

**PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI
EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE
DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Muhamad Daffa Givari

Nama : Muhammad Alief Fiska Nurullah

NIM : 17521061

NIM : 17521093

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

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI
EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE DENGAN
PROSES HIDROLISIS DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: Muhamad Daffa Givari
No. Mahasiswa: 17521061

Nama: Muhammad Alief Fiska Nurullah
No. Mahasiswa: 175210903

Yogyakarta, 4 November 2021

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

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

Penyusun I,



Muhamad Daffa Givari

NIM. 17521061

Penyusun II,



Muhammad Alief Fiska Nurullah

NIM. 17521093

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Muhamad Daffa Givari

NIM : 17521061

Nama : Muhammad Alief Fiska Nurullah

NIM : 17521093

Yogyakarta, 04 November 2021

Pembimbing I,

Dulmalik, Ir., M.M.

Pembimbing II,

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhamad Daffa Givari

Nama : Muhammad Alief Fiska Nurullah

NIM : 17521061

NIM : 17521093

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai salah satu syarat untuk
memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Desember 2021

Tim Penguji,

Ketua

Dulmalik, Ir., M.M.




Anggota I

Lucky Wahyu NS, S.T., M.Eng.



Anggota II

Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

NIP. 845210102

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullah Wabarakatuh,

Alhamdulillah, segala puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Kimia dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Gliserol dari Epichlorohydrin dan Natrium Carbonate dengan Proses Hidrolisis dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun**” guna memenuhi sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada :

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T, selaku Dekan FTI yang telah memberikan kemudahan pelayanan administrasi.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Bapak Dulmalik, Ir., M.M., selaku Dosen Pembimbing I yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
6. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing II yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.

7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2017 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Seluruh pihak yang telah membantu dalam penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan baik isi maupun susunannya. Untuk itu, kami sangat mengharapkan kritik dan saran demi sempurnanya Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat tidak hanya bagi penyusun tapi juga bagi para pembaca.

Yogyakarta, 04 November 2021

Penyusun

DAFTAR ISI

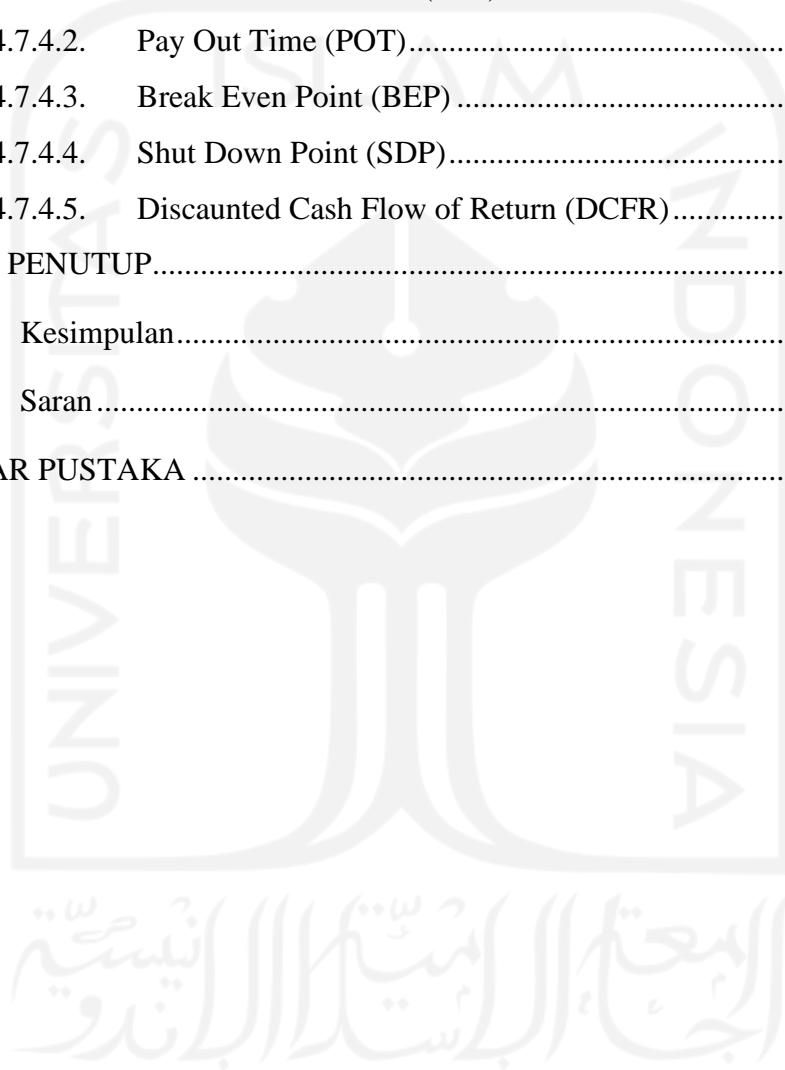
HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK.....	xvi
ABSTRACT.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Kapasitas Perancangan	2
1.2.1. Ekspor dan Impor	3
1.2.2. Produksi dan Konsumsi	5
1.2.3. Pabrik yang Memproduksi Gliserol di Indonesia dan Dunia	8
1.3. Tinjauan Pustaka	9
1.3.1. Macam-Macam Proses Pembuatan Gliserol	9
1.3.2. Kegunaan Produk	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK	15
2.1. Spesifikasi Bahan Baku	15
2.1.1. <i>Epichlorohydrin</i>	15
2.1.2. Natrium Carbonate	15

2.1.3.	Hidrogen Klorida	16
2.1.4.	Air	16
2.2.	Spesifikasi Produk	17
2.2.1.	Gliserol.....	17
2.2.2.	Natrium Klorida	17
2.2.3.	Karbon Dioksida	18
2.3.	Pengendalian Kualitas	18
2.3.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	19
2.3.2.	Pengendalian Kualitas Proses	19
2.3.3.	Pengendalian Kualitas Produk	20
BAB III PERANCANGAN PROSES.....		22
3.1.	Uraian Proses.....	22
3.1.1.	Proses Persiapan Bahan Baku	22
3.1.2.	Proses Reaksi Pembentukan Gliserol.....	22
3.1.3.	Proses Penetralan	23
3.1.4.	Proses Pemurnian dan Pemisah.....	23
3.2.	Spesifikasi Alat Proses	25
3.2.1.	Tangki Penyimpanan.....	25
3.2.2.	Silo Penyimpanan	27
3.2.3.	Mixer (M-01)	28
3.2.4.	Reaktor	29
3.2.5.	Separator (SP-01)	30
3.2.6.	Neutrallizer (N-01).....	31
3.2.7.	Evaporator (EV-01).....	32
3.2.8.	Centrifuge (CF-01).....	33

3.2.9.	Crystallizer (CR-01).....	34
3.2.10.	Screw Conveyor	35
3.2.11.	Expansion Valve.....	36
3.2.12.	Heater (HE-01)	37
3.2.13.	Cooler (CL-01)	38
3.2.14.	Pompa.....	40
3.3.	Perencanaan Produksi.....	47
3.3.1.	Analisis Kebutuhan Bahan Baku/Bahan Pembantu	47
3.3.2.	Analisis Kebutuhan Peralatan Proses.....	47
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		49
4.1.	Lokasi Pabrik.....	49
4.2.	Tata Letak Pabrik	51
4.2.1.	Perkantoran/Administrasi.....	52
4.2.2.	Proses	52
4.2.3.	Instalasi dan Utilitas	52
4.2.4.	Fasilitas Umum	52
4.2.5.	Keamanan.....	52
4.2.6.	Pengolahan Limbah.....	53
4.2.7.	Perluasan	53
4.3.	Tata Letak Alat Proses	55
4.3.1.	Aliran Bahan Baku dan Produk.....	55
4.3.2.	Aliran Udara.....	55
4.3.3.	Pencahayaan.....	56
4.3.4.	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	56
4.3.5.	Jarak Antar Alat Proses.....	56

4.3.6.	Pertimbangan Ekonomi.....	56
4.4.	Aliran Proses dan Material.....	58
4.4.1.	Neraca Massa.....	58
4.4.2.	Neraca Energi.....	61
4.4.3.	Diagram Alir Proses.....	63
4.5.	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	66
4.5.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>) ..	66
4.5.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	77
4.5.3.	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	78
4.5.4.	Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>).....	82
4.5.5.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	82
4.5.6.	Unit Penyediaan Pendingin Dowtherm A.....	82
4.5.7.	Unit Pengolahan Limbah.....	84
4.5.8.	Spesifikasi Alat Utilitas.....	87
4.6.	Organisasi Perusahaan.....	101
4.6.1.	Bentuk Perusahaan.....	101
4.6.2.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	102
4.6.2	Tugas dan Wewenang.....	104
4.6.3.	Status, Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	107
4.6.4.	Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan.....	110
4.7.	Evaluasi Ekonomi.....	114
4.7.1.	Perkiraan Harga Alat.....	115
4.7.2.	Dasar Perhitungan.....	117
4.7.3.	Perhitungan Biaya.....	118
4.7.3.1.	Capital Investment.....	118

4.7.3.2.	Manufacturing Cost	119
4.7.3.3.	General Expense	121
4.7.4.	Analisis Keuntungan	122
4.7.5.	Analisis Kelayakan.....	122
4.7.4.1.	Return on Investment (ROI)	122
4.7.4.2.	Pay Out Time (POT).....	123
4.7.4.3.	Break Even Point (BEP)	123
4.7.4.4.	Shut Down Point (SDP).....	125
4.7.4.5.	Discaunted Cash Flow of Return (DCFR).....	126
BAB V PENUTUP.....		128
5.1.	Kesimpulan.....	128
5.2.	Saran.....	129
DAFTAR PUSTAKA		130



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Gliserol Indonesia	3
Tabel 1. 2 Data Impor Gliserol Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Data Produksi Gliserol di Indonesia	5
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Gliserol di Indonesia	6
Tabel 1. 5 Daftar Pabrik di Indonesia yang Memproduksi Gliserol	8
Tabel 1. 6 Daftar Pabrik di Dunia yang Memproduksi Gliserol.....	8
Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan	25
Tabel 3. 2 Tangki Penyimpanan (lanjutan).....	25
Tabel 3. 3 Silo Penyimpanan	27
Tabel 3. 4 Reaktor.....	29
Tabel 3. 5 <i>Screw Conveyor</i>	35
Tabel 3. 6 Pompa P-01 & P-02	40
Tabel 3. 7 Pompa P-03 & P-04	41
Tabel 3. 8 Pompa P-05 & P-06	42
Tabel 3. 9 Pompa P-07 & P-08	43
Tabel 3. 10 Pompa P-09 & P-10	44
Tabel 3. 11 Pompa P-11 & P-12	45
Tabel 3. 12 Pompa P-13 & P-14	46
Tabel 4. 1 Rincian Luas Area Pabrik.....	53
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	58
Tabel 4. 3 Neraca Massa Mixer	58
Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor 1	59
Tabel 4. 5 Neraca Massa Reaktor 2	59
Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator.....	59
Tabel 4. 7 Neraca Massa Neutrallizer	60
Tabel 4. 8 Neraca Massa Evaporator	60
Tabel 4. 9 Neraca Massa Centrifuge	61
Tabel 4. 10 Neraca Massa Crystallizer	61
Tabel 4. 11 Neraca Energi Reaktor 1	61

Tabel 4. 12 Neraca Energi Reaktor 1	62
Tabel 4. 13 Neraca Energi Separator	62
Tabel 4. 14 Neraca Energi Neutrallizer.....	62
Tabel 4. 15 Neraca Energi Evaporator	63
Tabel 4. 16 Neraca Energi Crystallizer	63
Tabel 4. 17 Kebutuhan <i>Domestic Water</i>	74
Tabel 4. 18 Kebutuhan <i>Service Water</i>	75
Tabel 4. 19 Kebutuhan <i>Cooling Water</i>	75
Tabel 4. 20 Kebutuhan <i>Boiler Feed Water</i>	76
Tabel 4. 21 Kebutuhan <i>Process Water</i>	77
Tabel 4. 22 Total Kebutuhan Air	77
Tabel 4. 23 Kebutuhan Listrik Alat Proses	79
Tabel 4. 24 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	80
Tabel 4. 25 Total Kebutuhan Listrik.....	81
Tabel 4. 26 Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	83
Tabel 4. 27 Pompa Utilitas.....	87
Tabel 4. 28 Pompa Utilitas.....	88
Tabel 4. 29 Pompa Utilitas.....	90
Tabel 4. 30 Pompa Utilitas.....	91
Tabel 4. 31 Bak Utilitas	93
Tabel 4. 32 Tangki Utilitas.....	94
Tabel 4. 33 Tangki Utilitas (lanjutan)	96
Tabel 4. 34 <i>Screener</i>	97
Tabel 4. 35 <i>Sand Filter</i>	97
Tabel 4. 36 <i>Cooling Tower</i>	98
Tabel 4. 37 Mixed Bed.....	98
Tabel 4. 38 Deaerator	99
Tabel 4. 39 <i>Blower Cooling Tower</i>	99
Tabel 4. 40 <i>Cooler</i>	100
Tabel 4. 41 Penggolongan Jabatan.....	108
Tabel 4. 42 Jumlah Karyawan.....	109

Tabel 4. 43 Jadwal Shift Karyawan	111
Tabel 4. 44 Jadwal Shift Karyawan (Lanjutan)	112
Tabel 4. 45 Gaji Karyawan	113
Tabel 4. 46 Indeks Alat Tahun 1987-2015.....	115
Tabel 4. 47 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	118
Tabel 4. 48 Direct Plant Cost (DPC).....	118
Tabel 4. 49 Fixed Capital Instrument (FCI).....	118
Tabel 4. 50 Working Capital Investment	119
Tabel 4. 51 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	119
Tabel 4. 52 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	120
Tabel 4. 53 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	121
Tabel 4. 54 <i>Total Manufacturing Cost</i>	121
Tabel 4. 55 <i>General Expense</i>	121
Tabel 4. 56 <i>Total Production Cost</i>	121
Tabel 4. 57 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	124
Tabel 4. 58 <i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i>	124
Tabel 4. 59 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	124
Tabel 4. 60 <i>Annual Sales Value (Sa)</i>	125

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Ekspor Gliserol Indonesia	3
Gambar 1. 2 Grafik Data Impor Gliserol Indonesia.....	4
Gambar 1. 3 Grafik Data Impor Gliserol Indonesia.....	6
Gambar 1. 4 Grafik Data Konsumsi Gliserol Indonesia	7
Gambar 4. 1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	49
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout).....	54
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat-Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	57
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif	64
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif	65
Gambar 4. 6 Diagram Alir Unit Utilitas.....	85
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan	103
Gambar 4. 8 Grafik Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga.....	116
Gambar 4. 9 Grafik Break Even Point	127

ABSTRAK

Pabrik Gliserol merupakan prospek yang sangat baik mengingat kebutuhan Gliserol di ASEAN maupun di Indonesia yang semakin meningkat. Gliserol dibuat dengan mereaksikan *epichlorohydrin* dengan natrium carbonate dan air yang terjadi pada fase cair. Pabrik ini rencananya didirikan di Serang, Banten, dengan tanah seluas 10.106 m². Pabrik ini akan dioperasikan 24 jam sehari selama 330 hari dengan total karyawan 198 karyawan.

Epichlorohydrin yang dibutuhkan adalah sebanyak 30.058,19 Ton/Tahun dan natrium carbonate 20.833,01 Ton/Tahun. Proses produksi akan dioperasikan pada temperatur 150°C dan tekanan 6,8 atm menggunakan Reaktor Alir Tanki Berpengaduk (RATB) dengan konversi 99%. Pabrik ini membutuhkan air sebanyak 121.385 kg/jam, steam sebanyak 23.636 kg/jam, dan listrik sebesar 388,8081 Kw yang disediakan oleh PLN.

Dari hasil evaluasi ekonomi yang telah dilakukan terhadap pabrik Gliserol ini didapatkan hasil bahwa modal tetap yang dibutuhkan sebesar Rp 368.817.531.422,80 dan modal kerja sebesar Rp 220.603.221.574. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 129.047.593.455,72 dan setelah pajak Rp 96.785.695.092. Persentase *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 34,98 % dan setelah pajak 25,24 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2,22 tahun dan setelah pajak 2,76 tahun. Nilai *Break Event Point* (BEP) sebesar 41,20% dan *Shut down Point* (SDP) sebesar 19,36% dengan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 24,65 %. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, Prarancangan pabrik Gliserol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan

Kata-Kata kunci : Gliserol, Natrium Carbonate, *Epychlorohydrin*

ABSTRACT

Glycerol plant is good prospect, considering the requirement of Glycerol in ASEAN and also in Indonesian which progressively increase. Glycerol made from the reaction of epichlorohydrin with Natrium Carbonate and water that occurred in liquid phase. Preliminary design of Glycerol plant has planned to be built in Serang, Banten, in the area of 10.106 m². This chemical plant will be operating 24 hours a day for 330 days with 198 employees.

It needs 30.058,1975 tons/year of Epichlorohydrin and 20.833,0190 tons/year of Natrium Carbonate. The production process is operated at temperature of 150°C and pressure about 6,8 atm using Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) with 99% of reaction conversion. This plant needs 121.385 kg/hour of water, 23.636 kg/hour of steam, and 388,8081 kW electricity power that provided by PLN.

From the economic evaluations that has been done on this plant, it obtained that this plant needs fixed capital of Rp 368.817.531.422,80 ; working capital of Rp 220.603.221.574. The profit before tax is Rp 129.047.593.455,72 and the profit after tax is Rp 96.785.695.092. Percentage of return on investment (ROI) before tax is 34,98% and after tax is 25,24%. Pay out time (POT) before tax is 2,22 years and after tax is 2,76 years. The value of break even point (BEP) is 41,20% and shut down point (SDP) is 19,36% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) about 24,65%. Based on the economic analysis, it has concluded that plant design of Glycerol with 30.000 ton/years capacity is visible to be built.

Key words : Glycerol, Natrium Carbonate, Epichlorohydrin

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri di Indonesia saat ini mengalami kemajuan yang sangat pesat. Sebagai negara berkembang Indonesia terus melakukan pengembangan dalam berbagai bidang, termasuk sektor industri. Hal ini tampak dengan adanya pendirian pabrik yang mengolah bahan mentah menjadi bahan jadi maupun produk untuk pasar dalam negeri maupun luar negeri.

Pasokan bahan baku di sektor industri kimia di Indonesia saat ini masih didukung dari luar negeri karena keterbatasan pasokan dalam negeri dan produk yang dihasilkan mayoritas hanya dijual untuk pasar dalam negeri. Hal ini merupakan sebuah peluang bagi Indonesia untuk meningkatkan sektor industri khususnya industri kimia demi mendapat tambahan devisa negara, mengurangi ketergantungan terhadap pasokan bahan baku dari luar negeri dan juga meningkatkan relasi dengan negara-negara lain. Salah satunya dengan cara mendirikan pabrik kimia untuk memenuhi kebutuhan pasar didalam maupun di luar negeri.

Salah satu bahan kimia yang digunakan secara luas dalam kehidupan sehari-hari dalam berbagai sektor industri adalah gliserol. Istilah gliserol digunakan untuk zat kimia yang murni, sedangkan gliserin digunakan untuk istilah hasil pemurnian secara komersial (Kirk Othmer, 1996). Kegunaan gliserol antara lain sebagai bahan kosmetika, bahan peledak, digunakan untuk membuat nitrogliserin, bahan dasar industri makanan dan minuman, pada industri kertas, pada industri farmasi, pada industri fotografi. (Mahani 2008). Pada penganekaragaman industri kimia, khususnya gliserol adalah salah satu bahan yang penting di dalam industri, gliserol memiliki rumus molekul $C_3H_5(OH)_3$. Senyawa ini larut didalam air dan alkohol, sedikit larut dalam dietil eter, etil asetat, dan dioxane dan tidak larut dalam hidrokarbon.

Pada tahun 2010 kontribusi produk gliserol dunia mencapai 1 juta ton. Peningkatan kontribusi tersebut disebabkan cepatnya laju peningkatan

produksi gliserol yang selama 2000-2010 diperkirakan mencapai 3,1% pertahun. Dengan hal ini semakin meningkatnya permintaan gliserol bagi industri kimia di banyak negara di dunia, termasuk salah satunya di Indonesia maka prospek untuk mendirikan pabrik gliserol akan terbuka semakin lebar. Pendirian pabrik pembuatan gliserol di Indonesia ini diharapkan dapat memperkecil ketergantungan Indonesia akan impor bahan-bahan kimia dari luar negeri. Pertimbangan utama yang melatarbelakangi pendirian pabrik gliserol ini pada umumnya sama dengan sektor-sektor industri kimia yang lain, yaitu mendirikan suatu pabrik yang secara sosial-ekonomi cukup menguntungkan.

Berdasarkan penjelasan di atas, untuk memenuhi kebutuhan gliserol yang semakin meningkat, maka perlu untuk didirikan pabrik gliserol di Indonesia guna membantu memenuhi kebutuhan gliserol dalam negeri. Selain pertimbangan tersebut, beberapa hal yang menjadi pertimbangan tentang pentingnya pendirian pabrik gliserol di Indonesia yaitu :

1. Mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan kimia terutama gliserol.
2. Membantu memperbaiki kondisi perekonomian Indonesia dengan meningkatkan devisa negara.
3. Mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan gliserol sebagai bahan bakunya, yang kemudian akan mendorong perkembangan industri di Indonesia.
4. Menyediakan lapangan pekerjaan baru pada masyarakat, sehingga dapat mengurangi permasalahan lapangan pekerjaan di Indonesia.

1.2. Kapasitas Perancangan

Kapasitas perancangan produksi adalah salah satu aspek penting dalam proses pra rancangan pabrik. Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimum yang diproduksi oleh pabrik per satuan waktu tertentu. Hal ini menjadi penting karena akan mempengaruhi pada sektor ekonomi pabrik itu sendiri, maka perlu adanya pertimbangan agar mendapatkan laba yang

maksimum dengan biaya yang minimum. Beberapa faktor yang mempengaruhi terhadap penentuan kapasitas sebagai berikut :

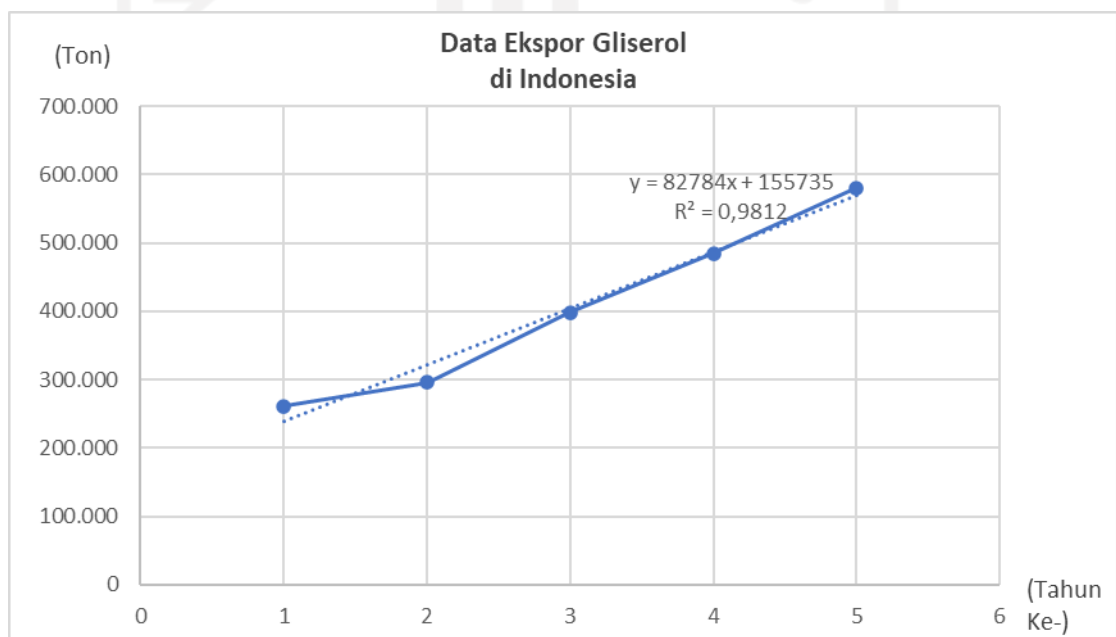
1.2.1. Ekspor dan Impor

Data ekspor gliserol dapat dilihat pada Tabel 1.1, dan data impor gliserol Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1. 1 Data Ekspor Gliserol Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2016	261.020
2017	295.856
2018	398.578
2019	398.578
2020	580.752

(Sumber : Biro Pusat Statistik, 2020)



Gambar 1. 1 Grafik Data Ekspor Gliserol Indonesia

Dari Gambar 1.1 diatas, didapatkan persamaan linear sebagai berikut:

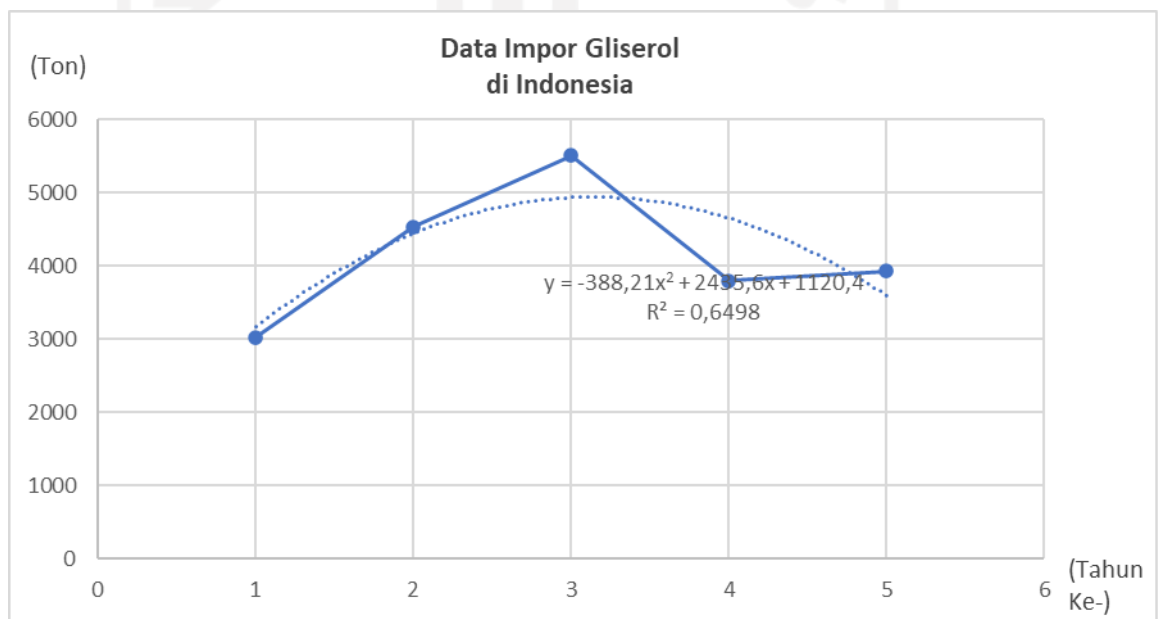
$$y = 82784x + 155735$$

berdasarkan persamaan tersebut, maka dapat diperkirakan volume ekspor gliserol Indonesia pada tahun 2025 mengalami peningkatan yaitu sebesar 983.574 ton/tahun.

Tabel 1. 2 Data Impor Gliserol Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2016	3.026
2017	4.531
2018	5.506
2019	3.796
2020	3.925

(Sumber : Biro Pusat Statistik, 2020)



Gambar 1. 2 Grafik Data Impor Gliserol Indonesia

Berdasarkan gambar grafik impor di Indonesia didapatkan persamaan linear sebagai berikut:

$$y = -388,21x^2 + 2435,6x + 1120,4$$

dari persamaan tersebut, dimana Y adalah kebutuhan impor gliserol di Indonesia dalam satuan ton, dan X merupakan tahun ke-n, maka dapat diperkirakan kebutuhan impor gliserol di Indonesia pada tahun 2025 adalah 13.345 ton/tahun.

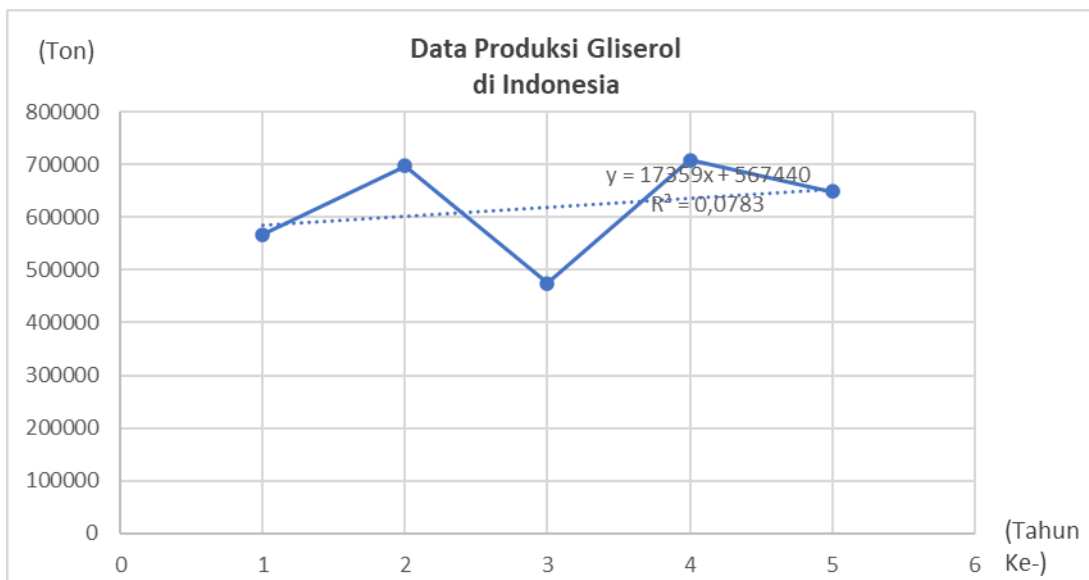
1.2.2. Produksi dan Konsumsi

Beberapa pabrik di Indonesia yang memproduksi gliserol dapat dilihat pada Tabel 1.3. Sementara data konsumsi gliserol dalam negeri dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1. 3 Data Produksi Gliserol di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2013	567.562
2014	697.863
2015	474.875
2016	707.995
2017	649.291

(Sumber : Biro Pusat Statistik)



Gambar 1. 3 Grafik Data Produksi Gliserol Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.3 diatas, didapatkan persamaan linear sebagai berikut:

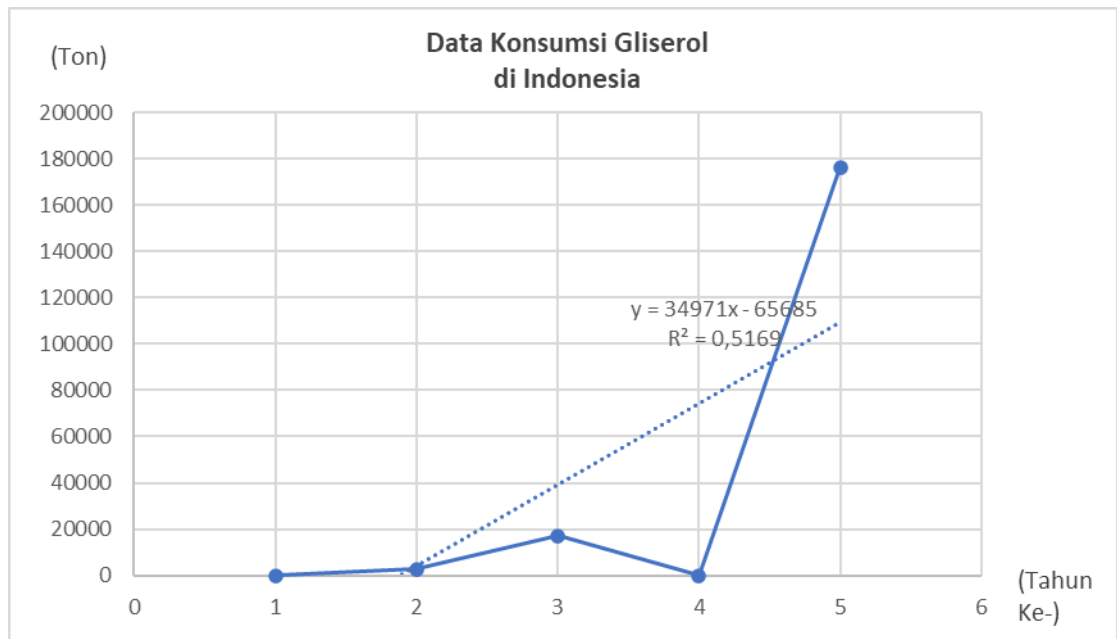
$$y = 17359x + 567440$$

dimana X merupakan tahun ke-n dan Y merupakan volume konsumsi gliserol maka dari persamaan tersebut dapat diperkirakan volume konsumsi gliserol di Indonesia mengalami peningkatan menjadi 795.447 ton/tahun

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Gliserol di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2011	0
2012	2.779
2013	17.094
2014	52
2015	176.219

(Sumber : Biro Pusat Statistik)



Gambar 1. 4 Grafik Data Konsumsi Gliserol Indonesia

Dari gambar grafik data konsumsi gliserol di Indonesia diatas, maka didapatkan sebuah persamaan sebagai berikut:

$$y = 34971x - 65685$$

berdasarkan persamaan tersebut, dimana X merupakan tahun ke-n dan Y merupakan volume produksi gliserol maka dapat diperkirakan produksi gliserol di Indonesia pada tahun 2025 sebesar 458.880 ton/tahun.

1.2.3. Pabrik yang Memproduksi Gliserol di Indonesia dan Dunia

Daftar nama pabrik di Indonesia dan dunia yang memproduksi gliserol beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.5 dan Tabel 1.6

Tabel 1. 5 Daftar Pabrik di Indonesia yang Memproduksi Gliserol

Nama Pabrik	Lokasi	kapasitas
PT Sinar Oleochemical Int	Medan	12.250
PT Flora Sawita	Medan	5.400
PT Cisadane Raya Chemical	Tangerang	5.500
PT Sumi Asih	Bekasi	3.500
PT Sayap Mas Utama	Bekasi	4.000
PT Bukit Perak	Semarang	1.440
PT Wings Surya	Surabaya	3.500
PT Unilever	Surabaya	8.450
Total		44.040

Tabel 1. 6 Daftar Pabrik di Dunia yang Memproduksi Gliserol

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas
Procter & Gamble	Ivorydale, Ohio	72.727
Emery Olechemicals	Cincinnati, Ohio	29.545
Vantage Olechemicals	Chicago, Illinois	27.273
Cargill	Iowa Falls, Iowa	17.045
	Kansas City, Missouri	13.636
BMC Brogenix	Memphis, Tennessee	13.636
WF	Montgomery, Illinois	13.636
Twin Rivers Technologies	Quincy, Massachusetts	12.727
Evonik	Mapleton, Illinois	9.091
Total		209.318

Berdasarkan proyeksi impor dan ekspor pada tahun 2025 dan juga berdasarkan kapasitas-kapasitas pabrik di Indonesia dan dunia yang memproduksi gliserol, diperoleh :

$$Peluang = demand - supply$$

$$Peluang = (Konsumsi + ekspor) - (Impor + Produksi)$$

$$Peluang = (458.880 + 983.575) - (13.345 + 795.447)$$

$$Peluang = 633.663 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik ditentukan sebesar 5% dari peluang : $5\% \times 633.663$ ton/tahun = 31.683 ton/tahun.

Dari data dan hasil perhitungan perancangan pabrik Gliserol diatas maka pabrik ini akan didirikan dengan kapasitas sebesar 30.000 ton/tahun.

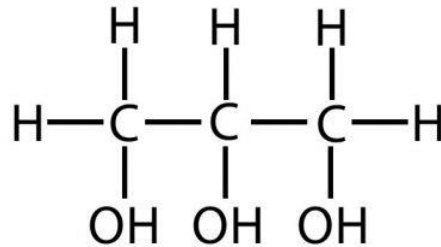
1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Macam-Macam Proses Pembuatan Gliserol

Gliserol atau 1,2,3-propanol atau disebut juga gliserin merupakan senyawa alkohol trihidrat dengan rumus bangun $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$ berupa cairan higroskopis, kental, bening dengan rasa manis pada suhu kamar diatas titik lelehnya. (Kirk, R.E. and Othmer.1978). Gliserol juga merupakan senyawa gliserida yang paling sederhana, dengan hidrosil yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. (Yurida, Adriani dan R.2013).

Gliserol pertama kali ditemukan oleh Scheele pada tahun 1779, diperoleh dengan memanaskan campuran minyak zaitun (*olive oil*) dan litharge, kemudian membilasnya dengan air. Bilasan dengan air tersebut menghasilkan suatu larutan berasa manis, yang disebut sebagai "*the sweet principle of fats*". Pada tahun 1784, Scheel melakukan penelitian yang sama terhadap beberapa sumber minyak nabati lainnya dan lemak hewan seperti lard. dan butter. Nama gliserin baru dikenal setelah pada tahun 1811. Chevreul merupakan Orang yang memberi nama hasil temuan scheele atau orang yang melanjutkan penelitian scheele. Glyseros yang berasal dari bahasa Yunani (*Greek*) yang berarti manis. Pada tahun 1836, Pelouze menemukan formula gliserol dan pada tahun 1883 berthlot dan luce mempublikasi formula struktur gliserol. (Swern, D., 1979)

pada tahun 1870, dicoba membuat gliserol dengan cara menghidrolisa minyak makanan, hasil hidrolisa itu mengandung gliserol 12% (Kirk, R.E and Othmer, 1978). Struktur kimia gliserol ditunjukkan adalah :



Gambar 1.5 Struktur Kimia Gliserol

Pemakaian kata gliserol dan gliserin sering membuat orang bingung. Gliserol dan gliserin adalah sama, tetapi pemakaian kata gliserol biasa dipakai jika kemurnian rendah (masih dalam terkandung air manis) sedangkan pemakaian kata gliserin dipakai untuk kemurnian yang tinggi. Tetapi secara universal, gliserin merupakan nama dagang dari gliserol.

Dalam skala industri, ada beberapa proses yang telah diterapkan dalam pembuatan gliserol, antara lain dengan cara :

1. Proses Epichlorohydrin

Epichlorohydrin dihidrolisis dengan larutan caustic soda 10% didalam Reaktor Alir Tangki Bepengaduk (RATB) menghasilkan larutan gliserol dengan konversi yang hampir sempurna selama 30 menit pada suhu 150 derajat Celcius (Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1961).

2. Proses reaksi propylene melalui allyl chloride

Klorinasi kontinyu dari propylene pada suhu tinggi mencapai 400 derajat celcius dan tekanan 40 psia (yang didapatkan dari proses *petroleum cracking*) menghasilkan allyl chloride yang kemudian direaksikan dengan bahan hydrochlorous acid menjadi dichlorohydrin dan direaksikan kembali dengan susu kapur menghasilkan epichlorohydrin yang bereaksi menjadi gliserol melalui hidrolisa dengan larutan natrium hidroksida (Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1961)

3. Proses Saponifikasi

Pada umumnya proses pembuatan sabun dilakukan dengan reaksi saponifikasi lemak merupakan reaksi esterifikasi dimana asam karboksilat direaksikan dengan basa kuat menghasilkan ester dan garam karboksilat. Selanjutnya saponifikasi asam lemak, proses mudah yang sering dilakukan adalah proses “proses dingin” dimana lemak dicampur dengan kaustik yang telah ditentukan perbandingannya sebelumnya proses, dan selanjutnya emulsi dialirkan ke suatu tempat dimana dilakukannya proses saponifikasi dengan pemberian sedikit panas untuk mempercepat reaksi. Proses pembuatan sabun dengan proses dingin masih dilakukan dalam skala kecil. Metode lain jarang digunakan adalah proses “semi pemanasan” dimana lemak dicampurkan dengan kaustik dengan perbandingan tertentu dan dilakukan dengan proses selanjutnya. Pada proses ini tidak ada gliserol yang dikembalikan (*recovery*) ke reaktor. Untuk produk dalam jumlah besar dapat dilakukan dengan menggunakan proses pemanasan. Sebab produk (sabun dan gliserol) yang dihasilkan memiliki kualitas tinggi, zat pewarna dan pengotor lainnya dan dibersihkan pada saat pemanasan serta sebagian lemak yang terkandung dalam gliserol dapat direkoveri (Carl And N 1953)

Tabel 1.6 Macam-Macam Proses Pembuatan Gliserol

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Proses Saponifikasi	-Kandungan gliserol 10-25% -Kemurnian produk akhir 90% - Bahan baku murah dan mudah didapatkan	-Produk gliserin merupakan produk samping industri sabun -Membutuhkan tahap pemurnian dan bahan pembantu yang banyak
Proses Twitchell	-Biaya Murah	-Konsumsi steam yang besar

	-Instalasi dan operasi mudah	-Kualitas produk rendah -Menggunakan katalis -Waktu reaksi 36-48 jam
Proses Autoclave	-Konversi 95%	-Waktu reaksi cukup lama (6-10) jam -Menggunakan Katalis
Proses Klorinasi Kontinyu dari <i>propylene</i>	-Konversi yang dihasilkan 80-85%	-Terjadi pada tekanan dan suhu yang tinggi -Memerlukan peralatan yang tahan akan tekanan dan suhu yang tinggi -Memerlukan katalis
Proses Transesterifikasi	-Kandungan gliserol 25-30% -Kemurnian Produk akhir 99%	-Menggunakan Katalis -Bahan baku mahal -Produk gliserin merupakan produk samping industri metil ester -Tahap pemurnian panjang dan mahal

Hidrolisis	-Reaksi berlangsung satu arah -Konversi yang dihasilkan kurang lebih 99%	-Menghasilkan produk samping garam berlebih
Epoxidation	-Konversi yang dihasilkan 80-90%	-Memerlukan banyak treatment pada bahan baku

	-Tekanan operasi rendah	
--	-------------------------	--

(Sumber : Faith Keyes, 1955)

Berdasarkan perbandingan proses-proses pembuatan gliserol pada tabel diatas serta keuntungan dan kerugian semua proses pembuatan gliserol yang telah diuraikan, maka dalam perancangan pabrik dipilih proses Hidrolisis dengan *epichlorohydrin* dengan Natrium Carbonate. Dengan pertimbangan pemilihan proses ini adalah sebagai berikut :

1. Kemurnian produk yang dihasilkan tinggi berdasarkan konversiya, sehingga tidak memerlukan proses pemurnian yang mahal.
2. Kondisi operasi pabrik tergolong kondisi yang beresiko rendah, karena beroperasi pada suhu dan tekanan yang tidak tinggi.
3. Komposisi yang terdapat dalam bahan baku cukup sederhana sehingga pengendalian proses relatif mudah.
4. Proses dan peralatan yang digunakan sederhana sehingga biaya pemeliharaan dan pengendalian lebih murah.

1.3.2. Kegunaan Produk

Berikut adalah beberapa penggunaan gliserol dalam berbagai aplikasi:

- Pertanian : digunakan dalam penyemprotan hama, pencelupan, dan pencucian.
- Zat anti-beku : memiliki sifat titik beku rendah dan kompatibilitas yang luar biasa.
- Pembersih dan pewarna : digunakan secara luas untuk pembersih dan pewarnaan rumah tangga dan perdagangan otomotif.
- Pencegahan korosi : digunakan dalam karet dan resin untuk pelapisan permukaan logam.
- Kosmetik : digunakan sebagai bahan perawat tubuh, emmolient, humectant, pelicin, dan pelarut.

- Krim gigi : hingga kurang lebih 50% dari krim gigi tipikal, digunakan sebagai humectant untuk meyakinkan adanya dispersi yang baik.
- Bahan peledak : sebagian besar digunakan dalam industri bahan peledak berbasis nitrogliserin
- Makanan dan minuman : sebagai pelarut, pengemulsi, pencegah kebekuan dan pembungkusan, digunakan dalam wine dan permen karet.
- Kulit : digunakan dalam penyamakan dan tahap penyelesaian.
- Pemrosesan logam : sangat luas digunakan untuk *pickling*, *quenching*, *stripping*, *electroplating*, *galvanizing*, dan *soldering*.
- Kertas : sebagai humectant, plasticizer, bahan pelunak dan bahan kertas anti-lemak.
- Obat-obatan : digunakan untuk persiapan antibiotik dan kapsul.
- Tekstil : memfasilitasi pencetakan dan pewarnaan; digunakan untuk pengolahan kain agar tahan air dan tahan api.
- Tembakau : digunakan sebagai *humectant*, bahan pelunak, dan penambah

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Beberapa variabel digunakan sebagai variabel utama untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target perancangan. Variabel-variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1. *Epichlorohydrin*

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : C_3H_5OCl
- Berat molekul : 92,525 g/mol
- Titik beku : 215,95 K
- Titik didih : 389,26 K
- Temperature kritis : 610,00 K
- Densitas : 1,174g/ml
- Viskositas : 1,1026 cP
- Kelarutan dalam air : 0,066 kg/kg air
- ΔH_f : -148,4kJ/mol
- Kapasitas Panas (C_p) : 133,0419 J/mol.K
- Wujud : Cair tidak berwarna
- Kemurnian : 99%

(Yaws, 1999)

2.1.2. Natrium Carbonate

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : Na_2CO_3
- Berat molekul : 105,9885 g/mol
- Titik beku : 851 K
- Titik didih : 1633 K
- Densitas : 2,54g/ml

- Kelarutan dalam air : 215 g/L
- ΔH_f : -1127,91 kJ/mol
- Wujud : Padatan putih
- Kemurnian : 99%

(Yaws, 1999)

2.1.3. Hidrogen Klorida

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : HCl
- Berat molekul : 36,463 g/mol
- Titik beku : 158, 97 K
- Titik didih : 188,15 K
- Temperature kritis : 324, 65 K
- Densitas : 1,19 g/ml
- Viskositas : 0,00676 cP
- ΔH_f : -92,30 kJ/mol
- Kapasitas Panas (Cp) : 98,2879 J/mol.K
- Wujud : Cair
- Kemurnian : 38%

(Yaws, 1999)

2.1.4. Air

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : H₂O
- Berat molekul : 18,016 g/mol
- Titik beku : 273,15 K
- Titik didih : 373,15 K
- Temperature kritis : 647,13 K
- Densitas : 1,027 g/mL
- Viskositas : 0,9114 cP

- ΔH_f : -285,8 kJ/mol
- Kapasitas Panas (C_p) : 75,5565 J/mol.K
- Wujud : Cair Bening
- Kemurnian : 100%

(Yaws, 1999)

2.2. Spesifikasi Produk

2.2.1. Gliserol

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : $C_3H_8O_3$
- Berat molekul : 92,094 g/mol
- Titik beku : 291,33 K
- Titik didih : 563,15 K
- Temperature kritis : 723,00 K
- Densitas : 1,257g/ml
- Viskositas : 757,1497 cP
- Kelarutan dalam air : 1.000 kg/kg air
- ΔH_f : -669,60 kJ/mol
- Kapasitas Panas (C_p) : 260,9168 J/mol.K
- Wujud : Cairan kental tidak berwarna
- Kemurnian : 90%

(Yaws, 1999)

2.2.2. Natrium Klorida

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : NaCl
- Berat molekul : 58,442 g/mol
- Titik beku : 1073,95 K
- Titik didih : 1738,15 K
- Temperature kritis : 3400 K

- Densitas : 1,9338 g/ml
- Viskositas : 418,5502 cP
- Kelarutan dalam air : 0,359 kg/ kg air
- ΔH_f : -385,92 kJ/mol
- Kapasitas Panas (C_p) : 85,9857 J/mol.K
- Wujud : Kristal padat tidak berwarna
- Kemurnian : 93%

(Yaws, 1999)

2.2.3. Karbon Dioksida

- Sifat Fisik

- Rumus kimia : CO_2
- Berat molekul : 44,010 g/mol
- Titik beku : 194,67 K
- Titik didih : 216,58 K
- Temperature kritis : 304,19K
- Densitas : 0,713g/ml
- Viskositas : 0,0638 cP
- Kelarutan dalam air : 0,00195 kg/kg air
- ΔH_f : -393,50 kJ/mol
- Kapasitas Panas (C_p) : 119,2565J/mol.K
- Wujud : Gas

(Yaws, 1999)

2.3. Pengendalian Kualitas

Untuk menghasilkan produk glise yang mempunyai spesifikasi dan kualitas sesuai dengan standar yang diinginkan, maka diperlukan suatu pengendalian kualitas (*quality control*) yang terdiri atas pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian terkait waktu produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan apakah bahan baku yang akan digunakan telah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang telah ditentukan untuk proses produksi. Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan pada awal proses, sebelum bahan baku memasuki proses produksi dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap bahan baku yang digunakan, dalam hal ini *epichlorohydrin*, natrium carbonate, air dan asam klorida

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi pada pabrik gliserol ini menggunakan sistem kontrol otomatis (*automatic control system*) yang dilakukan di ruang kendali (*control room*). Pengendalian kualitas proses produksi yang dilakukan meliputi kontrol aliran (*flow controller* dan *level controller*) dan kontrol kondisi operasi (*temperature controller* dan *pressure controller*) terhadap bahan baku maupun produk. Jika terdapat indikasi penyimpangan proses, maka *controller* akan memberikan isyarat/tanda baik berupa bunyi, nyala lampu dan lain-lain sehingga operator dapat segera melakukan tindakan untuk mengembalikan proses produksi seperti semula baik secara otomatis maupun manual.

Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus diatur pada kondisi tertentu adalah sebagai berikut.

a. *Flow Controller* (FC)

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur laju alir suatu aliran fluida, baik aliran masuk maupun keluar dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliamper) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Prinsip kerja secara umum pada alat ini yaitu memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar

daripada P2 sehingga diperoleh nilai ΔP dan akan dikalibrasikan sesuai dengan *set point* yang diinginkan.

b. *Level Controller (LC)*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki untuk mengukur ketinggian bahan pada suatu alat. Jika ketinggian atau level bahan kurang atau lebih dari kondisi yang telah ditetapkan, maka dapat diketahui dari tanda/isyarat yang muncul. Alat tersebut memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliamper) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve sehingga tercapai level yang sesuai dengan kondisi yang ditetapkan.*

c. *Temperature Controller (TC)*

Temperature controller merupakan alat yang dapat mendeteksi suhu bahan atau alat. Secara umum, *temperature controller* mempunyai *set point* atau batasan nilai suhu yang telah ditetapkan. Ketika nilai suhu bahan atau alat yang diukur melebihi atau kurang dari *set point*, maka alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

d. *Pressure Control (PC)*

Pressure controller merupakan alat yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan atau penyimpangan dari *set point* yang telah ditetapkan, alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Sama halnya dengan pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas produk juga bertujuan untuk memastikan apakah produk gliserol yang dihasilkan telah sesuai dengan standar mutu dan spesifikasi produk yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk

dilakukan dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap produk gliserol, antara lain uji kemurnian, komposisi dan sebagainya.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

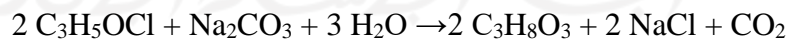
Secara umum, proses pembuatan gliserol dengan proses hidrolisis terdiri dari beberapa tahapan sebagai berikut.

3.1.1. Proses Persiapan Bahan Baku

Natrium carbonate yang disimpan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm diumpangkan dari Silo (S-01) ke *Mixer* (M-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-01) serta dilarutkan dengan air dari Tangki Penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C, diaduk hingga menjadi larutan Na₂CO₃.

3.1.2. Proses Reaksi Pembentukan Gliserol

Umpan reaktor dari *Mixer* (M-01) dipompakan ke dalam reaktor (R-01) menggunakan bantuan pompa dan sebelumnya dipanaskan dengan *Heat Exchanger* (HE-01) hingga suhu 150°C. Cairan *epichlorhydrin* diumpangkan dari tanki penyimpanan (T-02) dengan suhu 30°C menuju reaktor (R-01), sebelumnya dipanaskan dengan *Heat Exchanger* (HE-02) hingga bersuhu 150°C, kemudian menaikkan tekanan menjadi 6,8 atm menggunakan pompa untuk menyesuaikan kondisi operasi pada reaktor (R-01). Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah :

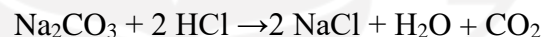


Reaksi antara *epichlorohydrin* dan larutan Natrium Carbonate berlangsung pada suhu 150°C dan tekanan 6,8 atm secara *eksotermis irreversible* pada fase cair di dalam Reaktor Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin yang disusun seri sebanyak 2 buah dimana konversi reaksi pada Reaktor pertama (R-01) adalah 0,86 dan Reaktor

kedua (R-02) adalah 0,99. Reaksi tersebut menghasilkan produk utama berupa Gliserol (C₃H₈O₃) dan produk samping berupa NaCl dan CO₂.

3.1.3. Proses Penetralan

Dari Reaktor (R-02), cairan yang terdiri dari Gliserol, NaCl, CO₂ dan sisa *epichlorohydrin*, Na₂CO₃ dan air diumpankan ke Separator (SP-01) untuk memisahkan gas CO₂. Kemudian cairan yang keluar dari Separator (SP-01) dialirkan menggunakan pompa menuju *Neutrallizer* (N-01). Cairan HCl diumpakan dari Tanki Penyimpanan (T-03) yang sebelumnya dipanaska menggunakan *Heat Exchanger* (HE-03) sampai suhu 150°C, kemudian dinaikkan tekanannya oleh Pompa hingga tekanan 6,8 atm kemudian diumpakana kedalam *Neutrallizer* (N-01). Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah :



Di dalam *Neutrallizer* (N-01) terjadi reaksi penetralan larutan keluaran Reaktor oleh (HCl) untuk merubah sisa Natrium Carbonate (Na₂CO₃) menjadi Natrium Klorida (NaCl)

3.1.4. Proses Pemurnian dan Pemisah

Cairan keluar *Neutralizer* dialirkan ke *Cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya menjadi 100°C yang dialirkan dengan pompa, setelah itu dialirkan cairannya menggunakan pompa menuju *expansion valve* untuk menurunkan tekanan dari 6,8 atm menjadi 1 atm, kemudian cairan masuk kedalam *Evaporator* (EV-01) yang beroperasi pada suhu 160 °C untuk dipisahkan menggunakan steam pada suhu 220 °C dan tekanan 22,9 atm. Selama proses pemekatan H₂O akan terpisah sebagai hasil atas fase uap, kemudian hasil atas fase uap dialirkan menuju UPL, sedangkan hasil cairan pekat yang terdiri dari Gliserol, *epichlohydrin*, H₂O dan NaCl diumpakan menuju Centrifuge (CF-01) untuk

memisahkan cake NaCl dari larutan Gliserol. Cake NaCl keluaran Centrifuge (CF-01) kemudian diumpakan menuju *Crystallizer* (CR-01) dengan kondisi suhu 70°C untuk mengkristalkan NaCl kemudian diangkut menggunakan *Screw Conveyor* (SC-02) dan *Bucket Elevator* (BE-01) menuju Silo (S-02). Sedangkan larutan gliserol keluaran Centrifuge (CF-01) didinginkan menggunakan Cooler (CL-03) dari suhu 60°C menjadi 40°C, kemudian dialirkan menuju Tangki Penyimpanan (T-04).



3.2. Spesifikasi Alat Proses

3.2.1. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan 1 & 2

Spesifikasi		Tangki Penyimpanan	
Kode		T-01	T-02
Fungsi		Menyimpan bahan baku air (H ₂ O) selama 4 hari	Menyimpan bahan baku Epichlorohydrin nitrat (C ₃ H ₅ OCl) selama 30 hari
Jenis		Tangki silinder vertikal dengan bentuk atap <i>conical</i> dan alas datar (<i>flat bottom</i>)	
Bahan		<i>Carbon Steel SA-167 Grade 11</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (m ³)		1047,0659	931,0218
Kondisi operasi	Suhu (°C)	30	30
	Tekanan (atm)	1	1
Diameter (m)		15,24	15,24
Tinggi (m)	<i>Shell</i>	7,3152	5,4864
	<i>Head</i>	1,022	1,022
Tebal <i>head</i> (in)		2,75	2,75
Tebal <i>shell</i> (in)	<i>Course</i>		
	1	0,875	0,875
	2	0,875	0,875
	3	0,875	0,875
Harga		\$340.319,01	\$315.260,32

Tabel 3. 2 Tangki Penyimpanan 3 & 4

Spesifikasi		Tangki Penyimpanan	
Kode		T-03	T-04
Fungsi		Menyimpan bahan baku asam klorida (HCl) selama 10 hari	Menyimpan produk Gliserol ($C_3H_8O_3$) selama 15 hari
Jenis		Tangki silinder vertikal dengan bentuk atap conical dan alas datar (<i>flat bottom</i>)	
Bahan		<i>Carbon Steel SA-167 Grade 11</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (m ³)		91,6778	1.288,282
Kondisi operasi	Suhu (°C)	30	40
	Tekanan (atm)	1	1
Diameter (m)		7,62	18,2880
Tinggi (m)	<i>Shell</i>	3,9113	8,7923
	<i>Head</i>	0,254	1,477
Tebal <i>head</i> (in)		0,1875	2,8125
Tebal <i>shell</i> (in)	<i>Course</i>		
	1	0,875	0,875
	2	0,875	0,875
	3		0,875
	4		0,875
Harga		\$107.052,16	\$389.330,84

3.2.2. Silo Penyimpanan

Tabel 3. 3 Silo Penyimpanan

Spesifikasi		Silo Penyimpanan	
Kode		S-01	S-02
Fungsi		Menyimpan bahan baku Natrium Carbonate (Na_2CO_3) selama 14 hari	Menyimpan produk <i>Sodium Chloride</i> (NaCl) selama 14 hari
Jenis		Silo silinder vertikal dengan alas kerucut	
Bahan		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (m^3)		890,137	1064,314
Kondisi operasi	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	30	30
	Tekanan (atm)	1	1
Diameter (m)		9,9056	10,514
Tinggi (m)	<i>Shell</i>	9,9056	10,514
	Kerucut	4,155	5,257
Tebal Kerucut (in)		0,339	0,360
Tebal <i>shell</i> (in)		0,0111	0,0111
Harga		\$444.607,34	\$533.971,02

3.2.3. Mixer (M-01)

Tabel 3. 4 Mixer

Parameter	M-01
Fungsi	Untuk melarutkan padatan Na ₂ CO ₃ dengan air
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-28</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu	30 °C
- Tekanan	1 atm
Dimensi Reaktor	
- Diameter	1,669 m
- Tinggi	2,504 m
- Tebal <i>Shell</i>	3/16 in
Head & Bottom	
- Tipe	<i>torispherical dished head</i>
- Tebal	0,1875 in
Pengaduk	
- Jenis	<i>Turbin impeller with 6 blades</i>
- Jumlah <i>baffle</i>	0,472 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,556 m
- Diameter Pengaduk	0,472 m
- Jumlah Pengaduk	1 buah
- Efisiensi/putaran	80% / 2,74 rps
Harga (\$)	\$159.800

3.2.4. Reaktor

Tabel 3. 5 Reaktor

Parameter	R-01 & R-02
Fungsi	Mereaksikan epichlorohidrin (C_3H_5OCl) dan natrium carbonate (Na_2CO_3)
Jenis Reaktor	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel 283</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu	6,8 atm
- Tekanan	150 °C
- Jenis Pendingin	Jaket
Dimensi Reaktor	
- Volume reaktor	12,3291 m ³
- Diameter	2,4003 m
- Tinggi <i>Shell</i>	1,7833 m
- Tebal <i>Shell</i>	0,75 in
- Volume <i>Shell</i>	8,0655 m ³
Head dan Bottom	
- Tipe	<i>Ellipsodial Head</i>
Pengaduk	
- Jenis	Turbin dengan 6 blade disk standar
- Diameter	0,8 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,1360 m
- Jarak pengaduk dari dasar	1,0401 m
- Kecepatan	37 rpm
- Power	0,05 hp
Harga	
Harga (\$)	\$178.543,11

3.2.5. Separator (SP-01)

Tabel 3. 6 Separator

Parameter	S-01
Fungsi	Memisahkan campuran uap-cair bahan keluaran Reaktor (R-02)
Jenis	<i>Silinder horizontal</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	
- Suhu	150°C
- Tekanan	6,8 atm
Dimensi Reaktor:	
- Volume	4,983 m ³
- OD	0,9144 m
- Tinggi/Panjang	8,043 m
Head dan Bottom	
- Tipe	<i>Elliptical dished head (ellipsoidal)</i>
- Tebal	3/16 in
Harga	
Harga (\$)	\$20.820,82

3.2.6. Neutrallizer (N-01)

Tabel 3. 7 Neutrallizer

Parameter	N-01
Fungsi	Menetralkan larutan keluaran Separator (SP-01) menggunakan HCl agar terbentuk garam NaCl
Jenis Reaktor	Tangki Silinder Berpengaduk
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	
- Suhu	150°C
- Tekanan	6,8 atm
Dimensi Reaktor:	
- Volume	5,9110 m ³
- Outside Diameter	1,6764 m
- Tinggi	2,8 m
- Tebal <i>Shell</i>	1/2 in
Head dan Bottom	
- Tipe	<i>Elliptical dished head (ellipsoidal)</i>
- Tebal	1/2 in
Pengaduk	
- Jenis	Turbin dengan 6 blade disk standar
- Diameter pengaduk	0,5503 m
- Tenaga pengaduk	20 Hp
- Kecepatan putaran	180 rpm
Harga	
Harga (\$)	\$420.285,68

3.2.7. Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 8 Evaporator

Parameter	EV-01	
Fungsi	Untuk mengurangi kandungan air dalam larutan keluaran Neutallizer dengan memekatkan larutan hasil keluar Netralizer sebanyak 15.054,355 kg/jam dengan steam sebanyak 17.313 kg/jam	
Jenis <i>Evaporator</i>	<i>Long tube vertical evaporator, single effect</i>	
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283</i>	
Jumlah	1 buah	
Kondisi Operasi:		
- Suhu	160 °C	
- Tekanan	1 atm	
Spesifikasi :		
- Shell	ID (in)	25 in
	<i>Baffle</i> (in)	12,5 in
	Passes	1
	ΔP (psi)	0,061 psi
- Tube	Panjang (ft)	12
	ID (in)	0,62 in
	OD (in)	3/4 in
	BWG	16
	Jumlah tube (Nt)	479 buah
	Pitch (Pt)	1 in
	Susunan tube	<i>triangular</i>
ΔP (psi)	0,169 psi	
Harga		
Harga (\$)	\$529.548,90	

3.2.8. Centrifuge (CF-01)

Tabel 3. 9 Centrifuge

Parameter	CF-01
Fungsi	Untuk memisahkan padatan NaCl dari mother liquornya
Jenis	<i>Helical conveyor (solid bowl)</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283</i>
Kondisi Operasi:	
- Suhu	70 °C
- Tekanan	1 atm
Dimensi :	
- Diameter bowl	24 in
- Jari-jari bowl	12 in
- Panjang bowl	1,82 m
- Putaran	300 rpm
- Power Motor	125 Hp
Harga	
Harga (\$)	\$139.665,30

3.2.9. Crystallizer (CR-01)

Tabel 3. 10 Crystallizer

Parameter	CR-01
Fungsi	Untuk mengkristalkan larutan NaCl menjadi kristal NaCl
Jenis	<i>Swenson Walker Crystallizer</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-285</i>
Kondisi Operasi:	
- Suhu	30 °C
- Tekanan	1 atm
Dimensi :	
- Diameter	0,521 m
- Panjang	4,572 m
- Tinggi	0,261 m
- Tebal <i>Shell</i>	3/16 in
- Jenis Pengaduk	Spiral agitator Jumlah Pengaduk 1
- Power Motor	1/6 HP
Harga	
Harga (\$)	\$94.707,08

3.2.10. Screw Conveyor

Tabel 3. 11 *Screw Conveyor*

	<i>Screw Conveyor</i>	
Kode	SC-01	SC-02
Fungsi	Mengangkut bahan baku Na ₂ CO ₃ dari Silo (S-01) menuju Mixer (M-01)	Mengangkut NaCl dari Crystallizer (CR-01) menuju Silo Penyimpanan NaCl (S-02)
Kapasitas	2,630 ton/jam	2,779 ton/jam
Fase	Padat	Padat
Jumlah	1 buah	1 buah
Jenis	Horizontal	Horizontal
Ukuran		
Diamater Flight	9 in	9 in
Diamater Pipa	2 ½ in	2 ½ in
Power	0,5 HP	0,5 HP
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$5.982,76	\$5.982,76

3.2.11. Expansion Valve

Tabel 3. 12 *Expansion Valve*

	<i>EX-01</i>
Fungsi	Menurunkan tekanan larutan keluar Netralizer dari 6,8 menjadi 1 atm sebelum masuk Evaporator
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Ukuran Pipa	
Schedule No.	40
IPS	1,5 in
Panjang pipa	28,4404 m
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$84,76

3.2.12. Heater (HE-01)

Tabel 3. 13 Heater

Parameter	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan larutan campuran Na_2CO_3 dan H_2O dari Mixer dari suhu 30°C sampai 150°C	Memanaskan $\text{C}_3\text{H}_5\text{OCl}$ dari suhu 30°C sampai 150°C	Memanaskan HCl dari suhu 30°C sampai 150°C
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Surface Area	90,3082 ft ²	79,3873 ft ²	8,4826 ft ²
Annulus:			
- IPS	3 x 2 in	3 x 2 in	3 x 2 in
- Sch. No.	40	40	40
- OD	3,50 in	3,50 in	3,068 in
- ID	3,068 in	3,068 in	3,50 in
- ΔP	3,63 psi	0,708 psi	0,0088 psi
Inner Pipe:			
- ID	2,067 in	2,067 in	2,067 in
- OD	2,38 in	2,38 in	2,38 in
- ΔP	2,783 psi	0,3473 psi	0,0039 psi
- Harga (\$)	\$3.132,34	\$3.132,34	\$1.842,55

3.2.13. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 14 Cooler

Parameter	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Mendinginkan larutan keluaran Neutrallizer sebelum masuk evaporator	Mendinginkan larutan keluaran Evaporator sebelum masuk Centrifuge	Mendinginkan larutan keluaran Centrifuge 70°C sebelum masuk Tanki Gliserol 40°C
Jenis	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Luas Transfer Panas	2.712,89 ft ²	1.200,80 ft ²	550,98 ft ²
Shell:			
- ID	39,00 in	31 in	21,25 in
- <i>Distance between baffles</i>	23,4 in	18,60 in	12,75 in
- <i>Clearence</i>	0.25	0.25	0,31
- <i>Passes</i>	2	4	2
- ΔP	0,0047 psi	0,0014 psi	0,07 psi
Tube:			
- Panjang	16 ft	12 ft	20 ft
- ID	0,67 in	0,620 in	0,920 in
- OD	1 in	¾ in	1 ¼ in

- BWG	8	16	8
- Jumlah tube	644	600	90
- Pitch	1,25	1	1,56
- Susunan tube	Square	Square	Square
- ΔP	1,278 psi	6,547 psi	7,51 psi
- Harga (\$)	\$158.827,82	\$120.687,03	\$92.864,53

3.2.14. Pompa

Tabel 3. 15 Pompa P-01 & P-02

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-01	P-02
Fungsi		Mengalirkan aliran H ₂ O dari tangki 1 ke mixer	Mengalirkan Larutan <i>Epiclorohydrin</i> dari tangki 2 ke Heater
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		48,0517	17,0905
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	2,880	2,380
	ID (in)	2,469	2,067
	NPS (in)	2 1/2	2
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,38713	0,333
Tenaga motor (Hp)		0,75	0,5
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$10.318,28	\$9.028,50

Tabel 3. 16 Pompa P-03 & P-04

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-03	P-04
Fungsi		Mengalirkan HCL dari Tangki (T-3) ke Heater	Mengalirkan Na ₂ CO ₃ dari mixer (M-01) ke Heater (H-01)
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		0,5613	63,6374
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	0,840	3,500
	ID (in)	0,622	3,068
	NPS (in)	1/2	3
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,03359	0,58800
Tenaga motor (Hp)		0,75	0,75
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$5.896,16	\$11.792,32

Tabel 3. 17 Pompa P-05 & P-06

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-05	P-06
Fungsi		Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan Na ₂ CO ₃ dari Heater (H-01) ke R-01	Mengalirkan Dan menaikkan tekanan Larutan Epiclorohydrin dari Heater-02 ke R-01
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		63,6374	17,0905
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	3,500	2,380
	ID (in)	3,068	2,067
	NPS (in)	3	2
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		10,47531	0,333
Tenaga motor (Hp)		0,75	0,5
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$11.792,32	\$9.028,50

Tabel 3. 18 Pompa P-07 & P-08

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-07	P-08
Fungsi		Mengalirkan dan menaikkan tekanan HCl dari Tangki (T-3) ke Heater	Mengalirkan fluida dari R-01 KE R-02
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		0,5613	77,4373
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	0,840	4,500
	ID (in)	1,622	4,026
	NPS (in)	1/2	4
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,59173	0,57033
Tenaga motor (Hp)		0,75	0,75
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$5.896,16	\$6.817,44

Tabel 3.19 Pompa P-09 & P-10

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-09	P-10
Fungsi		Mengalirkan fluida dari reaktor menuju Separator	Mengalirkan fluida dari Separator menuju Neutralizer
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		76,9964	69,0697
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	4,500	3,500
	ID (in)	4,026	3,068
	NPS (in)	4	3
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,56976	0,65751
Tenaga motor (Hp)		0,75	1
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$13.819,13	\$11.608,07

Tabel 3.20 Pompa P-11 & P-12

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-011	P-12
Fungsi		Mengalirkan fluida dari Neutralizer menuju Cooler 1	Mengalirkan fluida dari Evaporator ke Cooler
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		68,5619	24,3545
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	3,500	2,380
	ID (in)	3,068	2,067
	NPS (in)	3	2
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,61763	0,52455
Tenaga motor (Hp)		1	0,75
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$11.608,07	\$9.212,75

Tabel 3.21 Pompa P-13 & P-14

Spesifikasi		Pompa	
Kode		P-013	P-14
Fungsi		Mengalirkan Slurry dari Centrifuge ke Crystallizer	Mengalirkan Cairan Gliserol dari CF-01 ke Cooler
Jenis		<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Bahan		<i>Carbon steel</i>	
Jumlah		1	1
Spesifikasi			
Kapasitas (gpm)		8,6173	16,8690
Head (m)		3	3
Ukuran pipa	OD (in)	1,900	2,380
	ID (in)	1,610	2,067
	NPS (in)	1 1/2	2
	Sch.	40 ST	40 ST
Tenaga pompa (Hp)		0,36571	0,37637
Tenaga motor (Hp)		0,5	0,5
Kec. Putaran		3500	3500
Harga		\$7.922,97	\$9.212,75

3.3. Perencanaan Produksi

Dalam mendirikan sebuah industri khususnya industri kimia perencanaan produksi merupakan hal yang sangat penting untuk dilakukan. Perencanaan produksi merupakan proses untuk merencanakan sistem produksi sehingga permintaan pasar dapat dipenuhi dengan jumlah dan waktu yang tepat, serta biaya produksi yang minimum. Dengan melakukan perencanaan produksi yang tepat, maka proses produksi dapat berjalan dengan efektif dan efisien serta dapat menghasilkan keuntungan yang tinggi.

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku/Bahan Pembantu

Analisis terhadap kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu digunakan untuk mengendalikan proses produksi sehingga total biaya yang dikeluarkan dapat diminimalkan. Permintaan pasar akan kebutuhan gliserol memang diprediksikan akan terus mengalami peningkatan, namun fluktuasi tetap dapat terjadi sehingga perlu dilakukan analisis untuk mengetahui jumlah permintaan di masa mendatang. Analisis yang dapat digunakan adalah analisis *time series*. Analisis ini juga dapat digunakan untuk mengantisipasi adanya *back order* karena keterbatasan kapasitas produksi di dalam pabrik. Analisis terhadap kebutuhan bahan baku meliputi seberapa besar pemesanan yang harus dilakukan dan kapan pemesanan tersebut dilakukan agar kelebihan dan kekurangan bahan baku dapat diantisipasi.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi jenis peralatan yang akan digunakan, apakah menggunakan peralatan manual, mekanis atau otomatis; kemampuan peralatan dalam menjalankan proses produksi; umur atau jam kerja alat; serta perbandingan harga beli dan biaya perawatan untuk masing-masing alat. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka dapat diketahui anggaran yang

dibutuhkan sehingga dapat menghasilkan biaya produksi yang minimum.



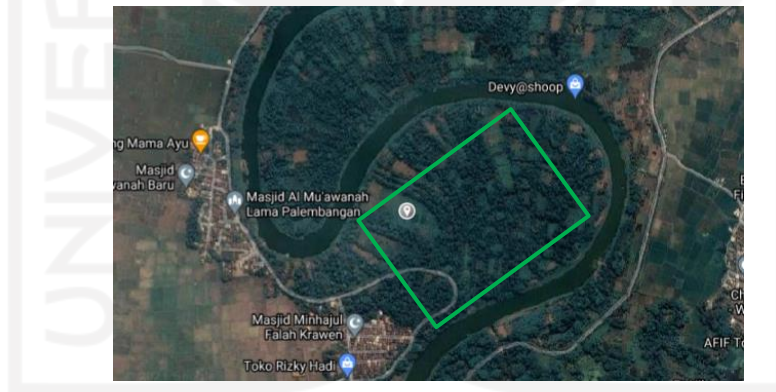
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Dalam perancangan pabrik, penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting. Hal tersebut dikarenakan mempengaruhi kegiatan pabrik, baik dalam produksi maupun distribusi produk. Nilai ekonomi dari pabrik yang akan didirikan juga berkaitan dengan penentuan dan pemilihan lokasi pabrik.

Pabrik gliserol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Serang, Banten. Lokasi pendirian pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut.



Gambar 4. 1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

Pertimbangan-pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga transportasi dapat berjalan lancar dengan biaya yang minimal. Selain itu, lokasi pabrik juga sebaiknya berada dekat dengan pelabuhan apabila ada bahan baku yang dikirim dari luar negeri.

Sumber bahan baku utama dari pabrik gliserol adalah *epichlohydrin* yang diimpor dari Quzhou CanWin New Material Co, China, natrium carbonate yang diperoleh dari PT. Anugrah Putra Kencana yang berlokasi di Bekasi, natrium klorida yang diperoleh dari PT Asahimas Chemical Banten. Sementara sumber air diperoleh dari sungai Ciujung yang berada di Banten.

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik di Serang relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku gliserol, misalnya industri sabun dan kosmetik. Selain itu, lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan dan kota Jakarta juga menguntungkan untuk pemasaran produk.

c. Utilitas

Pada perencanaan suatu pabrik, air, tenaga listrik, dan bahan bakar merupakan faktor penunjang yang sangat penting. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik karena kawasan pabrik dekat dengan sumber aliran sungai, yaitu Sungai Ciujung. Sedangkan pembangkit listrik utama untuk pabrik menggunakan PLN dan generator yang bahan bakarnya adalah solar.

d. Transportasi

Pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat dilakukan melalui jalur darat maupun laut. Untuk mempermudah lalu lintas pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dan pemasarannya, pabrik didirikan di Serang, Banten. Wilayah Banten terletak pada geografis yang strategis. Sarana dan prasarana lebih mudah untuk dijangkau seperti tol, jalan raya dan Pelabuhan

e. Tenaga Kerja

Pendirian pabrik di suatu daerah tentu saja akan membuka lapangan pekerjaan yang luas bagi masyarakat sekitar. Namun, kebutuhan akan tenaga kerja yang terampil dan berkualitas menjadi satu hal yang penting bagi kegiatan produksi agar dapat berjalan dengan baik. Pulau Jawa merupakan lokasi keberadaan kampus-kampus berkualitas, sehingga lulusan-lulusan terbaik dari kampus-kampus tersebut dapat direkrut untuk menjadi karyawan.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik atau *plant layout* merupakan tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada di pabrik. Tata letak pabrik meliputi tempat perkantoran/administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa agar secara ekonomi kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien dan optimal, misalnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Selain itu, faktor keamanan juga menjadi hal yang sangat penting. Penempatan alat-alat produksi harus ditata sedemikian rupa agar keamanan dan kenyamanan karyawan selama bekerja dapat terjamin. Perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki keuntungan yaitu (Peters and Timmerhaus, 2004) :

1. Mengurangi biaya produksi.
2. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.
4. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi *material handling*.
5. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut.

4.2.1. Perkantoran/Administrasi

Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik, serta untuk urusan dengan pihak luar maupun pihak dalam pabrik itu sendiri. Daerah ini biasanya berada di bagian depan area pabrik.

4.2.2. Proses

Daerah proses merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Daerah ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat-alat proses dan ruang pengendalian (*control room*). Daerah ini berada di tempat yang terpisah dengan daerah lainnya untuk tujuan keamanan.

4.2.3. Instalasi dan Utilitas

Daerah instalasi dan utilitas merupakan tempat yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan penunjang proses, seperti kebutuhan air, *steam* pemanas, air pendingin, listrik dan bahan bakar.

4.2.4. Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan pusat fasilitas umum yang dapat digunakan oleh karyawan meliputi perumahan/mess, poliklinik, tempat ibadah, kantin, taman dan sebagainya.

4.2.5. Keamanan

Daerah keamanan merupakan tempat untuk menyimpan alat-alat keamanan dalam rangka mengantisipasi dan meminimalisir dampak yang ditimbulkan apabila terjadi ledakan, asap, kebakaran, kebocoran gas beracun dan hal lainnya. Oleh karena itu, perlu disediakan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan dapat memicu kebakaran.

4.2.6. Pengolahan Limbah

Pendirian suatu pabrik juga harus memperhatikan aspek kelestarian lingkungan. Untuk itu perlu adanya daerah khusus yang digunakan sebagai tempat pengolahan limbah agar tidak merusak lingkungan sekitar. Limbah produksi akan mengalami pengolahan dan pengujian lebih lanjut untuk memastikan batas komponen berbahaya yang terkandung sehingga aman jika dibuang ke lingkungan.

4.2.7. Perluasan

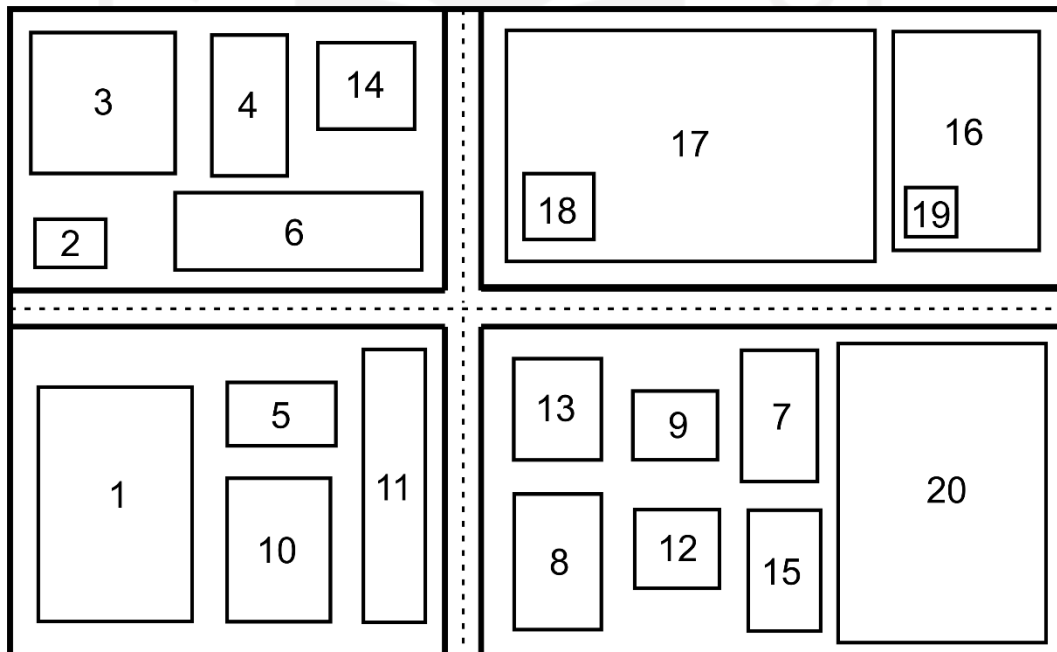
Dalam rangka mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi yang disebabkan oleh permintaan produk yang meningkat, perlu dipertimbangkan untuk menyediakan lahan kosong sebagai daerah perluasan pabrik apabila dibutuhkan di masa mendatang.

Rincian luas pabrik yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1 dan tata letak pabrik (*plant layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.2.

Tabel 4. 1 Rincian Luas Area Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m ²)
1.	Kantor Utama	800
2.	Pos keamanan	32
3.	Masjid	600
4.	Kantin	300
5.	Poliklinik	136
6.	Parkir Utama	160
7.	Parkir Truk	500
8.	Mess	600
9.	ruang timbang truk	100
10.	kantor teknik dan produksi	500
11.	taman	160

12.	bengkel	102
13.	unit pemadam pembakaran	224
14.	Laboratorium	100
15.	gudang peralatan	280
16.	Utilitas	900
17.	Area Proses	3.000
18.	Control room	280
19.	control utilitas	100
20.	perluasan pabrik	1.800
	Luas tanah	10.106
	Luas bangunan	9.232
	Total	19.338



Skala 1 : 1000

Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Keterangan :

- | | | |
|-----------------|------------------------------|----------------------|
| 1. Kantor Utama | 8. Mess | 15. Gudang Peralatan |
| 2. Pos Keamanan | 9. Ruang Timbang Truk | 16. Utilitas |
| 3. Masjid | 10. Kantor Teknik & Produksi | 17. Area Proses |

4. Kantin	11. Taman	18. <i>Control Room</i>
5. Poliklinik	12. Bengkel	19. <i>Control Utilitas</i>
6. Parkir Utama	13. Unit Pemadam kebakaran	20. Perluasan Pabrik
7. Parkir Truk	14. Laboratorium	

4.3. Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut.

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

4.3.2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

4.3.3. Pencahayaan

Pencahayaan pada seluruh area pabrik harus memadai. Bahkan, perlu diberi penerangan tambahan pada tempat-tempat dengan proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Sehingga jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

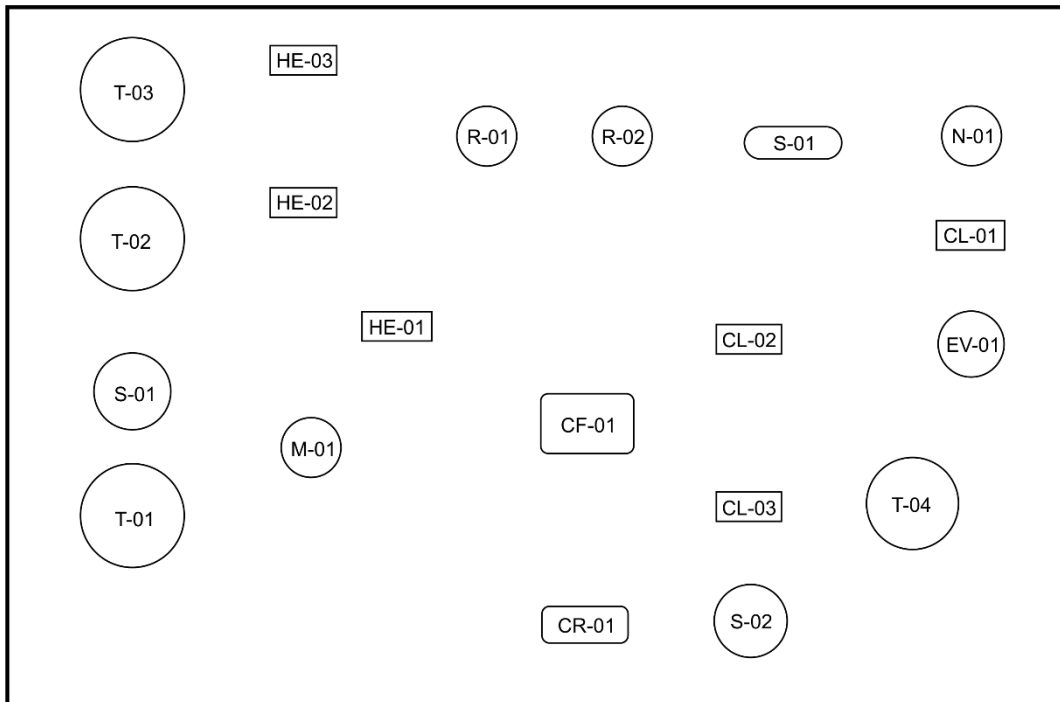
4.3.5. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi ataupun suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat- alat lainnya.

4.3.6. Pertimbangan Ekonomi

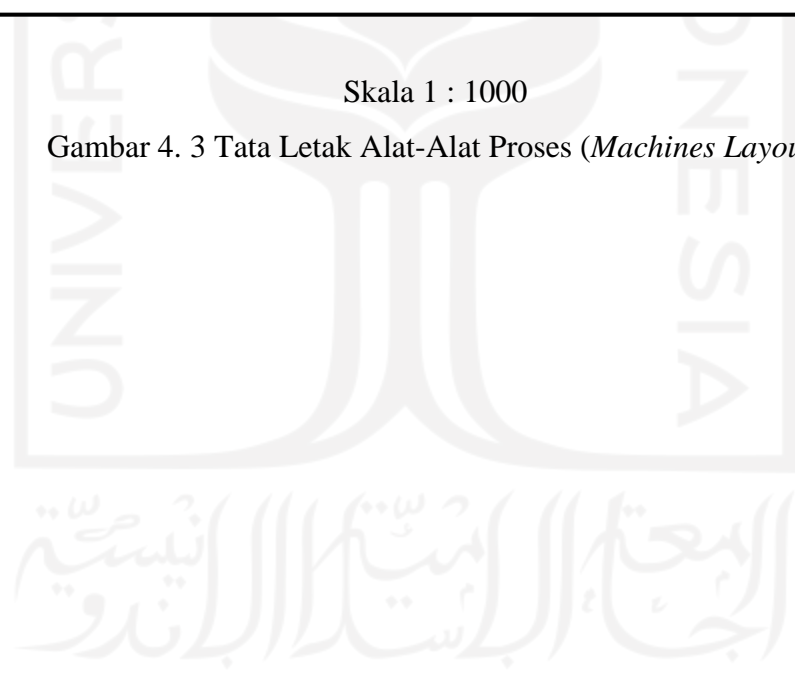
Dalam menenpatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi sehingga dapat memberikan keuntungan dari sisi ekonomi.

Tata letak alat-alat proses (*machines layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Skala 1 : 1000

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat-Alat Proses (*Machines Layout*)



4.4. Aliran Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

Neraca massa total disajikan pada Tabel 4.2, sementara neraca massa pada masing-masing alat disajikan pada Tabel 4.3 sampai Tabel 4.10.

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₃ H ₅ OCl	3.795,22	38,33
H ₂ O	9.605,62	8.308,25
Na ₂ CO ₃	2.630,43	0
HCl	126,34	0
C ₃ H ₈ O ₃	0	3.777,58
NaCl	0	151,27
NaCl (k)	0	2.778,89
CO ₂	0	1.103,26
Total	16.157,61	16.157,61

Tabel 4. 3 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Na ₂ CO ₃	2.630,43		2.630,43
H ₂ O	26,57	9.334,57	9.361,14
Sub Total	2.657	9.334,57	11.991,57
Total	11.991,57		11.991,57

Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₃ H ₅ OCl		3.795,22	306,69
H ₂ O	9.361,14	38,33	8.304,49
Na ₂ CO ₃	2.630,43		636,95
C ₃ H ₈ O ₃			3.510,47
NaCl			2.227,74
CO ₂			838,78
Sub Total	11.991,57	3.833,56	15.825,13
Total	15.825,13		15.825,13

Tabel 4. 5 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
C ₃ H ₅ OCl	306,68	38,34
H ₂ O	8.304,49	8226,11
Na ₂ CO ₃	636,95	483,25
C ₃ H ₈ O ₃	3.510,47	3.777,58
NaCl	2.227,74	2.397,24
CO ₂	838,78	902,60
Sub Total	15.825,13	15.825,13
Total	15.825,13	15.825,13

Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₃ H ₅ OCl	38,33	38,33	
H ₂ O	8.226,11	8.226,11	

Na ₂ CO ₃	483,25	483,25	
C ₃ H ₈ O ₃	3.777,58	3.777,58	
NaCl	2.397,24	2.397,24	
CO ₂	902,60		902,60
Sub Total	15.825,13	14.922,52	902,60
Total	15.825,13		

Tabel 4. 7 Neraca Massa Neutrallizer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₃ H ₅ OCl	38,33		38,33	
H ₂ O	8.226,11	206,142	8.308,26	
Na ₂ CO ₃	483,25			
C ₃ H ₈ O ₃	3.777,58		3.777,58	
NaCl	2.397,24		2.930,17	
CO ₂				200,66
HCl		126,345		
Sub Total	14.922,52	332,486	15.054,35	200,66
Total	15255,01		15.255,01	

Tabel 4. 8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13
C ₃ H ₅ OCl	38,33	36,22	2,11
H ₂ O	8.308,26	8.068,51	239,74
C ₃ H ₈ O ₃	3.777,58	184,41	3.593,16
NaCl	2.930,17	4,E-14	2.930,17
Sub Total	15.054,35	8.289,15	6.765,19
Total	15.054,35	15.054,35	

Tabel 4. 9 Neraca Massa Centrifuge

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₃ H ₅ OCl	2,11	2	0,10
H ₂ O	239,74	11,98	227,76
C ₃ H ₈ O ₃	3.593,16	179,65	3.413,50
NaCl	2.930,17	2.783,67	146,50
Sub Total	6.765,19	2.977,32	3.787,87
Total	6.765,19	6.765,19	

Tabel 4. 10 Neraca Massa Crystallizer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 14	Arus 16
C ₃ H ₅ OCl	2	2
H ₂ O	11,98	11,98
C ₃ H ₈ O ₃	179,65	179,65
NaCl	2.783,66	4,77
NaCl (k)		2.778,89
Sub Total	2.977,32	2.977,32
Total	2.977,32	2.977,32

4.4.2. Neraca Energi

Neraca energi pada masing-masing alat disajikan pada Tabel 4.11 sampai Tabel 4.16.

Tabel 4. 11 Neraca Energi Reaktor 1

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
ΔH_1 (in)	6.238.951,76	
ΔH_{oR}	4.609.075,454	
ΔH_2 (out)		6.838.954,72

Q (pendingin)		4.009.072
Total	10.848.027,22	10.848.027,22

Tabel 4. 12 Neraca Energi Reaktor 1

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
$\Delta H1$ (in)	6.838.954,72	
ΔHoR	350.690,52	
$\Delta H2$ (out)		6.884.607,12
Q (pendingin)		305.038
Total	7.189.645,24	7.189.645,24

Tabel 4. 13 Neraca Energi Separator

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
C_3H_5OCl	7.176	7.176
H_2O	4.200.919	4.200.919
Na_2CO_3	52497	52.497
$C_3H_8O_3$	1.346.126	1.346.126
$NaCl$	419.477	419.477
CO_2	610.347	610.347
Total	6.636.542	6.636.542

Tabel 4. 14 Neraca Energi Neutrallizer

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
$\Delta H1$ (in)	6.377.380,83	
ΔHoR	720.534,62	
$\Delta H2$ (out)		6.310.503,52
Q (pendingin)		787411,9258
Total	7097915,4545	7097915,4545

Tabel 4. 15 Neraca Energi Evaporator

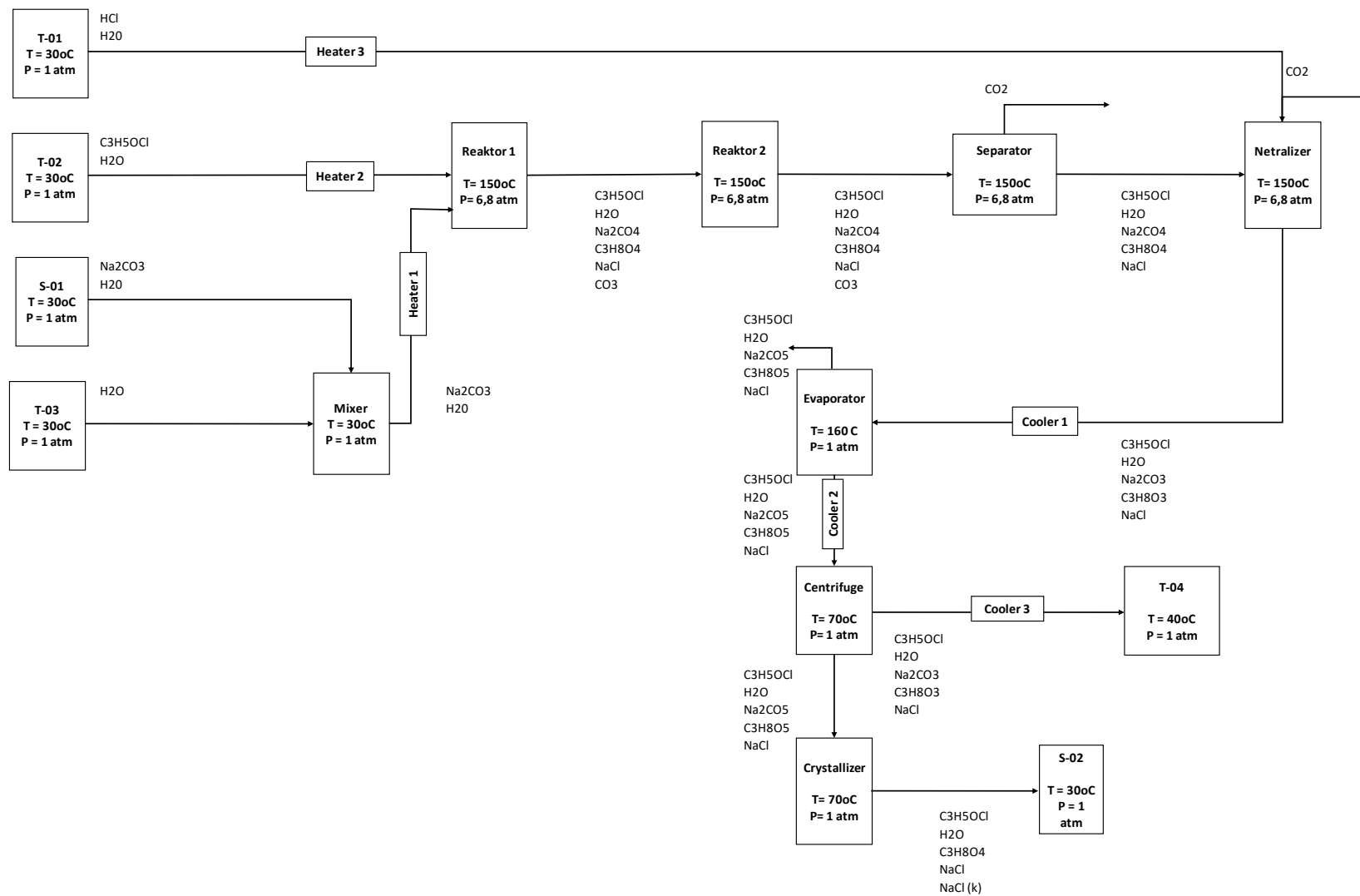
Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
$\Delta H1$	894.771,85	
$\Delta H2$		3.945.312,12
$\Delta H3$		509.518,26
Qs	3.560.058,52	
Total	4.454.830,38	4.454.830,38

Tabel 4. 16 Neraca Energi Crystallizer

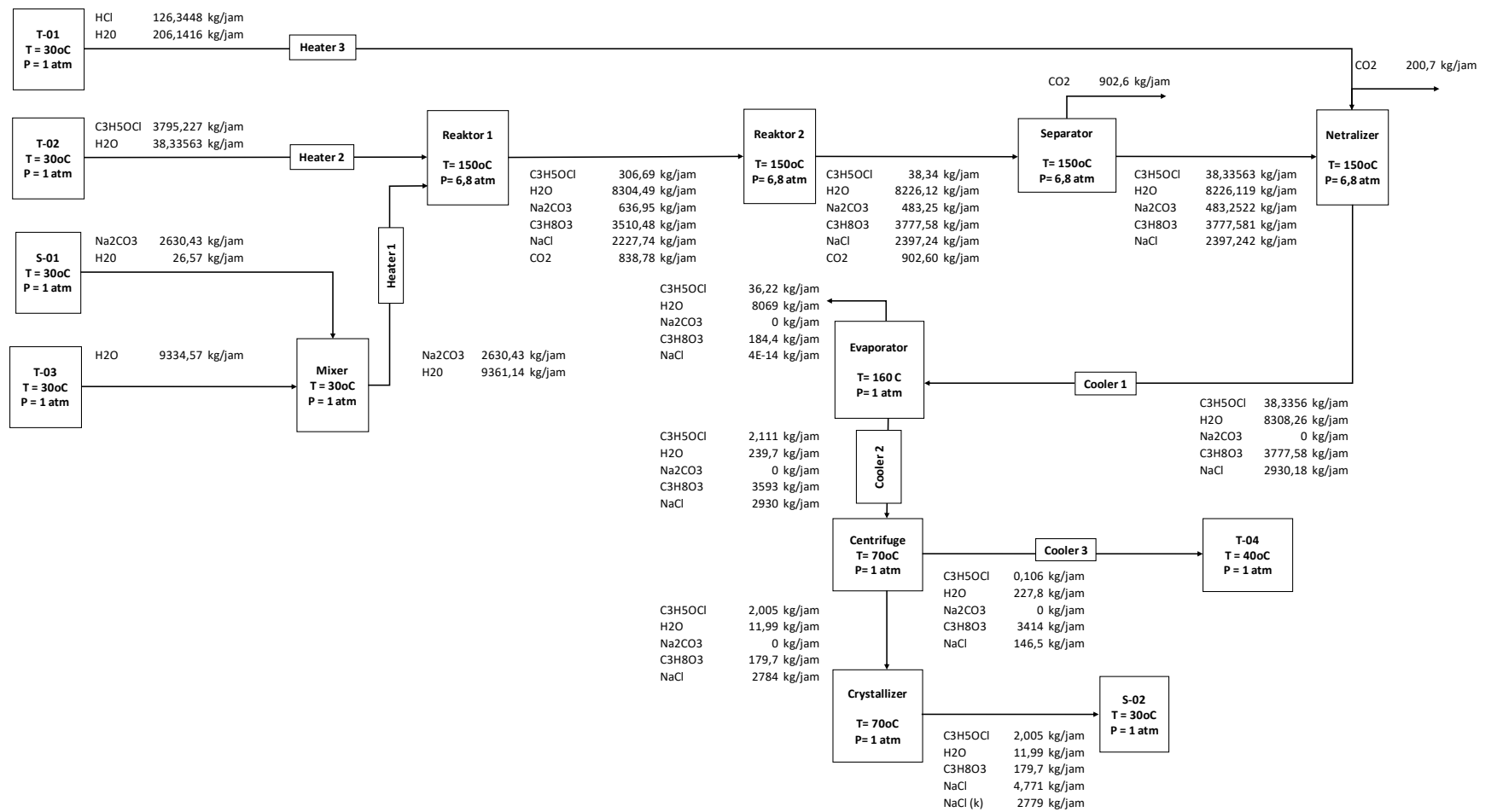
Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
$\Delta H1$	208.506,15	
$\Delta H2$		134.246,81
Qp		74.259,33
Total	208.506,15	208.506,15

4.4.3. Diagram Alir Proses

Diagram alir kualitatif dapat dilihat pada Gambar 4.4, sementara diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada Gambar 4.5.



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik gliserol ini, meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Penyediaan Pendingin Dowtherm A
7. Unit Pengolahan Limbah

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik.

1. Unit Penyediaan Air

Pada unit ini terjadi proses pengolahan air baku menjadi air bersih, karena air yang berasal dari alam masih banyak mengandung kotoran (*impurities*) yang dapat menyebabkan kerak (*fouling*). *Impurities* yang terkandung dalam air ini terdiri dari *suspended solid* yaitu *impurities* yang tidak terlarut dan diproses pada proses klarifikasi serta *dissolved solid* yaitu *impurities* yang terlarut dan diproses pada proses demineralisasi. Oleh karena itu, perlu dilakukan pengolahan air baku baik secara fisik maupun kimia.

Air baku yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik gliserol ini berasal dari Sungai Bengawan Ciujung. Beberapa hal

yang menjadi pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut.

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahannya lebih murah dibandingkan dengan air laut yang pengolahannya lebih rumit dan biayanya lebih besar.

Secara umum, kebutuhan air pada pabrik gliserol ini digunakan untuk keperluan sebagai berikut.

a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Domestic water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya. Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti:

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

b. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Service water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lain-lain. Kriteria *service water* yang digunakan sama seperti *domestic water*.

c. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan digunakannya air pendingin sebagai media pendingin, antara lain:

- Air dapat diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar.

- Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan.
- Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi.
- Tidak terdekomposisi.

Namun, terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi.
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak.
- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada *film corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

d. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* yang digunakan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Berikut merupakan beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani air umpan *boiler* antara lain:

- Zat yang Menyebabkan Korosi

Beberapa kandungan yang dapat menyebabkan korosi pada *boiler* adalah larutan asam dan gas-gas terlarut seperti CO_2 , O_2 dan NH_3 .

- Zat yang Menyebabkan Kerak

Yang dapat menyebabkan kerak pada *boiler* adalah adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam karbonat dan silika.

e. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area proses produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti:

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik

2. Unit Pengolahan Air

Pengolahan air dimaksudkan untuk menghasilkan air yang dapat digunakan baik untuk menunjang proses produksi maupun kebutuhan-kebutuhan lainnya di seluruh area pabrik. Air baku dari Sungai Ciujung harus mengalami beberapa tahap pengolahan baik secara fisik maupun kimia agar dapat digunakan. Tahapan-tahapan pengolahan air di pabrik gliserol ini adalah sebagai berikut.

a. Penghisapan

Tahap awal dalam pengolahan air adalah penghisapan. Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara penghisapan menggunakan pompa. Kemudian air akan dialirkan ke penyaring (*screener*).

b. Penyaringan (*Screening*)

Screening adalah proses memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara kotoran-kotoran yang lebih kecil masih terikut dengan aliran air dan akan dipisahkan pada tahapan selanjutnya. Pada *screener* terdapat pembilas yang berfungsi untuk membersihkan *screener* dari kotoran-kotoran yang tersangkut agar tidak menghalangi aliran air.

c. Pengendapan Awal (*Sedimentation*)

Setelah melewati proses penyaringan, air akan melalui proses sedimentasi. Sedimentasi adalah proses pemisahan kotoran dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Pada proses ini, kotoran-kotoran kecil yang tidak tersaring pada proses penyaringan sebelumnya seperti lumpur dan pasir akan mengendap pada bagian bawah bak karena gaya gravitasi.

d. Bak Penggumpal

Pada alat ini terjadi proses koagulasi. Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga partikel-partikel tersebut akan menjadi stabil atau netral dan membentuk endapan. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau alumunium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$).

e. Bak Pengendap I dan II

Selanjutnya, air yang telah menggumpal dan membentuk flok-flok akan mengalami proses flokulasi. Flokulasi adalah proses penggabungan flok-flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah untuk mengendap. Agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, dapat ditambahkan kapur yang berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Selain itu, dapat ditambahkan juga *soda caustic* (NaOH) sebagai alkali untuk menjaga pH sehingga pH pada outlet dijaga berkisar antara 6,5 – 7,5.

f. *Sand Filter*

Setelah keluar dari bak koagulasi dan flokulasi, air dialirkan ke *sand filter*. Di dalam *sand filter*, air akan mengalir dari bagian atas ke bawah melalui suatu media filter (*spheres*) yang akan menyaring partikel pengotor seperti *suspended solid*. Output dari *sand filter* mempunyai kandungan *suspended solid* kurang dari 1 ppm dan pH = 6,5 - 7,5. Air yang telah mengalami filtrasi akan ditampung di *filtered water storage tank*.

g. Tangki Penampung Air Bersih (*Filtered Water Storage Tank*)

Air bersih dari *sand filter* atau biasa disebut *filtered water* ditampung di dalam tangki penampungan sementara. Air bersih ini kemudian akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut untuk dapat digunakan sebagai air domestik (*domestic water*), air

layanan umum (*service water*), air pendingin (*cooling water*) dan air umpan boiler (*boiler feed water*).

h. Klorinasi

Untuk dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran maupun perumahan, air bersih (*filtered water*) harus melalui tahap klorinasi. Klorinasi adalah proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, dan mikroorganisme lain sehingga air layak untuk dikonsumsi dan digunakan. Selanjutnya, air yang telah mengalami klorinasi akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

i. *Cooling Tower*

Cooling tower merupakan alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses. Proses yang terjadi pada *cooling tower* adalah pengolahan air panas menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. *Initial water* ke *cooling tower* berasal dari *filtered water storage tank* dengan suhu sekitar 38°C yang dialirkan ke atas *cooling tower* melalui distributor. Air akan mengalami evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan *make-up water* sebagai kompensasi terjadinya *evaporation loss*. *Make-up water* juga berasal dari *filtered water storage tank*. Air yang mengalami evaporasi di *cooling tower* akan sama jumlahnya dengan *flow make-up water* yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.

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

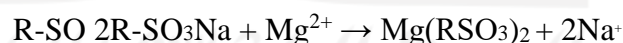
hal tersebut, maka perlu ditambahkan bahan-bahan kimia seperti *corrosion inhibitor*, *scale inhibitor*, *non-oxidizing biocide*, *dispersant*, *pH control* dan *oxidizing biocide*.

j. Demineralisasi

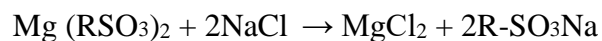
Air yang digunakan sebagai air umpan boiler untuk memproduksi *steam water* tidak cukup hanya air bersih saja, tetapi juga harus air murni yang terbebas dari kandungan mineral-mineral terlarut. Untuk itu, perlu dilakukan proses demineralisasi. Demineralisasi adalah proses menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* dengan jalan penukaran ion. Proses demineralisasi terjadi di alat-alat berikut berikut.

- Kation *Exchanger*

Kation *exchanger* merupakan unit yang berisi resin yang digunakan untuk menukar ion-ion positif atau kation. Kation yang terkandung dalam air seperti kalsium (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{2+}), natrium (Na^+), potasium (K^+), mangan (Mn^{2+}), besi (Fe^{2+}) dan aluminium (Al^{3+}) diganti dengan ion H^+ atau Na^+ dari resin. Kation-kation tersebut harus digantikan karena dapat menyebabkan *fouling* (kerak) pada boiler yang dapat mengganggu operasi. Reaksi penukaran kation yang terjadi dalam kation *exchanger* adalah sebagai berikut :

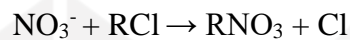


Kation resin ini perlu diregenerasikan kembali dengan NaCl apabila dalam waktu tertentu telah mengalami jenuh. Dan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

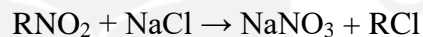


- *Anion Exchanger*

Anion exchanger merupakan unit yang berisi resin yang digunakan untuk menukar ion-ion negatif atau anion. Anion yang terkandung dalam air seperti bikarbonat (HCO_3^-), sulfat (SO_4^{2-}), klorida (Cl^-), nitrat (NO_3^-), dan silika (SiO_2^-) diganti dengan resin yang memiliki sifat basa dan mempunyai formula RCl . Anion-anion tersebut harus digantikan karena dapat menyebabkan korosi pada boiler yang dapat mengganggu operasi. Reaksi penukaran anion yang terjadi dalam anion *exchanger* adalah sebagai berikut :

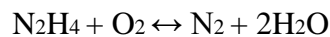


Anion resin ini perlu diregenerasikan kembali dengan NaCl apabila dalam waktu tertentu telah mengalami jenuh. Dan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



- Deaerator

Air umpan *boiler* yang telah mengalami demineralisasi (*demin water*) pada kation *exchanger* dan anion *exchanger* akan mengalami proses deaerasi pada deaerator. Deaerasi adalah proses pembersihan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). *Demin water* dipompakan menuju deaerator kemudian diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi untuk mengikat oksigen (O_2) sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



3. Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik gliserol ini disajikan pada Tabel 4.19 sampai 4.23.

a. Kebutuhan Air Domestik (*Domestic Water*)

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air karyawan dan kebutuhan air perumahan.

- Kebutuhan Air Karyawan
 - Jumlah karyawan = 198 orang
 - Kebutuhan air setiap karyawan = 100 kg/hari
 - Total kebutuhan air karyawan = 19.800 kg/hari
- Kebutuhan Air Perumahan
 - Jumlah rumah = 35 unit
 - Jumlah orang tiap rumah = 2 orang
 - Kebutuhan air setiap orang = 100 kg/hari
 - Total kebutuhan air perumahan = 245.000 kg/hari
 - Total kebutuhan air domestik = 265.255 kg/hari**
 - = 11.052 kg/jam**

Tabel 4. 17 Kebutuhan *Domestic Water*

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
<i>Domestic water</i>	11.052

b. Kebutuhan Air Layanan Umum (*Service Water*)

Kebutuhan air layanan umum meliputi kebutuhan air bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin musholah dan kebun.

- Bengkel = 200 kg/hari
- Poliklinik = 300 kg/hari
- Laboratorium = 500 kg/hari
- Pemadam kebakaran = 1.000 kg/hari
- Kantin, mushola, kebun = 2.000 kg/hari
- Total kebutuhan *service water* = 4.000 kg/hari**
- = 166,667 kg/jam**

Tabel 4. 18 Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
<i>Service water</i>	166,667

c. Kebutuhan Air Pendingin (*Cooling Water*)

Tabel 4. 19 Kebutuhan *Cooling Water*

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor 1	R-01	47.795,4
Reaktor 2	R-02	3.636,6
Neutrallizer	R-03	9.389,8
Cooler 3	CL-03	1.063,7
Crystallizer	CR-01	888,7
Total		62.774,2

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 62.774,2 \text{ kg/jam} \\ &= 75.329 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Jumlah air yang menguap (We)} \\ &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \\ &= 0,00085 \times 149.844,640 \text{ kg/jam} \times (323 - 303) \\ &= 1.281 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Drift Loss (Wd)} \\ &= 0,0002 \times Wc \\ &= 0,0002 \times 75.329 \text{ kg/jam} \\ &= 15 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$- \text{ Blow down (Wb)}$$

$$Wb = \frac{We - (\text{cycle} - 1)Wd}{(\text{cycle} - 1)}$$

Cycle yang dipilih = 3 kali

$$W_b = \frac{1.281 - (3 - 1) 15}{(3 - 1)}$$

$$W_b = 1.266 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *make-up water* adalah :

$$\begin{aligned} W_m &= W_e + W_d + W_b \\ &= 1.281 + 15 + 1.266 \\ &= 2.561,187 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Tabel 4. 20 Kebutuhan *Boiler Feed Water*

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater 1	HE-01	1839,56
Heater 2	HE-02	485,132
Heater 3	HE-03	58,8902
Evaporator	EV-01	17313,02
Total		19.696,6165

Direncanakan digunakan *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 220^\circ\text{C}$$

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air *steam* menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 19.696,6165 \text{ kg/jam} \\ &= 23.636 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Blow down*

$$= 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 23.636 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.545 \text{ kg/jam}$$

- *Stream trap*

$$= 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 23.636 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.182 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *make-up steam* adalah :

$$= \text{Blow down} + \text{stream trap}$$

$$= 3.545 + 1.182$$

$$= 4.727 \text{ kg/jam}$$

e. Kebutuhan Air Proses (*Process Water*)

Tabel 4. 21 Kebutuhan *Process Water*

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer	M-01	9.334,5690
Total		9.334,5690

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air proses menjadi :

$$\text{Kebutuhan air proses} = 20\% \times 9.334,569 \text{ kg/jam}$$

$$= 11201,4829 \text{ kg/jam}$$

Tabel 4. 22 Total Kebutuhan Air

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
<i>Domestic water</i>	11.052
<i>Service water</i>	167
<i>Cooling Water</i>	75.329
<i>Boiler Feed Water</i>	23.636
<i>Process Water</i>	11.201
Total	121.385

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

Unit Pembangkit *Steam* bertugas menyediakan kebutuhan *steam* yang akan digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi. Jenis *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* suhu 202°C dan

tekanan 101,3 kPa. Alat yang digunakan untuk menunjang kebutuhan *steam* pada pabrik gliserol ini adalah *boiler* dengan spesifikasi:

Kapasitas : 23.636 kg/jam
Jenis : *Water tube boiler*
Jumlah : 1

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *filtered water storage tank* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu mengalami proses demineralisasi dan deaerasi. Selain itu air juga perlu diatur pH-nya menjadi sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya juga tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 101,3 kPa, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

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

generator diesel dengan arus bolak-balik dengan kapasitas 486,010 kW.

Jenis ini dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
2. Tegangan dapat dinaikkan dan diturunkan sesuai kebutuhan.

Rincian kebutuhan listrik pada pabrik gliserol ini adalah sebagai berikut.

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 4. 23 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	5	3728,500
Reaktor	R-01	0,05	37,285
	R-02	0,05	37,285
Neutrallizer	N-01	20	14914,000
Centrifuge	CF-01	0,05	37,285
Crystallizer	CR-01	0,166666667	124,283
Screw Conveyor	SC-01	0,500	372,850
	SC-02	0,500	372,850
Bucket Elevator	BE-01	0,250	186,425
Pompa Proses	P-01	0,750	559,275
	P-02	0,500	372,850
	P-03	0,750	559,275
	P-04	0,750	559,275
	P-05	0,750	559,275
	P-06	0,500	372,850
	P-07	0,750	559,275
	P-08	0,750	559,275
	P-09	0,750	559,275
	P-10	1,000	745,700
	P-11	1,000	745,700
	P-12	0,750	559,275
	P-13	0,500	372,850
	P-14	0,500	372,850
Total		591,045	440.742,052

Total kebutuhan listrik alat proses = 27.267,763 Watt

= 27,268 kW

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 4. 24 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	7,5	5592,75
<i>Cooling Tower DW</i>	CT-02	3	2237,10
Kompresor	CPU-01	5	3728,50
Pompa	PU-01	1,5	1118,55
	PU-02	5	3728,50
	PU-03	7,5	5592,75
	PU-04	0,05	37,29
	PU-05	5	3728,50
	PU-06	5	3728,50
	PU-07	1,5	1118,55
	PU-08	3	2237,10
	PU-09	3	2237,10
	PU-10	0,05	37,29
	PU-11	1,5	1118,55
	PU-12	3	2237,10
	PU-13	0,05	37,29
	PU-14	7,5	5592,75
	PU-15	3	2237,10
	PU-16	0,33	246,08
	PU-17	60	44742,00
	PU-18	60	44742,00
	PU-19	0,05	37,29
	PU-20	60	44742,00
Total		48,600	180.854,621

Total kebutuhan listrik alat utilitas = 180.854,6210 Watt
 = 180,8546 kW

Total kebutuhan listrik *plant* = 269,699 kW

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Kebutuhan listrik alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik alat kontrol = 52,031 kW

d. Kebutuhan Listrik Penerangan

Kebutuhan listrik alat penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik penerangan = 31,218 kW

e. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Kebutuhan listrik peralatan kantor diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik peralatan kantor = 31,22 kW

f. Kebutuhan Listrik Laboratorium dan Bengkel

Kebutuhan listrik lab dan bengkel diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik *plant*.

Total kebutuhan listrik lab dan bengkel = 31,22 kW

g. Kebutuhan Listrik Perumahan

Kebutuhan listrik tiap rumah = 1000 watt

= 1 kW

Jumlah rumah = 35 unit

Total kebutuhan listrik perumahan = 35 kW

Total kebutuhan listrik pada pabrik gliserol ini dapat dilihat pada Tabel 4.25.

Tabel 4. 25 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	<i>Plant</i>	
	a. Alat proses	27,2678
	b. Alat utilitas	180,8546
2.	Alat kontrol	52,03

3.	Penerangan	31,22
4.	Peralatan kantor	31,22
5.	Lab dan bengkel	31,22
6	Perumahan	35
Total		388,8081

4.5.4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

Unit Penyediaan Udara Tekan bertugas memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 46,728 m³/jam dengan tekanan 5,5 bar.

4.5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit Penyediaan Bahan Bakar bertugas menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel*/solar. Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* sebesar 68,53 lt/jam dan bahan bakar generator sebesar 25,109 lt/jam.

4.5.6. Unit Penyediaan Pendingin Dowtherm A

Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan Dowtherm A sebagai fluida pendingin pada beberapa alat proses seperti Cooler (CL-01) dan Cooler (CL-02). Dowtherm A merupakan cairan pendingin sintetis yang mengandung dua senyawa organik yaitu bifenil (C₁₂H₁₀) dan difenil oksida (C₁₂H₁₀O). Dowtherm A dipilih sebagai fluida pendingin pada pabrik ini berdasarkan beberapa pertimbangan seperti :

1. Dapat digunakan pada rentang suhu yang cukup tinggi yaitu 60°F - 779°F (15°C - 415°C).

2. Dapat digunakan pada tekanan yang cukup tinggi juga yaitu dari tekanan atmosferik sampai 152,5 psig (10,6 bar).
3. Dapat digunakan pada fase cair maupun gas.
4. Stabil sehingga tidak terdekomposisi pada suhu tinggi.
5. Tidak bersifat korosif terhadap logam biasa maupun logam paduan.

Tabel 4. 26 Kebutuhan *Dowtherm A*

Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler 1	CL-01	7948,855
Cooler 2	CL-02	3580,545
Cooler DT	CL-U	3
Total		11529,400

Perancangan dibuat overdesign 20%, sehingga kebutuhan *Dowtherm A* menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Dowtherm A} &= 20\% \times 11529,400 \text{ kg/jam} \\ &= 13838,87996 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

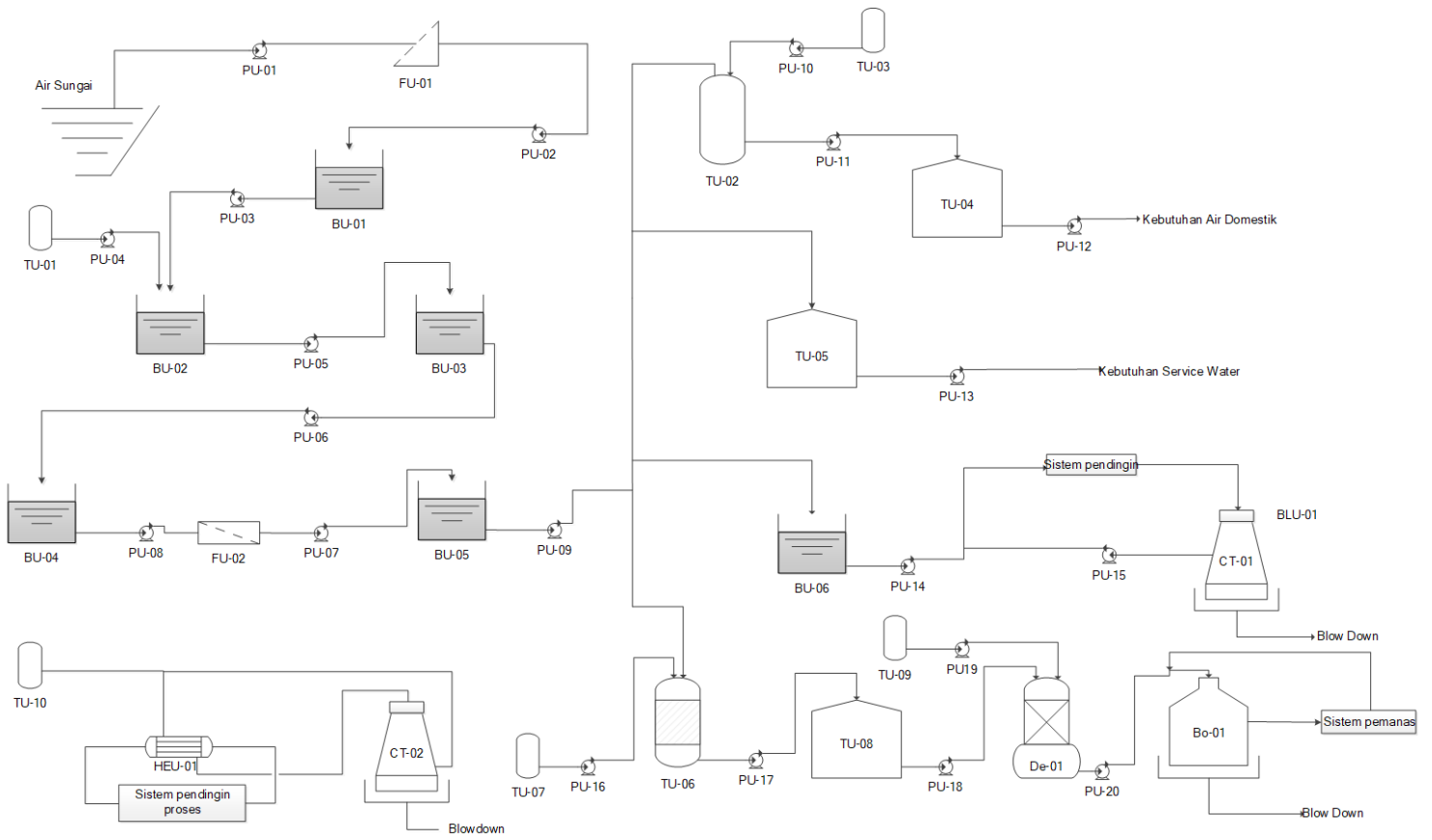
Dowtherm A proses yang telah digunakan sebagai pendingin pada peralatan proses diolah kembali dengan cara didinginkan di dalam *Cooler* (HEU-01) dengan menggunakan pendingin *Dowtherm A* utilitas. *Dowtherm A* proses yang suhunya telah turun kemudian disirkulasikan kembali ke sistem pendinginan alat-alat proses. Sementara itu, *Dowtherm A* utilitas yang telah digunakan sebagai pendingin pada *Cooler* (HEU-01) didinginkan pada *Cooling Tower* (CT-02). Sebagian *Dowtherm A* yang mengalami evaporasi pada *Cooling Tower* (CT-02) akan digantikan dengan *Dowtherm A* make-up dari Tangki Penyimpanan *Dowtherm A* (TU-10)

4.5.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah berupa gas CO₂ akan disalurkan ke vendor.

Diagram Alir Unit Utilitas dapat dilihat pada Gambar 4.6





Gambar 4. 6 Diagram Alir Unit Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screener*
3. FU-02 : *Sand Filter*
4. BU-01 : Bak Sedimentasi
5. BU-02 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
6. BU-03 : Bak Pengendap I
7. BU-04 : Bak Pengendap II
8. BU-05 : Bak Penampung Sementara
9. BU-06 : Bak Air Dingin
10. TU-01 : Tangki Larutan Alum
11. TU-02 : Tangki Klorinasi
12. TU-03 : Tangki Kaporit
13. TU-04 : Tangki Air Bersih
14. TU-05 : Tangki *Service Water*
15. TU-06 : *Mixed Bed*
16. TU-07 : Tangki Larutan NaCl
17. TU-08 : Tangki Air Demin
18. TU-09 : Tangki Larutan N_2H_4
19. TU-10 : Tangki Dowtherm A
20. CT-01 : *Cooling Tower*
21. CT-02 : *Cooling Tower Dowtherm A*
22. De-01 : Deaerator
23. Bo-01 : Boiler
24. HEU-01 : Cooler

4.5.8. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 4. 27 Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai ke <i>Screener</i> (FU-01)	Mengalirkan air dari <i>screener</i> (FU-01) ke Bak Pengendap Awal/Sedimentasi / <i>Reservoir</i> (BU-01)	Mengalirkan air dari bak <i>Reservoir</i> (BU-01) Bak Penggumpal/Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan larutan alum 5% dari Tangki Larutan Alum ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) ke Bak Pengendap I (BU-03)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	627,2925	627,2925	627,2925	0,0001	627,2925

Head (m)		1,25	5,25	6,45	6,19	5,25
Ukuran	ID (in)	10,2	10,2	10,2	0,269	10,2
	OD (in)	10,75	10,75	10,75	0,405	10,75
	Sch.	40	40	40	40	40
	NPS	10	10	10	0,13	10
Tenaga pompa (Hp)		0,97	5	4,97	0,05	3,67
Tenaga motor (Hp)		1,5	5	7,5	0,05	5
Putaran standar		3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4. 28 Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Kode					
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap I (BU-03) ke Bak	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-04) ke <i>Sand Filter</i> (FU-02)	Mengalirkan air dari <i>Sand Filter</i> (FU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) ke area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) ke Tangki Klorinasi (TU-02)

	Pengendap II (BU-04)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	627,29	627,29	627,29	627,29	0,9658
Head (m)	5,25	1,73	3,403	3,36	0,171
Ukuran	ID (in)	10,2	10,2	10,2	0,269
	OD (in)	10,75	10,75	10,75	0,410
	Sch.	40	40	40	40
	NPS	10	10	10	10
Tenaga pompa (Hp)	3,67	1,21	2,38	2,35	0,05
Tenaga motor (Hp)	5	1,5	3	3	0,05
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4. 29 Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-02) ke Tangki Air Bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-04) ke area domestik	Mengalirkan air dari Tangki Air Servis (TU-05) ke area kebutuhan air servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dingin dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) ke <i>recycle</i> dari Bak Air Dingin (BU-06)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	3426,95	57,11	51,67	389,28	389,28
Head (m)	3,79	1	1,478	8,09	5,09

Ukuran	ID (in)	1,380	1,380	0,493	10,2	10,2
	OD (in)	1,66	1,66	0,68	10,75	10,75
	Sch.	40	40	40	40	40
	NPS	1,25	1,25	0,38	10	10
Tenaga pompa (Hp)		1,102	1,9361	0,0125	3,99	2,104
Tenaga motor (Hp)		1,5	3	0,05	7,5	3
Putaran standar		3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4. 30 Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan NaCl dari Tangki Larutan NaCl (TU-07) ke <i>Mixed-Bed</i> (TU-06)	Mengalirkan air dari <i>Mixed-Bed</i> (TU-06) ke Tangki Air Demin (TU-08)	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-08) ke Deaerator (De-01)	Mengalirkan larutan N ₂ H ₄ dari Tangki Larutan N ₂ H ₄ ke Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) ke Boiler (Bo-01)

Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>					
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Jumlah	1	1	1	1	1	
Spesifikasi						
Kapasitas (gpm)	0,4517	122,14	122,1452	0,0038	122,1452	
Head (m)	0,18	2,25	2,06	0,408	2,035	
Ukuran	ID (in)	0,269	1,049	1,049	0,269	1,049
	OD (in)	0,405	1,32	1,32	0,41	1,32
	Sch.	40	40	40	40	40
	NPS	0,13	1	1	0,13	1
Tenaga pompa (Hp)	0,2281	41,9729	41,9431	0,00000318	48,39	
Tenaga motor (Hp)	0,33	60	60	0,05	60	
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	

2. Bak Penampung

Tabel 4. 31 Bak Utilitas

Spesifikasi	Bak Penampung					
Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (flokulasi ke-2)	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak balok dengan beton bertulang	Bak silinder tegak	Bak balok dengan beton bertulang	Bak balok dengan beton bertulang	Bak balok dengan beton bertulang	Bak balok dengan beton bertulang
Bahan	Beton					

Jumlah	1	1	1	1	1	1
	Spesifikasi					
Panjang (m)	13,704		13,704	13,7038	8,6304	7,3318
Lebar (m)	9,136		9,136	9,1359	5,7536	4,8879
Tinggi (m)	4,568	5,6668	4,568	4,5679	2,8768	2,4439
Diameter (m)		5,6668				

3. Tangki

Tabel 4. 32 Tangki Utilitas

Spesifikasi	Tangki Utilitas				
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam Tangki	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum

			Klorinasi (TU-02)		
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak berpengaduk	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Volume (m3)	4,9000	13,2628	0,02921	318,3070	5
Diameter (m)	1,4614	2,5660	0,3339	7,4016	1,8286
Tinggi (m)	2,9228	2,5660	0,3339	7,4016	1,8286

Tabel 4. 33 Tangki Utilitas (lanjutan)

Spesifikasi	Tangki Utilitas			
Kode	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi resin kation dan anion pada Mixed Bed (TU-06)	Menampung air untuk umpan boiler	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menyimpan pendingin Dowtherm A
Jenis	Silinder tegak			
Bahan	Carbon steel			
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Volume (m ³)	8,2606	680,7151	7,2076	1,2463
Diameter (m)	2,1914	9,5360	2,0940	1,1666
Tinggi (m)	2,1914	9,5360	2,0940	1,1666

4. Screener

Tabel 4. 34 *Screener*

Spesifikasi	<i>Screener</i>
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya daun, ranting dan sampah-sampah lainnya
Bahan	Aluminium
Jumlah	1
Spesifikasi	
Panjang (m)	3,048
Lebar (m)	2,438
Diameter lubang (cm)	1

5. Sand Filter

Tabel 4. 35 *Sand Filter*

Spesifikasi	<i>Sand Filter</i>
Kode	FU-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada di dalam air sungai
Spesifikasi	
Jenis	<i>Sand filter</i>
Jumlah	1
Material	<i>Spheres</i>
Ukuran pasir (mesh)	28
Diameter (in)	0,039
Tinggi lapisan pasir (m)	1,0040
Panjang (m)	4,0413

Lebar (m)	2,6942
Tinggi (m)	1,3471

6. Cooling Tower

Tabel 4. 36 Cooling Tower

Spesifikasi	Cooling Tower	
	CT-01	CT-02
Fungsi	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan oleh alat-alat proses dengan media pendingin air	Mendinginkan kembali Dowtherm A yang telah digunakan oleh Cooler (HEU-01)
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>	
Jumlah	1	1
Spesifikasi		
Panjang (m)	4,543	2,510
Lebar (m)	3,029	1,673
Tinggi (m)	8	10,7

7. Mixed Bed

Tabel 4. 37 Mixed Bed

Spesifikasi	Mixed Bed
Kode	(TU-06)
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg serta anion seperti Cl, SO ₄ dan NO ₃
Jenis resin	Zeolit

Jumlah	1
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,5695
Tinggi (m)	0,9144
Tinggi bed (m)	0,7620
Volume bed (m3)	1,4734
Volume bak resin (m3)	520.329,6153
Tebal (in)	0,187

8. Deaerator

Tabel 4. 38 Deaerator

Spesifikasi	Deaerator
Kode	De-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terkandung dalam feed water yang dapat menyebabkan kerak pada Boiler (Bo-01)
Jumlah	1
Spesifikasi	
Kec. Volumetrik (m ³ /jam)	23,6359
Diameter (m)	3,3059
Tinggi (m)	3,3059
Volume (m ³)	28,3631

9. Blower Cooling Tower

Tabel 4. 39 Blower Cooling Tower

Spesifikasi	Blower	
Kode	BLU-01	BL-02

Fungsi	Menghisap udara untuk mendinginkan kembali air pendingin pada <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Menghisap udara untuk mendinginkan kembali Dowtherm A pada <i>Cooling Tower</i> (CT-02)
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	
Jumlah	1	1
Spesifikasi		
Kapasitas (m ³ /jam)	3,0734	0,0015
Efisiensi	90%	90%
Tenaga (Hp)	7,5	3,0

10. Cooler

Tabel 4. 40 Cooler

Spesifikasi	Cooler	
Kode	HEU-01	
Fungsi	Mendinginkan Dowtherm A yang telah digunakan pada sistem pendinginan proses	
Jenis	<i>Shell & Tube</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner pipe</i>
Jumlah <i>hairpins</i>	5	
OD (in)	4,5	3,5
ID (in)	4,026	3,068

NPS	4	3
Sch.	40	40
Panjang (ft)	12	
Rd	0,81504	
Ud	1,005	

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik gliserol ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut.

1. Mudah Mendapatkan Modal

Dalam perseroan terbatas, modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

2. Wewenang dan Tanggung Jawab Pemegang Saham Terbatas

Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggungjawab menyetor penuh jumlah modal yang disebutkan dalam tiap-tiap saham tanpa ikut andil dalam mengelola perusahaan.

Hal ini membuat kelancaran produksi relatif lebih stabil karena pengelolaan perusahaan hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Pemilik dan Pengurus Perusahaan Terpisah Satu Sama Lain

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

4. Kelangsungan Hidup Perusahaan Lebih Terjamin

Jika terjadi pergantian pemegang saham dari jabatannya, tidak akan berpengaruh terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja di dalamnya. Hal ini dikarenakan para pemilik saham tidak ikut andil secara langsung dalam mengelola perusahaan.

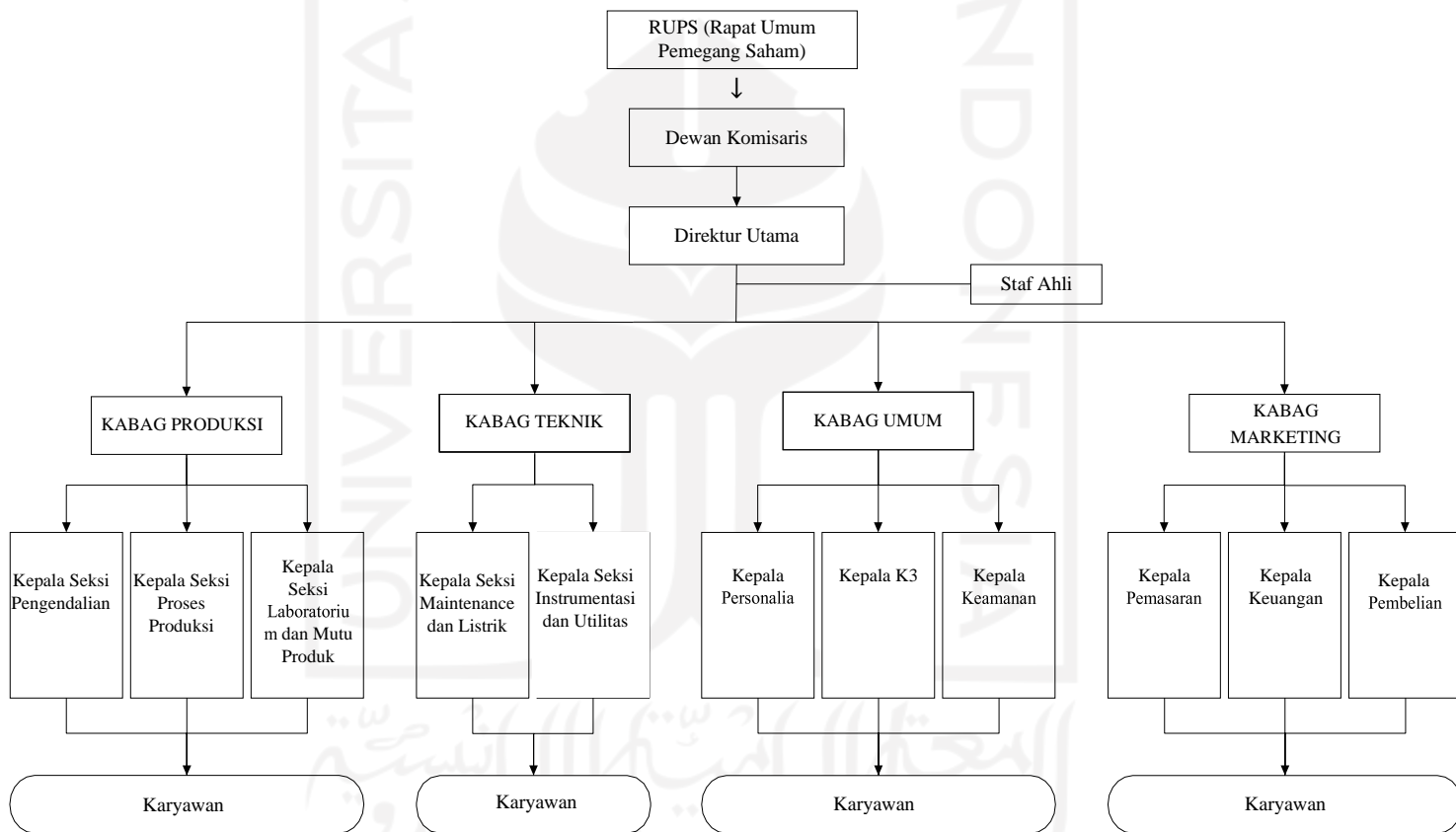
4.6.2. Struktur Organisasi Perusahaan

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

Pada pabrik Gliserol ini struktur organisasi yang dipilih adalah dengan sistem *line and staff*. Kelebihan sistem ini adalah garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam hal pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Dalam menjalankan organisasi, terdapat dua kelompok yang berpengaruh pada sistem ini, yaitu :

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

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sementara dalam hal tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.7.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.2 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan terdiri dari beberapa orang yang memberikan dan mengumpulkan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham memegang penuh kekuasaan tertinggi dalam suatu perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut.

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan mempunyai tanggung jawab penuh kepada pemegang saham.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
- c. Membantu direksi dalam tugas penting.

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam struktur organisasi perusahaan yang bertanggungjawab penuh terhadap perjalanan perusahaan kepada Dewan Komisaris.

Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan segala pekerjaannya dengan pemilik saham pada akhir jabatan.

- b. Bertanggungjawab penuh kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan mejalin hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas pengetahuan dan persetujuan para pemegang saham.
- e. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari beberapa tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur Utama dalam menjalankan tugasnya yang berhubungan dengan teknik dan keuangan. Staff ahli yang bertanggung jawab penuh kepada Direktur Utama sesuai dengan keahlian dan skill nya masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli sebagai berikut :

- a. Memberi nasihat maupun saran untuk perancaan pengembangan perusahaan untuk lebih baik
- b. Memberikan saran dalam bidang produksi
- c. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonimu perusahaan

5. Kepala Bagian

Setiap kepala bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan serta bertanggungjawab kepada direktur utama yang menaunginya.

Bagian-bagian tersebut terdiri dari :

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

- Seksi proses yang menjalankan tugasnya sebagai mengawasi jalannya proses produksi serta menjalankan tindakan pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Seksi Pengendalian yang bertugas menangani dan menyelesaikan hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Seksi Laboratorium yang bertugas menganalisis dan mengawasi setiap mutu bahan pembantu, bahan baku dan produk, lalu untuk mengawasi apa saja yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan membuat laporan berkala pada kepala bagian
 - Kepala Bagian Teknik yang Bertanggungjawab dalam mengkoordinir kepala-kepala seksi yang berada di dalam struktur organisasi. Kepala bagian teknik membawahi
 - Seksi Pemeliharaan yang bertugas untuk menjalankan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik dan memperbaiki kerusakan peralatan pabrik
 - Seksi Utilitas yang bertugas untuk mengatur dan menjalankan sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, listrik dan uap air.
 - Kepala Bagian Umum
 - Seksi Keselamatan kerja yang berfungsi sebagai menyediakan, mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan yang berhubungan langsung dengan keselamatan kerja dan untuk melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.
 - Seksi Personalia yang berfungsi untuk mengusahakan kedisiplinan yang tinggi antar karyawan agar terwujudnya suasana kerja yang nyaman dan aman

terhadap lingkungan sekitar serta menjalankan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- Seksi keamanan yang berfungsi untuk mengawasi keluar masuknya karyawan maupun yang diluar karyawan yang berada didalam lingkup pabrik, memelihara dan menjaga bangunan perusahaan, fasilitas perusahaan dan hal-hal yang bersifat rahasia yang berhubungan dengan internal perusahaan.
- Kepala Bagian Marketing
 - Seksi Pemasaran yang berfungsi untuk merancang strategi penjualan dari hasil produksi dan mengatur hal-hal distribusi hasil produksi dari gudang.
 - Seksi keuangan yang berfungsi untuk menghitung pemakaian uang perusahaan dan mengamankan uang perusahaan serta mengadakan perhitungan terkait gaji karyawan serta intensif karyawan.
 - Seksi pembelian yang berfungsi untuk melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan, hal hal terkait harga pasaran dari suatu bahan batu dan mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

4.6.3. Status, Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

1. Status Karyawan

Berdasarkan status masing-masing karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direktur. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan keahlian, kedudukan dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direktur. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

2. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi keahlian dan pendidikan sesuai jabatan dan tanggungjawabnya. Jenjang pendidikan karyawan diperlukan mulai dari lulusan Sekolah Menengah Pertama (SMP) hingga Magister (S-2). Berikut Rincian penggolongan jabatan beserta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.41.

Tabel 4. 41 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
<i>Staff Ahli</i>	S-1
Karyawan dan Operator	D3/S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/S1
Supir	SMP-SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMA-SMA

3. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan.

Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.42.

Tabel 4. 42 Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Staff Ahli	2
3.	Ka. Bag. Produksi	1
4.	Ka. Bag. Teknik	1
5.	Ka. Bag. Umum	1
6.	Ka. Bag. Marketing	1
7.	Ka. Sek. Proses produksi	1
8.	Ka. Sek. Utilitas	1
9.	Ka. Sek. Pengendalian	1
10	Ka. Sek. Laboratorium	1
11	Ka. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
12	Ka. Sek. Maintenance	1
13	Ka. Keamanan	1
14	Ka. Personalia	1
15	Ka. Pemasaran	1
16	Ka. Keuangan	1
17	Ka. Pembelian	1
18	Karyawan Proses Produksi	20
19	Karyawan Utilitas	12
20	Karyawan. Pengendalian	6
21	Karyawan <i>Maintenance</i>	6
22	Karyawan Keuangan	4
23	Karyawan Laboratorium	6
24	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6

25	Karyawan Pemasaran	5
26	Karyawan Personalia	5
27	Karyawan Pembelian	10
28	Operator	81
29	<i>Security</i>	6
30	Dokter	3
31	Perawat	5
32	Sopir	5
33	<i>Cleaning Service</i>	8
Total		198

4.6.4. Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

1. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Gliserol berkapasitas 30.000 ton/tahun beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan (*maintenance*) dan *shut down*. Jam kerja karyawan pada perusahaan ini dibedakan menjadi 2 golongan yaitu :

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Yang termasuk Karyawan *non-shift* meliputi jajaran direktur Utama, kepala bagian, kepala seksi dan jabatan-jabatan yang ada di bawahnya. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari selama seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin-Jumat pukul 07.00-16.00 WIB

Jam istirahat : Senin-Kamis pukul 12.00-13.00 WIB

Jumat pukul 11.30-13.30 WIB

b. Karyawan *Shift*

Karyawan shift merupakan karyawan-karyawan yang secara langsung menanggapi dan mengatur bagian proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Bagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian-bagian lain yang harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam, dengan pembagian *shift* sebagai berikut:

- Shift* 1 : pukul 07.00-15.00
- Shift* 2 : pukul 15.00-23.00
- Shift* 3 : pukul 23.00-07.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Namun, setiap karyawan mendapatkan jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libber. Jadwal *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.43.

Tabel 4. 43 Jadwal *Shift* Karyawan

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

Tabel 4. 44 Jadwal *Shift* Karyawan (Lanjutan)

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

Keterangan :

1, 2, 3 dst... : Hari ke-

A, B, C dan D : Regu kerja

I, II dan III : *Shift* ke-

■ : Libur

2. Sistem Gaji Karyawan

Pembagian gaji pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai perjanjian dari perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

b. Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian serta karyawan borongan.

c. Gaji Lembur

Gaji lembur adalah gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi operasional jam kerja.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.45.

Tabel 4. 45 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan
1.	Direktur Utama	Rp. 50.000.000
2.	Staff Ahli	Rp. 30.000.000
3.	Ka. Bag. Produksi	Rp. 25.000.000
4.	Ka. Bag. Teknik	Rp. 25.000.000
5.	Ka. Bag. Umum	Rp. 25.000.000
6.	Ka. Bag. Marketing	Rp. 25.000.000
7.	Ka. Sek. Pengendalian	Rp. 15.000.000
8.	Ka. Sek. Utilitas	Rp. 15.000.000
9.	Ka. Sek. Proses Produksi	Rp. 15.000.000
10.	Ka. Sek. Laboratorium	Rp. 15.000.000
11.	Ka. Sek. <i>Maintenance</i>	Rp. 15.000.000
12.	Ka. Personalia	Rp. 10.000.000
13.	Ka. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp. 10.000.000
14.	Ka.Keuangan	Rp. 10.000.000
15.	Ka. Pemasaran	Rp. 10.000.000
16.	Ka. Pembelian	Rp. 10.000.000
17.	Ka. Keamanan	Rp. 10.000.000
18.	Karyawan Proses produksi	Rp. 7.000.000
19.	Karyawan Utilitas	Rp. 7.000.000
20.	Karyawan. Pemasarann	Rp. 7.000.000
21.	Karyawan Pembelian	Rp. 7.000.000
22.	Karyawan Laboratorium	Rp. 7.000.000
23.	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp. 7.000.000
24.	Karyawan Maintenance	Rp. 7.000.000
25.	Karyawan Keuangan	Rp. 7.000.000
26.	Karyawan Personalia	Rp. 7.000.000

27.	Karyawan Pengendalian	Rp. 7.000.000
28.	Operator	Rp. 5.500.000
29.	<i>Security</i>	Rp. 3.500.000
30.	Dokter	Rp. 7.000.000
31.	Perawat	Rp. 5.000.000
32.	Sopir	Rp. 3.500.000
33.	<i>Cleaning Service</i>	Rp. 3.500.000

4.7. Evaluasi Ekonomi

Didalam Pra-rancangan pabrik untuk memperkirakan apakah dari segi ekonomi suatu pabrik itu layak atau tidak dan menguntungkan atau tidak tentang kelayakan investasi modal, maka perlu dilakukan evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik tersebut. Hal itu dilakukan dengan meninjau kebutuhan modal investasi, lama waktu pengembalian modal investasi, besarnya laba yang diperoleh dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Dalam evaluasi ekonomi ini beberapa faktor yang ingin ditinjau antara lain :

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

Namun sebelum dilakukan ada beberapa hal yang perlu ditinjau sebelum melakukan analisis terhadap kelima faktor di atas, berikut beberapa halnya seperti:

1. Penentuan modal industri (*fixed capital investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
- b. Modal kerja (*working capital investment*)

2. Penentuan total biaya produksi (*Total production cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
3. Pendapatan modal

Yang harus perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas, maka yang perlu dilakukan sebagai berikut:

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

4.7.1. Perkiraan Harga Alat

Harga alat akan selalu mengalami perubahan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi pada tahun tersebut. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mencari tahu terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

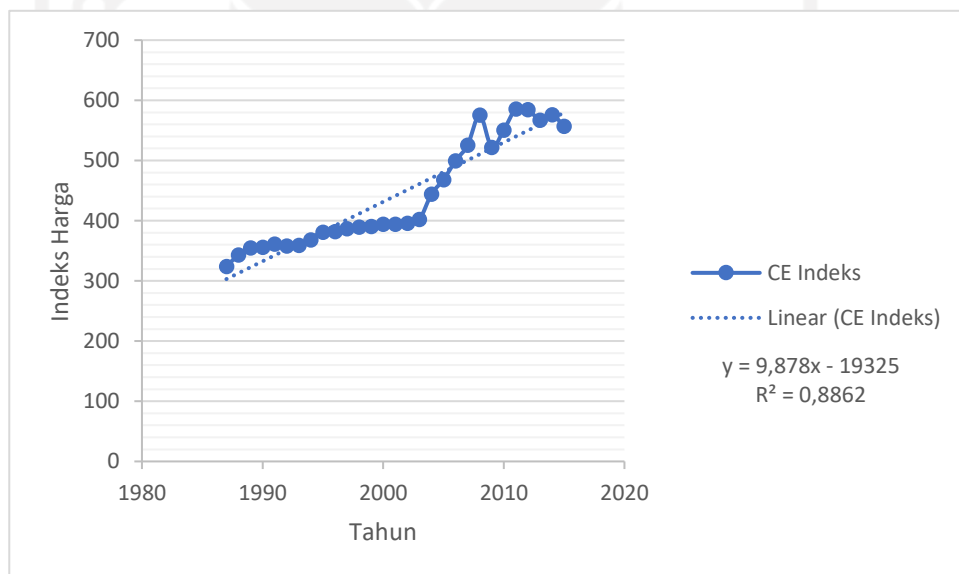
Untuk mengetahui harga alat pada tahun pendirian pabrik yaitu tahun 2025, maka dicari index pada tahun tersebut. Harga indeks tahun 2025 dapat diperkirakan dengan data indeks sebelumnya. Pada analisis ini digunakan data harga indeks dari tahun 1987 sampai 2019 yang kemudian dicari dengan menggunakan persamaan regresi linier. Data harga indeks dari tahun 1987-2015 dapat dilihat pada Tabel 4.46.

Tabel 4. 46 Indeks Alat Tahun 1987-2015

Tahun	Indeks
1987	324,000
1988	343,000
1989	355,000
1990	356,000
1991	361,300
1992	358,200
1993	359,200
1994	368,100
1995	381,100
1996	381,700
1997	386,500
1998	389,500

1999	390,600
2000	394,100
2001	394,300
2002	395,600
2003	402,000
2004	444,200
2005	468,200
2006	499,600
2007	525,400
2008	575,400
2009	521,900
2010	550,800
2011	585,700
2012	584,600
2013	567,300
2014	576,100
2015	556,800

(Sumber: chemengonline.com/pci)



Gambar 4. 8 Grafik Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data di atas maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9,878x - 19.325$$

Dimana :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan di atas didapat harga indeks pada tahun 2025 adalah 677,95. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga (Aries and Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Indeks harga pada tahun x

N_y : Indeks harga pada tahun y

Apabila terdapat suatu alat dengan kapasitas tertentu yang tidak ada spesifikasinya dalam referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan berikut (Peters et al., 2003).

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana :

E_b : Harga alat b

E_a : Harga alat a

C_b : Kapasitas alat b

C_a : Kapasitas alat a

4.7.2. Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik gliserol ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2025
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 14.128

5. Umur alat : 10 tahun

4.7.3. Perhitungan Biaya

4.7.3.1. Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters and Timmerhaus, 2004). *Capital investment* meliputi :

1. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik (Peters and Timmerhaus, 2004). Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel 4.47-4.49.

Tabel 4. 47 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Purchased Equipment cost</i>	88.360.705.482	6.254.296,82
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	22.090.176.371	1.563.574,21
3.	<i>Instalation Cost</i>	15.886.714.474	1.124.484,32
4.	<i>Piping Cost</i>	50.427.382.069	3.569.322,06
5.	<i>Instrumentation Cost</i>	22.362.888.729	1.582.877,18
6.	<i>Insulation Cost</i>	3.614.420.676	255.833,85
7.	<i>Electrical Cost</i>	8.836.070.548	625.429,68
8.	<i>Building Cost</i>	28.674.000.000	2.029.586,64
9.	<i>Land & Yard Improvement</i>	20.212.000.000	1.430.634,20
Total PPC		260.464.358.349	18.436.038,95

Tabel 4. 48 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Engineering and Construction</i>	52.092.871.669,89	3.687.207,79
2.	<i>Physical Plant Cost</i>	260.464.358.349	18.436.038,95
Total DPC		312.557.230.019	22.123.246,75

Tabel 4. 49 *Fixed Capital Instrument (FCI)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	312.557.230.019	22.123.246,75

2.	<i>Cotractor's fee</i>	25.004.578.401,55	1.769.859,74
3.	<i>Contingency</i>	31.255.723.001,93	2.212.324,67
Total FCI		368.817.531.422,80	26.105.431,16

2. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment yaitu biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional pabrik selama waktu tertentu (Peters and Timmerhaus, 2004). *Working Capital Investment* dapat dilihat pada Tabel 4.50.

Tabel 4. 50 Working Capital Investment

No	<i>Jenis Biaya</i>	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	25.257.063.175	1.787.731
2.	<i>Inproses Onventory</i>	56.038.805.274	3.966.507
3.	<i>Product Inventory</i>	40.755.494.745	2.884.732
4.	<i>Extended Credit</i>	57.796.363.636	4.090.909
5.	<i>Available Cash</i>	40.755.494.745	2.884.732
Total WCI		220.603.221.574	15.614.611

4.7.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan biaya yang bersangkutan dalam kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk. *Manufacturing cost* berdasarkan Aries & Newton terdiri dari:

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost yaitu biaya pengeluaran yang berhubungan langsung operasional pabrik. *Direct manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 4.51.

Tabel 4. 51 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Type of Expenses	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	277.827.694.923	19.665.041
2.	<i>Labor</i>	16.332.000.000	1.156.002
3.	<i>Supervision</i>	1.633.200.000	115.600
4.	<i>Maintenance</i>	25.817.227.200	1.827.380
5.	<i>Plant Supplies</i>	3.872.584.080	274.107

6.	<i>Royalty and Patents</i>	13.562.880.000	960.000
7.	<i>Utilities</i>	17.662.855.889	1.250.202
Direct Manufacturing Cost (DMC)		356.327.163.105	25.221.345

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect manufacturing cost adalah biaya pengeluaran yang tidak langsung berhubungan dengan operasional pabrik. *Indirect manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 4.52.

Tabel 4. 52 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Type of Expenses	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	2.449.800.000	173.400
2.	<i>Laboratory</i>	1.633.200.000	115.600
3.	<i>Plant Overhead</i>	8.166.000.000	578.001
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	31.788.000.000	2.250.000
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		44.037.000.000	3.117.002

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed manufacturing cost adalah biaya pengeluaran yang berhubungan dengan *initial fixed capital investment*. Biaya ini selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Sehingga tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. *Fixed manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 4.53.

Tabel 4. 53 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	36.881.753.142	2.610.543
2.	<i>Property taxes</i>	7.376.350.628	522.109
3.	<i>Insurance</i>	3.688.175.314	261.054
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		47.946.279.085	3.393.706

Tabel 4. 54 *Total Manufacturing Cost*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	356.327.163.105	25.221.345
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	44.037.000.000	3.117.002
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	47.946.279.085	3.393.706
<i>Total Manufacturing Cost</i>		448.310.442.190	31.732.053

4.7.3.3. *General Expense*

General expenses atau pengeluaran umum adalah biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*. *General expense* dapat dilihat pada Tabel 4.55.

Tabel 4. 55 *General Expense*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Administration</i>	12.715.200.000	900.000
2.	<i>Sales Expense</i>	31.788.000.000	2.250.000
3.	<i>Research</i>	25.430.400.000	1.800.000
4.	<i>Finance</i>	11.788.415.060	834.401
<i>Total General Expenses (GE)</i>		81.722.015.060	5.784.401

Tabel 4. 56 *Total Production Cost*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	448.310.442.190,240	31.732.053
2.	<i>General Expenses (GE)</i>	81.722.015.059,938	5.784.401
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		530.032.457.250,178	37.516.454

4.7.4. Analisis Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp. 659.080.050.706
Total biaya produksi	: Rp. 530.032.457.250
Keuntungan	: Total penjualan - Total biaya produksi
	: Rp. 129.047.593.455,72

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak+Zakat	: 25 % x Rp. 129.047.593.455,72
(20% Pajak + 5% Zakat)	: Rp. 32.261.898.364
Keuntungan	: Keuntungan setelah pajak
	: Rp. 96.785.695.092

4.7.5. Analisis Kelayakan

4.7.4.1. Return on Investment (ROI)

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

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

1. ROI Sebelum Pajak (ROIb)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955).

$$ROIb = \frac{Keuntungan\ sebelum\ pajak}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$
$$ROIb = \frac{Rp. 129.047.593.455,72}{Rp. 368.817.531.422,80} \times 100\% = 34,98\%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{Keuntungan\ setelah\ pajak}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

$$ROIa = \frac{\text{Rp. } 96.785.695.092}{\text{Rp. } 368.817.531.422,80} \times 100\% = 26,24\%$$

4.7.4.2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah beapa lama waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Persamaan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan} + \text{depresiasi})}$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 2 tahun (Aries dan Newton, 1955).

$$POTb = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan} + (0.1 \times \text{fixed capital}))}$$

$$POTb = \frac{\text{Rp. } 368.817.531.422,80}{(\text{Rp. } 129.047.593.455,72 + (0.1 \times \text{Rp. } 368.817.531.422,80))}$$

$$= 2,22 \text{ tahun}$$

2. POT Setelah Pajak (POTa)

$$POTa = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan} + (0.1 \times \text{fixed capital}))}$$

$$POTa = \frac{\text{Rp. } 368.817.531.422,80}{(\text{Rp. } 96.785.695.092 + (0.1 \times \text{Rp. } 368.817.531.422,80))}$$

$$= 2,76 \text{ tahun}$$

4.7.4.3. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas produksi yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama tidak untung dan tidak rugi. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per-unit yang dijual untuk mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika

beroperasi dibawah BEP. Persamaan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut.

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 4. 57 *Fixed Cost (Fa)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	36.881.753.142	2.610.543
2.	<i>Property taxes</i>	7.376.350.628	522.109
3.	<i>Insurance</i>	3.688.175.314	261.054
Total Fixed Manufacturing Cost		47.946.279.085	3.393.706

Tabel 4. 58 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	Gaji Karyawan	16.332.000.000	1.156.002
2.	<i>Payroll Overhead</i>	2.449.800.000	173.400
3.	<i>Supervision</i>	1.633.200.000	115.600
4.	<i>Plant Overhead</i>	8.166.000.000	578.001
5.	Laboratorium	1.633.200.000	115.600
6.	<i>General Expense</i>	81.722.015.060	5.784.401
7.	<i>Maintenance</i>	25.817.227.200	1.827.380
8.	<i>Plant Supplies</i>	3.872.584.080	274.107
Total Regulated Cost		141.626.026.339	10.024.492,24

Tabel 4. 59 *Annual Variable Value (Va)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	277.827.694.923	19.665.040,69
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	31.788.000.000	2.250.000,00
3.	<i>Utilities</i>	17.662.855.889	1.250.202,14
4.	<i>Royalty & Patent</i>	13.181.601.014	933.012,53
Total Variable Cost		340.460.151.826	24.098.255,37

Tabel 4. 60 *Annual Sales Value* (Sa)

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Cost</i>	659.080.050.706	46.650.626
	<i>Annual Sales Cost (Sa)</i>	659.080.050.706	46.650.626

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel. 4.45–4.48, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

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

$$BEP = \frac{(47.946.279.085 + 0,3 \times 141.626.026.339)}{(659.080.050.706 - 340.460.151.826 - 0,7 \times 141.626.026.339)} \times 100\%$$

$$BEP = 41,20 \%$$

4.7.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point merupakan suatu titik ataupun penentuan yang di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*. Maka itu merupakan penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Persamaan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut.

$$SDP = \frac{0,3 \times 332.754.994.287}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel. 4.18–4.21, maka didapatkan nilai SDP sebesar :

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

$$SDP = \frac{0,3 \times 141.626.026.339}{(659.080.050.706 - 340.460.151.826 - 0,7 \times 141.626.026.339)} \times 100\%$$

$$SDP = 19,36 \%$$

4.7.4.5. *Discaunted Cash Flow of Return (DCFR)*

Discaunted cash flow of return merupakan metode untung menghitung besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

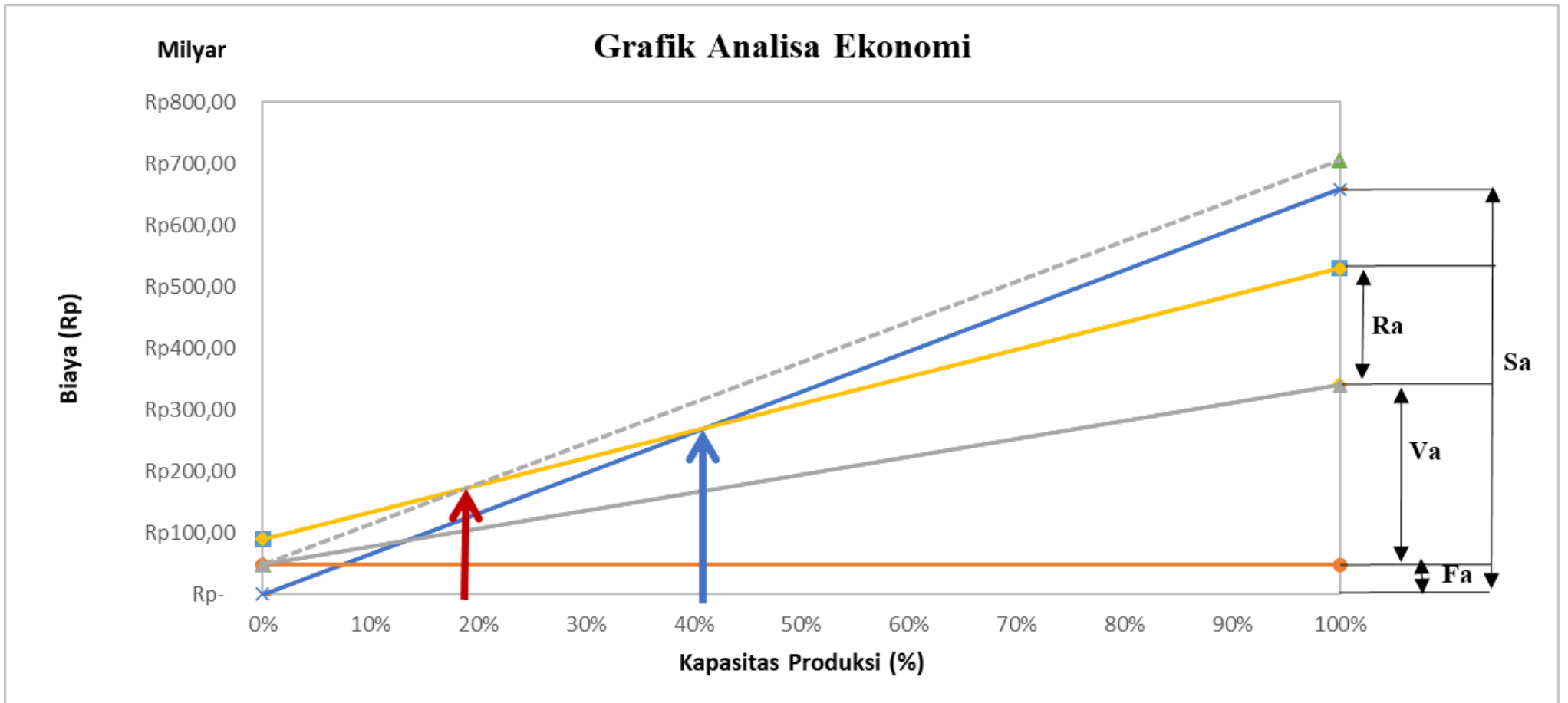
C = *Cash flow* = *profit after taxes* + depresiasi + *finance*

n = Umur pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

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

DCFR : 24,65



Gambar 4. 9 Grafik Break Even Point

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan pra rancangan pabrik gliserol dari epichlorohydrin dan natrium carbonate dengan proses hidrolisis kapasitas 30.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Pendirian pabrik gliserol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dilatar belakangi oleh meningkatnya permintaan akan gliserol baik di Indonesia maupun luar negeri. Diharapkan dapat memenuhi kebutuhan gliserol dalam negeri dan luar negeri
2. Pabrik gliserol berbentuk perseroan terbatas direncanakan akan didirikan di atas tanah seluas 10.106 m² di Serang, Banten dengan jumlah karyawan sebanyak 198 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan jenis produk yang tidak beracun dan berbahaya, maka gliserol dari epichlorohydrin dan natrium carbonate ini tergolong pabrik berisiko rendah (low risk).
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi maka didapatkan :
 - a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp Rp129.047.593.455,72/tahun dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp96.785.695.092/tahun.
 - b. *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 34,98%, dan ROI setelah pajak sebesar 26,24%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia *low risk* adalah 11% (Aries & Newton, 1955).
 - c. *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,22 tahun dan POT setelah pajak selama 2,76 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan proses industri kimia maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton,

1955).

- d. *Break Event Point* (BEP) pada 41,20%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 19,36%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 23,87%.

Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik gliserol dari epichlorohydrin dan natrium carbonate dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2. Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan dapat berkembang pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries,R.S., and Newton,R.D., 1955, “Chemical Engineering Cost Estimation”,
Mc.Graw Hill Book Co., New York
- Badan Pusat Statistik. 2013. Statistik Perdagangan Luar Negeri. www.bps.go.id.
2013 diakses tanggal 16 Maret 2015 pukul 9.00 WIB.
- Brown, G.G., “Unit Operation”, Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc.,
New York, 1978.
- Brownell,L.E., and Young,E.H., 1959,”Process Equipment Design”, Wiley Eastern
Ltd.,New Delhi.
- Patent,United States Patent 383574, 10 Juni 1958
- Kern,D.Q., 1950, “Process Heat Transfer”, Mc.Graw Hill International Book Co.,
Tokyo.
- Matche. 2014. Equipment Cost Index
- McCabe, Warren L., Smith, Julian C., and Harriott, Peter. 1985. Unit Operation of
Chemical Engineering. Chemical Engineering and Petroleum Series. 5 th
edition.McGraw-Hill Book Company.
- Perry,R.H., and Chilton,C.H , “Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”, 7th ed.,
Mc.Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1999.
- Peters,M.S., and Timmerhouse,K.D., “Plant Design and Economics Chemical
Engineers”, 3rd ed., Mc.Graw Hill Book Co., New York, 1968.
- SMITH, J.M., H.C. VANNESS, and M.M. ABBOTT, “Introduction to Chemical
Engineering Thermodynamics”, 7 th ed., McGraw-Hill, New York, 2004.
- W. L. Faith., and Donald B. Keyes, “Industrial Chemicals”, vol 4, 1955
- Yaws, “Chemical Properties Handbook :Physical, Thermodynamic,Enviromental,
Transport Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic
Chemcials”, The McGraw Hill Companies Inc. New York, 1999.

LAMPIRAN A

REAKTOR

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *epichlorohydrin* dengan larutan Natrium Carbonate menjadi Gliserol

Kondisi operasi : Suhu : 150 °C

Tekanan : 100 psi

Reaksi : Eksotermis Irreversibel

Konversi : 99%

(USPatent 2.810.768 & Faith Keyes)

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Reaksi di atas adalah reaksi hidrolisis *epichlorohydrin* oleh alkali berupa Natrium Carbonate yang menghasilkan produk utama berupa gliserol dan produk samping yaitu natrium klorida dan karbon dioksida.

1. KONDISI UMPAN MASUK REAKTOR

Komponen	Jumlah (kg/jam)	BM	Kmol/jam	ρ (kg/L)	Liter/jam
$\text{C}_3\text{H}_5\text{OCl}$	3.833,5625	92,5	41,43294	1,174	3.265,3855
Na_2CO_3	2.415,4561	106	25,06878	2,54	950,9669
H_2O	9.334,5691	18,02	518,1438	1,027	9.089,1616
	15.583,5877			Fv =	13.305,5141

A. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi ini adalah epichlorohydrin ($\text{C}_3\text{H}_5\text{OCl}$) maka $\text{C}_3\text{H}_5\text{OCl}$ adalah senyawa A dan Na_2CO_3 adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{\text{mol } A}{\sum Fv} = \frac{41,4329 \text{ kmol / jam}}{13.305,51 \text{ liter / jam}} = 0,003114 \text{ kmol/liter}$$

$$C_{B0} = \frac{\text{mol } B}{\sum Fv} = \frac{22,7898 \text{ kmol / jam}}{13.305,51 \text{ liter / jam}} = 0,001713 \text{ kmol/liter}$$

B. Menentukan konstanta kecepatan reaksi

Reaksi dapat ditulis sebagai berikut :

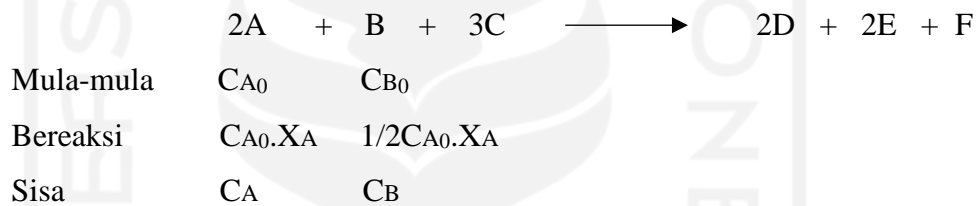


Dengan A : C_3H_5OCl D : $C_3H_8O_3$

B : Na_2CO_3 E : $NaCl$

C : H_2O F : CO_2

Karena konsentrasi umpan C (C_{C0}) sangat besar dibandingkan konsentrasi A dan B $\{C_{C0} \gg \gg C_{A0}, C_{B0}\}$ maka dapat diabaikan.



Maka : $C_A = C_{A0} - C_{A0}.X_A$

$$C_B = C_{B0} - (1/2C_{A0}.X_A)$$

Setelah dilakukan perhitungan trial and error dari data jurnal (U.S. Patent 2.810.768) didapat bahwa persamaan reaksi mengikuti persamaan reaksi orde 2, maka :

$$-r_A = -\frac{dC_A}{d} = \frac{dC_B}{dt} = kC_A C_B$$

Sehingga didapat harga $k = 1.766,2352 \text{ L/kmol.menit}$

2. OPTIMASI REAKTOR

A. Menghitung Volume Reaktor

Untuk menghitung volume satu RATB dapat menggunakan rumus :

Nearaca Massa A

Rinput – Routput – Rreaksi = Accumulation

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) V = 0$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$$

$$F_{A0} = F_v \cdot C_{A0}$$

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Jadi,

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A) - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$\cancel{F_{A0}} - \cancel{F_{A0}} + F_{A0} \cdot X_A - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$(-r_A) \cdot V = F_{A0} \cdot X_A$$

$$V = - \frac{F_v \times X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_v \times X_A}{k C_A C_B}$$

$$V = \frac{F_v \times X_A}{k \times C_{A0} (1 - X_A) \times (m - \frac{1}{2} X_A)}$$

sedangkan untuk menghitung volume RATB yang disusun seri digunakan rumus :

$$\tau = \frac{X_{A1}}{k C_{A0} (1 - X_{A1}) (m - (\frac{1}{2}) X_{A1})} = \frac{X_{A2} - X_{A1}}{k C_{A0} (1 - X_{A2}) (m - (\frac{1}{2}) X_{A2})} = \frac{X_{AN} - X_{AN-1}}{k C_{A0} (1 - X_{AN}) (m - (\frac{1}{2}) X_{AN})}$$

Keterangan :

V = Volume reaktor

Fv = Laju alir volumetrik

k = Konstanta reaksi

X_A, X_{A0} = Konversi

m = $\frac{C_{B0}}{C_{A0}}$, rasio mol umpan masuk

a. Menggunakan 1 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{F_v \times (X_{A1} - X_{A0})}{k \times C_{A0} (1 - X_{A1}) \times (m - (\frac{1}{2}) X_{A1})}$$

Diperoleh :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,99$$

$$V_1 = 72,52 \text{ m}^3$$

b. Menggunakan 2 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{Fv x (X_{A1} - X_{A0})}{k x C_{A0} (1 - X_{A1})x (m - (\frac{1}{2} X_{A1}))}$$

Reaktor 2

$$V = \frac{Fv x (X_{A2} - X_{A1})}{k x C_{A0} (1 - X_{A2})x (m - (\frac{1}{2} X_{A2}))}$$

Diperoleh :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,92$$

$$X_{A2} = 0,99$$

$$V_1 = 10,27 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 10,27 \text{ m}^3$$

c. Menggunakan 3 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{Fv x (X_{A1} - X_{A0})}{k x C_{A0} (1 - X_{A1})x (m - (\frac{1}{2} X_{A1}))}$$

Reaktor 2

$$V = \frac{Fv x (X_{A2} - X_{A1})}{k x C_{A0} (1 - X_{A2})x (m - (\frac{1}{2} X_{A2}))}$$

Reaktor 3

$$V = \frac{Fv x (X_{A3} - X_{A2})}{k x C_{A0} (1 - X_{A3})x (m - (\frac{1}{2} X_{A3}))}$$

Diperoleh :

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,86$$

$$\begin{aligned}
 X_{A2} &= 0,97 \\
 X_{A3} &= 0,99 \\
 V_1 &= 5,73 \text{ m}^3 \\
 V_2 &= 5,73 \text{ m}^3 \\
 V_3 &= 5,73 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

B. Menghitung Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor dipilih “*Carbon Steel SA-283 Grade C*”, maka basis harga reaktor pada volume 3000 gallon = \$50.000 (Peters dan Timmerhaus 1990)

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6}$$

Dimana :

- Ea = Harga reaktor basis
- Eb = Harga reaktor perancangan
- Ca = Kapasitas reaktor basis
- Cb = Kapsitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

$$\begin{aligned}
 Eb &= \$50.000 \times \left(\frac{19158,23 \text{ gallon}}{3000 \text{ gallon}}\right)^{0,6} \\
 Eb &= \$ 152,093
 \end{aligned}$$

- Untuk 2 buah reaktor

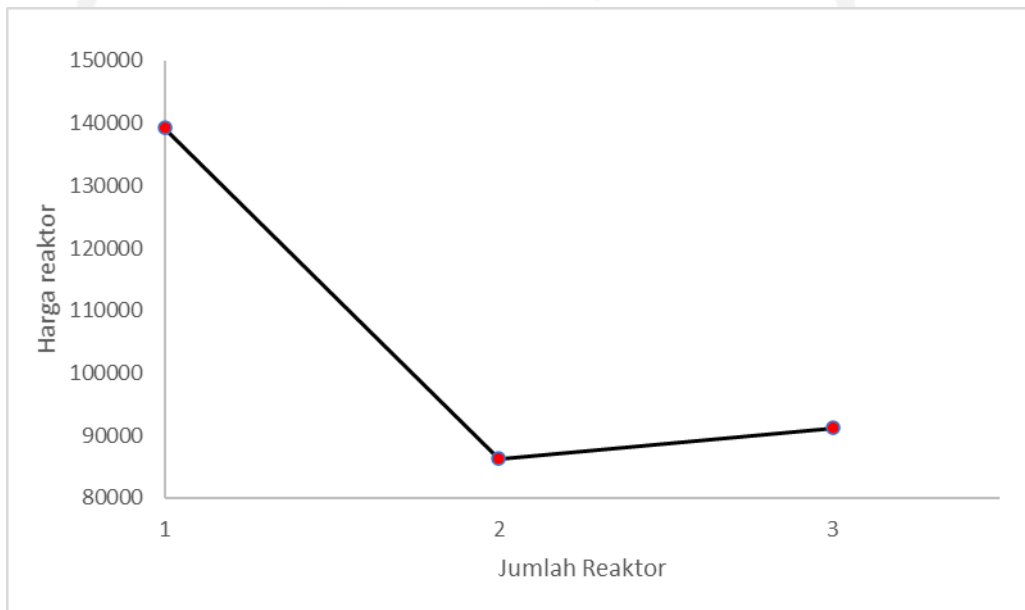
$$\begin{aligned}
 Eb &= \$50.000 \times \left(\frac{2713,16 \text{ gallon}}{3000 \text{ gallon}}\right)^{0,6} \\
 Eb &= \$ 94,169
 \end{aligned}$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$\begin{aligned}
 Eb &= \$50.000 \times \left(\frac{1515,32 \text{ gallon}}{3000 \text{ gallon}}\right)^{0,6} \\
 Eb &= \$ 99,568
 \end{aligned}$$

N	Volume Reaktor (Liter)	Volume reaktor (Gallon)	Volume Total (Gallon)	Cost/unit \$	Cost
1	72521,83598	19158,23845	19158,2385	\$152.093	\$152.093
2	10274,24339	2714,16743	5428,3349	\$47.085	\$94.169
3	5736,120582	1515,32245	4545,9673	\$33.189	\$99.568

C. Penentuan Reaktor yang Optimum



Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **2 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

3. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor :

$$\begin{aligned}
 V \text{ cairan} &= 10.274,2434 \text{ liter} \\
 &= 10,2742 \text{ m}^3 \\
 &= 362,8315 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume reaktor, overdesign 20%

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= 12.329,0921 \text{ liter} \\
 &= 12,3291 \text{ m}^3 \\
 &= 435,3978 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

A. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1:

1,5 (Brownell dan Young 1959)

$$V_{\text{reaktor}} = \text{ft}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

$$V_{\text{head}} = 0,131328 D^3 \quad D = \text{inch} ; V = \text{ft}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = \pi/4 \times D^2 \times H + 2 \times 0,131328 D^3$$

$$= \pi/4 \times D^2 \times 1,5 D + 1,1775 D^3$$

$$= \pi/4 \times 1,5D^3 + 1,1775 D^3$$

$$\text{Maka, } D = 7,4649 \text{ ft}$$

$$= 2,2753 \text{ m}$$

$$= 89,5792 \text{ in}$$

$$H = 11,1974 \text{ ft}$$

$$= 3,4130 \text{ m}$$

$$= 134,3688 \text{ in}$$

B. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Digunakan persamaan :

$$ts = \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6P} + C \quad (\text{Pers. 13.1 (Brownell \& Younf 1959)})$$

Dimana : ts :Tebal dinding shell (in)

P ; Tekanan design (Poperasi x 1,2) = 120 psi

ri : jari-jari reactor = 44,7896 in

E : Efisiensi sambungan las = 0,8

F : Tekanan maksimal yang diizinkan = 12.650 psi

C : Korosi yang diizinkan = 3,175 in

Maka : ts = 0,6599 in

Digunakan tebal shell standar = $\frac{3}{4}$ in = 0,75 in

$$\text{ID shell} = 89,5792 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = \text{ID shell} + 2ts$$

$$= 91,0792 \text{ in}$$

OD standar = 96 in (Tabel 5.7, (Brownell & Young 1959))

ID = 94,5 in

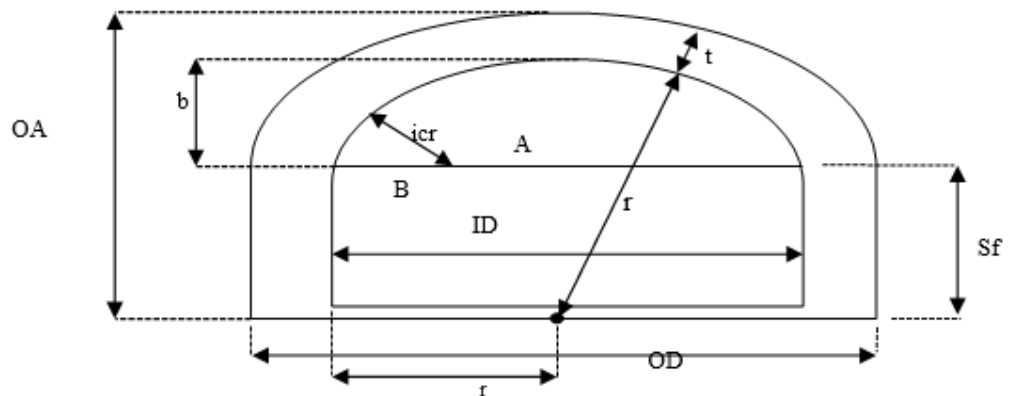
C. Menentukan Tebal Head

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

Bentuk head : *elliptical dished head (ellipsoidal)*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *Flanged & Standard Dished Head*
Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangka dengan diameter kecil.
- *Torispherical Flanged & Dished Head*
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis
- *Elliptical Dished Head*
Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup ekonomis
- *Hemispherical Head*
Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat, ukuran yang tersedia terbatas, dan harganya cukup mahal.



(Page-87 (Brownell & Young 1959))

Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari dalam head

icr : inside cornes radius

b : deep of dish

sf : straight of flanged

OA : tinggi head

Tebal dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + C \quad (\text{Pers. 13.12 (Brownell \& Younf 1959)})$$

Dimana, rc : (inside spherical or corown radius,in)

Maka : t head = 0,6859

t head standar = 3/4 in = 0,75 in

D. Menentukan Ukuran Head

Ukuran Head :

ID = ID shell = 94,5 in

a = ID/2 = 47,25 in

AB = a - icr
= 41,375 in

BC = rc - icr
= 84,125 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 73,247 in

b = rc - AC
= 16,753 in

Sf (Straight of Flange) = 2,75 in (Tabel 5.8, (Brownell & Young 1959))

Jadi tinggi head total, OA = Sf + b + t head

$$= 20,253 \text{ in} = 0,5144 \text{ m}$$

Volume head total (Vhead) = Volume head (Vh) + Volume flange (Vsf)

Volume sebuah head untuk elliptical dished head adalah :

$$V_h = 0,000076 \times ID^3 \quad (\text{Pers.5.11, (Brownell \& Young 1959)})$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot S_f$$

Jadi, Volume head total adalah :

$$V_h = 1,8159 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total} \\ &= 8,0655 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} = H_s &= \frac{4V_s}{\pi \cdot ID^2} \\ &= 1,7833 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 2,8122 \text{ m} = \text{m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan total dalam reaktor (shell)

$$h = h_s + b + s_f$$

$$h = 1,8003 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan cairan} &= \pi/4 \times ID^2 \\ &= 4,5227 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

E. Merancang Pengaduk Reaktor

Komponen	Kmol/jam	Massa (kg/jam)	xi (%)	ρ (kg/L)	xi/ ρ	μ (cp)
C ₃ H ₅ OCl	41,43294	3.795,2270	0,2398	1,0051	0,2411	0,9630
Na ₂ CO ₃	25,06878	2.630,4317	0,1662	2,2899	0,3806	14697,2156
H ₂ O	518,1438	9.399,4747	0,5940	0,9031	0,5364	0,7356
Total		1.5825,133		1,0051		0,9630

$$\mu = 0,9465 \text{ cp}$$

Tugas Pengaduk : Untuk mencampur hingga homogen
Tipe Pengaduk : *blade turbine impeller*, 6 buah blade dengan 4 buah baffle

Diameter pengaduk (D_i) :

$$\frac{Dt}{D_i} = 3$$

$$Dt = 2,4003 \text{ m}$$

$$D_i = \frac{Dt}{3}$$

$$= \frac{2,4003 \text{ m}}{3}$$

$$= 0,8001 \text{ m}$$

$$= 2,624895 \text{ ft}$$

Tinggi pengaduk (Z_l) :

$$\frac{Z_l}{D_i} = 3,9$$

$$Z_l = D_i \times 3,9$$

$$= 2,624895 \text{ m} \times 3,9$$

$$= 3,1204 \text{ m}$$

$$= 10,2370905 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z_i) :

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1,3$$

$$Z_i = D_i \times 1,3$$

$$= 2,624895 \text{ m} \times 1,3$$

$$= 1,0401 \text{ m}$$

$$= 3,4123635 \text{ ft}$$

Lebar baffle (W_b) :

$$\frac{W_b}{D_i} = 0,17$$

$$W_b = D_i \times 0,17$$

$$= 2,624895 \text{ m} \times 0,17$$

$$= 0,1360 \text{ m}$$

$$= 0,44623215 \text{ ft}$$

Lebar pengaduk (L) :

$$\frac{L}{D_i} = 0,25$$

$$L = D_i \times 0,25$$

$$= 2,624895 \text{ m} \times 0,25$$

$$= 0,2 \text{ m}$$

$$= 0,65622375 \text{ ft}$$

Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivale Liquid High*)

$$sg = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$sg = \frac{45,8031 \text{ kg/m}^3}{903,1391 \text{ kg/m}^3}$$

$$sg = 0,0507$$

$$WELH = h_{\text{cairan}} \times sg$$

$$WELH = 2,2957 \text{ m} \times 0,0507$$

$$WELH = 0,1164 \text{ m}$$

$$WELH = 0,3820 \text{ ft}$$

$$\sum \text{impeller} = \frac{WELH}{D}$$

$$\sum \text{impeller} = \frac{0,1164 \text{ m}}{2,4003 \text{ m}}$$

$$\sum \text{impeller} = 0,0485$$

Maka jumlah pengaduk adalah 1

F. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

$$\frac{WELH}{2 \cdot Da} = \left(\frac{H \cdot Da \cdot N}{600} \right)^2$$

Dimana :

WELH : Water Equipment Liquid Height

Da : Diameter Pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

WELH = 0,3820 ft

$$N = \frac{600}{(\pi \cdot Da)} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Da}}$$

N = 19,6363 rpm = 0,3273 rps

Kecepatan standart motor (Wallas, 288) = 37 rpm = 0,6166 rps

G. Menghitung Bilangan Reynold

$$N'_{Re} = \frac{N \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu}$$

Re = 19.103,99716

Power number yang didapat dari fig. 477 G.G Brown hal 507

Diperoleh : Np = 7

H. Menghitung Power

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Da^5$$

Diperoleh :

Pa = 0,033001412 hp

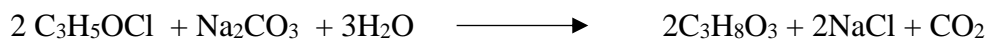
Efisiensi = 80%

Power Standar = 0,0412 hp

Standar NEMA = 0,05 hp = 0.0372 kwh

4. Menghitung Neraca Panas Reaktor

Reaktor 1 (R-01)



Menghitung panas reaksi (ΔH_R^0)

$$\sum H_R \sum n_i \sum H_f \text{ produk} - \sum n_i \sum H_f \text{ reaktan}$$

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f 298 K (kJ/mol)	ΔH_{298K} (kJ/jam)
C ₃ H ₅ OCl	38,1183	-148,4	-5656757,205

H ₂ O	57,1775	-285,8	-16341319,5
Na ₂ CO ₃	19,0592	-1108,51	-21127263,91
			-43125340,62
C ₃ H ₈ O ₃	38,1183	-669,6	-25524020,38
NaCl	38,1183	-385,92	-14710618,2
CO ₂	19,0592	-393,5	-7499777,493
			-47734416,07

$$\Delta H_R^0 = -47734416,07 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung ΔH_1 yang berasal dari umpan masuk reaktor

$$\Delta H_1 = m \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT$$

Komponen	BM	massa		$\int C_p \cdot dT$ (kj/mol)	ΔH_1 (kj/jam)
		(kg/jam)	(kmol/jam)		
C ₃ H ₅ OCl	92,5	3833,5626	41,4329	17826,7845	738616,1921
Na ₂ CO ₃	106	2657,0017	25,0688	23692,9761	593954,1976
H ₂ O	18,02	9334,5690	518,1439	9469,1488	4906381,3794
		15825,13	584,6456		6238951,7692

$$\Delta H_1 \text{ reaktan} = 6238951,7692 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung ΔH_2 yang berasal dari bahan keluar reaktor

Komponen	BM	massa		$\int C_p \cdot dT$ (kj/mol)	ΔH_2 (kj/jam)
		(kg/jam)	(kmol/jam)		
C ₃ H ₅ OCl	92,5	306,69	3,3146	17826,78447	59089,29537
Na ₂ CO ₃	106	637	6,0096	23692,97611	142386,0934
H ₂ O	18,02	8304	460,9664	9469,148779	4364959,456
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	3510,479077	38,1183	33777,1112 5	1287526,398
NaCl	58,44	2227,739597	38,1183	10525,5413 3	401215,8472
CO ₂	44	838,7838821	19,0592	30629,7752 3	583777,6339
		15825,1333	565,5864		6838954,7241

$$\Delta H_2 = 6838954,7241 \text{ KJ/jam}$$

$$Q = \Delta H_1 - \Delta H_R^0 - \Delta H_2$$

$$Q = 4009072,5 \text{ KJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 303^\circ\text{K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} = 323^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = 20^\circ\text{C} = -36^\circ\text{F} = -20^\circ\text{K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} = 313^\circ\text{K}$$

Sifat fisis air pada 313 K (40°C) :

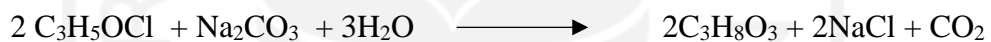
$$C_p = 17,9777 \text{ kcal/kmol.K}$$

$$\rho = 1.013,7775 \text{ kg/m}^3$$

$$Wt = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$W = 2.653,029 \text{ kmol/jam} = 47.795,37 \text{ kg/jam} = 13,2765 \text{ kg/detik}$$

Reaktor 2 (R-02)



Menghitung panas reaksi (ΔH_R^0)

$$\sum H_R \sum n_i H_f \text{ produk} - \sum n_i H_f \text{ reaktan}$$

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f 298 K (kJ/mol)	ΔH_{298K} (kJ/jam)
C ₃ H ₅ OCl	2,9003	-148,4	-430405,4395
H ₂ O	4,3505	-285,8	-1243361,266
Na ₂ CO ₃	1,4502	-1108,51	-1607509,211
			-3281275,916
C ₃ H ₈ O ₃	2,9003	-669,6	-1942045,029
NaCl	2,9003	-385,92	-1119286,167
CO ₂	1,4502	-393,5	-570635,2441
			-3631966,44

$$\Delta H_R^0 = -3.631.966,44 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung ΔH_1 yang berasal dari umpan masuk reaktor

$$\Delta H_1 = m \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT$$

	massa	$\int C_p \cdot dT$	ΔH_1
--	-------	---------------------	--------------

Komponen	BM	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/mol)	(kj/jam)
C ₃ H ₅ OCl	92,5	306,6850	3,3146	17826,7845	59089,2954
Na ₂ CO ₃	106	636,9516	6,0096	23692,9761	142386,0934
H ₂ O	18,02	8304,4941	460,9664	9469,1488	4364959,4564
		15825,1333	565,5864		6838954,7241

$$\Delta H_1 \text{ reaktan} = 6.838.954,7241 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung ΔH_2 yang berasal dari bahan keluar reaktor

Komponen	BM	massa		$\int Cp.dT$ (kj/mol)	ΔH_2 (kj/jam)
		(kg/jam)	(kmol/jam)		
C ₃ H ₅ OCl	92,5	38,34	0,4143	17826,784	7386,1619
Na ₂ CO ₃	106	483	4,5595	23692,976	108027,650
H ₂ O	18,02	8226	456,6159	9469,148	4323764,31
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	3777,58	41,0186	33777,111	1385490,363
NaCl	58,44	2397,24	41,0186	10525,541	431743,139
CO ₂	44	902,60	20,5093	30629,775	628195,497
		15825,1333	564,1363		6884607,122

$$\Delta H_2 = 6.884.607,122 \text{ KJ/jam}$$

$$Q = \Delta H_1 - \Delta H_R^0 - \Delta H_2$$

$$Q = \text{KJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 303^\circ\text{K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} = 323^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = 20^\circ\text{C} = -36^\circ\text{F} = -20^\circ\text{K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} = 313^\circ\text{K}$$

Sifat fisis air pada 313 K (40°C) :

$$C_p = 17,9777 \text{ kcal/kmol.K}$$

$$\rho = 1.013,7775 \text{ kg/m}^3$$

$$Wt = \frac{Q}{Cp \cdot \Delta T}$$

$$W = 201,8609 \text{ kmol/jam} = 3636,6048 \text{ kg/jam} = 1,0102 \text{ kg/detik}$$

5. Perancangan Jacket Pendingin

Reaktor 1 (R-01)

Menghitung Luas Transfer Panas



$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor } (T_2) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

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

$$\Delta T_{LMTD} = 197,4533^\circ\text{F}$$

Untuk system medium organic – water UD kisaran = 5-75

((Kern 1965), Tabel 8 Halalaman 840)

Dipilih harga UD = 75 btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 256,5874 \text{ ft}^2 = 23,8378 \text{ m}^2$$

Menghitung Ukuran Jacket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangka dan dinding bagian dalam jacket (jw)

diambil = 2 in

$$\text{ID (diameter dalam jacket)} = \text{OD}_{\text{tangki}} + 2 \cdot \text{jw}$$

$$= 100 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Dinding Jacket

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 120\% = \text{psig}$$

Bahan jaket pendingin *stainless steel SA-293 grade C*

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$r = 50 \text{ in}$$

$$P = 120 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$t = \frac{P \cdot r \cdot i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$t_{\text{min}} = 0,7221 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 0,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 101,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari table 5.7 (Brownell & Young 1959) untuk OD standar maka diambil

OD terdekat yaitu : OD = 102 in

Standarisasi dari tabel (Brownell & Young 1959) didapat : $i_c = 6,125 \text{ in}$

dan $r_c = 96 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t \\ &= 100,5 \text{ in} = 2,5527 \text{ m} = 8,3750 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Head dan Bottom

Konstruksi head : *Stainless steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *elliptical dished head (ellipsoidal)*

Tebal head dihitung dengan persamaann :

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

Dengan :

$$P = 120 \text{ psi}$$

$$D = 102 \text{ in}$$

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Didapat } th = 0,7305 \text{ in}$$

$$t \text{ bottom standar} = 3/4 \text{ in} = 0,75 \text{ in}$$

Ukuran bottom :

$$OD = 102 \text{ in}$$

$$a = OD_{\text{jaket}}/2 \\ = 51 \text{ in} = 1,2954 \text{ m} = 4,25 \text{ ft}$$

$$AB = a - icr \\ = 44,8750 \text{ in} = 1,1398 \text{ m} = 3,7396 \text{ ft}$$

$$BC = rc - AC \\ = 89,8750 \text{ in} = 2,2828 \text{ m} = 7,4896 \text{ ft}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ = 77,8701 \text{ in} = 1,9779 \text{ m}$$

$$b = rc - AC \\ = 18,1299 \text{ in} = 0,4605 \text{ m}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,5 \text{ in} \text{ (Tabel 5.8, (Brownell \& Young 1959))}$$

$$\text{Jadi tinggi bottom total, } OA = Sf + b + th \\ = 21,3799 \text{ in} = 0,5430 \text{ m}$$

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

$$V_h = 0,000076 (ID^3), \text{ dengan ID dalam in dan } V_h \text{ dalam ft}^3 \\ \text{(Persamaan 5.14, (Brownell \& Young))}$$

$$\text{Didapat } V_h = 77,1457 \text{ ft}^3 = 2,1845 \text{ m}^3$$

Volume sebuah head = Volume head tanpa sf + volume pada sf

$$V_{\text{head}} = V_h + \frac{1}{4} \pi (ID)^2 (sf)$$

$$\text{Didapat } V_{\text{head}} = 2,5093 \text{ m}^3$$

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangka untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

(Persamaan 5.12, (Brownell & Young 1959))

$$De = 113,5119 \text{ in} = 9,4593 \text{ ft}$$

A total = A shell + A bottom

$$A \text{ total} = 57686,8652 \text{ in}^2 = 37,2173 \text{ m}^2 = 400,6032 \text{ ft}^2$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\text{Dengan } \mu = \mu_w, \text{ sehingga } \frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

(Persamaan. 20.1, (Kern 1965))

Dimana :

$$Di = \text{Diameter reaktor (IDshell), ft} = 5,4165 \text{ ft}$$

$$hi = \text{Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\rho = \text{densitas campuran, lb/ft}^3 = 2,8573 \text{ lb/ft}^3$$

$$Cp = \text{Kapasitas panas larutan, Btu/lb.}^\circ\text{F} = 930,6389 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$L = \text{Diameter pengaduk, ft} = 1,8055 \text{ ft}$$

$$N = \text{Kecepatan rotasi pengaduk, rph} = 1587,9611 \text{ rph}$$

$$k = \text{Konduktivitas panas larutan, Btu/jam.ft}^2 \cdot (\text{F/ft}) = 0,3512 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (\text{F/ft})$$

$$\mu = \text{Viskositas larutan, lb/ft.jam} = 2,2963 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Sehingga : } hi = 147,5253 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung hio

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

(Persamaan. 6.5, (Kern 1965))

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 7,8747 ft

OD = Diameter luar reaktor = 8,3750 ft

Sehingga : $hi_0 = 138,7123 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Menghitung h_o

Diketahui : $\rho_{\text{air}} = 1013,8 \text{ kg/m}^3 = 63,2895 \text{ lb/ft}^3$

$\mu_{\text{air}} = 0,6654 \text{ cP} = 1,6097 \text{ lb/ft.jam}$

$k_{\text{air}} = 0,361242928 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

$c_{\text{Pair}} = 0,9981 \text{ btu/lb.°F}$

$Gt = W/A = 263,0302 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$

$V = Gt/\rho = 4,156 \text{ ft/jam} = 0,0004 \text{ m/s} = 0,0012 \text{ ft/s}$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam Batasan

$$Ret = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$Ret = 1.368,542$

Karena $Re < 2100$ maka alirannya laminar

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 ((Kern 1965) diperoleh $jH = 7$

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$h_o = 0,4396 \text{ btu/ft}^2.\text{jam.°F}$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient (U_D)

$$U_c = \frac{hi_0 \cdot h_o}{hi_0 + h_o}$$

(Persamaan 6.38, (Kern 1965))

$U_c = 0,4382 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Dari tabel 12, hal.845 (Kern 1965) : Fouling factor (R_d) = 0,002

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c}$$

(Persamaan 6.12, (Kern 1965))

Didapat harga $U_D = \text{btu/ft}^2.\text{jam.°F}$

$$h_d = \frac{1}{Rd}$$

$$h_d = 500$$

$$U_D = \frac{U_C \cdot U_d}{U_C + U_d}$$

Didapat harga $U_D = 0,4378 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$

Menghitung tebal Isolator

Dari fig.11.42 (Perry dan Green 1984) untuk range suhu $0^\circ\text{F} - 300^\circ\text{F}$ digunakan isolasi *polyisocyanurate*

Pertimbangan lain digunakan isolasi *polyisocyanurate* :

- Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu $0^\circ-900^\circ\text{F}$
- Thermal conductivity relative tetap pada suhu $0^\circ-900^\circ\text{F}$
- Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Data-data fisis :

$$k \text{ isolasi} = 0,0125 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

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

$$T_{udara} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_f = (T_s + T_{udara})/2 = 104^\circ\text{F}$$

$$\delta f = T_s - T_f = 18^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1/T_f = 9,62 \times 10^{-3}/^\circ\text{F}$$

dengan : T_f = suhu film, $^\circ\text{F}$

β = koefisien muai volume, $/^\circ\text{F}$

Sifat-sifat udara pada $T_f = 104^\circ\text{F}$ (tabel 3.212, (Perry & Green 1984))

$$p_f = 1,1182 \text{ kg/m}^3 = 0,0698 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{p_f} = 1,0075 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} = 0,2408 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu_f = 2 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s} = 0,0462 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$k_f = 0,0273 \text{ W/m} \cdot \text{K} = 0,0158 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^3 \cdot \beta \cdot g_c}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{Cp_f \cdot \mu_f}{k_f}$$

Dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

Raf = Gr * Pr

Bila Raf : $10 \times 10^4 - 10 \times 10^9$, maka $hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : $10 \times 10^9 - 10 \times 10^{12}$, maka $hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi : $\ell = L$ = tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

$$= Zr + 2(b + sf) = 135,4228 \text{ in}$$

$$= 3,4397 \text{ m}$$

$$= 11,2852 \text{ ft}$$

Maka, Gr = $2,3699 \times 10^{11}$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,0502$$

$$\frac{ID}{L} = 0,5224$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$, maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

(Holman, 1986)

Sehingga :

$$Pr = 0,71$$

$$Raf = 1,67E+11 > 1E+09$$

Diperoleh :

$$hc = 0,19(\Delta t)^{1/3}$$

$$hc = 0,50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50°C)

$$ID = 100,5 \text{ in} = 8,375 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= 102 \text{ in} &= 8,5\text{ft} \\
 T1 &= 150^\circ\text{C} &= 302^\circ\text{F} \\
 T2 &= 50^\circ\text{C} &= 122^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Perpindahan panas konveksi :

$$\begin{aligned}
 q \text{ konveksi} &= hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X \text{ isolasi}) \cdot L \cdot \Delta t \\
 &= hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 2699,66 \\
 &= hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot X \cdot L \cdot \Delta t = 635,21 \\
 q \text{ konveksi} &= 2699,66 + 635,21x \text{ isolasi} \quad \dots\dots(1)
 \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T1 - ts)}{\frac{1}{kL} \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 (Kern 1965), diperoleh $k = 26 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$. Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X isolasi, q konveksi, dan q konduksi. Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 X_{\text{isolasi}} &= 0,2441\text{ft} = 7,44 \text{ cm} \\
 q \text{ konduksi} &= 2854,7322 \text{ Btu/jam} \\
 q \text{ konveksi} &= 2854,7318 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,00
 \end{aligned}$$

Tebal isolasi agar dinding isolasi $50^\circ\text{C} = 7,44 \text{ cm}$

Reaktor 2 (R-02)

Menghitung Luas Transfer Panas



$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor } (T_2) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

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

$$\Delta T_{LMTD} = 197,4533^\circ\text{F}$$

Untuk system medium organic – water UD kisaran = 5-75

((Kern 1965), Tabel 8 Halalaman 840)

Dipilih harga UD = 75 btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{A}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 19,5230 \text{ ft}^2 = 1,8137 \text{ m}^2$$

Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangka dan dinding bagian dalam jaket (jw)

diambil = 2 in

$$\begin{aligned} \text{ID (diameter dalam jaket)} &= \text{OD}_{\text{tangki}} + 2 \cdot \text{jw} \\ &= 100 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Dinding Jaket

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 120\% = \text{psig}$$

Bahan jaket pendingin *stainless steel SA-293 grade C*

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$r = 50 \text{ in}$$

$$P = 120 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$t = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$t_{\text{min}} = 0,7221 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 101,5 \text{ in}$$

Dari table 5.7 (Brownell & Young 1959) untuk OD standar maka diambil

OD terdekat yaitu : OD = 102 in

Standarisasi dari tabel (Brownell & Young 1959) didapat : $i_{cr} = 6,125 \text{ in}$

dan $r_c = 96 \text{ in}$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 100,5 \text{ in} = 2,5527 \text{ m} = 8,3750 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Head dan Bottom

Konstruksi head : *Stainless steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *elliptical dished head (ellipsoidal)*

Tebal head dihitung dengan persamaann :

$$t_h \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

Dengan :

$$P = 120 \text{ psi}$$

$$D = 102 \text{ in}$$

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Didapat } t_h = 0,7305 \text{ in}$$

$$t \text{ bottom standar} = 3/4 \text{ in} = 0,75 \text{ in}$$

Ukuran bottom :

$$OD = 102 \text{ in}$$

$$a = OD_{\text{jaket}}/2 \\ = 51 \text{ in} = 1,2954 \text{ m} = 4,25 \text{ ft}$$

$$AB = a - icr \\ = 44,8750 \text{ in} = 1,1398 \text{ m} = 3,7396 \text{ ft}$$

$$BC = rc - AC \\ = 89,8750 \text{ in} = 2,2828 \text{ m} = 7,4896 \text{ ft}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ = 77,8701 \text{ in} = 1,9779 \text{ m}$$

$$b = rc - AC \\ = 18,1299 \text{ in} = 0,4605 \text{ m}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,5 \text{ in} \text{ (Tabel 5.8, (Brownell \& Young 1959))}$$

$$\text{Jadi tinggi bottom total, } OA = Sf + b + t_h \\ = 21,3799 \text{ in} = 0,5430 \text{ m}$$

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

$$V_h = 0,000076 (ID^3), \text{ dengan ID dalam in dan } V_h \text{ dalam ft}^3$$

(Persamaan 5.14, (Brownell & Young))

$$\text{Didapat } V_h = 77,1457 \text{ ft}^3 = 2,1845 \text{ m}^3$$

Volume sebuah head = Volume head tanpa sf + volume pada sf

$$V_{head} = Vh + \frac{1}{4}\pi(ID)^2(sf)$$

Didapat $V_{head} = 2,5093 \text{ m}^3$

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangka untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

(Persamaan 5.12, (Brownell & Young 1959))

De = 113,5119 in = 9,4593 ft

A total = A shell + A bottom

A total = 57686,8652 in² = 37,2173 m² = 400,6032 ft²

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

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

(Persamaan. 20.1, (Kern 1965))

Dimana :

Di = Diameter reaktor (IDshell), ft = 5,4165 ft

hi = Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft².°F

ρ = densitas campuran, lb/ft³ = 2,8573 lb/ft³

Cp = Kapasitas panas larutan, Btu/lb.°F = 914,2829 Btu/lb.°F

L = Diameter pengaduk, ft = 1,8055 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk, rph = 1587,9611 rph

k = Konduktivitas panas larutan, Btu/jam.ft²(F/ft) = 0,5087 Btu/jam.ft²(F/ft)

μ = Viskositas larutan, lb/ft.jam = 2,2963 lb/ft.jam

Sehingga : $hi = 187,7444 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Menghitung hi_0

$$hi_0 = hi \frac{ID}{OD}$$

(Persamaan. 6.5, (Kern 1965))

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 5,4165 ft
OD = Diameter luar reaktor = 5,8750 ft

Sehingga : $hi_0 = 173,0908 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Menghitung ho

Diketahui : $\rho_{air} = 1013,8 \text{ kg/m}^3 = 63,2895 \text{ lb/ft}^3$
 $\mu_{air} = 0,6654 \text{ cP} = 1,6097 \text{ lb/ft.jam}$
 $k_{air} = 0,361242928 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
 $c_{Pair} = 0,9981 \text{ btu/lb.°F}$

$Gt = W/A = 20,0132 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$

$V = Gt/\rho = 0,3162 \text{ ft/jam} = 0,00003 \text{ m/s} = 0,0001 \text{ ft/s}$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam Batasan

$$Ret = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$Ret = 104,1281957$

Karena $Re < 2100$ maka alirannya laminar

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 ((Kern 1965) diperoleh $jH = 7$

$$h_0 = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$ho = 0,2324 \text{ btu/ft}^2.\text{jam.°F}$

Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc) dan Design Overall Coefficient (UD)

$$Uc = \frac{hi_0 \cdot h_0}{hi_0 + h_0}$$

(Persamaan 6.38, (Kern 1965))

$$U_c = 0,2321 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Dari tabel 12, hal.845 (Kern 1965) : Fouling factor (R_d) = 0,002

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c}$$

(Persamaan 6.12, (Kern 1965))

Didapat harga $U_D = 0,2319 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 500$$

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

Didapat harga $U_D = 0,2319 \text{ btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$

Menghitung tebal Isolator

Dari fig.11.42 (Perry dan Green 1984) untuk range suhu $0^\circ\text{F} - 300^\circ\text{F}$ digunakan isolasi *polyisocyanurate*

Pertimbangan lain digunakan isolasi *polyisocyanurate* :

- Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu $0^\circ-900^\circ\text{F}$
- Thermal conductivity relative tetap pada suhu $0^\circ-900^\circ\text{F}$
- Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Data-data fisis :

$$k \text{ isolasi} = 0,0125 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

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

$$T_{\text{udara}} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_f = (T_s + T_{\text{udara}})/2 = 104^\circ\text{F}$$

$$\delta f = T_s - T_f = 18^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1/T_f = 9,62 \times 10^{-3}/^\circ\text{F}$$

dengan : T_f = suhu film, $^\circ\text{F}$

β = koefisien muai volume, $/^\circ\text{F}$

Sifat-sifat udara pada $T_f = 104^\circ\text{F}$ (tabel 3.212, (Perry & Green 1984))

$$\begin{aligned} \rho_f &= 1,1182 \text{ kg/m}^3 &= 0,0698 \text{ lb/ft}^3 \\ c_{p_f} &= 1,0075 \text{ kJ/kg.K} &= 0,2408 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ \mu_f &= 2 \times 10^{-5} \text{ Pa.s} &= 0,0462 \text{ lb/ft.jam} \\ k_f &= 0,0273 \text{ W/m.K} &= 0,0158 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^3 \cdot \beta \cdot g_c}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{c_{p_f} \cdot \mu_f}{k_f}$$

Dengan : Gr = bilangan Grashoff
 Pr = bilangan Prandtl
 Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)
 Raf = Gr * Pr

Bila Raf : $10 \times 10^4 - 10 \times 10^9$, maka $hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$
 Raf : $10 \times 10^9 - 10 \times 10^{12}$, maka $hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi : $\ell = L$ = tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head
 $= Z_r + 2(b + sf) = 135,4228 \text{ in}$
 $= 3,4397 \text{ m}$
 $= 11,2852 \text{ ft}$

Maka, $Gr = 2,3699 \times 10^{11}$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,0502$$

$$\frac{ID}{L} = 0,5224$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$, maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

(Holman, 1986)

Sehingga :

$$Pr = 0,71$$

$$Raf = 1,67\text{E}+11 > 1\text{E}+09$$

Diperoleh :

$$hc = 0,19(\Delta t)^{1/3}$$

$$hc = 0,50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50°C)

$$ID = 100,5 \text{ in} = 8,375 \text{ ft}$$

$$OD = 102 \text{ in} = 8,5 \text{ ft}$$

$$T1 = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$T2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konveksi :

$$q \text{ konveksi} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X \text{ isolasi}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$= hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 2699,66$$

$$= hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot X \cdot L \cdot \Delta t = 635,21$$

$$q \text{ konveksi} = 2699,66 + 635,21x \text{ isolasi} \dots\dots(1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T1 - ts)}{\frac{1}{KL} \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 (Kern 1965), diperoleh $k = 26 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$. Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X isolasi, q konveksi, dan q konduksi. Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut:

$$X \text{ isolasi} = 0,2433 \text{ ft} = 7,42 \text{ cm}$$

$$q \text{ konduksi} = 2864,3785 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 2854,1949 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,00$$

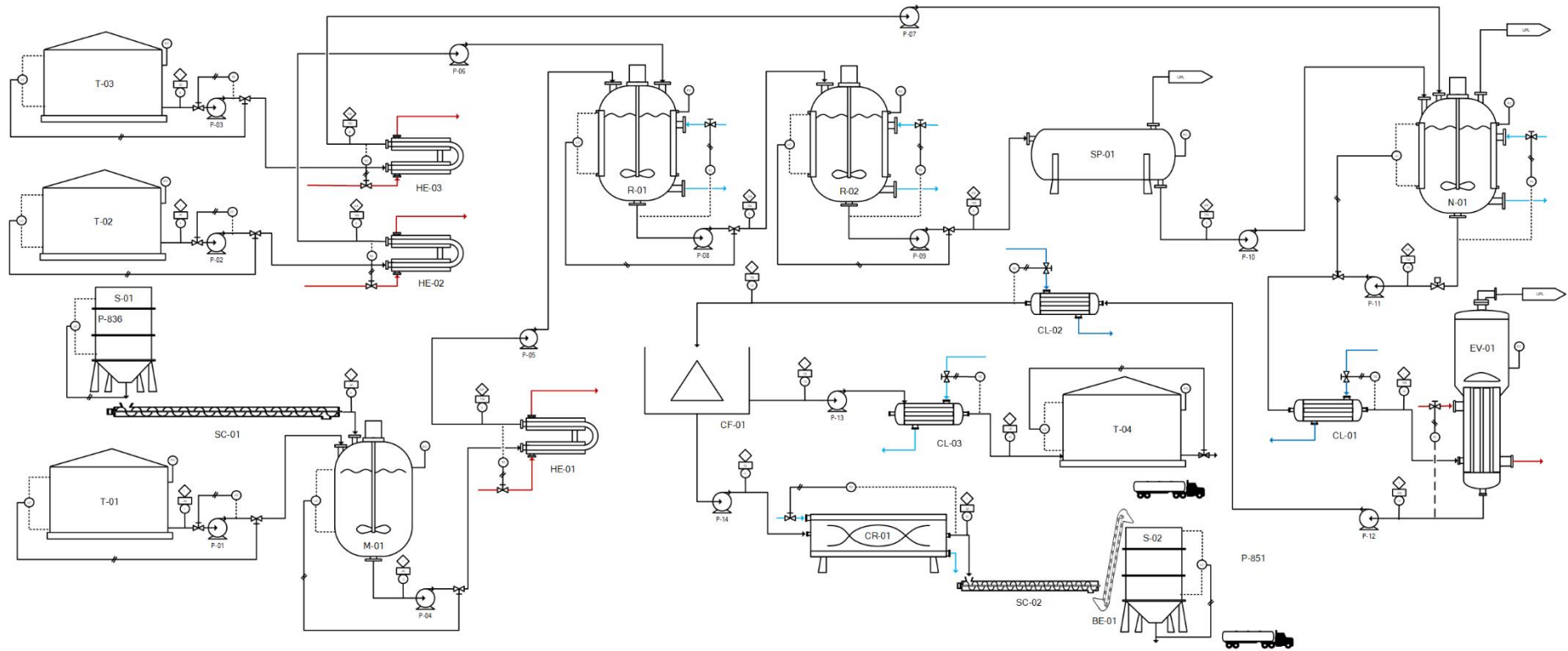
$$\text{Tebal isolasi agar dinding isolasi } 50^\circ\text{C} = 7,44 \text{ cm}$$



LAMPIRAN B

المعهد الإسلامي
الاستدرا الأندونيسي

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE
DENGAN PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	
C3H5OCl				3795,227	306,69	38,34	38,336			38,336							2,00512
H2O	26,57	9334,57	9361,14	38,336	8304,494	8226,119	8226,119		206,142	8308,260		8068,512	239,747	11,987	227,760	11,98737	
Na2CO3	2630,43		2630,43		636,952	483,252	483,252										
HCl									126,345								
C3H8O3					3510,479	3777,581	3777,581			3777,581		184,418	3593,163	179,658	3413,5044	179,65813	
NaCl					2227,740	2397,242	2397,242			2930,179					146,509	4,77097	
NaCl (s)																2778,89889	
CO2					838,784	902,604	902,604			200,660							
Total	2657,00	9334,57	11991,57075	3833,563	15825,133	15825,133	14922,529	902,604	332,486	15054,355	200,660	8289,156	6765,199	2977,320	3787,879	2977,320	

Keterangan			
BC	Belt Conveyor	SC	Screw Conveyor
CF	Centrifuge	SP	Separator
CL	Cooler	T	Tangki
CR	Crystallizer	TC	Temperature Controller
EV	Evaporator	□	Nomor arus
EX	Expansion Valve	○	Suhu
HE	Heater	◇	Tekanan
LC	Level Controller	⊞	Control valve
M	Mixer	—	Piping
N	Neutralizer	—	Saluran Cooler
P	Pompa	—	Saluran Dowtherm
PC	Pressure Controller	—	Saluran Steam
R	Reaktor	—	Sinyal pneumatic
S	Silo	—	Sinyal elektrik



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 2021

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
 Muhammad Daffa Givari (17521061)
 Muhammad Arief Fiska Nurullah (17521093)

DISEN PEMBIMBING:
 Djalilrik, S.T., M.T.
 Lilis Kristiyeni, S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Alief Fiska Nurullah
No. MHS : 17521093
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Daffa Givari
No. MHS : 17521061

Judul Prarancangan *) :

**PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN
NATRIUM CARBONATE DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 4 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7 November 2020	Konsultasi Judul Pra Rancangan Pabrik	
2.	11 Febuari 2021	Penentuan Kapasitas Produksi	
3.	2 Agustus 2021	Konsultasi Neraca Massa	
4.	8 Agustus 2021	Konsultasi Neraca Panas	
5.	11 September 2021	Konsultasi Alat Besar, Tangki dan Alat kecil	
6.	15 Oktober 2021	Konsultasi Alat Evaporator	
7.	29 Oktober 2021	Konsultasi Utilitas dan Ekonomi	
8.	2 November 2021	Konsultasi Penulisan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 November 2021

Pembimbing,



Dulmalik, Ir., M.M.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Alief Fiska Nurullah
No. MHS : 17521093
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Daffa Givari
No. MHS : 17521061

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN NATRIUM CARBONATE DENGAN PROSES HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 4 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7 November 2020	Konsultasi Judul Pra Rancangan Pabrik	
2.	11 Februari 2021	Penentuan Kapasitas Produksi	
3.	2 Agustus 2021	Konsultasi Neraca Massa	
4.	8 Agustus 2021	Konsultasi Neraca Panas	
5.	11 September 2021	Konsultasi Alat Besar, Tangki dan Alat kecil	
6.	15 Oktober 2021	Konsultasi Alat Evaporator	
7.	29 Oktober 2021	Konsultasi Utilitas dan Ekonomi	
8.	2 November 2021	Konsultasi Penulisan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 November 2021

Pembimbing,


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

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy