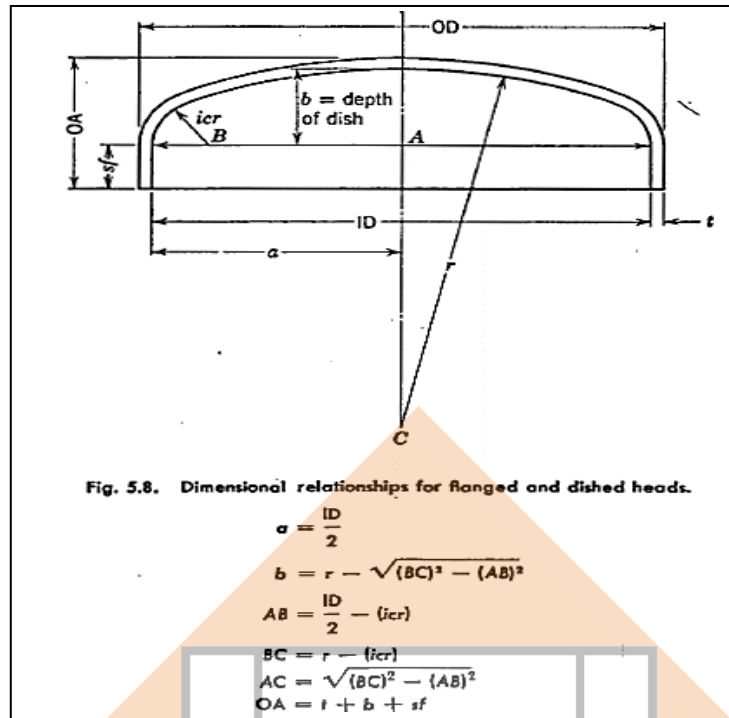
W (Faktor *Stress Intensification* untuk *Torispherical Dished Head*)

$$\begin{aligned}
 W &= 1/4 \times [3 + (r/\text{icr})^{1/2}] \\
 &= 1/4 \times [3 + (180/14,438)^{0,5}] \\
 &= 1,633 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal Head (th)} &= \frac{P_{\text{design}} \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P_{\text{design}})} + C \\
 &= \frac{14,727 \text{ psi} \times 180 \text{ in} \times 1,633 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,2 \times 14,727 \text{ psi})} + 0,100 \\
 &= 0,244 \text{ Inch} \\
 Sf \text{ (range)} &= 1,5-3,5 \\
 \text{Diambil sf} &= 2,0
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.8 *Brownell & Young* Hal 85, maka diambil tebal *Head standar* (th) 1,125 in.

2. Menentukan Tinggi *Head* (OA)



Gambar L4. 3 (Fig.5.8 Brownell & Young)

Berdasarkan gambar L4.1 (Fig.5.8 Brownell & Young) untuk penutup kolom *Torispherical Head*, maka :

$$\begin{aligned}
 a &= ID/2 &= 317,750 \text{ m} / 2 &= 158,875 \text{ in} \\
 AB &= a - icr &= 158,875 \text{ in} - 14,438 \text{ in} &= 144,438 \text{ in} \\
 BC &= r - icr &= 180 \text{ in} - 14,438 \text{ in} &= 165,563 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} &= (165,563^2 - 144,438^2)^{0.5} &= 80,924 \text{ in} \\
 b &= r - AC &= 180 \text{ in} - 80,924 \text{ in} &= 99,076 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi tinggi penutup tangki (OA) :

$$\begin{aligned}
 OA &= t + b + sf \\
 &= 1,125 \text{ in} + 99,076 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\
 &= 101,32 \text{ in} \\
 &= 2,574 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan Volume *Head*

Adapun volume *Head* (Vh) dihitung dengan cara :

Bagian Lengkung *Torispherical Head* (Vh')

Dianggap $icr/r = 6\%$ (tanpa bagian *straight flange*)

$$Vh' = 0,000049 \times ID^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,000049 \times 317,750^3 \\
 &= 1.572,00 \text{ in}^3 \\
 &= 0,910 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,025 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bagian *straight flange* (V_{sf})

Volume *torispherical Head* bagian *straight flange* (V_{sf}) dihitung sebagai bentuk suatu silinder dengan ketinggian (H) = sf

$$\begin{aligned}
 V_{sf} &= 1/4 \pi \times ID^2 \times sf \\
 &= 1/4 \times 3,14 \times 317,750^2 \text{in} \times 2,0 \\
 &= 158.515,15 \text{ in}^3 \\
 &= 91,78 \text{ ft}^3 \\
 &= 2,536 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume Total *Head* (V_h) = $V_h' + V_{sf}$

$$\begin{aligned}
 &= 0,025 \text{ m}^3 + 2,536 \text{ m}^3 \\
 &= 2,561 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Tinggi Tangki

$$\begin{aligned}
 H_{total} &= H_{silo} + OA \\
 &= 765,64 \text{ in} + 101,32 \text{ in} \\
 &= 866,96 \text{ in} \\
 &= 22,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

L4.3. Alat Penukar Panas/Cooler (CL-101)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk *Propylene Glycol*

Tipe : *Horizontal Cooler*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah 1

Fluida dingin

$$t_1 = 20^\circ\text{C} = 68.00^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Fluida panas

$$T_1 = 160^\circ\text{C} = 320^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 140 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{laju alir massa pendingin (W}_a) = 382.357,55 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan panas yg diserap(Q)} = 48.028,570,50 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Laju alir massa fluida panas (W}_t) = 6.313,13 \text{ kg/jam}$$

a. Menentukan True Temperatur Difference (Δt_{true}):

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

$$\text{LMTD} = 68,20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) = 11$$

$$P = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = 0.21$$

Untuk 1 pass Shell dan 2 pass Tube Dari Fig.21 Kern hal 831,

harga R dan S diatas diperoleh $F_t = 0.98$

• Koreksi LMTD = LMTD x $F_t = 68,20^\circ\text{C}$

b. Menentukan Luas Permukaan Transfer Panas (A):

Untuk : Fluida dingin : pendingin (inner pipe)

Fluida panas : produk (annulus)

$$A = \frac{Q}{U_o C l c \times \Delta}$$

$$A = \frac{471.910,00 \text{ Btu/jam}}{291,22^\circ\text{C} \times 68,20^\circ\text{C}}$$

$$A = 315,76 \text{ ft}^2 > 200 \text{ ft}^2 \text{ STHE}$$

Memilih Spesifikasi Tube

Alokasi fluida :

Fluida Panas = Brackwish Water (*Inner Pipe*)

Fluida Dingin = Water (*Annulus*)

Dari halaman 103 (*Handbook Heat Transfer, Kern* diperoleh informasi *Double Pipe Exchanger are usually assembly in 12 ft , 15 ft dan 20 ft.*)

Diambil Panjang Pipa (L) = 12 ft

Parameter Desain STHE

Odt	0,01875	m
BWG	12	NA
ldt	0,01355	m
at	0,000138938	m ²
L	4	m

Penentuan Jumlah Tube

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{\pi \times ODt \times L} \\
 &= \frac{315,76}{3,14 \times 0,001875 \times 4} \\
 &= 125 \text{ Tube}
 \end{aligned}$$

Pola susunan tube

Pola tube yang dipilih adalah triangular. Tube pitch yang dipilih adalah Pt = 15/16 Inch. Sehingga :

Odt	0.75	In
Pt	15/16	In
IDs	14,28	In

Penentuan Cross Flow Area

Asumsi awal B = 0,5 IDs

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{IDs \times C^F \times B}{Pt} \\
 &= 20,39 \text{ In}^2 \\
 &= 0,0133 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{N_t \times a^f \times t}{n} \\
 &= 0,0087 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Penentuan Mass Velocity

$$G_s = W_s/A_s$$

$$= 131,49 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$G_t = W_t/A_t$$

$$= 432,82 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Penentuan Bilangan Reynold

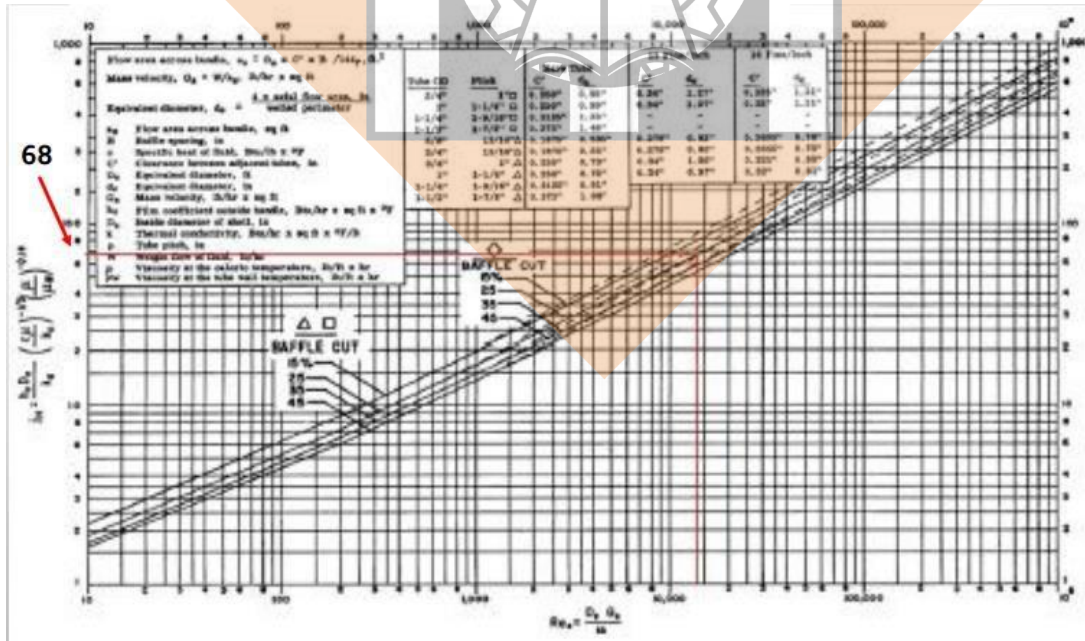
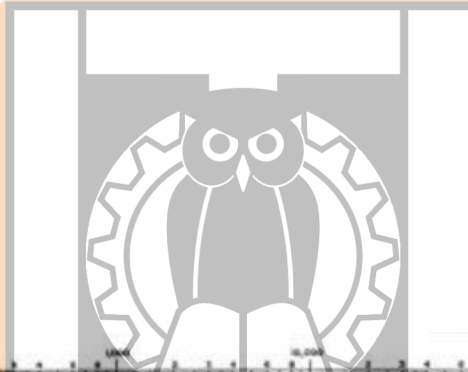
Tube OD (m)	Pitch (m)	Pola	Diameter (m)
0,0125	0,0156	Triangular	0,009
0,0125	0,0188	Triangular	0,01825
0,0188	0,0234	Triangular	0,01375
0,0188	0,025	Triangular	0,01825

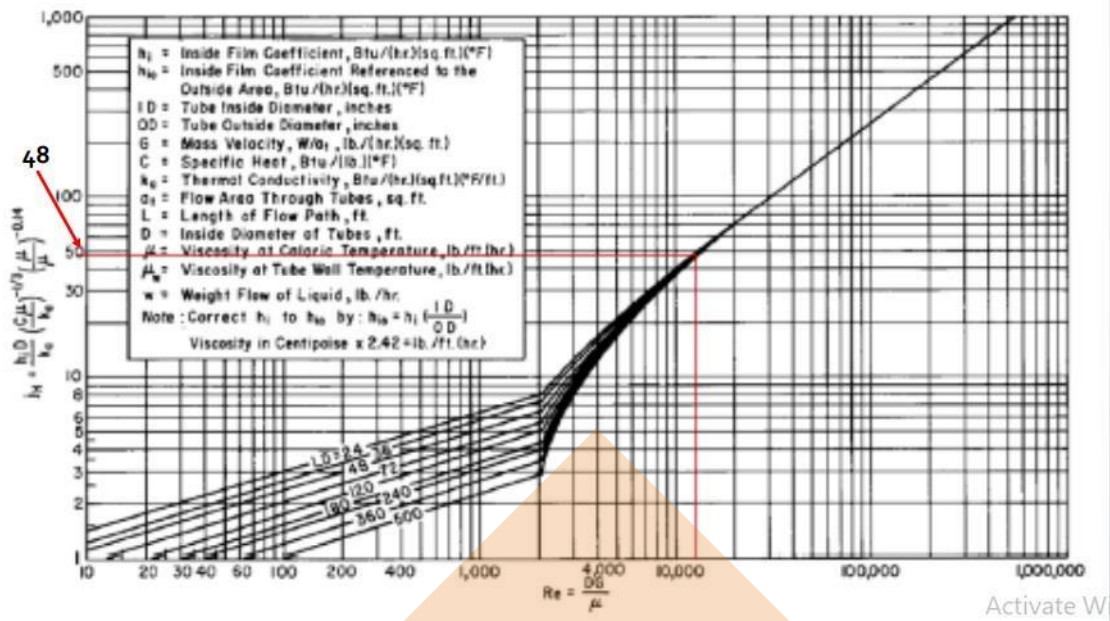
$$Re_s = \frac{De \times G_s}{u}$$

$$= 1.213,46$$

$$Re_t = \frac{IDt \times G_t}{u}$$

$$= 7.330,83$$





Asumsi Baffle Cut		0,25
JH Shell		15
JH Tube		50

Koefisien Perpindahan panas lapisan dalam (hi)

k =	0,59	W/m ² °C
θt =	1	

$$\begin{aligned}
 H_i &= \frac{JH \times k}{iDt} \left(\frac{Cp \times u}{k} \right)^{1/3} \times \theta t \\
 &= 3.887,87 \text{ W/m}^2\text{°C}
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas luar (ho)

k =	0,3	W/m ² °C
θt =	1	

$$\begin{aligned}
 H_o &= \frac{JH \times k}{iDt} \left(\frac{Cp \times u}{k} \right)^{1/3} \times \theta t \\
 &= 722,13 \text{ W/m}^2\text{°C}
 \end{aligned}$$

Koefisien panas menyeluruh

Asumsi		
Bahan	302 Stainless Steel	
Kw	16,2	W/m ² ·°C
R(od) Metanol	0,0002	W/m ² ·°C
R(id) BW	0,00033	W/m ² ·°C

$$U_o \text{ Calc} = 386,80 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= > 291,22 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Design Ok

$$\text{Evaluasi } U_o \text{ Cal} = \frac{U_{o,cal} - U_{o,asm} \times 100\%}{U_{o,asm}}$$

$$= 32,82\%$$

Evaluasi Pressure drop

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho v_t^2}{2}$$

$$= 3,65 \text{ psi} < 10 \text{ psi, Memenuhi syarat}$$

Evaluasi Pressure drop shell

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \frac{\rho v_s^2}{2}$$

$$= 4,51 \text{ psi} < 10 \text{ psi, Memenuhi syarat.}$$

L4.4. Alat Transfer/ Pompa (P-101)

Unit Pompa pada produksi *Propylene Glycol* terdiri dari 3 Pompa proses utama dan 12 Pompa Utilitas, oleh karena langkah-langkah perancangan tiap unit Pompa ini sama maka hanya satu unit yang dijabarkan pada lampiran ini yaitu P-101.

Fungsi	: Mengalirkan <i>Glycerol</i> kembali menuju reaktor R-101
Jenis	: <i>Centrifugal</i>
Bahan	: Carbon Steel SA 283, Grade C
Suhu operasi	: 30°C

- **Menghitung debit cairan**

$$\text{Laju alir massa (G)} = 7.642,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,213 \text{ kg/s}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } (\rho) &= 1.260,00 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 78,66 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 58,100 \text{ Pa.s} \\
 &= 0,672 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Debit } (Q) &= \frac{G}{\rho} \\
 &= \frac{7.642,21 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1.260,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 6,065 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 26,703 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

▪ **Menghitung diameter optimal pipa**

Diasumsikan aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D \text{ optimal} &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \mu^{0.13} \\
 &= 3.9 \times 6,065^{0.45} \times 0,672^{0.13} \\
 &= 8,33 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Piping Berdasarkan Appendix 5 : *Dimention, Capacities and Weights of Standard Steel Pipe* hal. 1086 *Unit Operations Chemical Engineering, 5th Edition McCabe & Smith*, dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

a. Suction Condition

Nominal pipe size = 4,00 in

Schedule number = 40

Diameter luar (OD) = 114,3 mm

= 0,375 ft

Tebal pipa = 6,02 mm

= 0,020 ft

Diameter dalam (ID) = 102,26 mm

= 0,355 ft

Luas area (A) = 0,0082 m²

b. Discharge Condition

Nominal pipe size = 3,00 in

Schedule number = 40

Diameter luar (OD) = 88,90 mm

$$= 0,297 \text{ ft}$$

Tebal pipa = 5,49 mm

$$= 0,018 \text{ ft}$$

Diameter dalam (ID) = 77,92 mm

$$= 0,256 \text{ ft}$$

▪ **Menghitung bilangan Reynold (NRe)**

Menghitung *velocity Head* (V)

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{6,065 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0082 \text{ m}^2}$$

$$= 739,63 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{78,66 \text{ lb/ft}^3 \times 739,63 \text{ m/s} \times 0,355 \text{ ft}}{0,672 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 30.734,60 \text{ (aliran turbulen)}$$

▪ **Menghitung panjang ekivalen**

Berdasarkan *Equivalent Length of Valves and Various Fittings* hal. 141 *Unit Operation*, Brown dipilih spesifikasi panjang ekivalen sebagai berikut :

Komponen	Jumlah	Le (ft)	Le (m)	Total (m)
Pipa lurus	1	22,966	7,000	7,000
<i>Long sweep elbow</i>	2	0,900	0,274	0,548
<i>Globe valve</i>	1	0,833	0,254	0,254
Check Valve	1	0,833	0,254	0,254
Total				8,056

▪ **Menghitung *friction loss***

Friksi karena kontraksi dari pipa ke pompa

$$h_c = Kc \times \frac{v^2}{2\alpha}$$

Dimana

h_c : *friction loss*

K_c : *contraction loss coefficient*. Berdasarkan Tabel 6.5 hal. 99 Walas, untuk *Screwed Tee : Line Flow* = 0.900

V : kecepatan pada bagian *downstream* = 739,63 m/s

α : faktor koreksi, untuk aliran turbulen = 1.000

Sehingga

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times \frac{V^2}{2\alpha} \\ &= 0.900 \times \frac{739,63^2}{2 \times 1.000} \\ &= 246,17 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \times \left(\frac{\Delta L}{ID}\right) \times \left(\frac{V^2}{2}\right)$$

Dimana

ϵ : *relative roughness*, berdasarkan Figure 126 hal. 147 Brown, untuk *Commercial Steel* = 0.045 mm

ID : 77,92 in = 1,98 m

ϵ/ID : $\frac{0.045}{77,92} = 0,0006$

f : *friction factors for fluids inside pipes*, berdasarkan Figure 2.10-3 hal. 88 Geankoplis 1993 = 0.009

ΔL : 7.000 m

V : kecepatan pada bagian *downstream* = 739,63 m/s

Sehingga

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \left(\frac{\Delta L}{ID}\right) \times \left(\frac{V^2}{2}\right) \\ &= 4 \times 0.009 \times \left(\frac{7.000}{1,98}\right) \times \left(\frac{739,63^2}{2}\right) \\ &= 34,812 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

Friksi pada sambungan *elbow*

$$h_f = \Sigma k \times K_f \times \left(\frac{V^2}{2}\right)$$

Dimana

Σk : jumlah elbow = 4 unit

K_f : *friction loss for turbulent flow through valves and fittings*, berdasarkan Tabel 2.10-1 hal. 93 Geankoplis untuk *Long Sweep Elbow/Standard Tee* = 1.000

V : kecepatan pada bagian *downstream* = 739,63 m/s

Sehingga

$$\begin{aligned} h_f &= \Sigma k \times K_f \times \left(\frac{V^2}{2}\right) \\ &= 4 \times 1.000 \times \left(\frac{739,63^2}{2}\right) \\ &= 1,094 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

Friksi pada *valve*

$$h_f = \Sigma k \times K_f \times \left(\frac{V^2}{2}\right)$$

Dimana

Σk : jumlah *valve* = 2 unit

K_f : *friction loss for turbulent flow through valves and fittings*, berdasarkan Tabel 2.10-1 hal. 93 Geankoplis untuk *Globe Valve (Wide Open)* = 6.000

V : kecepatan pada bagian *downstream* = 739,63 m/s

Sehingga

$$\begin{aligned} h_f &= \Sigma k \times K_f \times \left(\frac{V^2}{2}\right) \\ &= 2 \times 6.000 \times \left(\frac{739,63^2}{2}\right) \\ &= 3,282 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_f \text{ total} &= h_f \text{ pada elbow} + h_f \text{ pada valve} \\ &= 1,094 \text{ KJ/kg} + 3,282 \text{ KJ/kg} \\ &= 4,376 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= h_c + F_f + h_f \text{ total} \\ &= 246,17 \text{ KJ/kg} + 34,812 \text{ KJ/kg} + 4,376 \text{ KJ/kg} \\ &= 285,36 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

- **Menghitung tenaga pompa**

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli

$$W_s = \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} \right) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \Sigma f$$

Dimana

- Z₁ : asal pemompaan = 2,00 m
- Z₂ : tujuan pemompaan = 5,00 m
- P₁ : tekanan asal pemompaan = 1 atm
- P₂ : tekanan tujuan pemompaan = 1 atm
- V₁ = V₂ : kecepatan = 739,63 m/s
- ρ : densitas = 1.260,000 kg/m³
- α : faktor koreksi = 1.000
- g : percepatan gravitasi = 9.807 m/s²
- Σf : total friksi = 285,36 J/kg

Sehingga

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} \right) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \Sigma f \\
 &= \left(\frac{739,63^2 - 739,63^2}{2 \times 1.000} \right) + 9.807 (2,00 - 5,00) + \left(\frac{1 - 1}{1.260,000} \right) + 285,36 \\
 &= 256,439 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi *Centrifugal*

$$\begin{aligned}
 \eta &= 50 - 80 \% \\
 \text{diambil} &= 80\% \\
 W_p &= \frac{-W_s}{y} \\
 &= \frac{256,439}{0.8} \\
 &= 320,55 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui besar daya yang digunakan oleh pompa

$$\begin{aligned}
 P &= G \times W_p \\
 &= 0.245 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 320,55 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \\
 &= 78,53 \text{ J/s} \\
 &= 0.078 \text{ kW} \\
 &= 0.101 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung NPSH**
NPSH *available*

Berdasarkan Tabel 7.2 hal. 144 Walas untuk pompa *Centrifugal* NPSH available

Max : 41,338 ft = 12,600 m

NPSH required

$$NPSH_r = \left(\frac{n \times \sqrt{Q}}{S} \right)^{4/3}$$

Dimana

n : kecepatan putaran = 1800 rpm

Q : debit = 18,692 gpm

S : kecepatan spesifik single = 1200

Sehingga

$$NPSH_r = \left(\frac{n \times \sqrt{Q}}{S} \right)^{4/3}$$

$$= \left(\frac{1800 \times \sqrt{26.703}}{1200} \right)^{4/3}$$

$$= 15,34 \text{ ft}$$

$$= 4,676 \text{ m}$$

$$NPSH_a = 85,750 \text{ m}$$

$$NPSH_r = 4,676 \text{ m}$$

L4.5. Kolom Destilasi (DC-101)

Fungsi : Untuk memurnikan produk *Propylene Glycol*

Data : Tekanan operasi = 1 atm

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup torispherical (*Flange and Dished Head*)

Bahan : Stainless Steel ASME SA 167 Grade 11 Tipe 316 (Brownell and Young)

Jumlah: 1 buah

Komponen kunci ringan (light key component) = *Acetol*

Komponen kunci berat (heavy key component) = *Propylene Glycol*

Dari lampiran neraca energi (Lampiran C), didapatkan kondisi operasi sebagai berikut :

Umpan masuk : P = 1 atm

$$\begin{aligned}
 & T = 493 \text{ K} = 220^\circ\text{C} \\
 \text{Kolom atas} & : P = 1,04 \text{ atm} \\
 & T = 423 \text{ K} = 150^\circ\text{C} \\
 \text{Kolom bawah} & : P = 1,05 \text{ atm} \\
 & T = 433 \text{ K} = 160^\circ\text{C} \\
 T_{\text{avg}} & = 426.59 \text{ K} = 153,59^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Refluks minimum (R_{\min}) dan Refluks Actual (R)

**1. Menentukan Refluks minimum, (L/D)
min= (R_{\min})**

Menggunakan Metode Underwood:

$$(L/D)_{\min} + 1 = R_{\min} + 1 = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot X_i}{(\alpha_i)_{\text{destilat}} - \theta} \right) \quad (\text{Pers. 13.37, Perry, hal. 13-35})$$

Di mana: harga θ diperoleh dari persamaan:

$$1 - q = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot X_i}{(\alpha_i)_{\text{feed}} - \theta} \right) \quad (\text{Pers. 13.38, Perry, hal. 13-35})$$

Jika umpan masuk pada titik didih, maka harga $q = 1$. (Perry hal 13-29)

Dari hasil Trial and Error diperoleh harga $\theta = 1.4500$, sehingga

- Trial θ dengan menggunakan persamaan $\sum \frac{(\alpha \times X_f)}{(\alpha - \theta)} = 1 - q$
- Umpan masuk pada titik didih (cair jenuh), $q = 1$ maka $\sum \frac{(\alpha \times X_f)}{(\alpha - \theta)} = 0$
- Dilakukan trial θ yang nilainya antara $\alpha_{HK} - \alpha_{LK}$ sampai harga $\sum \frac{(\alpha \times X_f)}{(\alpha - \theta)} = 0$

Dari hasil Trial and Error diperoleh harga $\theta = 1.4500$, sehingga:

$$\begin{aligned}
 R_{\min} + 1 & = \sum \frac{(\alpha \times X_f)}{(\alpha - \theta)} \\
 & = 1.2602 \\
 R_{\min} & = 0.2602
 \end{aligned}$$

2. Menentukan refluks total (L_o/D) = R

Untuk pendingin dengan menggunakan cooling water, maka:

$$\text{Harga Rasio } R/R_{\min} = 1.2 - 2 \quad (\text{Treyball, hal. 388})$$

Di ambil Rasio $R/R_{\min} = 1,5$, sehingga

$$\text{diambil } \frac{R}{R_{\min}} = 1,5 \quad (\text{Sumber Rules of Thumb for Chemical Engineering})$$

$$R = 1,5 \times R_{\min}$$

$$R = 0,3903$$

d. Penentuan Jumlah Plate Minimum (N_{min})

Metode yang digunakan: Metode Fenske-Underwood-Grilliand

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{LK \text{ avg}}} \quad (\text{Rule of thumb hal 52})$$

$$\alpha_{LK \text{ avg}} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} ; \alpha_{top} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}} \right)_D ; \alpha_{bottom} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}} \right)_B$$

Dimana :

$$\alpha_{top} = 0,0698$$

$$\alpha_{bottom} = 0,8295$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{top} \times \alpha_{bottom})^{0,5} = 0,2406$$

Maka :

$$N_{min} = 11,06 \text{ plate}$$

$$N_{min} \approx 12 \text{ plate}$$

e. Penentuan Jumlah Plate Teoritis (N)

Dari Grafik Mc.Cabe korelasi Gililand

Dari Grafik $\frac{N - N_m}{N + 1} \text{ Vs } \frac{R - R_m}{R + 1}$ (Fig. 13-41, Perry, hal. 13-41)

$$\text{Untuk harga : } \frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{0,3903 - 0,2602}{0,3903 + 1} = 0,333 \quad (\text{sebagai absis, dari fig 13-41 Perry's})$$

Maka :

$$\text{Diperoleh harga : } \frac{N - N_m}{N + 1} = 0,40$$

$$\text{Sehingga : } N = 11,06 \text{ plate}$$

$$N \approx 12 \text{ plate}$$

f. Penentuan Jumlah Plate Aktual (Naktual)

α paling ringan pada feed = 0,0698

viskositas Feed pada T_{avg}

$$T_{avg} = 426,59 \text{ K}$$

Viskositas Liquid pada berbagai temperatur :

$$\log 10 \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Senyawa	A	B	C	Tmin (K)	Tmax (K)
H ₂	3,5430	99,3950	7,7260	21,00	32,00
Acetol	4,7460	167,8690	-59,8320	345,00	401,00
Propylene Glicol	6,079	269,2187	-17,94	319	461

g. Penentuan Letak Umpan (Feed Plate) dengan Persamaan Fenske
(Pers.13.128, Wallas, hal. 397)

Log Ne/Ns	-0,5074
Ne/Ns	0,3109
Ns	19,0708
Ne	5,9291

$$N_e = 5,929 \approx 6$$

Jadi letak umpan (feed plate) masuk antara plate ke 7 dari bagian atas.

Penentuan Densitas Uap dan Liquid pada bagian Atas dan Bawah

Senyawa	Mr (g/mol)	R (J/molK)	A	B	n	Tc (K)
H ₂	2	8,314	0,330705	0,2601	0,2896	583,2
Acetol	74	8,314	0,33311	0,2694	0,2935	508,4
Propylene Glicol	76	8,314	0,3283	0,2508	0,2857	658

Komponen	Mole frac	Overhead Vapor		Reflux	
		rho (Kg/m ³)	rho top,V (Kg/m ³)	rho (Kg/m ³)	rho Top,L (Kg/m ³)
H ₂	0,5000	0,0600	0,0300	540,5567	270,2772
Acetol	0,5000	2,2206	1,1103	417,1061	208,5522
Propylene Glicol	0,0000	2,2807	0,0000	642,7586	0,0028
Total			1,1403		478,8321

Komponen	Mole frac	Boil Up		Bottom Liquid	
		rho (Kg/m ³)	rho tbottom,V (Kg/m ³)	rho (Kg/m ³)	rho Bottom,L (Kg/m ³)
H ₂	0,0000	0,0778	0,0000	528,6724	0,0001
Acetol	0,0000	0,0000	0,0000	402,2397	0,0007
Propylene Glicol	1,0000	2,9763	2,9763	632,3033	632,3021
Total			2,9763		632,3029

Penentuan Laju Alir Massa Gas dan Liquid pada bagian Atas dan Bawah

Komponen	MR	Bagian atas		Bagian Bawah	
		Mole frac	MR.i Top	Mole frac	MR.i Bot
H ₂	2	0,500	1,000	0,000	0,000
Acetol	74	0,500	37,000	0,000	0,000
Propylene Glicol	76	0,000	0,000	1,000	76,000
		MR Top	38,000	MR Bot	76,000

Kondisi	n (Kmol/h)	MR (Kg/Kmol)	m (Kg/h)	m (Kg/s)
Overhead Vapour	46,1968	37,9985	1755,4081	0,4876
Reflux	12,9682	37,9985	492,7705	0,1369
Boil Up	22,9376	76,0000	1743,2545	0,4842
Bottom Liquid	106,0050	76,0000	8056,3773	2,2379

Penentuan Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV,top} = \frac{m_{top,L}}{m_{top,V}} \sqrt{\frac{\rho_{top,V}}{\rho_{top,L}}}$$

$$= \frac{0,3413}{0,0959} \times \sqrt{\frac{1,1403}{478,83}}$$

$$= \mathbf{0,0137}$$

$$F_{LV,bottom} = \frac{m_{bottom,L}}{m_{bottom,V}} \sqrt{\frac{\rho_{bottom,V}}{\rho_{bottom,L}}}$$

$$= \frac{1,5665}{0,3389} \times \sqrt{\frac{2,9763}{632,302}}$$

$$= \mathbf{0,3171}$$

Penentuan Kecepatan Maksimum Vapor (μS)

K1 Top (m/s)	0,12
K1 Bottom (m/s)	0,11

u_S Top (m/s)	2,300
u_S Bottom (m/s)	0,927

$$\mu_{s,top} = K_{1,top} \sqrt{\frac{\rho_{top,L} - \rho_{top,v}}{\rho_{top,v}}}$$

$$= 2,300$$

$$\mu_{s,bottom} = K_{1,bottom} \sqrt{\frac{\rho_{bottom,L} - \rho_{bottom,v}}{\rho_{bottom,v}}}$$

$$= 0,927$$

Menentukan Kecepatan Aktual Vapor

persen flooding $\times \mu_s$,

% Flooding : 0,85
 u_S act, Top : 1,9550
 u_S act, Bottom : 0,7881

Penentuan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_{v,top,max} = \frac{m_{top,v}}{\rho_{v,top}}$$

$$Q_{v,bottom,max} = \frac{m_{bottom,v}}{\rho_{v,bottom}}$$

QV Top, max : 0,4276 (m³/s)

QV Bottom, max : 0,1627 (m³/s)

Penentuan Bubbling Area untuk Kontak Uap-Cair

$$An_{top} = \frac{Q_{v,top,max}}{SF_{top} \cdot \%Flooding \cdot \mu_{act,top}}$$

$$An_{bottom} = \frac{Q_{v,bottom,max}}{SF_{bottom} \cdot \%Flooding \cdot \mu_{act,bottom}}$$

SF Top	SF Bottom	An Top (m ²)	An Bottom (m ²)
1	1	0,2573	0,2429

Penentuan Luas Downcomer

$$Q_{L,top,max} = \frac{m_{top,L}}{\rho_{top,L}}$$

$$Q_{L,bottom,max} = \frac{m_{bottom,L}}{\rho_{bottom,L}}$$

$$Ad_{top} = \frac{Q_{L,top,max}}{\mu_{downcomer}}$$

$$Ad_{bottom} = \frac{Q_{L,bottom,max}}{\mu_{downcomer}}$$

QL Top, max (ft ³ /s)	QL Bottom, max (ft ³ /s)	Ad Top (m ²)	Ad Bottom (m ²)	$\mu_{Downcomer}$
0,0003	0,0035	0,0005	0,0064	0,55

Penentuan Luas Penampang Kolom (Ac)

$$Ac_{top} = An_{top} + Ad_{top}$$

$$Ac_{bottom} = An_{bottom} + Ad_{bottom}$$

Ac Top : 0,2578 m²

Ac Bottom : 0,2493 m²

Penentuan Diameter Kolom (Dc)

$$Dc_{top} = \sqrt{\frac{4 Ac_{top}}{\pi}}$$

$$Dc_{bottom} = \sqrt{\frac{4 Ac_{bottom}}{\pi}}$$

Dc Top : 0,5731m

Dc Bottom : 0,5636 m

Penentuan Tinggi Kolom (Hc)

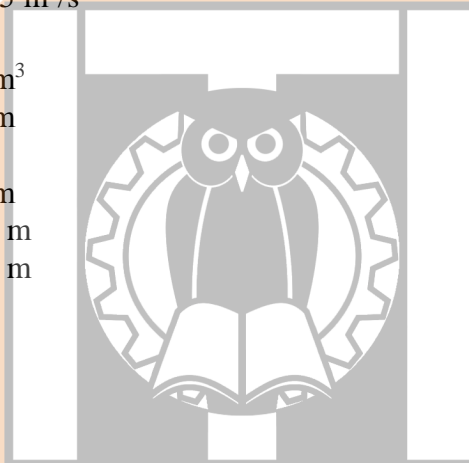
$$V_H = Q_{L,bottom,max} \cdot t_H$$

$$H_s = \frac{V_H}{Ac_{bottom}}$$

$$H_T = N \cdot \text{tray spacing}$$

$$H_C = H_T + H_s$$

QL Bottom, max	: 0,0035 m ³ /s
t.H	: 300 s
VH	: 1,06 m ³
Hs	: 4,26 m
N	: 28,00
Tray Spacing	: 0,60 m
HT	: 16,80 m
Hc	: 21,06 m



LAMPIRAN 5

ANALISIS EKONOMI

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan-perkiraan mengenai jumlah investasi modal yang meliputi analisis :

- a. Struktur kepemilikan modal.
- b. Besarnya keuntungan yang didapat.
- c. Lama investasi modal kembali.
- d. *Break Even Point*.

Pada Pra rancangan pabrik *Propylene Glycol* ini, perkiraan mengenai perhitungan ekonomi dilakukan berdasarkan pada kapasitas yang telah ditentukan. Sedangkan perkiraan alat – alat produksi dan penunjang diambil dari buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* edisi keempat karangan *Max S. Peters*, serta menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*.

L5.1 Ketetapan – Ketetapan yang di Ambil

Beberapa asumsi yang digunakan dalam analisis ekonomi pra rancangan pabrik *Propylene Glycol* ini adalah :

- m. pembangunan fisik pabrik akan dilaksanakan pada awal tahun 2024 dengan masa konstruksi dan instalasi selama satu tahun, sehingga pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2025.
- n. Proses dijalankan secara kontinyu.
- o. Jumlah hari kerja pabrik adalah 330 hari dalam setahun.
- p. *Shut down* dilaksanakan selama 35 hari setiap tahun untuk perawatan dan perbaikan alat-alat pabrik secara menyeluruh.
- q. Umur teknis pabrik 10 tahun
- r. Asumsi nilai tukar Rupiah terhadap mata uang asing yaitu Dollar sebesar $1\$ = \text{Rp } 15.561,49.-$
- s. Terjadi kenaikan harga bahan baku dan produk sebesar 10% tiap tahun.
- t. *Salvage value* (nilai rongsokan) sebesar 10% dari DFCI (tanpa tanah)
- u. Tingkat suku bunga bank adalah sebesar 9,95%
- v. Terjadi kenaikan gaji pegawai sebesar 10% per tahun.

L5.2 Metode Penaksiran Harga

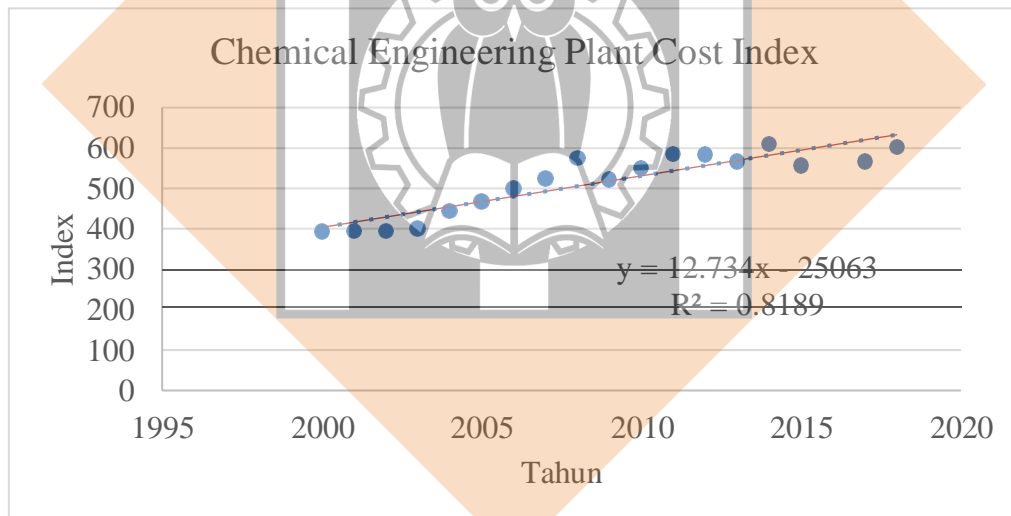
Metode perkiraan harga peralatan dalam perancangan pabrik *Propylene Glycol* ini menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* seperti yang ditunjukkan Tabel L5.1.

Tabel L5. 1 Indeks Harga Tahun 2015 – 2022

2015	556.8
2017	567.5
2018	603.1
2019	646.946
2020	659.68
2021	672.414
2022	685.148

(Sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index*. www.chemengonline.com/pci)

Indeks harga yang diketahui adalah dari tahun 2015 sampai 2022. Sedangkan untuk tahun 2022 sampai 2025 dihitung dengan menggunakan metode regresi linear dari data tahun – tahun terdahulu.



Grafik L5. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Dari linearisasi grafik *Chemical Engineering Plant Cost Index* didapatkan persamaan garis $Y = 12,734x - 25063$ dengan $R^2 = 0,8189$, sehingga diperoleh index harga hingga tahun 2025 yang di tunjukan pada Tabel L5.2.

Tabel L5. 2 Proyeksi Indeks Harga Tahun 2023 – 2025

2023	697.882
2024	710.616
2025	723.35
2026	736.084

L5.3 Daftar Harga Peralatan

Harga peralatan pada kapasitas yang sesuai dengan tahun pendirian pabrik. dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

$$H_2 = H_1 \times \left[\frac{I_2}{I_1} \right] \times \left[\frac{K_2}{K_1} \right]^{exp} \times \left[\frac{Rp\ 15,561}{1\$} \right]$$

$$\text{Harga total} = H_2 \times n$$

Dimana:

H_2 : Harga alat yang dicari (Rp)

H_1 : Harga referensi (harga terpasang atau harga yang telah diketahui) (\$)

I_1 : Index harga referensi atau terpasang

I_2 : Index harga terhitung pada tahun tertentu

K_2 : Kapasitas alat yang dicari

K_1 : Kapasitas alat terpasang

n : Jumlah alat

Exp: *Exponential*

Contoh menentukan harga alat *absorber* :

Diketahui :

Kapasitas Teoritis = 665,78 kg/m³

Kapasitas Terpasang (Referensi) = 666 kg/m³

Harga pertahun 2014 = \$ 2.900

Nilai Eksponen = 0,33

Sehingga, untuk menentukan harga alat dapat menggunakan rumus :

$$H_2 = \text{Harga per tahun 2022} (\$) \times \frac{\text{Indeks harga tahun 2025}}{\text{Indeks harga tahun 2022}} \times$$

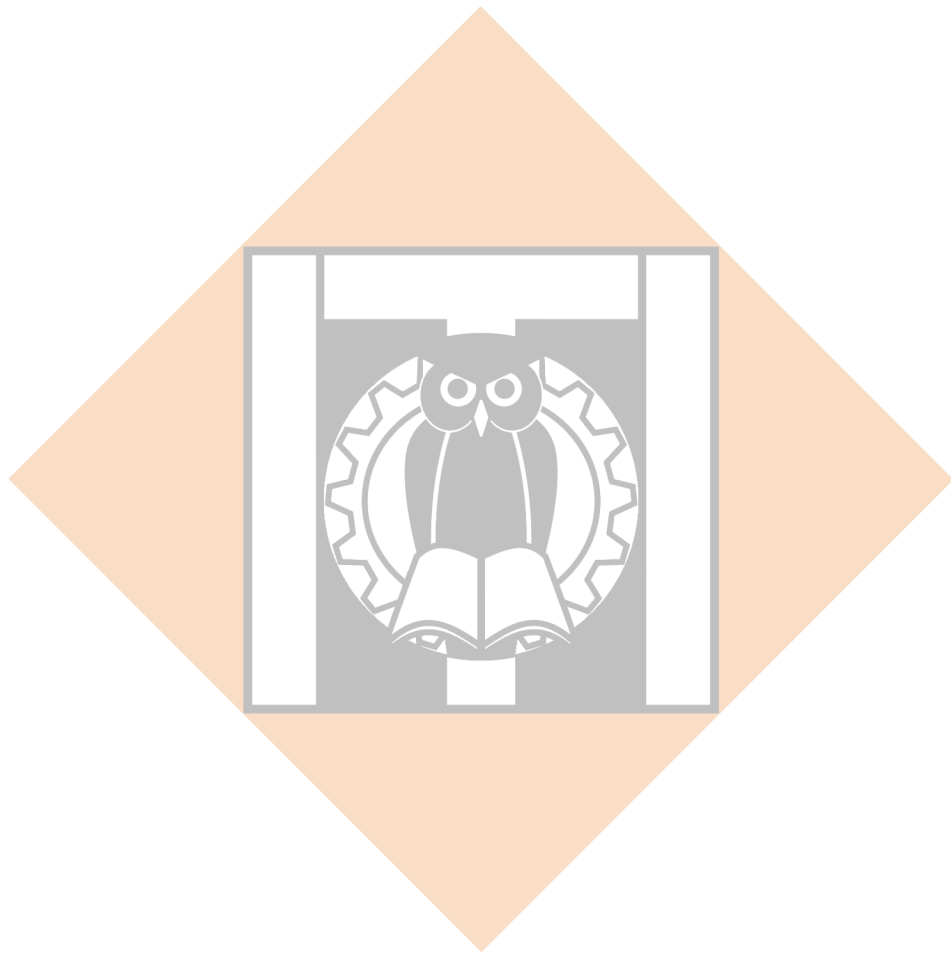
$$\left[\frac{\text{Kapasitas alat yang dicari}}{\text{Kapasitas alat terpasang}} \right]^{exp} \times \frac{Rp\ 15.561}{1\$}$$

$$H_2 = \$ 2900 \times \frac{723,35}{685,15} \times \left[\frac{665,8}{666} \right]^{0,33} \times \frac{Rp\ 15.561}{1\$}$$

Institut Teknologi Indonesia

$H_2 = \text{Rp } 47.638.193,00$

Harga Total = $H_2 \times n$
= $\text{Rp } 47.638.193,00 \times 1 \text{ alat}$
= $\text{Rp } 45.614.618,33$



L5.3.1 Harga Peralatan Utama

Merujuk pada situs www.matche.com

Tabel L5. 3 Harga Peralatan Utama

Kode	Nama Alat	Bahan/Material	Spesifikasi Desain		Jml	Kapasitas		Harga berdasarkan tahun	Harga Satuan	Exp	Harga Total	Harga Satuan	Harga Total
								(\$)	(\$)		(\$)	(Rp)	(Rp)
T-101	Tanki Penyimpanan Gliserol	SS 304	800.61	m ³	1.00	211,522.49	gal	65,600.00	67,993.96	1.00	67,993.96	1,058,087,256.30	1,058,087,256.30
T-102	Tanki Penyimpanan H ₂	SS 304	552.44	m ³	2.00	145,955.99	gal	62,800.00	65,091.78	1.00	65,091.78	1,012,924,995.36	2,025,849,990.73
T-103	Tanki Penyimpanan Propilen Glikol	SS 304	794.41	m ³	1.00	209,883.06	gal	65,600.00	67,993.96	1.00	67,993.96	1,058,087,256.30	1,058,087,256.30
R-101	Reaktor Dehidrasi (CSTR)	SS 304	6.98	m ³	1.00	1,842.81	gal	181,700.00	188,330.83	1.00	188,330.83	2,930,708,147.41	2,930,708,147.41
R-102	Reaktor Hidrogenasi	Plate Steel 357	6.68	m ³	1.00	1,763.60	gal	120,000.00	124,379.19	1.00	124,379.19	1,935,525,468.85	1,935,525,468.85

Institut Teknologi Indonesia

	(Fluidized Bed)												
CL-101	Cooler	SS 316	399.10	ft2	1.00	399.10	ft2	61,500.00	63,744.34	1.00	63,744.34	991956802.8	991,956,802.78
P-101	Pompa	Carbon Steel 283	3.00	in	2.00	6.67	m3/jam	2,500.00	2,591.23	1.00	2,591.23	40,323,447.27	80,646,894.54
P-102	Pompa	Carbon Steel 283	1.50	in	2.00	6.38	m3/jam	2,500.00	2,591.23	1.00	2,591.23	40,323,447.27	80,646,894.54
P-103	Pompa	Carbon Steel 283	6.00	in	2.00	6.620	m3/jam	2,500.00	2,591.23	1.00	2,591.23	40,323,447.27	80,646,894.54
D-101	Kolom Destilasi	SS 316	21.06	m	1.00	21.06	m	88,000.00	91,211.41	1.00	91,211.41	1,419,385,343.82	1,419,385,343.82
TV-101	Trotting Valve	SS 304	-	-	1.00	7.58	m3/jam	2,000.00	2,072.99	1.00	2,072.99	32,258,757.81	32,258,757.81
TV-102	Trotting Valve	SS 304	-	-	1.00	7.58	m3/jam	2,000.00	2,072.99	1.00	2,072.99	32,258,757.81	32,258,757.81
TV-103	Trotting Valve	SS 304	-	-	1.00	7.58	m3/jam	2,000.00	2,072.99	1.00	2,072.99	32,258,757.81	32,258,757.81
TV-104	Trotting Valve	SS 304	-	-	1.00	7.58	m3/jam	2,000.00	2,072.99	1.00	2,072.99	32,258,757.81	32,258,757.81

TOTAL										11,790,575,981.06
--------------	--	--	--	--	--	--	--	--	--	-------------------

Biaya Peralatan Utama		Rp	11.790.575.981,06
Biaya Pengangkutan + Asuransi	10%	Rp	1.179.057.598,11
Biaya Administrasi pelabuhan	5%	Rp	589.528.799,05
SUBTOTAL		Rp	13.559.162.378,21
Bea Masuk	10%	Rp	1.355.916.237,82
TOTAL		Rp	14.915.078.616,04

L5.3.2 Harga Peralatan Penunjang

Merujuk pada situs www.matche.com

Tabel L5. 4 Harga Peralatan Penunjang

Kode	Nama Alat	Bahan/Material	Spesifikasi Desain		Jml	Kapasitas		Harga Satuan	Harga Total
								(Rp)	(Rp)
S-101	Screen	Besi tulang	9.00	m ²	1.00	9.00	m ²	774,210,187.54	774,210,187.54
T-101	Bak Reservoir	Beton	319.53	m ³	1.00	319.53	m ³	27,487,338,637.21	27,487,338,637.21
T-102	Bak Prasedimentasi	Beton	53.26	m ³	1.00	53.26	m ³	4,581,223,106.20	4,581,223,106.20
T-103	Bak Pengendap I	Beton	16.86	m ³	1.00	16.86	m ³	1,450,720,650.30	1,450,720,650.30
T-104	Bak Pengendap II	Beton	96.13	m ³	1.00	96.13	m ³	8,269,107,706.69	8,269,107,706.69
T-105	Tangki Filtrasi	Carbon steel	3.35	ft ²	1.00	3.35	ft ²	20,968,192.58	20,968,192.58

Institut Teknologi Indonesia

T-106	Bak Penampung Air Bersih	Beton	21.69	m ³	1.00	21.69	m3	858,979,332.41	858,979,332.41
T-107	Tangki Demineralisasi/ion exchanger	SS 316	9.99	m ³	1.00	2638.16	gal	491,946,056.67	491,946,056.67
T-108	Bak Umpan Boiler	Beton	38.64	m ³	1.00	38.64	m3	3,323,981,945.38	3,323,981,945.38
T-109	Bak Umpan Air Pendingin	Beton	351.53	m ³	1.00	351.53	m3	30,239,563,095.95	30,239,563,095.95
T-110	Bak Penampung Air Pendingin	Beton	351.53	m ³	1.00	351.53	m3	30,239,563,095.95	30,239,563,095.95
T-111	Bak Penampung Air Domestik	Beton	19.38	m ³	1.00	19.38	m3	1,666,926,147.78	1,666,926,147.78
PU-101	Pompa Utilitas	SS 304	5	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-102	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-103	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-104	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-105	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-106	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-107	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	19.88	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-108	Pompa Utilitas	SS 304	3.5	in	2.00	35.42	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-109	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	21.01	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-110	Pompa Utilitas	SS 304	2.5	in	2.00	17.76	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
PU-111	Pompa Utilitas	SS 304	3	in	2.00	21.01	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54

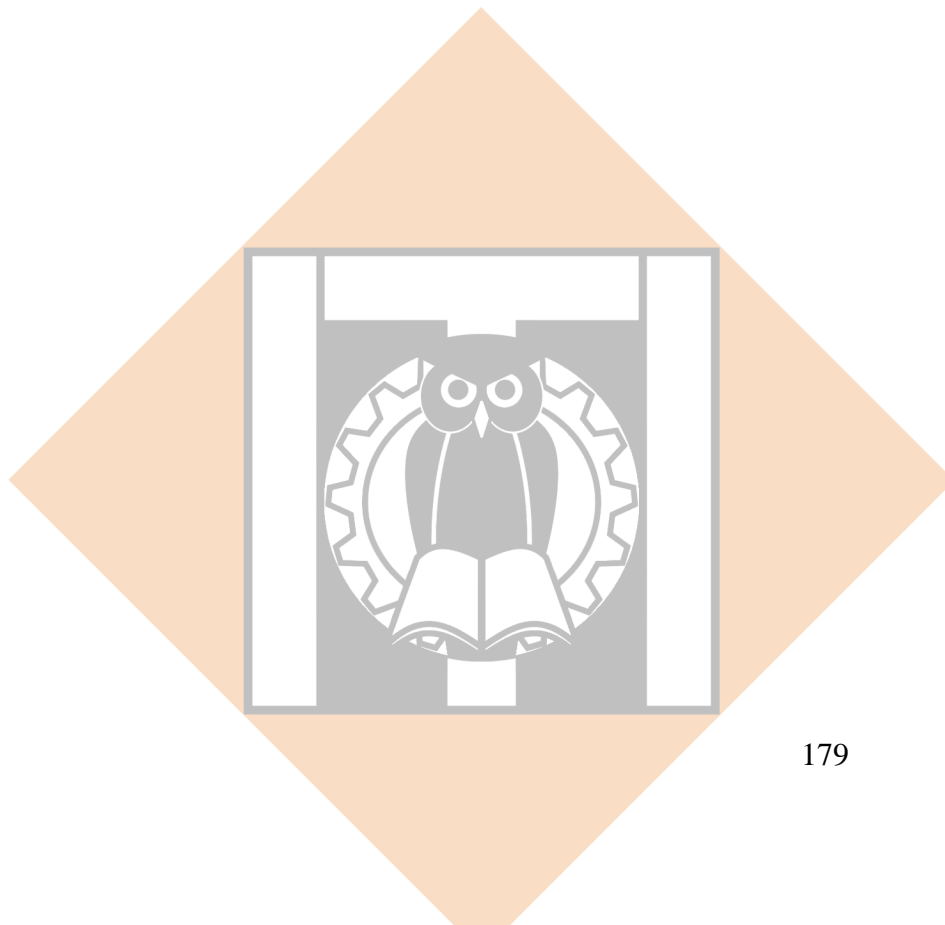
Institut Teknologi Indonesia

PU-112	Pompa Utilitas	SS 304	2.5	in	2.00	17.7628	m3/jam	40,323,447.27	80,646,894.54
TPBB-101	Tanki Penyimpanan Bahan Bakar	SS 304	452.29	m ³	2.00	119495.78	gal	4,661,390,504.14	9,322,781,008.28
G-01	Generator	-	200	kW	1.00	200	Kw	301,619,385.56	301,619,385.56
TE-01	Cooling Tower	Induced draft cooling tower	10.30	M btu/jam	1.00	291.67	m3/jam	6,266,263,705.39	6,266,263,705.39
B-01	Boiler	-	4935.72	lb/jam	1.00	4935.72	lb/jam	4,312,995,919.75	4,312,995,919.75
JJ-01	Fan Cooling Tower	-	29.92	in	1.00	29.92	in	72,582,205.08	72,582,205.08
	Mobil Direktur + Komisaris	Toyota Rush	-	-	3.00	-	-	350,000,000.00	1,050,000,000.00
	Mobil Kepala Divisi	Toyota Avanza	-	-	4.00	-	-	210,000,000.00	840,000,000.00
	Mobil Operasional	Toyota Avanza	-	-	3.00	-	-	210,000,000.00	630,000,000.00
	Excavator	Komatsu	-	-	2.00	-	-	335,000,000.00	670,000,000.00
	Forklift	REDDOT 4-5ton diesel forklift	-	-	4.00	-	-	202,299,359.56	809,197,438.23
TOTAL									134,647,730,551.37

Biaya Peralatan Penunjang = Rp. 134.647.730.551,37
 Biaya Pengangkutan + Asuransi (10%) = Rp. 13.464.773.055,14

Institut Teknologi Indonesia

Biaya Administrasi pelabuhan	(5%)	=	Rp	6.732.386.527,57
SUBTOTAL				= Rp 154.844.890.134,08
Bea masuk	(10%)	=	Rp	15.484.489.013,41
TOTAL				= Rp 170.329.379.147,49
Total Alat Utama + Alat Penunjang				= Rp 185.244.457.763,52



L5.4 Daftar Gaji

Tabel L5. 5 Daftar Gaji

No.	Jabatan	Jml	Jenjang Pendidikan	Total/Orang	Total
			Minimum	(IDR)	(IDR)
1	Dewan Komisaris	2	-	27,210,000.00	54,420,000.00
2	Direktur	1	S2	31,740,000.00	31,740,000.00
3	Kepala Divisi	3	S2	22,680,000.00	68,040,000.00
4	Sekretaris Direktur	1	S1	5,692,500.00	5,692,500.00
5	Kepala Bagian	6	S1	9,090,000.00	54,540,000.00
Bagian Produksi					
6	Proses				
	- Spv	2	S1	6,145,500.00	12,291,000.00
	- Leader	4	D3 - S1	5,466,000.00	21,864,000.00
	- Pelaksana	15	D3	5,239,500.00	78,592,500.00
7	Utilitas				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	2	D3 - S1	5,466,000.00	10,932,000.00
	- Pelaksana	4	D3	5,239,500.00	20,958,000.00
Bagian Jaminan Mutu					
8	Quality Control				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	3	D3 - S1	5,466,000.00	16,398,000.00
	- Pelaksana	7	SMK - D3	5,239,500.00	36,676,500.00
9	Quality Assurance				

	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	3	D3 - S1	5,466,000.00	16,398,000.00
	- Pelaksana	7	SMK - D3	5,239,500.00	36,676,500.00
10	K3 + Damkar	3	D3	5,239,500.00	15,718,500.00
Bagian Umum					
11	Pelaksana RT	1	SLTA	4,786,500.00	4,786,500.00
12	Pelaksana Fasilitas Umum	1	SLTA	4,786,500.00	4,786,500.00
Bagian Personalia					
13	Keamanan	12	SLTA	4,786,500.00	57,438,000.00
Bagian Engineering					
14	Engineering				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	3	S1	5,692,500.00	17,077,500.00
	- Pelaksana	3	S1	5,466,000.00	16,398,000.00
15	Maintenance				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	2	S1	5,692,500.00	11,385,000.00
	- Pelaksana	4	SMK - D3	5,466,000.00	21,864,000.00
Bagian Gudang					
16	Gudang				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Pelaksana	3	SLTA	4,786,500.00	14,359,500.00
Bagian Pemasaran					

17	Pemasaran Dalam Negeri				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Pelaksana	2	D3	5,239,500.00	10,479,000.00
Bagian Distribusi					
18	Distribusi				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Pelaksana	3	D3	5,239,500.00	15,718,500.00
Bagian Jaminan Mutu					
19	R&D				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	1	D3 - S1	5,466,000.00	5,466,000.00
	- Pelaksana	3	SMK - D3	5,239,500.00	15,718,500.00
Bagian Personalia					
20	Pengembangan SDM				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Pelaksana	2	D3	5,239,500.00	10,479,000.00
Bagian Akuntansi & Pajak					
21	Pengendalian Keuangan dan Administrasi				
	- Spv	1	S1	6,145,500.00	6,145,500.00
	- Leader	1	D3 - S1	5,466,000.00	5,466,000.00
	- Pelaksana	2	D3	5,239,500.00	10,479,000.00
22	Pengadaan dan Pajak				
	- Leader	1	D3 - S1	5,466,000.00	5,466,000.00

	- Pelaksana	1	D3	5,239,500.00	5,239,500.00
Bagian Keuangan					
23	Pengelola Aset				
	- Leader	1	D3 - S1	5,466,000.00	5,466,000.00
	- Pelaksana	2	D3	5,239,500.00	10,479,000.00
Bagian Personalia					
24	Leader Keamanan	1	SLTA - D3	5,013,000.00	5,013,000.00
25	Supir Operasional	2	SLTA	4,786,500.00	9,573,000.00
TOTAL		125		328,023,000.00	811,675,500.00

Gaji / tahun (a) Rp 9.740.106.000
Tunjangan Hari Raya (1 bulan gaji) Rp 811.675.500
Tunjangan kesehatan (2.5% x a) Rp 243.502.650
TOTAL GAJI PER TAHUN Rp 10.795.284.150
Daftar Gaji Pertahun

Tabel L5. 6 Kenaikan Gaji Pertahun

Tahun	Gaji per tahun
1	10,795,284,150.00
2	11,874,812,565.00
3	13,062,293,821.50
4	14,368,523,203.65
5	15,805,375,524.02
6	17,385,913,076.42
7	19,124,504,384.06
8	21,036,954,822.46
9	23,140,650,304.71
10	25,454,715,335.18

Keterangan : kenaikan gaji sebesar 10% setiap 1 tahun

L5.5 Perhitungan Total Modal Investasi (TCI)

L5.5.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment / FCI*)

A. Modal Investasi Tetap Langsung / *Direct Fixed Capital Investment (DFCI)*

Tabel L5. 7 Rincian DFCI

No	Komponen	Persen		Biaya
1	Pengadaan alat (Peralatan proses dan utilitas)	40%	A	185,244,457,763.52
2	Instrumentasi dan control	7.0%	A	12,967,112,043.45
3	Instalasi	12.0%	A	22,229,334,931.62
4	Perpipaan terpasang	5.0%	A	9,262,222,888.18
5	Pelistrikan terpasang	3.0%	A	5,557,333,732.91
6	Bangunan pabrik	13.0%	A	24,081,779,509.26
7	Yard Improvement	3.0%	A	5,557,333,732.91
8	Service facilities	10.0%	A	18,524,445,776.35
9	Harga Tanah (Land survey & cost)			70,000,000,000.00
Sub Total			A	353,424,020,378.19
DFCI tak terduga		15%	A'	53,013,603,056.73
Total Modal Investasi Tetap Langsung (DFCI)			B	406,437,623,434.92

Keterangan :

Luas Tanah = 20.000 m²

Harga Tanah = Rp. 3.500.00,0 /m²

Harga Tanah Keseluruhan = Rp. 70.000.000.000,0

B. Modal Investasi Tetap Tidak Langsung / *Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)*

Tabel L5. 8 Rincian IFCI

No	Komponen	Persen		Biaya
10	Engineering and supervision	15.0%	B	60,965,643,515.24
11	Contactoer's fee	6%	B	24,386,257,406.10
12	Biaya tak terduga (Cottingency)	10%	B	40,643,762,343.49
13	Trial Run			36,251,282,040.83
Sub Total			B'	162,246,945,305.66
IFCI tak terduga		10%	B'	16,224,694,530.57
Total Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (IFCI)			C	178,471,639,836.22

Total Modal Investasi Tetap (FCI) = DFCI + IFCI = Rp 584.909.263.271,14

C. Perhitungan Biaya *Trial Run*

a. Persediaan Bahan Baku

Perhitungan biaya trial run untuk masa 2 minggu dengan jumlah hari kerja **14** hari =
(14 hari x 24 jam/hari x harga x kebutuhan/jam)

Tabel L5. 9 Biaya Bahan Baku *Trial Run* Selama 14 Hari

Komponen		Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya/2 minggu
Persediaan bahan baku				
Glycerol	Kg/jam	7,642.212	18,750.00	11,463,317,384.37
Hidrogen Gas	Kg/jam	166.135	90.00	1,196,172.25
Katalis yang digunakan yang diregenerasi tiap 300 jam:				
H2SO4	Kg/jam	191.06	1,100.00	16,812,865.50
Cu-Cr	Kg/jam	157.83	1,305.00	16,477,272.73
Total persediaan bahan baku		a		11,497,803,694.84

b. Persediaan Sarana Penunjang

Tabel L5. 10 Biaya Bahan Penunjang *Trial Run* Selama 14 Hari

Komponen			Harga/satuan	Biaya/2 minggu
----------	--	--	--------------	----------------

Persediaan sarana penunjang		Kebutuhan		
1.Solar (liter/hari)		18.83	9,850.00	2,596,595.62
2. Listrik (kWh)		77.13	1,352.00	35,040,256.46
3. Resin Ion exchanger (liter/jam)		6,126.75	12,000.00	24,703,045,356.12
4. Koagulan (kg/hari)		8.38	2,500.00	293,348.66
5. Air Pendingin (L/jam)		77,657.08	11.50	12,502,789.13
Total persediaan bahan penunjang			b	24,753,478,345.99

Total biaya *trial run* (a + b) = Rp 36.251.282.040,83

L5.5.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment / WCI*)

Modal kerja dihitung untuk masa 3 bulan dengan jumlah hari kerja 90 hari :

= (90 hari x 24jam/hari x harga x kebutuhan/jam)

a. Persediaan Bahan Baku

Tabel L5. 11 Biaya Bahan Baku *Trial Run* Selama 90 Hari

Komponen		Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya/3 bulan
Persediaan bahan baku				
<i>Glycerol</i>	Kg/jam	7,642.212	18,750.00	75,657,894,736.84
<i>Hidrogen</i>	Kg/jam	166.135	90.00	7,894,736.84
Katalis yang digunakan:				
<i>H2SO4</i>		191.055	1,100.00	110,964,912.28
<i>CuCr</i>	Kg/jam	157.828	1,305.00	108,750,000.00
Total persediaan bahan baku		a		75,885,504,385.96

b. Persediaan Sarana Penunjang

Tabel L5. 12 Biaya Bahan Penunjang *Trial Run* Selama 90 Hari

Komponen	Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya/3 bulan
Persediaan sarana penunjang			
1.Solar (liter/hari)	18.83	9,850.00	97,928,748.96
2. Listrik (kWh)	77.13	1,352.00	55,063,260.16

Abonemen/bulan	-	2,468,319.00	7,404,956.99
3. Resin Ion exchanger (liter/jam)	6,126.75	12,000.00	38,819,071,273.90
4. Koagulan (kg/hari)	8.38	3,450.00	2,602,421.72
Total persediaan bahan penunjang	b		38,982,070,661.73
Total biaya trial run (a + b)			114,867,575,047.69

Tabel L5. 13 Biaya WCI Lainnya

c. Biaya pengemasan & distribusi produk	2%	bahan baku	1,517,710,087.72
d. Biaya pengawasan mutu	1%	bahan baku	758,855,043.86
e. Biaya pemeliharaan dan perbaikan	2%	DFCI	8,128,752,468.70
f. Gaji karyawan	3	x gaji/bulan	2,951,925,000.00
Sub Total WCI (a s/d f)			128,224,817,647.97
WCI tak terduga	10%	sub total WCI	12,822,481,764.80
Total Modal Kerja (WCI)			141,047,299,412.76

$$\text{Total Modal Investasi (TCI)} = \text{FCI} + \text{WCI} = \text{Rp } 725.956.562.683,91$$

L5.6 Struktur Permodalan

Yang dapat dijaminan = DFCI = Rp 406.437.623.434,92

Jika bank memberikan pinjaman sebesar = 75 % DFCI = Rp 304.828.217.576,19

Besar pinjaman dari bank yang diambil sebesar = Rp 300.000.000.000

Modal sendiri (TCI - Pinjaman Bank) = Rp 425.956.562.683,91

Sehingga komposisi permodalan adalah :

Pinjaman Bank = Pinjaman bank/TCI x 100 % = 41,32%

Modal sendiri = (TCI - pinjaman bank)/TCI x 100 % = 58,68%

L5.7 Angsuran Pokok dan Bunga Bank

1. Jangka waktu pinjaman : 5 tahun
2. *Grace Period* : 1 tahun
3. Bunga Bank 10,25 % per tahun (diasumsikan tetap selama 5 tahun)

Tabel L5. 14 Angsuran dan Sisa Pinjaman

Tahun	Pokok Pinjaman (Rp)	Angsuran Pokok (Rp)	Bunga (Rp)	Jumlah (Rp)	Sisa (Rp)
0	300,000,000,000	-	30,750,000,000	30,750,000,000	300,000,000,000
1	300,000,000,000	75,000,000,000	30,750,000,000	105,750,000,000	225,000,000,000
2	225,000,000,000		23,062,500,000	23,062,500,000	225,000,000,000
3	225,000,000,000	75,000,000,000	23,062,500,000	98,062,500,000	150,000,000,000
4	150,000,000,000	75,000,000,000	15,375,000,000	90,375,000,000	0

L5.8 Biaya Bahan Baku

a. Persediaan bahan baku

Asumsi : Kenaikan biaya bahan baku 10% per tahun

Tabel L5. 15 Kenaikan Biaya Bahan Baku Per-tahun

Total pembelian bahan baku tahun pertama = 303,557,017,543.86

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya bahan baku (Rp)
1	80%	242,845,614,035.09
2	90%	267,130,175,438.60
3	100%	269,558,631,578.95
4	100%	296,514,494,736.84
5	100%	326,165,944,210.53
6	100%	358,782,538,631.58
7	100%	394,660,792,494.74
8	100%	434,126,871,744.21
9	100%	477,539,558,918.63
10	100%	525,293,514,810.50

b. Persediaan Sarana Penunjang

Total biaya sarana penunjang hingga tahun kesepuluh

Asumsi : Kenaikan biaya bahan penunjang 10% per tahun

Tabel L5. 16 Kenaikan Biaya Bahan Penunjang Per-tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Solar (Rp)	Listrik variabel cost (Rp)	Abonemen (Rp)
1	80%	39,171,499.59	42,715,741.21	29,619,827.95
2	90%	43,088,649.54	46,987,315.33	32,581,810.74
3	100%	47,397,514.50	51,686,046.87	35,839,991.82
4	100%	52,137,265.95	56,854,651.55	39,423,991.00
5	100%	57,350,992.54	62,540,116.71	43,366,390.10
6	100%	63,086,091.80	68,794,128.38	47,703,029.11
7	100%	69,394,700.98	75,673,541.22	52,473,332.02
8	100%	76,334,171.08	83,240,895.34	57,720,665.22
9	100%	83,967,588.18	91,564,984.87	63,492,731.74
10	100%	92,364,347.00	100,721,483.36	69,842,004.92

L5.10 Hasil Penjualan Produk

Hasil Penjualan Produk Per Tahun

Produk = *Propylene Glycol*

Hasil Produksi = 50.000 ton/tahun

Harga Produk = Rp. 24.898.382,71/ton

Hasil Penjualan Produk Per Tahun = Rp 1.244.919.135.733,76

Total penjualan produk hingga tahun kesepuluh

Keterangan : Terjadi kenaikan harga produk sebesar 10% /tahun

Tabel L5. 17 Kenaikan Hasil Penjualan Produk *Propylene Glycol* Per-tahun

Tahun	Kapasitas	Hasil penjualan produksi
	Produksi	(Total Sales)
1	80%	995,935,308,587.01
2	90%	1,095,528,839,445.71
3	100%	1,205,081,723,390.28
4	100%	1,325,589,895,729.31
5	100%	1,458,148,885,302.24
6	100%	1,603,963,773,832.46
7	100%	1,764,360,151,215.71
8	100%	1,940,796,166,337.28
9	100%	2,134,875,782,971.01
10	100%	2,348,363,361,268.11

L5.11 Salvage Value

Salvage value untuk masing-masing barang modal adalah sebagai berikut :

a. Kendaraan (Mobil dan *Forklift*)

= 10 % x Rp 3.999.197.438

= Rp 399.919.744

b. DFCI Selain Kendaraan, Bangunan, dan Tanah

= 10 % x Rp 319.546.689.642

= Rp 31,954.668.964

c. Bangunan

= 10 % x Rp 5.557.333.733

= Rp 555.733.373

Catatan: Tanah tidak didepresiasi. Pada akhir tahun ke-10 harga tanah diperhitungkan tetap yaitu sebesar = Rp. 70.000.000.000

Sehingga total nilai salvage value yang akan diperhitungkan pada akhir tahun ke-10 adalah sebesar = Rp 102.910.322.081

L5.12 Depresiasi

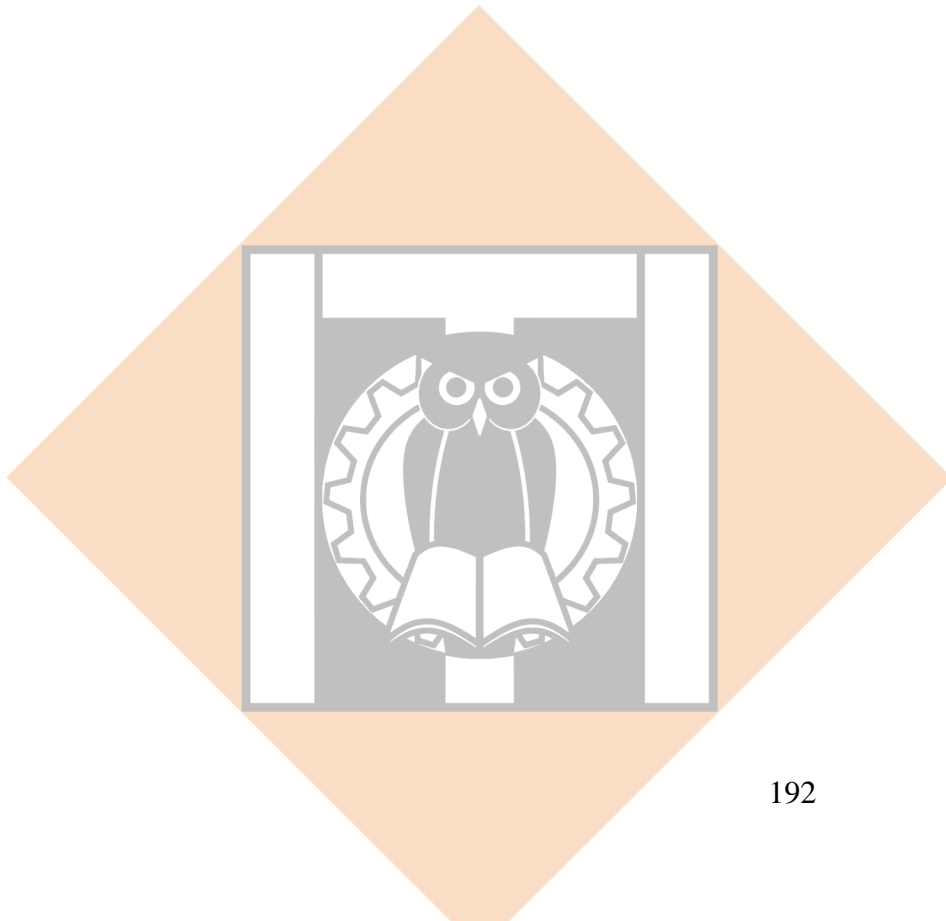
- Depresiasi digolongkan pada masing-masing alat sesuai periode depresiasinya
- Metode yang dipakai adalah Metode Garis Lurus
- Periode depresiasi menurut SK Menteri Keuangan No. 96/PMK-03/2009 adalah :
 - 8 tahun atau 12,50 % / tahun untuk kendaraan
 - 16 tahun atau 6,25 % / tahun untuk mesin-mesin industri kimia
 - 20 tahun atau 5% / tahun untuk bangunan
 - 8 tahun atau 12,50 % / tahun untuk IFCI tanpa salvage value (amortisasi)



Tabel L5. 18 Nilai Depresiasi Per-Tahun

Tahun	Kendaraan	DFCI tanpa tanah, bangunan &kendaraan	Bangunan	Nilai depresiasi IFCI	Jumlah Nilai Depresiasi
1	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
2	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
3	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
4	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
5	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
6	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
7	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
8	449,909,711.80	17,974,501,292	250,080,018	61,558,450,073	80,232,941,095
9	-	17,974,501,292	250,080,018	-	18,224,581,310
10	-	17,974,501,292	250,080,018	-	18,224,581,310
Total					678,312,691,379.68
11	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
12	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
13	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
14	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
15	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
16	-	17,974,501,292.37	250,080,017.98	-	18,224,581,310.35
17	-	-	250,080,017.98	-	250,080,017.98
18	-	-	250,080,017.98	-	250,080,017.98
19	-	-	250,080,017.98	-	250,080,017.98

20	-	-	250,080,017.98	-	250,080,017.98
Total					788,660,499,313.69





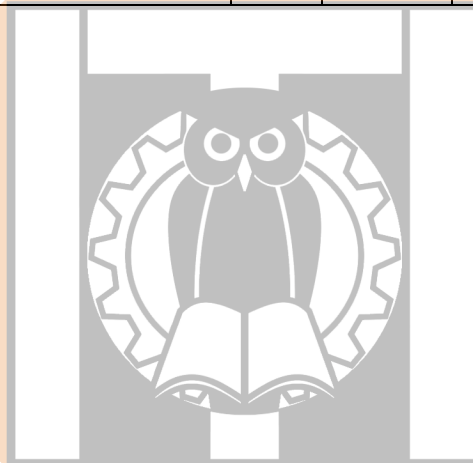
L5.13.

**Tabel Hasil Perhitungan Biaya Produksi
Total (TPC)**

TAHUN				I		II	
KAPASITAS PRODUKSI				80%		90%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	242,833,614,035.09	-	267,116,975,438.60
b.	Gaji Karyawan			10,795,284,150.00		11,874,812,565.00	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	8,128,752,468.70	-	8,128,752,468.70	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0.5%	TS	-	4,979,676,542.94	-	5,477,644,197.23
e.	Biaya Laboratorium	0.5%	BB	-	1,214,168,070.18	-	1,335,584,877.19

f.	Biaya pengemasan produk	0.5 %	BB	-	1,214,168,070.18	-	1,335,584,877.19
g.	Biaya sarana penunjang			39,171,499.59	111,507,068.75	43,088,649.54	122,657,775.62
h.	Biaya Start Up			39,876,410,244.9 2	-	43,864,051,269.4 1	-
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			58,839,618,363.2 0	250,353,133,787. 12	63,910,704,952.6 5	275,388,447,165. 83
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	3,784,807,323.74	-	4,000,713,006.74	-
2	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
a.	Depresiasi			80,232,941,094.8 7	-	80,232,941,094.8 7	-
b.	Pajak Bumi dan Bangunan	0.1 %		88,524,445.78	-	97,376,890.35	-
c.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0.5 %	DFCI	2,032,188,117.17	-	2,235,406,928.89	-
	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			82,353,653,657.8 2	-	82,565,724,914.1 2	-

B	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
1	Biaya administrasi	5%	b	539,764,207.50	-	593,740,628.25	-
2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	121,416,807.02	-	133,558,487.72
3	Bunga Bank + Cicilan Pokok			105,750,000,000.00	-	23,062,500,000.00	-
	Total Pengeluaran Umum			106,289,764,207.50	121,416,807.02	23,656,240,628.25	133,558,487.72
Total Biaya				251,267,843,552.26	250,474,550,594.14	174,133,383,501.76	275,522,005,653.55
Total Biaya Produksi (TPC)				501,742,394,146.40		449,655,389,155.31	



TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				1.00		1.00	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	269,545,311,578.95	-	296,499,842,736.84
b.	Gaji Karyawan			13,062,293,821.50		14,368,523,203.65	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	8,128,752,468.70	-	8,128,752,468.70	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0.5%	TS	-	6,025,408,616.95	-	6,627,949,478.65
e.	Biaya Laboratorium	0.5%	BB	-	1,347,726,557.89	-	1,482,499,213.68
f.	Biaya pengemasan produk	0.5%	BB	-	1,347,726,557.89	-	1,482,499,213.68
g.	Biaya sarana penunjang			47,397,514.50	134,923,553.18	52,137,265.95	148,415,908.50
h.	Biaya Start Up			48,250,456,396.35	-	53,075,502,035.98	-

	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			69,488,900,201.04	278,401,096,864.87	75,624,914,974.28	306,241,206,551.36
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	4,238,209,258.04	-	4,499,455,134.47	-
2	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
a.	Depresiasi			80,232,941,094.87	-	80,232,941,094.87	-
b.	Pajak Bumi dan Bangunan			107,114,579.39	-	117,826,037.33	-
c.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0.5%	DFCI	2,458,947,621.78	-	2,704,842,383.96	-
	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			82,799,003,296.04	-	83,055,609,516.16	-
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
1	Biaya administrasi	5%	b	653,114,691.08	-	718,426,160.18	-
2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	134,772,655.79	-	148,249,921.37
3	Bunga Bank + Cicilan Pokok			98,062,500,000.00	-	90,375,000,000.00	-
	Total Pengeluaran Umum			98,715,614,691.07	134,772,655.79	91,093,426,160.18	148,249,921.37

Total Biaya			255,241,727,446.20	278,535,869,520.66	254,273,405,785.09	306,389,456,472.73
Total Biaya Produksi (TPC)			533,777,596,966.86		560,662,862,257.82	

TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				1.00		1.00	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	326,149,827,010.53	-	358,764,809,711.58
b.	Gaji Karyawan			15,805,375,524.02	-	17,385,913,076.42	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	2%	DFCI	8,128,752,468.70	-	8,128,752,468.70	-

	(kenaikan 5% per tahun)						
d.	Biaya Royalti dan Paten	0.5%	TS	-	7,290,744,426.51	-	8,019,818,869.16
e.	Biaya Laboratorium	0.5%	BB	-	1,630,749,135.05	-	1,793,824,048.56
f.	Biaya pengemasan produk	0.5%	BB	-	1,630,749,135.05	-	1,793,824,048.56
g.	Biaya sarana penunjang			57,350,992.54	163,257,499.35	63,086,091.80	179,583,249.28
h.	Biaya Start Up			58,383,052,239.58	-	64,221,357,463.54	-
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			82,374,531,224.84	336,865,327,206.49	89,799,109,100.45	370,551,859,927.14
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	4,786,825,598.54	-	5,102,933,109.02	-
2	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
a.	Depresiasi			80,232,941,094.87	-	80,232,941,094.87	-

b.	Pajak Bumi dan Bangunan			129,608,641.06	-	142,569,505.17	-
c.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0.5%	DFCI	2,975,326,622.36	-	3,272,859,284.59	-
	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			83,337,876,358.29	-	83,648,369,884.63	-
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
1	Biaya administrasi	5%	b	790,268,776.20	-	869,295,653.8	-
2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	163,074,913.51	-	179,382,404.86
3	Bunga Bank + Cicilan Pokok			-	-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			790,268,776.20	163,074,913.51	869,295,653.82	179,382,404.86

Total Biaya			171,289,501,957.87	337,028,402,120.00	179,419,707,747.93	370,731,242,332.00
Total Biaya Produksi (TPC)			508,317,904,077.87		550,150,950,079.92	

TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				1.00		1.00	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	394,641,290,682.74	-	434,105,419,751.01
b.	Gaji Karyawan			19,124,504,384.06	-	21,036,954,822.46	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFC I	8,128,752,468.70	-	8,128,752,468.70	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0.5%	TS	-	8,821,800,756.08	-	9,703,980,831.69

e.	Biaya Laboratorium	0.5 %	BB	-	1,973,206,453.41	-	2,170,527,098.76
f.	Biaya pengemasan produk	0.5 %	BB	-	1,973,206,453.41	-	2,170,527,098.76
g.	Biaya sarana penunjang			69,394,700.98	197,541,574.21	76,334,171.08	217,295,731.63
h.	Biaya Start Up			70,643,493,209.89	-	77,707,842,530.88	-
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			97,966,144,763.63	407,607,045,919.8 6	106,949,883,993.1 2	448,367,750,511.8 4
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	5,450,651,370.55	-	5,833,141,458.23	-
2	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
a.	Depresiasi			80,232,941,094.87	-	80,232,941,094.87	-
b.	Pajak Bumi dan Bangunan			156,826,455.68	-	172,509,101.25	-
c.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0.5 %	DFC I	3,600,145,213.05	-	3,960,159,734.35	-
	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			83,989,912,763.61	-	84,365,609,930.48	-
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
1	Biaya administrasi	5%	b	956,225,219.20	-	1,051,847,741.12	-

2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	197,320,645.34	-	217,052,709.88
3	Bunga Bank + Cicilan Pokok			-	-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			956,225,219.20	197,320,645.34	1,051,847,741.12	217,052,709.88
Total Biaya				188,362,934,116.99	407,804,366,565.20	198,200,483,122.96	448,584,803,221.72
Total Biaya Produksi (TPC)				596,167,300,682.19		646,785,286,344.67	

TAHUN		IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI		1.00		1.00	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)		<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)				
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)				
a.	Biaya Bahan Baku	-	477,515,961,726.11	-	525,267,557,898.72

b.	Gaji Karyawan			23,140,650,304.71	-	25,454,715,335.18	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	8,128,752,468.70	-	8,128,752,468.70	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0.5%	TS	-	10,674,378,914.86	-	11,741,816,806.34
e.	Biaya Laboratorium	0.5%	BB	-	2,387,579,808.63	-	2,626,337,789.49
f.	Biaya pengemasan produk	0.5%	BB	-	2,387,579,808.63	-	2,626,337,789.49
g.	Biaya sarana penunjang			83,967,588.18	239,025,304.80	92,364,347.00	262,927,835.28
h.	Biaya Start Up			85,478,626,783.97	-	94,026,489,462.37	-
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			116,831,997,145.56	493,204,525,563.03	128,515,196,860.12	542,524,978,119.33
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	6,253,880,554.68	-	6,716,693,560.78	-
2	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
a.	Depresiasi			18,224,581,310.35	-	18,224,581,310.35	-
b.	Pajak Bumi dan Bangunan			189,760,011.38	-	208,736,012.52	-
c.	Biaya asuransi (kenaikan 10 % per tahun)	0.5%	DFCI	4,356,175,707.79	-	4,791,793,278.57	-

	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			22,770,517,029.52	-	23,225,110,601.43	-
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
1	Biaya administrasi	5%	b	1,157,032,515.24	-	1,272,735,766.76	-
2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	-	238,757,980.86	-	262,633,778.95
3	Bunga Bank + Cicilan Pokok			-	-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			1,157,032,515.24	238,757,980.86	1,272,735,766.76	262,633,778.95
Total Biaya				147,013,427,244.99	493,443,283,543.89	159,729,736,789.09	542,787,611,898.28
Total Biaya Produksi (TPC)				640,456,710,788.88		702,517,348,687.36	



L5.14 Break Even Point (BEP)

Rumus Umum :

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC}}{(\text{TS}-\text{VC})} \times 100 \%$$

Dimana :

FC : *Total Fixed Cost*

TS : *Total Sales*

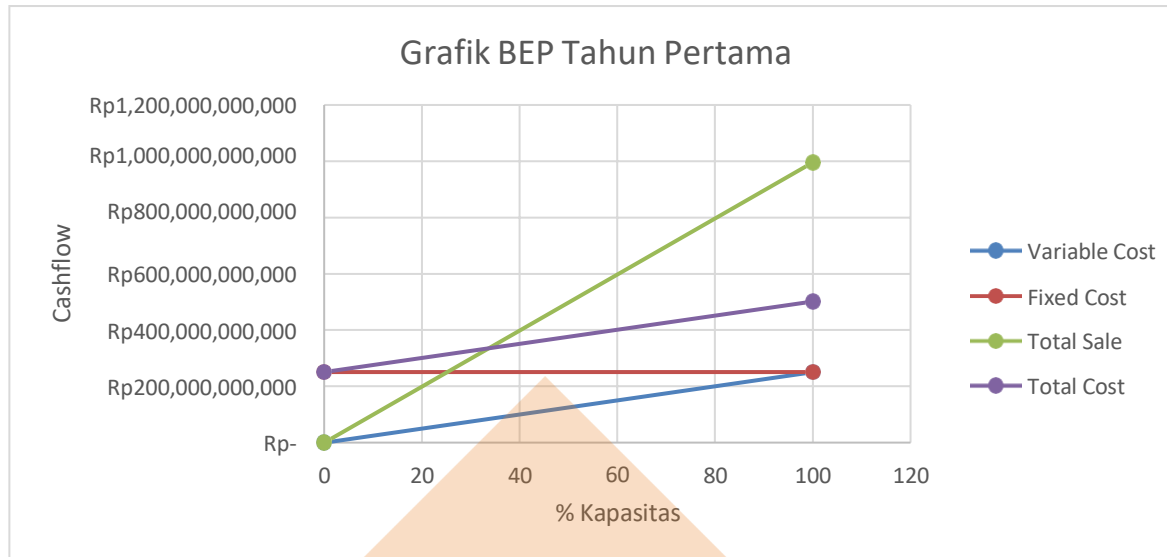
VC : *Total Variabel Cost*

Total Variabel Cost dan Total Sales pada tingkat kapasitas 100%

Tabel L5. 19 BEP dari Tahun Pertama Hingga Tahun Kesepuluh

Tahun	Total	Total	Total	BEP
	<i>Fixed Cost (Rp)</i>	<i>Variabel Cost (Rp)</i>	<i>Penjualan (Rp)</i>	(%)
1	251,267,843,552	250,474,550,594	995,935,308,587	33.71
2	174,133,383,502	275,522,005,654	1,095,528,839,446	21.24
3	255,241,727,446	278,535,869,521	1,205,081,723,390	27.55
4	254,273,405,785	306,389,456,473	1,325,589,895,729	24.95
5	171,289,501,958	337,028,402,120	1,458,148,885,302	15.28
6	179,419,707,748	370,731,242,332	1,603,963,773,832	14.55
7	188,362,934,117	407,804,366,565	1,764,360,151,216	13.89
8	198,200,483,123	448,584,803,222	1,940,796,166,337	13.28
9	147,013,427,245	493,443,283,544	2,134,875,782,971	8.96
10	159,729,736,789	542,787,611,898	2,348,363,361,268	8.85

Grafik BEP pada tahun pertama dapat dilihat pada gambar berikut :



Grafik L5. 2 BEP Pada Tahun Pertama

L5.15 Laba Rugi dan Pajak

Berdasarkan UU No. 36 tahun 2008. sebagai berikut :

Penghasilan Kena Pajak Tarif Pajak (%)

- 50 juta 5%
- Di atas 50 jt s/d 250 jt 15%
- Di atas 250 jt s/d 500 jt 25%

Tabel L5. 20 Laba Rugi dan Pajak Tahun ke-1 Hingga Tahun ke-10

Tahun	Penjualan	Pengeluaran	Laba sebelum pajak	PPH 25%	Laba setelah pajak
	(Rp)	(Rp)	(Rp)	(Rp)	(Rp)
1	995,935,308,587	501,742,394,146	494,192,914,441	123,548,228,610	370,644,685,830
2	1,095,528,839,446	449,655,389,155	645,873,450,290	161,468,362,573	484,405,087,718
3	1,205,081,723,390	533,777,596,967	671,304,126,423	167,826,031,606	503,478,094,818
4	1,325,589,895,729	560,662,862,258	764,927,033,471	191,231,758,368	573,695,275,104
5	1,458,148,885,302	508,317,904,078	949,830,981,224	237,457,745,306	712,373,235,918
6	1,603,963,773,832	550,150,950,080	1,053,812,823,753	263,453,205,938	790,359,617,814
7	1,764,360,151,216	596,167,300,682	1,168,192,850,534	292,048,212,633	876,144,637,900
8	1,940,796,166,337	646,785,286,345	1,294,010,879,993	323,502,719,998	970,508,159,994
9	2,134,875,782,971	640,456,710,789	1,494,419,072,182	373,604,768,046	1,120,814,304,137
10	2,348,363,361,268	702,517,348,687	1,645,846,012,581	411,461,503,145	1,234,384,509,436

Wajib pajak badan usaha dalam negeri adalah 25%

Jumlah nominal aliran masuk = Laba setelah pajak + depresiasi + *salvage value*

Tabel L5. 21 Jumlah Nominal Aliran Masuk

Tahun	Laba setelah pajak	Depresiasi	<i>Salvage value+ tanah</i>	Cash in Nominal
	(Rp)	(Rp)	(Rp)	(Rp)
1	370,644,685,830	64,814,011,809	-	435,458,697,639
2	484,405,087,718	64,814,011,809	-	549,219,099,526
3	503,478,094,818	64,814,011,809	-	568,292,106,626
4	573,695,275,104	64,814,011,809	-	638,509,286,912
5	712,373,235,918	64,814,011,809	430,105,264	777,617,352,991
6	790,359,617,814	64,814,011,809	-	855,173,629,623
7	876,144,637,900	64,814,011,809	-	940,958,649,709
8	970,508,159,994	64,814,011,809	-	1,035,322,171,803
9	1,120,814,304,137	2,771,693,314	-	1,123,585,997,451
10	1,234,384,509,436	2,771,693,314	76,167,552,611	1,313,323,755,360

L5.16 Minimum Payback Period (MPP)

Jangka waktu minimum pengembalian investasi modal sebagai berikut :

(Keterangan : Suku bunga tahunan 8,00 %)

Tabel L5. 22 Net Cash Flow Per-Tahun

Tahun	NCF nominal (Rp)	Faktor Discount	NCF PV (Rp)	Akumulasi
		$1/(1+0.1025)^n$		(Rp)
0	(725,956,562,684)	1.00	(725,956,562,684)	(725,956,562,684)
1	435,458,697,639	0.91	394,973,875,410	(330,982,687,274)
2	549,219,099,526	0.82	451,843,912,383	120,861,225,109
3	568,292,106,626	0.75	424,068,319,752	544,929,544,861
4	638,509,286,912	0.68	432,168,218,403	977,097,763,264
5	777,617,352,991	0.61	477,389,599,184	1,454,487,362,448
6	855,173,629,623	0.56	476,192,676,013	1,930,680,038,461
7	940,958,649,709	0.51	475,248,059,062	2,405,928,097,523

8	1,035,322,171,803	0.46	474,293,015,876	2,880,221,113,399
9	1,123,585,997,451	0.42	466,873,189,461	3,347,094,302,860
10	1,313,323,755,360	0.38	494,977,911,003	3,842,072,213,862
Total			3,842,072,213,862	LAYAK

Jumlah tahun yang dibutuhkan : (dengan interpolasi)

$$\text{MPP} = \frac{((4)-(3)) \times (-850.859.678.259)}{((378.360.594.341) - (850.859.678.259))} + 3$$

$$= 1 \text{ Tahun } 8 \text{ Bulan } 26 \text{ Hari}$$

L5.17 Internal Rate of Return (IRR)

Keterangan : *Net Cash Flow* (NCF) sesudah pajak = (Penjualan - Pengeluaran - Pajak) + Depresiasi

Tabel L5. 23 *Internal Rate of Return* untuk Bunga 25% dan 35%

Tahun	Net Cash Flow (Rp)	Bunga	Present Value	Bunga	Present Value
		25.00%		35.0%	
		$1/(1+I)^n$		$1/(1+I)^n$	
0	(725,956,562,684)	1.00	(725,956,562,684)	1.00	(725,956,562,684)

1	435,458,697,639	0.80	348,366,958,111	0.74	322,561,998,251
2	549,219,099,526	0.64	351,500,223,697	0.55	301,354,787,120
3	568,292,106,626	0.51	290,965,558,593	0.41	230,977,841,437
4	638,509,286,912	0.41	261,533,403,919	0.30	192,234,859,384
5	777,617,352,991	0.33	254,809,654,228	0.22	173,419,169,110
6	855,173,629,623	0.26	224,178,635,964	0.17	141,270,567,381
7	940,958,649,709	0.21	197,333,331,415	0.12	115,142,103,546
8	1,035,322,171,803	0.17	173,698,237,059	0.09	93,843,752,776
9	1,123,585,997,451	0.13	150,805,159,790	0.07	75,440,125,423
10	1,313,323,755,360	0.11	141,017,064,458	0.05	65,318,185,966
Total			1,668,251,664,551.63		985,606,827,710

$$IRR = 25,00\% + \frac{((35\%) - (25\%) \times (1.668.251.664.551,6))}{((1.668.251.664.551,6) - (-985.606.827.710,1))} = 49,44\%$$

Karena $IRR >$ bunga pinjaman. maka proyek investasi pabrik *Propylene Glycol*

L5.18 Kelayakan Proyek

Tabel L5. 24 *Net Cash Flow*

Tahun	Net Cash Flow Nominal (Rp)	Faktor Diskon	Net Cash Flow (Rp) Present Value
		10.25%	
		$1/(1+i)^n$	
0	(725,956,562,683.91)	1.00	(725,956,562,683.91)
1	435,458,697,639.11	0.91	394,973,875,409.62
2	549,219,099,526.45	0.82	451,843,912,383.38
3	568,292,106,626.22	0.75	424,068,319,751.55
4	638,509,286,912.27	0.68	432,168,218,403.09
5	777,617,352,990.93	0.61	477,389,599,184.42
6	855,173,629,623.06	0.56	476,192,676,012.84
7	940,958,649,708.79	0.51	475,248,059,061.85
8	1,035,322,171,803.11	0.46	474,293,015,876.16
9	1,123,585,997,450.52	0.42	466,873,189,460.57

10	1,313,323,755,360.43	0.38	494,977,911,002.62
	TOTAL		3,842,072,213,862.19

Nilai *Net Cash Flow Present Value* pada tingkat bunga berjalan (10,25 %) pada pra rancangan pabrik *Propylene Glycol* sebesar Rp 3.842.072.213.862,19 (Positif). Maka pra rancangan pabrik *Propylene Glycol* ini ***feasible*** (layak).

Dengan demikian perancangan pabrik ini layak karena :

- NCF PV pada bunga bank sebesar 10,25% = Rp 3.842.072.213.862,19 (positif)
- MPP pada 1 tahun 9 bulan 35 hari sehingga investasi kembali sebelum umur pabrik 10 tahun
- IRR = 49,44 % lebih besar dari tingkat bunga yang berlaku (10,25 %).

