

PRA RANCANGAN
PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN
DAN AIR DENGAN KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Adib Hanansyah

Nama : Arvinaldo Miftah Afidh

NIM : 18521200

NIM : 18521118

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI
TERPENTIN DAN AIR KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

**Nama : Adib Hanansyah
Rahmananda**

NIM : 18521200

Nama : Arinaldo Miftah Afidh

NIM : 18521118

Yogyakarta, 14 September 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1,



Adib Hanansyah Rahmananda
NIM. 18521200

Penyusun 2,



Arinaldo Miftah Afidh
NIM. 18521118

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN
DAN AIR KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

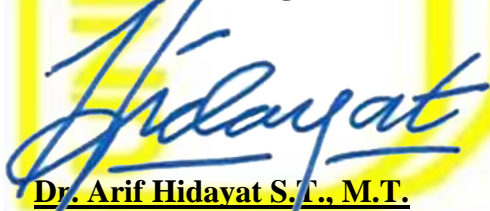
Oleh:

Nama : Adib Hanansyah
Rahmananda
NIM : 18521200

Nama : Arvinaldo Miftah Afidh
NIM : 18521118

Yogyakarta, 15 September 2022

Pembimbing I,


Dr. Arif Hidayat S.T., M.T.

Pembimbing II,


Lilis Kistriyani S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN
DAN AIR KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Arvinaldo Miftah Afidh

No. Mahasiswa : 18521118

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 28 September 2022

Tim Penguji,

<Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.>

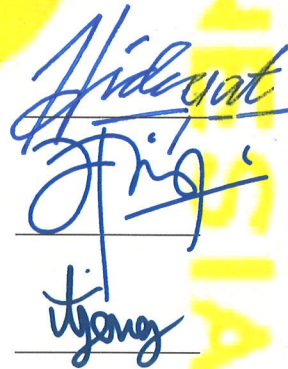
Ketua

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

Anggota I

<Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.>

Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIP. 155210506

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT karena atas limpahan berkah, karunia dan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir dengan judul **“PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN DAN AIR KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN”**.

Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah tugas akhir Teknik Kimia yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak lepas dari segala bantuan, bimbingan dan dukungan yang didapatkan dari berbagai pihak, sehingga berbagai kesulitan yang dihadapi dapat terselesaikan dengan semestinya. Oleh karena itu, penulis menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT, atas rahmat, hidayah, karunia dan ridha-Nya lah sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Nabi Besar Muhammad SAW, sang pencerah zaman. Shalawat dan salam semoga terlimpahkan kepada beliau, keluarga, para sahabatnya dan para pengikutnya sampai akhir zaman.
3. Kepada Orang tua Arvin, Aryo Widy dan Indrawati dan orang tua Adib, Eman Nurrohman dan Linawati Dewi Rahayu yang telah dengan tulus memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental.
4. Dr.Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik teknik kimia.
5. Bapak Dr. Arif Hidayat S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
6. Ibu Lilis Kistriyani S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II yang telah meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
7. Partner Tugas Akhir. Terima kasih atas kerjasamanya selama ini.
8. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia dari semester satu sampai dengan sekarang, yang telah memberikan berbagai macam pembelajaran hingga sampai pada titik ini.
9. Seluruh teman-teman terutama Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI UII yang telah membantu dan memberikan semangat.

10. Seluruh pihak yang ikut terlibat dalam proses pengerjaan, penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih terdapat beberapa kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif. Demikian laporan ini penulis susun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata penulis ucapkan terima kasih.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, September 2022

Penulis



HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin...

Rasa syukur yang tak terhingga saya haturkan ke Hadirat Allah SWT karena telah memberikan kesempatan kepada saya untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu yang saya dapatkan akan menjadi berkah dan bermanfaat untuk diri saya sendiri dan untuk orang lain.

Terima kasih yang sangat besar untuk Papa (Aryo Widy Handoko), Mama (Indrawati), Aldi dan keluarga – keluarga yang selama ini selalu mendoakan, mendukung, membiayai dan menyemangati saya lewat kasih sayang dan perhatiannya. Terima kasih Mama atas kerja keras dan semangatnya telah membiayai saya hingga bisa sampai pada titik ini. Serta didikan mama yang menerapkan arti kesabaran, ketulusan dan keikhlasan yang sesungguhnya dan tak pernahku dapatkan di tempat lain.

Terima kasih yang sebesar – besarnya buat Papa atas kasih sayang, ilmu dan nasihat-nasihatnya selama ini. Tanpamu saya tidak bisa seperti ini. Kehilangan dapat mengajarkan kesabaran dan penantian yang tak terhingga. Buat adikku, Aldi, terima kasih telah menjadi penyemangat dan sangat berjasa selama 4 tahun kuliah ini, semoga sukses dalam perkuliahannya.

Terima kasih untuk kedua Dosen Pembimbing saya, Bapak Dr. Arif Hidayat S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lilis Kistriyani S.T., M.Eng. selaku

Dosen Pembimbing II. Terimakasih pak atas waktunya untuk memberikan banyak masukan kepada saya dengan sabar selama pengerjaan Tugas Akhir ini.

Terima kasih untuk partner Penelitian dan TA, Adib Hanansyah. Terima kasih telah menjadi partner yang selalu sabar dalam mendengarkan segala keluh kesah saya, baik tentang Tugas Akhir maupun kehidupan pribadi yang menjurus ke hati. Semangat untuk mengejar cita-cita dalam menggapai semua impian yang kita khayalkan selama ini semoga kita bisa menjadi pribadi yang lebih baik lagi dan bermanfaat bagi orang banyak. Semoga Allah SWT selalu melindungi kita sekeluarga, Aamiin.

Terimakasih untuk keluarga Teknik Kimia 2018 UII, semua teman-teman yang tidak bisa saya sebutkan satu-satu disini. Terimakasih atas bantuannya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi dan diberkahi Allah SWT. Aamiin.

Arvinaldo Miftah Afidh

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'amin...

Rasa syukur yang tak lupa saya haturkan ke Hadirat Allah SWT karena telah memberikan kesempatan kepada saya untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu yang saya dapatkan akan menjadi berkah dan bermanfaat untuk diri saya sendiri dan untuk orang lain.

Terima kasih yang sangat besar untuk Ayah saya Bapak Eman Nurrohman, Mama saya Ibu Linawati Dewi Rahayu, dan keluarga – keluarga yang selama ini selalu mendoakan, mendukung, membiayai dan menyemangati saya lewat kasih sayang dan perhatiannya. Terima kasih Mama dan Ayah atas kerja keras dan semangatnya telah membiayai saya hingga bisa sampai pada titik ini. Serta didikan Mama dan Ayah yang menerapkan arti kesabaran, ketulusan dan keikhlasan yang sesungguhnya dan tak pernahku dapatkan di tempat lain.

Terima kasih yang sebesar besarnya teruntuk kekasih saya, Eka Nanda Mei Titi Wulandari atas segala bentuk dukungan, kasih sayang dan saran nya selama ini. Terimakasih sudah menjadi penyemangat, sabar dalam mendengarkan keluh kesah saya, dan memotivasi saya setiap waktu serta mendampingi saya di semua jalan yang saya lalui di masa kini dan nanti. Tetaplah selalu bersama dan disisi saya dalam keadaan apapun itu baik suka maupun duka, saling mendukung karir satu sama lain hingga kita bisa menjalin ke jenjang berikutnya dan selamanya, aamiin. ti amo di più amore mio.

Tidak lupa juga, saya ucapkan terima kasih untuk kedua Dosen Pembimbing saya, Bapak Dr. Arif Hidayat S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lilis Kistriyani S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II. Terimakasih pak atas waktunya untuk memberikan banyak masukan kepada saya dengan sabar selama pengerjaan Tugas Akhir ini.

Teruntuk Arvinaldo Miftah Afidh, terima kasih sudah bersedia untuk menjadi partner Penelitian dan TA saya. Terima kasih telah menjadi partner yang selalu sabar dalam mendengarkan segala keluh kesah saya, baik tentang Tugas Akhir maupun curahan kehidupan pribadi. Terima kasih sudah membantu banyak hal dalam kehidupan saya baik perkuliahan maupun diluar perkuliahan, dan telah memotivasi saya ketika sedang diposisi tertekan dan tidak memiliki semangat dalam kuliah hingga mendapatkan energi positif untuk saya bisa bangkit perlahan dalam menyelesaikan studi ini. Semangat untuk mengejar cita-cita dalam menggapai semua impian yang kita khayalkan selama ini semoga kita bisa menjadi pribadi yang lebih baik lagi dan bermanfaat bagi orang banyak. Semoga Allah SWT selalu melindungi kita sekeluarga, Aamiin.

Terimakasih untuk keluarga besar Teknik Kimia 2018 UII, semua teman-teman yang tidak bisa saya sebutkan satu-satu disini. Terimakasih atas bantuan dan dukungannya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi dan diberkahi Allah SWT. Aamiin.

Adib Hanansyah Rahmananda

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL
LEMBAR PERNYATAAN KEASILANi
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBINGii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....iii
KATA PENGANTAR.....iv
LEMBAR PERSEMBAHANvi
DAFTAR ISI.....x
DAFTAR TABELxiv
DAFTAR GAMBAR.....xvii
DAFTAR LAMBANGxviii
DAFTAR LAMPIRANxx
ABSTRAKxxi
ABSTRACTxxii
BAB I PENDAHULUAN..... 1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3. Tinjauan Pustaka	9
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....22
2.1. Spesifikasi Produk.....	22
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	24
2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	24
2.2.2. Spesifikasi Bahan Pendukung	25
2.3. Pengendalian Kualitas	27
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	27
2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses	27

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk	29
BAB III PERANCANGAN PROSES	30
3.1. Diagram Alir Kualitatif	30
3.2. Uraian Proses	31
3.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	31
3.2.2. Tahap Proses Reaksi	31
3.2.3. Tahap Pemisahan	32
3.2.4. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan	32
3.3. Diagram Alir Kuantitatif	34
3.4. Spesifikasi Alat	35
3.4.1. Spesifikasi Reaktor.....	35
3.4.2. Spesifikasi Alat Pencampur	36
3.4.3. Spesifikasi Alat Pemisah.....	37
3.4.4. Spesifikasi Alat Penyimpanan.....	40
3.4.5. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	41
3.4.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas	43
3.5. Neraca Massa	47
3.5.1. Neraca Massa Total.....	47
3.5.2. Neraca Massa Alat	48
3.6. Neraca Panas	50
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	52
4.1. Lokasi Pabrik	52
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	53
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	55
4.2. Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	57
4.3. Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	59
4.4. Organisasi Perusahaan	63
4.4.1. Bentuk Hukum Badan Usaha	69

4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan	71
4.4.3. Tugas dan Wewenang	72
4.4.3.1. Pemegang Saham	72
4.4.3.2. Dewan Komisaris	73
4.4.3.3. Direktur Utama	73
4.4.3.4. Kepala Bagian	74
4.4.3.5. Kepala Departemen	75
4.4.4. Pembagian Jam Kerja.....	78
4.4.5. Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan	79
4.4.5.1. Sistem Gaji Karyawan (Pegawai)	79
4.4.5.2. Kesejahteraan Karyawan.....	80
BAB V UTILITAS	82
5.1. Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air	82
5.1.1. Unir Penyediaan Air.....	82
5.1.2. Unit Pengolahan Air.....	85
5.1.3. Kebutuhan Air.....	94
5.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i>	97
5.3. Unit Pembangkit Listrik.....	98
5.4. Unit Penyedia Udara Tekan	101
5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar	102
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	103
5.7. Spesifikasi Alat Utilitas.....	103
BAB VI EVALUASI EKONOMI	111
6.1. Penaksiran Harga Peralatan.....	112
6.2. Dasar Perhitungan	117
6.3. Perhitungan Biaya	117
6.4. Analisis Kelayakan.....	118
6.5. Hasil Perhitungan	122

6.5.1. <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	122
6.5.2. <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	123
6.5.3. <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	123
6.5.4. <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	123
6.5.5. <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	124
6.5.6. <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	124
6.5.7. <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	124
6.5.8. <i>Working Capital (WC)</i>	125
6.5.9. <i>General Expense (GE)</i>	125
6.5.10. <i>Total Production Cost (TPC)</i>	125
6.5.11. <i>Fixed Cost (FC)</i>	125
6.5.12. <i>Variable Cost (Va)</i>	126
6.5.13. <i>Regulated Cost (Ra)</i>	126
6.6. Analisis Keuntungan	126
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	130
7.1. Kesimpulan	130
7.2. Saran.....	132
DAFTAR PUSTAKA	133
LAMPIRAN	



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Jumlah Penduduk Indonesia Tahun 2015-2021	5
Tabel 1.2. Kebutuhan Alfa-terpineol Tahun 2015	6
Tabel 1.3. Produksi Terpentin Perhutani	8
Tabel 1.4. Ekspor Terpentin Perhutani	8
Tabel 1.5. Perbandingan Proses Pembuatan Alfa-terpineol.....	14
Tabel 1.6. Harga ΔH_f° masing-masing komponen	16
Tabel 1.7. Harga ΔG_f° masing-masing komponen	17
Tabel 2.1. Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk	23
Tabel 2.2. Identifikasi <i>Hazard</i> Produk.....	24
Tabel 2.3. Sifat Fisis Asam Kloroasetat	25
Tabel 2.4. Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Baku dan Bahan Pendukung	26
Tabel 3.1. Spesifikasi Alat Penyimpanan	40
Tabel 3.2. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (1)	41
Tabel 3.3. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (2)	42
Tabel 3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (3)	43
Tabel 3.5. Neraca Massa Total.....	47
Tabel 3.6. Neraca Massa <i>Mixer</i>	48
Tabel 3.7. Neraca Massa Reaktor	49
Tabel 3.8. Neraca Massa Dekanter	49
Tabel 3.9. Neraca Massa Menara Distilasi.....	49
Tabel 3.10. Neraca Panas <i>Mixer</i>	50
Tabel 3.11. Neraca Panas Reaktor	50
Tabel 3.12. Neraca Panas Dekanter	50
Tabel 3.13. Neraca Panas Menara Distilasi	50
Tabel 3.14. Neraca Panas <i>Heater</i> 1	51
Tabel 3.15. Neraca Panas <i>Cooler</i> 1	51

Tabel 3.16 Neraca Panas <i>Heater 2</i>	51
Tabel 3.17 Neraca Panas <i>Cooler 2</i>	51
Tabel 3.18 Neraca Panas <i>Cooler 3</i>	51
Tabel 4.1 Luas Bangunan Pabrik	58
Tabel 4.2 Siklus Pergantian <i>Shift</i> Karyawan	79
Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan	79
Tabel 5.1 Syarat Baku Mutu Air Proses.....	83
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Proses	94
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin	94
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	95
Tabel 5.5 Kebutuhan Air.....	96
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses	99
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	100
Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	102
Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (1)	103
Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (2)	104
Tabel 5.11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (3)	105
Tabel 5.12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (4)	106
Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Utilitas	106
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Utilitas (1)	107
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Utilitas (2)	108
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Screener</i> Utilitas	108
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> Utilitas	108
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas	108
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i> Utilitas	109
Tabel 5.20 Spesifikasi Tempat Penukar Ion Utilitas.....	109
Tabel 5.21 Spesifikasi <i>Daerator</i> Utilitas	110
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan	112

Tabel 6.2 Harga Alat Proses.....	115
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas	115
Tabel 6.4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	122
Tabel 6.5 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	123
Tabel 6.6 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	123
Tabel 6.7 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	123
Tabel 6.8 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	124
Tabel 6.9 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	124
Tabel 6.10 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	124
Tabel 6.11 <i>Working Capital (WC)</i>	125
Tabel 6.12 <i>General Expense (GE)</i>	125
Tabel 6.13 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	125
Tabel 6.14 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	125
Tabel 6.15 <i>Variable Cost (Va)</i>	126
Tabel 6.16 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	126



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Reaksi Hidrasi Alfa-Pinene Menjadi Alfa-Terpineol	12
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	30
Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif	34
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	56
Gambar 4.2 Tata Letak Bangunan	59
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	63
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	64
Gambar 5.1 Unit Utilitas Air	86
Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga <i>Index</i>	114
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	129

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q _s	: Kebutuhan <i>Steam</i> , kg
Q _c	: Kebutuhan Air Pendingin, kg
M _s	: Massa <i>Steam</i> , kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
V _t	: Volume tangki, m ³
t	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
v ₀	: Laju alir, m ³ /jam
P	: <i>Power motor</i> , Hp
S _g	: <i>Specific gravity</i>
X	: Konversi, %
V _s	: Volume <i>shell</i> , m ³
V _h	: Volume <i>head</i> , m ³
V _t	: Volume total, m ³
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
E	: Efisiensi pengelasan
f	: <i>Allowable stress</i> , psia
r	: Jari-jari <i>dish</i> , in
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
ts	: Tebal <i>shell</i> , in
th	: Tebal <i>head</i> , in
DI	: Diameter pengaduk, m

Dt	: Diameter dalam reaktor, in
ZL	: Tinggi cairan dalam reaktor, in
Wb	: Lebar <i>baffle</i> , in
Zi	: Jarak pengaduk dari dasar tangki, in
L	: Lebar Pengaduk, in
N	: Kecepatan putaran, rpm
UD	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada pengotor pada HE atau jaket pendingin, Btu/jam ft ² °F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor Btu/jam ft ² °F
η	: Efisiensi
Wf	: <i>Total head</i> , in
p	: Panjang, m
l	: Lebar, m
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
c	: Panas spesifik, Btu/lb °F
JH	: <i>Heat transfer factor</i>
hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
ho	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: <i>Long mean temperatur different</i> , °F
k	: Konstanta kinetika reaksi, /jam

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran-1 Perancangan Reaktor

Lampiran-2 *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

Lampiran-3 Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik



ABSTRAK

Alfa-terpineol merupakan salah satu senyawa turunan terpenin yang diimpor Indonesia dalam jumlah yang cukup besar dengan rumus molekul $C_{10}H_{18}O$. Alfa Terpineol merupakan suatu produk yang digunakan secara luas pada industri detergen sebagai pewangi, kosmetik sebagai parfum, aerosol, dalam industri farmasi sebagai anti jamur dan anti serangga, desinfektan dan industri cat sebagai zat terbang dan sampai saat ini belum ada pabrik alfa-terpineol yang tercatat telah berdiri di Indonesia. Pabrik *alfa-terpineol* ini direncanakan akan dibangun di Karangasri, Kecamatan Ngawi, Kabupaten Ngawi, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 2.500 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan alfa-terpineol yang digunakan pabrik ini adalah mereaksikan terpenin dan air dengan bantuan katalis asam kloroasetat. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR), fase cair-cair, serta kondisi operasi dijaga *Isothermal* ($80^{\circ}C$) dan tekanan 1 atm. Produk keluar reaktor selanjutnya dipisahkan dengan dekanter dan kemudian dimurnikan dengan menara distilasi. Produk alfa-terpineol dialirkan menuju tangki penyimpanan, di *packing* dan dipasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 2.500 ton/tahun dibutuhkan bahan baku terpenin sebesar 279,742 kg/jam dan air sebesar 35,947 kg/jam dengan bantuan katalis sebesar 836,754 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 325,7752 kg/jam air pendingin, 37,0894 kg/jam *steam*, udara tekan 46,7280 m^3 /jam, 116,9255 kW listrik, 21,8028 kg/jam bahan bakar. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik alfa-terpineol ini memiliki tingkat resiko tinggi (*high risk*) dengan pajak sebesar 30%, *Return on Investment* (ROI) minimal sebesar 44% sebelum pajak, *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 2 tahun sebelum pajak, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi pabrik alfa-terpineol ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 141.443.306.792,13, ROI sebelum pajak sebesar 36,85 %, POT sebelum pajak sebesar 1,82 tahun, BEP sebesar 40,16%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 22,87%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 28,47 %. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik alfa-terpineol secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *Alfa-terpineol, Asam Kloroasetat, Continuous Stirred Tank Reactor, Terpenin*

ABSTRACT

Alpha-terpineol is one of the derivatives of turpentine which is imported by Indonesia in large enough quantities with the molecular formula $C_{10}H_{18}O$. Alpha Terpineol is a product that is widely used in the detergent industry as fragrance, cosmetics as perfume, aerosol, in the pharmaceutical industry as antifungal and insect repellent, disinfectant and paint industry as volatile matter and until now there is no recorded alpha-terpineol factory. has been established in Indonesia. The alpha-terpineol plant is planned to be built in Karangasri, Ngawi District, Ngawi Regency, East Java with a production capacity of 2,500 tons/year which operates for 330 days. The method of making alpha-terpineol used by this factory is to react turpentine and water with the help of a chloroacetic acid catalyist. This reaction is exothermic and is carried out in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) reactor, liquid-liquid phase, and the operating conditions are maintained Isothermal ($80^{\circ}C$) and a pressure of 1 atm. The product leaving the reactor is then separated by a decanter and then purified by a distillation tower. The alpha-terpineol product is transported to storage tanks, packaged and marketed. To achieve a production capacity of 2,500 tons/year, the raw material for turpentine is 279,742 kg/hour and water is 35,947 kg/hour with the help of a catalyist of 836,754 kg/hour. The utilities required are 325,7752 kg/hour cooling water, 37,0894 kg/hour steam, compressed air 46,7280 m^3 /hour, 116,9255 kW electricity, 21,8028 kg/hour fuel. The results of the analysis show that this alpha-terpineol plant has a high risk level with a tax of 30%, a minimum Return on Investment (ROI) before tax of 44%, a maximum Pay Out Time (POT) before tax of 2 years, and a Break Even Point (BEP). by 40-60%. The results of the economic evaluation of the alpha-terpineol Plant showed a profit before tax of Rp. 141.443.306.792,13, ROI before tax of 45,00%, POT before tax of 1,82 years, BEP of 40,16%, Shut Down Point (SDP) of 22,87%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 28,47%. Based on the results of this economic evaluation, it can be concluded that the alpha-terpineol plant is economically feasible to establish.

Keywords: *Alpha-terpineol, Chloroacetic Acid, Continuous Stirred Tank Reactor, Turpentine*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan industri adalah proses berkelanjutan sebagai salah satu bagian dalam upaya mencapai ketahanan nasional, menciptakan struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri maju yang didukung oleh pertanian yang tangguh. berkembangnya globalisasi dunia yang ditandai lahirnya AFTA serta ISO lingkungan. Hal ini menuntut untuk menjadikan setiap bangsa dengan segala sumber daya yang dimiliki dapat memanfaatkan momentum arus globalisasi dengan menciptakan terobosan-terobosan baru. Khususnya dibidang pengembangan industri kimia sehingga produk yang dihasilkan mempunyai nilai pangsa pasar, daya saing, efektif dan efisien serta ramah lingkungan.

Salah satu hasil hutan non kayu di dalam sektor perkebunan adalah getah pinus yang didapatkan dari tegakan pinus. Getah pinus yang sudah disadap setelah itu diolah sehingga menghasilkan gondorukem dan terpentin. Gondorukem dapat digunakan sebagai bahan baku yang penting bagi industri- industri batik, kulit, cat, isolator, kertas dan vernis. Terpentin dimanfaatkan untuk zat terbang pada industri cat dan vernis, ramuan semir sepatu, bahan kosmetik, industri sabun, pelarut bahan organik, bahan pembuatan kamper sintetis serta kegunaan lainnya. Baik gondorukem maupun terpentin diekspor ke China, India dan beberapa negara di Eropa.

Bahan tersebut dapat diolah menjadi senyawa turunannya dan Indonesia mengimpornya kembali bertujuan untuk menyuplai kebutuhan dalam negeri.

Salah satu senyawa turunan Terpentin yang diimpor Indonesia dalam jumlah yang cukup besar adalah Alfa-Terpineol. Alfa-Terpineol merupakan suatu produk yang digunakan secara luas pada industri detergen sebagai pewangi, kosmetik sebagai parfum, aerosol, dalam industri farmasi sebagai anti jamur dan anti serangga, desinfektan dan industri cat sebagai zat terbang. Oleh karena itu, dalam upaya memenuhi kebutuhan alfa-terpineol dalam negeri dan mengurangi ketergantungan terhadap impor dari luar negeri maka salah satu upaya yang dapat dilakukan adalah dengan mendirikan pabrik alfa-terpineol.

Pendirian pabrik alfa-terpineol memiliki prospek yang cukup baik dan menjanjikan, sehingga akan memberikan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat produksi sendiri dan mengurangi ketergantungan dari negara lain yang terus menerus impor.
2. Mengurangi biaya pengeluaran negara.
3. Menunjang program kerja harian maupun tahunan pemerintah seperti menciptakan lapangan kerja baru.
4. Menggerakkan roda ekonomi pertumbuhan industri lain di Indonesia.
5. Menumbuhkan devisa negara dan ikut berperan dalam pemerataan hasil pembangunan.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam prarancangan pabrik, tentu sangat membutuhkan banyak pertimbangan, hal yang perlu dipertimbangkan dengan baik saat perancangan pendirian pabrik adalah semakin besar kapasitas produk yang dihasilkan, maka semakin besar keuntungan yang akan diperoleh dalam pendirian pabrik. Oleh karena itu, kapasitas akan berperan penting dalam perhitungan teknis maupun ekonomi dari pabrik tersebut.

Ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas produksi pabrik, meliputi:

1. Kebutuhan akan bahan pabrik.
 2. Kapasitas minimum pabrik.
 3. Ketersediaan bahan baku.
1. Kebutuhan akan bahan pabrik

Dalam penentuan kapasitas ini, data-data ekspor, impor, dan produksi alfa-terpineol tidak dapat ditemukan. Berdasarkan industri kimia yang menggunakan bahan baku alfa-terpineol di Indonesia sangat banyak. Pendekatan perhitungan kapasitas pabrik menggunakan data alfa-terpineol yang dibutuhkan masyarakat sehari-hari. Sehingga estimasi impor ini pada tahun tersebut menggunakan pendekatan tersebut.

Penentuan pabrik alfa-terpineol dilakukan prediksi kebutuhan alfa-terpineol pada tahun 2025 dengan cara membandingkannya terhadap jumlah penduduk di Indonesia hingga tahun 2025. Adapun asumsi kebutuhan masyarakat pada

tahun 2015 akan menggunakan alfa terpineol adalah sabun, disinfektan, dan aromaterapi akan diasumsikan penggunaan setiap produk lima hari sebagai landasan dasar kebutuhan alfa-terpineol pada produk tersebut. Kebutuhan pada tiap-tiap jenis produk tersebut adalah sebagai berikut.

(a) Sabun

Diasumsikan sabun batang dengan massa 75 g mengandung minyak atsiri jeruk nipis 4 mL (Apriyani, 2013). Minyak atsiri tersebut mengandung alfa-terpineol 8,29% (Wahyudi, 2017). Diketahui densitas alfa-terpineol adalah 0,935 g/mL.

Oleh karena itu, kandungan dibutuhkan alfa-terpineol pada suatu produk sabun sebagai berikut.

$$\text{Kandungan } \alpha\text{-terpineol} = 4 \text{ mL} \cdot 8,29\% \cdot 0,935 \frac{\text{g}}{\text{ml}} = 0,310 \text{ g}$$

(b) Disinfektan

Diasumsikan disinfektan dengan isi 1 L terdapat kandungan minyak atsiri daun sirih dalam pembuatan tersebut dibutuhkan 50 g daun sirih. Daun sirih mengandung minyak atsiri 81,16% dengan kandungan alfa-terpineol 2,87%. Minyak atsiri diekstrak sempurna dengan air 100 mL dan air ekstrak digunakan 30 mL (Mutmainnah, 2021).

Oleh karena itu, kandungan dibutuhkan alfa-terpineol pada suatu produk disinfektan sebagai berikut.

$$\text{Kandungan } \alpha\text{-terpineol} = \frac{30 \text{ mL} \cdot 50 \text{ g}}{100 \text{ mL}} \cdot 81,16\% \cdot 2,87\% = 0,349 \text{ g}$$

(c) Aromaterapi

Diketahui minyak aromaterapi suatu produk dengan isi 250 mL terdapat 4% kandungan *eucalyptus oil*. Minyak atsiri *eucalyptus oil* mengandung 8,96%. Diketahui densitas alfa-terpineol adalah 0,935 g/mL (Sembiring, 2019).

Oleh karena itu, kandungan dibutuhkan alfa-terpineol pada suatu produk aromaterapi sebagai berikut.

$$\text{Kandungan } \alpha\text{-terpineol} = 250 \text{ mL} \cdot 4\% \cdot 8,96\% = 0,838 \text{ g}$$

Tabel 1.1. Jumlah Penduduk Indonesia Tahun 2015-2021

Tahun	Jumlah penduduk di indonesia (juta jiwa)
2015	258,383
2016	261,556
2017	264,651
2018	267,671
2019	270,626
2020	273,523
2021	276,362

Sumber: Knoema, 2015-2021

Tabel 1.2. Kebutuhan Alfa-terpineol Tahun 2015

Jenis industri	Kandungan alfa-terpineol (g)	Kebutuhan setiap orang (produk/5 hari)	Jumlah masyarakat 2015	Waktu (5 hari/tahun)	Jumlah Kebutuhan (ton/tahun)
Sabun	5.848,075	1	258.383.000	73	9.746,792
Disinfektan	6.590,252	1	258.383.000	73	10.983,753
Aromaterapi	15.801,795	1	258.383.000	73	26.336,325
Total					28.240,121

Jumlah Penduduk di Indonesia pada tahun 2025 dapat diperkirakan dengan persamaan eksponensial pertumbuhan sebagai berikut:

$$Y = Y^0 e^{kt} \dots (1)$$

Keterangan:

Y = Jumlah penduduk pada tahun ke i

Y^0 = Jumlah Penduduk pada tahun ke 0

k = Konstanta

t = waktu (tahun)

Menentukan Konstanta k :

$$Y_{(2015)} = 258,383 \text{ Juta jiwa}$$

$$Y_{(2021)} = 276,362 \text{ Juta jiwa}$$

$$t = 6 \text{ tahun}$$

$$Y_{(2021)} = Y_{(2015)} e^{kt}$$

$$k = 0,0112$$

Jumlah Penduduk tahun 2025 adalah:

$$t = 10 \text{ tahun}$$

$$Y_{(2025)} = Y_{(2015)} e^{kt}$$

$$Y_{(2025)} = 289,038 \text{ Juta jiwa}$$

Kebutuhan Alfa-terpineol pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} \propto \text{Terpineol} &= \frac{Y_{(2025)}}{Y_{(2015)}} \cdot 28.240,121 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} = \\ &31.590,552 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \end{aligned}$$

1. Kapasitas Minimum Pabrik.

Berdasarkan kebutuhan alfa-terpineol di Indonesia pada tahun 2025, dapat ditentukan kapasitas pabrik dengan rumus,

$$\text{Kapasitas Pabrik} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Import})$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = (31.590,552 + 0) - (0 + 0)$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = 31.590,552 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas minimum pabrik dapat diperoleh dari 8% peluang kapasitas dari kapasitas pabrik alfa-terpineol yaitu sebesar **2.500** ton/tahun.

2. Ketersediaan Bahan Baku.

Ketersediaan bahan baku yakni terpentin dapat ditemukan data produksi serta ekspor terpentin menurut perhutani, didapatkan angka produksi dan ekspor dari tahun 2016-2020:

Tabel 1.3. Produksi Terpentin Perhutani

Produksi terpentin perhutani (penjualan dlm negeri)	
Tahun	Kapasitas (Ton)
2016	2.237
2017	1.532
2018	2.844
2019	1.114
2020	1.652

Tabel 1.4. Ekspor Terpentin Perhutani

Ekspor terpentin perhutani	
Tahun	Kapasitas (Ton)
2016	11.840
2017	9,842
2018	11.545
2019	10.492
2020	11.545

Sumber : Perhutani, 2020

Disini bisa didapatkan, bahwa angka produksi terpentin sebagai bahan baku pembuatan alfa-terpineol mengalami angka yang variatif tiap tahunnya naik-turun, sehingga bisa didapatkan maksimal produksi terpentin dari 2016-2020 yaitu 2.844 ton. Angka ekspor terpentin menurut perhutani yakni dari 2016-2020 mengalami angka variatif tiap tahunnya naik-turun. Hal ini dapat disimpulkan bahwa angka produksi dan ekspor terpentin di Indonesia sangat

banyak, karena melimpahnya bahan baku pembuatan terpentin yaitu getah hutan pinus dan ketersediaan hutan pinus yang melimpah di Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

Pinus Merkusii satu-satunya jenis pinus yang tumbuh asli di negara Indonesia. Pinus Merkusii termasuk dalam salah satu jenis pohon serba guna yang terus menerus dikembangkan dan diperluas penanamannya hingga masa mendatang untuk penghasil kayu, produksi getah, dan konservasi lahan. Luas hutan pinus di Indonesia sekitar 5.521.985 ha, tersebar di NAD, Jambi, Sumatera Utara, Sumatera Barat, Lampung, Jawa Barat, Jawa Tengah, Jawa Timur dan Sulawesi. semua bagian pohonnya bisa dimanfaatkan dan dikembangkan, antara lain batangnya dapat disadap untuk diambil getahnya.

Getah pinus (*collophony*) adalah substansi yang transparan, kental, dan memiliki daya rekat. Getah yang didapatkan dari Pinus Merkusii digolongkan sebagai oleoresin. Oleoresin bisa didefinisikan sebagai cairan asam resin dalam terpentin yang menetes ke luar apabila saluran resin pada kayu atau kulit pohon jenis daun jarum tersayat atau pecah.

Minyak terpentin merupakan minyak eteris yang dapat diperoleh sebagai hasil sampingan dari pembuatan gondorukem. Secara umum minyak terpentin dapat digunakan sebagai pelarut atau pembersih cat, vernis dan lain-lain. Hingga saat ini minyak terpentin banyak dimanfaatkan sebagai disinfektan dan bahan baku industri farmasi. Turunan minyak terpentin seperti isoboril asetat, kamper, sitral, linalool, sitrinellal, mentol dan sebagainya juga dapat dimanfaatkan dalam industri skala kecil maupun besar.

Terpineol adalah alkohol dan salah satu dari golongan senyawa monoterpena yang terjadi secara alami sebagai hasil isolasi dari berbagai sumber seperti minyak pinus dan minyak cajuput. Terpineol adalah hasil campuran dari isomer-isomer α -terpineol yang memiliki struktur yang sama dengan rantai utama. Alfa-terpineol merupakan suatu produk yang secara luas digunakan pada berbagai industri kosmetik sebagai parfum, dalam industri farmasi sebagai anti jamur dan anti serangga, disinfektan dan lain-lain.

Proses sintesis alfa-terpineol dari terpenin dan air dibutuhkan katalis untuk mereaksikan diantaranya adalah hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Chloroacetic Acid*, reaksi α -pinene dengan katalis asam sulfat, dan hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Oxalic Acid*. Proses-proses tersebut akan diuraikan sebagai berikut:

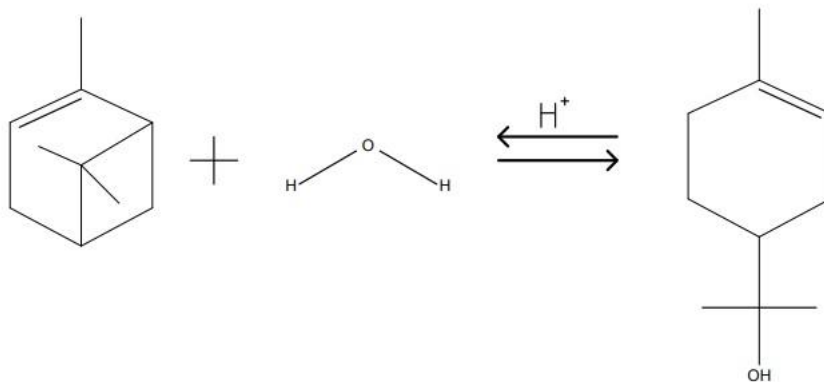
1. Hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Chloroacetic Acid*

Asam kloroasetat ditemukan sebagai katalis yang baik untuk produksi alfa-terpineol dari pinene. Hasil yang baik adalah karena keasaman yang kuat dan kelarutan yang tinggi dan afinitas dengan fase berair dan organik selama reaksi. Hasil yang diperoleh dengan katalis ini menarik untuk aplikasi industri, terutama karena tidak adanya senyawa terklorinasi dan untuk pemisahan yang mudah dan pemurnian katalis ini dari media reaksi jika dibandingkan dengan asam sulfat (asam kloroasetat menjadi tidak larut dalam air dan pinene pada 5-7 °C, dan mengendap sebagai kristal). Tidak ada katalis lain seperti resin penukar ion yang diperlukan untuk mendapatkan selektivitas yang baik dan

konversi yang tinggi pada hidrasi alfa-pinene menjadi terpineol dengan asam kloroasetat. (Aguirre dkk, 2005)

Aguirre pada jurnalnya tahun (2005) melakukan penelitian hidrasi α -pinene dengan berbagai macam katalis asam untuk dibandingkan. Katalis yang dipakai adalah asam klorida, asam asetat, asam oksalat dan asam kloroasetat. Hidrasi dengan katalis asam kloroasetat diperoleh konversi 99% dengan selektivitas sekitar 69% atau konversi 10% dengan selektivitas 95,5% pada kondisi suhu reaksi 70°C, waktu reaksi 4 jam, dan konsentrasi katalis 6,4 mol/L.

Menurut (Utami dkk, 2011) proses reaksi hidrasi α -pinene menjadi alfa-terpineol pada suhu 80 °C, konsentrasi katalisator asam kloroasetat 6 M, perbandingan mol katalisator asam kloroasetat dan air terhadap α -pinene 2,4/1, kecepatan pengadukan 546 rpm, dan waktu reaksi selama 240 menit atau 4 jam sehingga akan didapatkan konversi hidrasi α -pinene tersebut 54,13% serta tanpa produk samping dari proses hidrasi tersebut. Jenis reaksi yang digunakan dalam proses ini adalah reaksi heterogen karena melibatkan transfermassa molekul air dari fasa air menuju lapisan *turpentin oil* (Utami dkk, 2011). Berikut reaksi pembentukan alfa-terpineol dari alfa-pinene:



Gambar 1. 1 Reaksi Hidrasi Alfa-Pinene Menjadi Alfa-Terpineol

2. Reaksi α -pinene dengan katalis asam sulfat

Proses *hydrasi α -pinene* menjadi produk antara berlangsung pada temperature 25-35 °C dengan kondisi optimum pada perbandingan mol α -pinene dan asam sulfat 1:2 dengan konsentrasi asam sulfat 30%. Proses ini memiliki beberapa tahap reaksi pembentukan produk antara terpin hydrate, pemurnian produk antara *terpin hydrate* dan dehidrasi *terpin hydrate* menjadi α -terpineol. Pemurnian produk antara dari sisa reaktan dan katalis (asam sulfat) harus dilakukan untuk memperoleh *yield* yang tinggi karena terbentuknya agglomerasi asam sulfat di dalam *crude terpin hydrate* menyebabkan sulitnya pemurnian sehingga proses ini tidak lagi menjadi pilihan (Herrlinger, 1959). Teti, dkk (2018) melakukan penelitian sintesis alfa-pinene menjadi α -terpineol menggunakan katalis H_2SO_4 , maka dapat disimpulkan berikut ini. Meski konversi tertinggi dapat mencapai 99,9%, namun selektivitas α -terpineol tertinggi yang dihasilkan sebesar 18,9% pada kecepatan pengadukan 600 rpm dengan waktu reaksi selama 3 jam. Semakin tinggi kecepatan pengadukan yang digunakan pada sintesis α -pinene menjadi α -terpineol maka akan

menghasilkan konversi α -pinene dan selektivitas α -terpineol semakin tinggi. Waktu reaksi optimum yang terbaik yang dapat digunakan adalah selama 3 jam dan pada waktu reaksi lebih dari 3 jam terbentuknya produk samping berupa *terpin hydrate* dan γ -terpineol.

3. Hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Oxalic Acid*

Asam oksalat konversi tertinggi mendekati 40% dengan selektivitas terhadap alfa-terpineol 60%, nilai-nilai ini adalah diperoleh dengan waktu reaksi satu jam, dan perubahan lebih lanjut minimal. Kelarutan asam oksalat yang rendah membatasi konversi karena kurangnya ketersediaan proton di fase organik, dan reaksi hidrasi dilakukan terutama pada interfase air atau pinene. Produk dengan yang lebih tinggi hasil menggunakan asam oksalat sebagai katalis tidak teroksidasi senyawa seperti limonene, terpinolene dan carene. Itu pembentukan senyawa ini mendukung hal tersebut di atas, dan asam oksalat tidak meningkatkan interaksi air atau pinene, jadi proton pada fase organik meningkat terutama isomerisasi penataan ulang pinene, seperti pada proses isomerisasi pinene untuk menghasilkan camphene.

Asam oksalat sedikit larut dalam pinene, konversi dan selektivitasnya lebih rendah daripada yang diamati untuk katalis asam kloroasetat. Sejak pKa adalah 1,3 untuk asam oksalat, diharapkan hasilnya dapat ditingkatkan jika pelarut ditambahkan ke sistem reaksi untuk mendukung interaksi alfa-pinene dan katalis asam oksalat. Bagaimanapun, biaya asam oksalat yang rendah serta pemisahan dan pemurniannya yang mudah membuatnya menarik bagi industri. (Aguirre, 2005)

Tabel 1.5. Perbandingan Proses Pembuatan Alfa-terpineol

No	Kriteria	Proses Pembuatan Alfa-terpineol		
		Metode 1	Metode 2	Metode 3
1	Bahan Baku	α -pinene dan Air (H ₂ O) (Lokal)	α -pinene dan Etanol (C ₂ H ₅ OH) (Lokal)	α -pinene dan Air (H ₂ O) (Lokal)
2	Bahan Pengotor	Beta-pinene D-limonene Camphene 3-carene	Beta-pinene D-limonene Camphene 3-carene	Beta-pinene D-limonene Camphene 3-carene
3	Reaktor	CSTR	CSTR	CSTR
4	Temperatur	80 °C	80 °C	70 °C
5	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
6	Waktu	4 jam	3 jam	4 jam
7	Katalis	Asam Kloroasetat	Asam Sulfat	Asam Oksalat
8	Konversi	54,13%	99,9%	53,4%
9	Selektivitas	100 %	18,9%	64 %
10	Produk samping	-	<i>terpin hydrate</i> dan γ -terpineol	Limonene dan γ -terpinene

Setiap metode memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing reaksi sebagai berikut:

1. Hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis

Chloroacetic Acid

Kelebihan:

- Selektivitas alfa-terpineol terbentuk sangat tinggi sehingga produk samping dihasilkan tidak terjadi

Kekurangan:

- Konversi dihasilkan lebih rendah dari metode 2

2. Reaksi α -pinene dengan katalis asam sulfat

Kelebihan:

- Konversi dihasilkan sangat tinggi
- Waktu dibutuhkan sedikit lebih singkat dari metode lain

Kekurangan:

- Selektivitas alfa-terpineol terbentuk sangat kecil
- Kebutuhan alat proses lebih banyak untuk memisahkan produk samping
- Konversi tertinggi dicapai dengan penambahan etanol sehingga membutuhkan harga yang cukup mahal

3. Hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Oxalic*

Acid

Kelebihan:

- Harga katalis lebih murah

Kekurangan:

- Konversi dihasilkan sangat rendah
- Selektivitas alfa-terpineol cukup kecil.

Berdasarkan metode-metode digunakan untuk pembuatan alfa-terpineol diatas, maka dipilih Metode 1, yaitu “Hidrasi langsung α -pinene dengan menggunakan katalis *Chloroacetic Acid*” dalam pertimbangan kelebihan serta meminimalkan kekurangan.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tujuan dari tinjauan termodinamika adalah untuk menentukan sifat reaksi (endotermik/eksotermik), apakah reaksi berlangsung spontan atau tidak, dan

arah reaksi (*reversibel/ireversibel*). Panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$ dapat digunakan untuk menentukan reaksi tersebut eksotermik atau endotermik. Berdasarkan segi termodinamika harga-harga ΔH_f° masing-masing komponen sebagai berikut:

Reaksi yang terjadi:



Tabel 1.6. Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f° (kJ/kmol)
$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	-205.894,414
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	-285,83
$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	31.505,485

Sumber: Pahima, 2018 diubah dari kcal/mol

Smith, 2018 diubah dari J/mol

Enthalpy of Formation:

$$\Delta H_f^\circ(298) = \Delta H_f^\circ_{\text{Produk}} - \Delta H_f^\circ_{\text{Reaktan}}$$

$$\Delta H_f^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}) - (\Delta H_f^\circ(\text{C}_{10}\text{H}_{16}) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O})))$$

$$\Delta H_f^\circ = (-205.894,414) - ((31.505,485) + (-285,83))$$

$$= - 237.114,069 \text{ kJ/kmol}$$

Berdasarkan data entalpi dengan harga *enthalpy* negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis.

Energi bebas gibbs

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak. ΔG_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Berikut merupakan harga ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel sebagai berikut:

Tabel 1.7. Harga ΔG_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/kmol)
$C_{10}H_{18}O$	-55.880
$H_2O_{(l)}$	-237,129
$C_{10}H_{16}$	149.850

Sumber: Tasheva, 2021 diubah dari kJ/mol

Chemo, 2016 diubah dari kJ/mol

Smith, 2018 diubah dari J/mol

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ_{\text{Produk}} - \Delta G_f^\circ_{\text{Reaktan}}$$

$$\Delta G_f^\circ = (\Delta G_f^\circ(C_{10}H_{18}O)) - (\Delta G_f^\circ(C_{10}H_{16}) + \Delta G_f^\circ(H_2O))$$

$$\Delta G_f^\circ = (-55.880) - ((149.850) + (-237,129))$$

$$\Delta G_f^\circ = -205.456,871 \text{ kJ/kmol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, telah dibuktikan bahwa nilai (ΔG_f°) energi bebas gibbs bernilai negatif sehingga termasuk reaksi spontan.

Nilai Konstanta laju reaksi dapat dievaluasi melalui jurnal yang telah ditulis oleh Herti Utami, Arief Budiman, Sutijan, dkk pada tahun 2011 dengan topik yang serupa dengan data sebagai berikut:

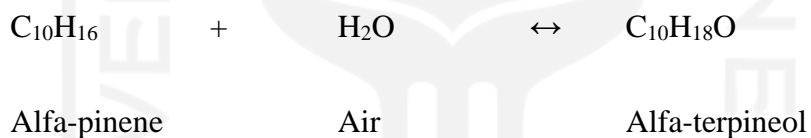
Reaksi hidrasi alfa-pinene menjadi alfa-terpineol dengan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

Kondisi Operasi:

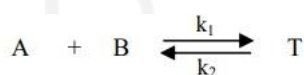
Tekanan : 1 atm

Suhu : 80° C

Persamaan reaksi kimia:



Menentukan Konstanta Laju Reaksi Hidrasi Alfa-Pinene



Jika α -pinene dituliskan A, air dituliskan B dan produk terpineol T, maka persamaan reaksinya menjadi:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_T \dots (2)$$

Berdasarkan hasil perhitungan variasi suhu diperoleh harga-harga konstanta kecepatan reaksi dari jurnal yang telah ditulis oleh Herti Utami, Arief

Budiman, Sutijan, dkk pada tahun 2011. Hubungan antara konstanta kecepatan reaksi (k_1) dengan suhu dapat dinyatakan dengan persamaan berikut:

$$k_1 = 4,121 \cdot 10^9 e^{\frac{-9256,38}{T}} \dots (3)$$

Berdasarkan hasil k_1 didapatkan nilai aktivasi (E), yaitu sebesar 18.392 kal/gmol. Meskipun begitu, pemakaian untuk menghitung k_1 pada persamaan ini mendapatkan ralat rata-rata sebesar 2,80%. Hubungan antara konstanta kecepatan reaksi (k_2) dengan suhu dapat dinyatakan dengan persamaan berikut:

$$k_2 = 3,801 \cdot 10^7 e^{\frac{-7841,44}{T}} \dots (4)$$

Berdasarkan hasil k_2 didapatkan nilai aktivasi (E) sebesar 15.580 kal/gmol serta penggunaan untuk menghitung k_2 persamaan ini mendapatkan ralat rata-rata sebesar 2,19%. Oleh karena itu, didapatkan nilai k_1 dan k_2 sebagai berikut:

$$k_1 = 4,121 \cdot 10^9 e^{\frac{-9256,38}{80+273,15 K}}$$

$$k_1 = 0,0208 \frac{ml}{mol \cdot menit}$$

$$k_1 = 1,248 \cdot 10^{-2} \frac{m^3}{kmol \cdot jam}$$

$$k_2 = 3,801 \cdot 10^7 e^{\frac{-7841,44}{80+273,15}}$$

$$k_2 = 5,186 \cdot 10^{-3} /jam$$

Keterangan:

$-r_A$: Laju reaksi (kmol/jam.m³)

k_1 : Konstanta laju reaksi ke kanan (m³/kmol.jam)

k_2 : Konstanta laju reaksi ke kiri (/jam)

C_A : Konsentrasi C₁₀H₁₆ (kmol/m³)

Jika $C_A = C_{A0} (1-X_A)$

Neraca Massa Terpentin atau A (C₁₀H₁₆) di dalam reaktor pada *steady state*
input - output - reaksi = akumulasi

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

Jika pada stoikiometri

$$F_A = F_{A0} (1-X_A)$$

$$V_R = \frac{F_{A0} X_A}{-r_A}$$

Jika dari stoikiometri $C_A = \frac{F_{A0} (1-X_A)}{v_0}$, $C_B = \frac{F_{B0} - F_{A0} X_A}{v_0}$, dan $C_T = \frac{F_{A0} X_A}{v_0}$

$$V_R = \frac{F_{A0} \cdot X_A \cdot v_0^2}{k_1 F_{A0} (1-X_A) \cdot (F_{B0} - F_{A0} X_A) - \frac{k_2 F_{A0} X_A}{v_0}} \dots (5)$$

Keterangan:

F_{A0} : Mol C₁₀H₁₆ (kmol)

F_{B0} : Mol H₂O (kmol)

v_0 : Laju alir volumetrik masuk reaktor (m³/jam)

X_A : Konversi C₁₀H₁₆

V_R : Volume reaktor (m³)

Berdasarkan persamaan diatas ini, kita dapat menghitung volume reaktor tersebut untuk proses hidrasi langsung α -pinene menjadi α -terpineol dengan menggunakan katalis *Chloroacetic Acid*.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Pemenuhan kualitas produk sesuai dengan tujuan atau target perancangan pabrik alfa-terpineol ini, sehingga dibutuhkan spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi Produk Alfa-terpineol dengan bahan baku terpentin dan air disajikan Pada tabel 2.1

Tabel 2.1. Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk

Sifat Fisis	Terpentin					Air	Alfa-terpineol
	Alfa-pinene	Beta-pinene	D-Limonene	3-carene	Camphene		
Rumus Molekul	C ₁₀ H ₁₆	C ₁₀ H ₁₆	C ₁₀ H ₁₆	C ₁₀ H ₁₆	C ₁₀ H ₁₆	H ₂ O	C ₁₀ H ₁₈ O
Berat Molekul	136 kg/kmol	136 kg/kmol	136 kg/kmol	136 kg/kmol	136 kg/kmol	18 kg/kmol	154 kg/kmol
Bentuk	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Titik Didih	156,15 °C	166 °C	176 °C	170 °C	159,5 °C	100°C	219,167°C
Titik Leleh	-55 °C	-61 °C	-40 °C	<25 °C	25,5 °C	0°C	18°C
Kemurnian	97,09%	1,6%	0,03%	0%	1,28%	100%	96%
Densitas	0.8592 gr/cm ³ (20 °C)	0.860 gr/cm ³ (25 °C)	0.841 gr/cm ³ (20 °C)	0.87 gr/cm ³	0.87 gr/cm ³	0,998 g/cm ³ (20 °C)	0,935 gr/cm ³ (20 °C)
Bau	Khas pinus	Khas pinus	Citrus	Tidak berbau	Bau seperti kapur barus	Tidak Berbau	Lavender
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak Berwarna	Tidak berwarna
<i>Spesific Gravity</i>	0.8592 (20 °C)	0.860 (25 °C)	0.8411 (20 °C)	0.87	0.87	0.998 (20 °C)	0,935 (20 °C)
Kelarutan	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter	-	Sangat larut dalam benzene, aseton, alkohol dan eter
Tekanan Kritis	27,6 Bar	27,6 Bar	27,5 Bar	-	-	-	-
Volume Kritis	0,504 m ³	0,506 m ³	0,524 m ³	-	-	0,344 m ³	-
Temperatur Kritis	632 K	643 K	550 K	648.5 K	638 K	647.13 K	-

Sumber: Pubchem

Yaws, 1999

Tabel 2.2. Identifikasi *Hazard* Produk

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia dalam Proses								
Komponen	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>		
Alfa-terpineol					√			Kondisi penyimpanan yang aman, termasuk semua inkompatibilitas. Penyimpanan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Spesifikasi bahan yang digunakan di pabrik alfa-terpineol ini, hal tersebut terdiri dari dua bagian, bahan baku dan bahan pembantu (pendukung).

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan Alfa-terpineol adalah terpenin dan air. Terpenin terdiri dari komponen reaktif yang dapat bereaksi membentuk alfa-terpineol antara lain alfa-pinene. Komponen *inert* sebagai pengotor bahan baku beta-pinene, D-limonene, 3-carene, dan camphene.

Sifat Kimia:

- a. Hidrasi alfa-pinene dengan air atau etanol dan katalis asam menghasilkan alfa-terpineol, limonene, g-terpinene, dan senyawa hubungan lainnya.

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

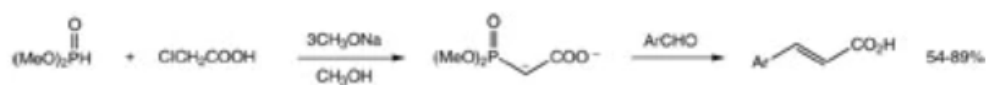
Tabel 2.3. Sifat Fisis Asam Kloroasetat

Parameter	Spesifikasi
Rumus Molekul	C ₂ H ₃ ClO ₂
Berat Molekul	94,5 kg/kmol
Bentuk	Cair
Titik Didih	189,3°C
Titik Leleh	63°C
Densitas	1,4043 gr/cm ³
Bau	Bau seperti cuka
Warna	Tidak berwarna
<i>Spesific Gravity</i>	1,4043 (20 °C)
Temperatur Kritis	412,85°C
Kelarutan	Larut dalam air 858 mg/mL (25 °C)

Sumber: PubChem

Sifat Kimia:

- a. Reaksi *Knoevenagel* atau *Horner-Wadsworth-Emmons* untuk sintesis alfa-asam sinamat yang tidak tersubstitusi melibatkan reaksi asam kloroasetat dengan dimetil fosfit dengan katalis natrium metoksida, dan pengolahan garam fosfonoasetat yang dihasilkan dengan benzaldehida. Sumber: Alfa.com



Tabel 2.4. Identifikasi *Hazard* Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>		
Alfa-pinene		√	√		√			<i>Flash point: 33°C, Autoignition point: 255°C</i>	Penyimpanan wadah tetap tertutup. Menyimpan jauh dari panas, percikan, dan nyala api terbuka.
Beta-pinene		√	√		√			<i>Flash point: 31,1°C</i>	Penyimpanan wadah tetap tertutup. Penyimpanan jauh dari panas, percikan, dan nyala api terbuka
D-limonene		√	√		√			<i>Flash point: 48°C, Autoignition point: 255°C, Lower Explosive Limit: 0.7 % pada 150°C Upper Explosive Limit: 6,1% pada 150°C</i>	Penyimpanan tahan api dan terpisah dari oksidan kuat. Penyimpanan di area tanpa akses saluran pembuangan atau saluran pembuangan.
3-carene		√	√		√				Penyimpanan wadah tetap tertutup. Penyimpanan jauh dari panas, percikan, dan nyala api terbuka
Camphene		√	√		√			<i>Flash point: 33,3°C, Autoignition point: 265°C</i>	Kondisi penyimpanan yang aman, termasuk semua inkompatibilitas.

									Penyimpanan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik.
Air									
Asam kloroasetat			√	√				<i>Flash point:</i> 126,1 °C, <i>Autoignition point:</i> 470°C	Penyimpanan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik.

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi bertujuan untuk menjaga kualitas produk hasil produksi, mulai dari bahan mentah hingga produk jadi. Kontrol kualitas (*Quality Control*) pabrik ini meliputi kontrol kualitas bahan baku, kontrol atau pengendalian kualitas proses dan kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian Mutu/Kualitas Bahan Baku bertujuan untuk mengetahui sejauh mana mutu bahan baku yang digunakan memenuhi spesifikasi yang ditetapkan dalam proses. Oleh karena itu, pemeriksaan kualitas bahan baku sebelum pembuatan agar bahan yang digunakan dapat diproses di pabrik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian atau Kontrol kualitas proses dilakukan oleh pengontrol yang terletak di tengah ruang kontrol. Unit kontrol dijalankan oleh kontrol otomatis dengan indikator. Jika indikator menyimpang dari set-set tersebut, apakah itu bahan baku atau laju aliran produk, kontrol level atau kontrol suhu, ini adalah

sinyal atau tanda yang diberikan, yaitu lampu lampu, alarm, suara dan sebagainya. Jika terjadi penyimpangan, mereka harus dikembalikan ke keadaan semula atau disesuaikan secara manual atau otomatis. Beberapa pengendalian yang digunakan yaitu pengendalian kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur.

Kontrol atau alat pengendali yang perlu dikonfigurasi dalam kondisi tertentu meliputi:

- *Level Control*

Kontrol level (*Level Control*) adalah perangkat yang dipasang di bagian atas tangki. Jika kondisi yang ditentukan tidak terpenuhi, akan ditampilkan tanda/sinyal berupa suara dan cahaya.

- *Flow Rate Control*

Flow rate adalah alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran proses masuk dan aliran keluar.

- *Temperature Control*

Temperature Control adalah alat yang dipasang di semua alat proses. Jika kondisi yang ditentukan tidak terpenuhi, akan ditampilkan tanda/sinyal berupa suara dan cahaya.

- *Pressure Controller*

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

- *Ratio Control*

Ratio Control merupakan alat yang digunakan untuk sebagai penjaga dari komposisi bahan keluar maupun masuk kembali agar hasil yang didapatkan lebih murni.

Ketika pengendalian proses dilakukan pada suatu operasi pada harga yang ditentukan untuk memproduksi produk standar, pengendalian mutu dilakukan untuk menentukan apakah bahan baku dan produk memenuhi spesifikasi. Setelah perencanaan produksi dibuat dan proses produksi dijalankan, produksi harus dipantau dan dikendalikan agar proses dapat berjalan dengan lancar.

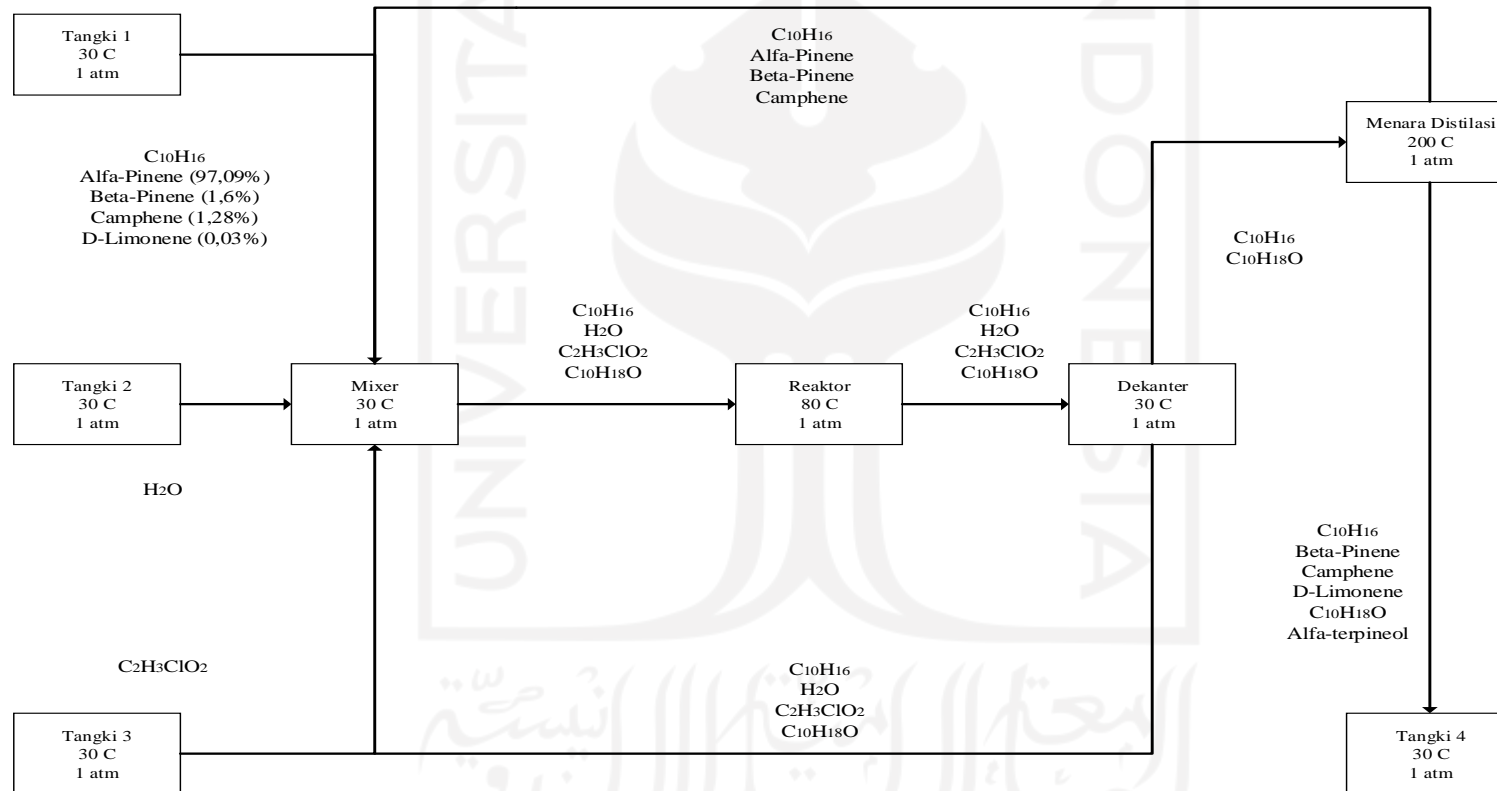
Kegiatan proses produksi dirancang untuk membawa kualitas ke standar, produksi sesuai jadwal, dan untuk menghasilkan produk tepat waktu.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kontrol kualitas produk dilakukan untuk kemurnian produk alfa-terpineol. Ketika bahan berkualitas tinggi diperlukan untuk mencapai kualitas produk standar, kami memantau dan mengontrol proses yang ada melalui sistem kontrol sehingga produk berkualitas tinggi dapat diperoleh dan dijual untuk pemasaran.

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi alfa-terpineol dari terpentin dan air dapat dibagi menjadi tahap persiapan bahan baku, reaksi, pemisahan, pemurnian, dan penyimpanan.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Produksi alfa-terpineol dengan kapasitas 2.500 ton/tahun menggunakan bahan baku terpentin memiliki alfa-pinene kemurnian 97,09 % dengan impuritas beta-pinene 1,6 %, D-limonene 0,03%, camphene 1,28% dan air kemurnian 100% dengan bantuan katalis asam kloroasetat kemurnian 100%. Dari tangki (T-01), (T-02), dan (T-03) dengan kondisi temperature 30 °C dan tekanan 1 atm, sebelum masuk ke Reaktor (R-01) masing-masing bahan baku dialirkan dengan pompa (P-01, P-02, dan P-03) menuju *Mixer* (M-01) untuk mencampurkan dan menghomogenkan bahan baku bersifat minyak dan air. Kemudian dialirkan dengan pompa (P-04) dan dipanaskan menggunakan *Heater* (HE-01) menuju dengan tujuan untuk menaikkan suhu agar sesuai dengan suhu operasi 80 °C dan tekanan 1 atm.

3.2.2. Tahap Proses Reaksi

Setelah melalui tahapan persiapan, bahan baku dimasukkan ke dalam Reaktor (R-01) jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) karena berlangsung pada fase cair-cair serta bersifat heterogen karena kandungan minyak dan air. Reaktor bekerja secara eksotermis dengan

kondisi operasi *Isothermal*. Reaktor ini dilengkapi dengan jaket pendingin sebagai penstabil suhu reaktor serta dilengkapi pengaduk agar semua bahan baku yang masuk tercampur dengan sempurna.

3.2.3. Tahap Pemisahan

Hasil keluaran dari Reaktor (R-01) alfa-terpineol sebagai produk, alfa-pinene, beta-pinene, camphene, D-limonene, air, dan asam kloroasetat diumpankan menuju Dekanter (D-01). Sebelum masuk Dekanter (D-01), umpan akan didinginkan menggunakan *Cooler* (CL-01) dan dialirkan menggunakan pompa (P-05). Hasil bawah dekanter (D-01) berupa air, asam kloroasetat, sisa dari alfa-terpineol, alfa-pinene, beta pinene, camphene, dan D-limonene akan dialirkan kembali dengan pompa (P-06) menuju *Mixer* (M-01). Hasil atas dekanter akan diumpankan menuju menara distilasi 1 (MD-01) dialirkan menggunakan pompa (P-07) dan dipanaskan dengan *Heater* (HE-02) memberikan hasil atas berupa alfa-pinene, beta-pinene, camphene, D-limonene, dan alfa-terpineol.

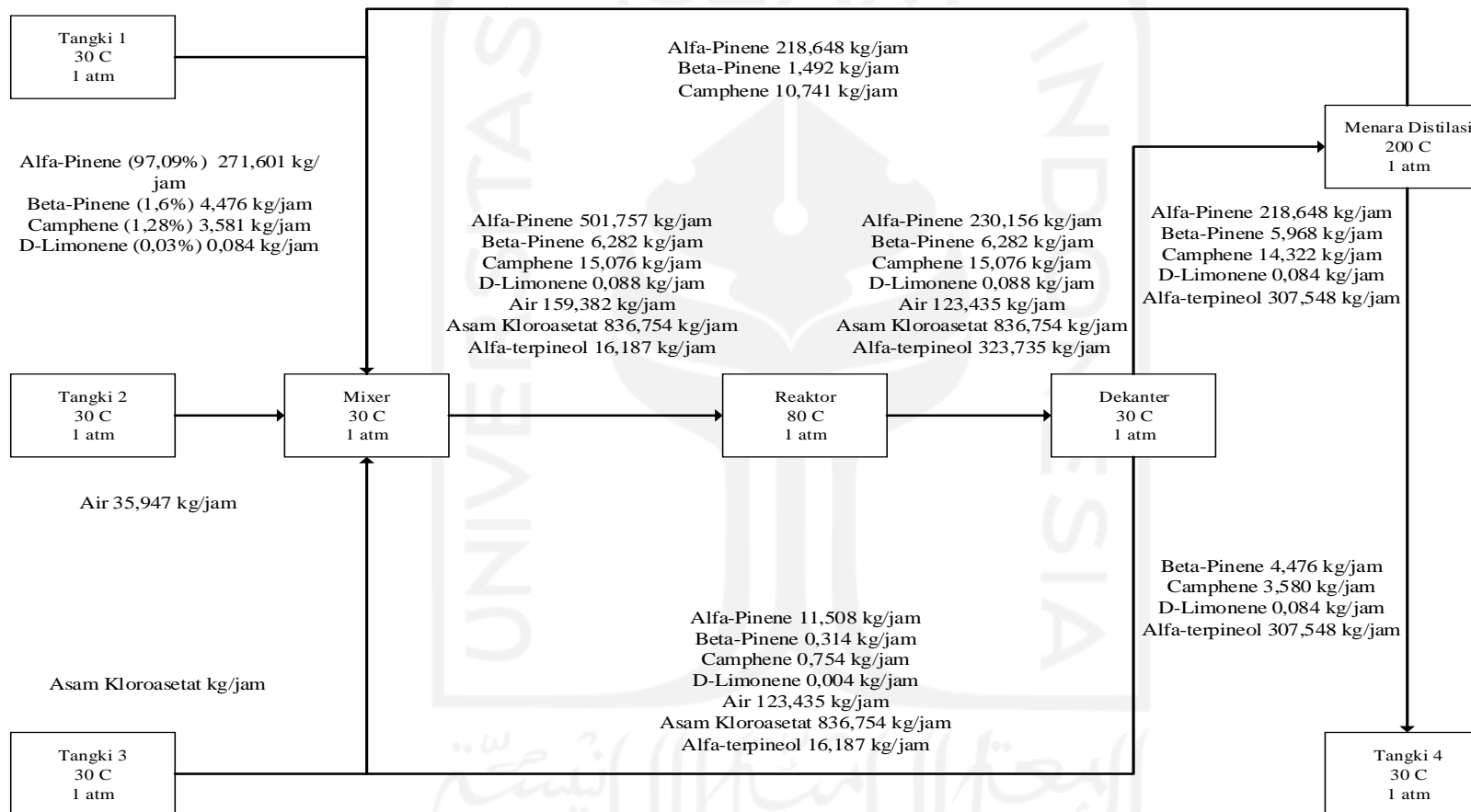
3.2.4. Tahap Pemurnian dan Penyimpanan

Sebelum hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dialirkan menuju *Mixer* (M-01) komponen masuk terlebih dahulu ke *Condensor* (CD-01) lalu ditampung pada *Accumulator* (ACC-01) sehingga hasil yang didapat berupa cairan yang dapat direflux dengan pompa (P-09) serta hasil yang menuju ke *Mixer* (M-01). Hasil *bottom* dari Menara distilasi 1 (MD-01)

berupa alfa-terpineol serta sisa beta-pinene, camphene, dan D-limonene dialirkan ke *Reboiler* (RB-01), dipompa (P-08), didinginkan (CL-02) lalu diteruskan menuju Tangki penyimpanan (T-04). Hasil distilat pada Menara distilasi 1 (MD-01) dialirkan ke *Mixer* (M-01) dengan hasil distilat berupa alfa-pinene, beta-pinene, dan camphene akan didinginkan (CL-03) suhu 30 °C dan tekanan 1 atm menuju *Mixer* (M-01).



3.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif

3.4 Spesifikasi Alat

3.4.1 Spesifikasi Reaktor

1. Reaktor 1

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat mereaksikan Alfa-Pinene dan Air menjadi Alfa-Terpineol
Jenis/Tipe	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp. 8.771.977.391
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 80 °C
Tekanan, atm	: 1 atm
Kondisi Proses	: <i>Adiabatis dan Isothermal</i>

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 3,5904 m
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,4375 in

Tinggi Total, m : 6,8509 m

Jenis *Head* : *Torispherical Flanged & Dished Head*

Spesifikasi Khusus

Tipe Pengaduk : Flat Six Blade Turbine with Disk

Diameter Pengaduk : 1,2118 m

Kecepatan Pengaduk, rpm : 68 rpm

Power/tenaga pengadukan, hp : 40 hp

Jumlah *baffle* : 4

Lebar *baffle* : 0,2060 m

Jenis Jaket : Pendingin

Mode Transfer Panas :

- UD, W/m²K : 97,8330 W/m²K

- Luas *Transfer Area* : 8,9929 m²

- Tebal Jaket, m : 0,0508 m

3.4.2 Spesifikasi Alat Pencampur

1. Mixer

Kode : M-01

Fungsi : Mencampurkan dan menghomogenkan bahan baku menuju reaktor

Jenis : Tangki berpengaduk tutup *flanged and*

dished

Material : *Stainless steel SA-167 Grade 3 type 316*

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 1,2057 m

Tinggi : 1,8086 m

Tebal *shell* : 0,1875 m

Tebal *head* : 0,1875 m

Jumlah pengaduk: : 1 buah

Kecepatan Pengaduk, rpm : 320 rpm

Tenaga/*power* pengaduk : 15,0 hp

Harga : Rp. 5.609.574.400

3.4.3 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Dekanter

Kode : D-01

Fungsi : Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari reaktor dengan prinsip perbedaan densitas dan kelarutannya

Jenis Alat : Dekanter silinder horizontal

Jenis Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 316*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Dimensi Dekanter

Shell

Diameter : 0,5285 m

Panjang : 1,0569 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Head

Jenis : *Flanged & Standar Dished Head*

Tinggi : 0,1519 m

Tebal *head* : 0,1875 in

2. Menara Distilasi

Kode : MD - 01

Fungsi : Memisahkan alfa-terpineol dari campuran

Tipe : *Sieve Tray Column*

Material : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Kondisi Operasi

a. Umpan

Tekanan : 1 atm

Suhu : 179 °C

b. Distilat

Tekanan : 0,9940 atm

Suhu : 156 °C

c. *Bottom*

Tekanan : 1,0060 atm

Suhu : 215 °C

Spesifikasi

Shell

Tinggi Menara : 8,8379 m

Diameter : 0,5500 m

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Head

Tebal *Head* : 0,1875 in

Tinggi *Head* : 5,5457 in

Tray

Jenis *Tray* : *Sieve Tray*

Feed Plate : 16

Jumlah *Plate actual* : 27 buah

Panjang *Weir* : 0,3850 m

Diameter *Hole* : 0,0050 m

Tebal *Tray* : 0,0050 m

Tray Spacing : 0,2500 m

Jumlah Lubang : 777 buah

Insulasi

Bahan : *Foam, Polyurethane*

Konduktivitas panas, W/m.K : 0,03 W/m.K

Tebal isolasi, m : 0,00635 m

3.4.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi Alat	Menyimpan Kebutuhan Terpentin untuk proses produksi	Menyimpan Kebutuhan Air untuk proses produksi	Menyimpan Kebutuhan Asam Kloroasetat (C ₂ H ₃ ClO ₂) untuk proses produksi	Menyimpan Produk akhir Alfa-Terpineol (C ₁₀ H ₁₈ O) untuk proses produksi
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari	30 Hari	7 Hari
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 Buah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Jenis Tangki	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>conical roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>conical roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>conical roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>conical roof</i>
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume Tangki: 106,5213 m ³ Diameter	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume Tangki: 60,4151 m ³ Diameter	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i> Volume Tangki: 166,9364 m ³ Diameter	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> Volume Tangki: 106,5213 m ³ Diameter

	Tangki: 6,10 m Tinggi Tangki: 3,6576 m <i>Course Plate:</i> 2 Tebal <i>Shell:</i> 0,1875 in	Tangki: 4,57 m Tinggi Tangki: 3,6576 m <i>Course Plate:</i> 2 Tebal <i>Shell:</i> 0,1875 in	Tangki: 7,62 m Tinggi Tangki: 3,6576 m <i>Course Plate:</i> 2 Tebal <i>Shell:</i> 0,1875 in	Tangki: 6,10 m Tinggi Tangki: 3,6576 m <i>Course Plate:</i> 2 Tebal <i>Shell:</i> 0,1875 in
Head & Bottom	Tebal <i>Head</i> (in): 0,1875 in Tebal <i>Bottom</i> (in): 0,375 in	Tebal <i>Head</i> (in): 0,1875 in Tebal <i>Bottom</i> (in): 0,3125 in	Tebal <i>Head</i> (in): 0,1875 in Tebal <i>Bottom</i> (in): 0,3125 in	Tebal <i>Head</i> (in): 0,1875 in Tebal <i>Bottom</i> (in): 0,375 in
Harga (Rupiah)	Rp1.065.380.068	Rp391.683.849	Rp4.238.889.650	Rp1.065.380.068

3.4.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Spesifikasi	Pompa		
Bahan	Alfa-Pinene Beta-Pinene Camphene D-Limonene	Air	Asam Kloroasetat
Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Memompa bahan baku terpentin dari Tangki Penyimpanan 1 menuju <i>Mixer</i>	Memompa bahan baku air dari Tangki Penyimpanan 2 menuju <i>Mixer</i>	Memompa bahan pendukung katalis dari Tangki Penyimpanan 3 menuju <i>Mixer</i>
Kondisi Operasi			
Viskositas	1,2243 cP	0,8150 cP	1,2137 cP
Kapasitas	0,3931 m ³ /jam	0,0421 m ³ /jam	1,1757 m ³ /jam
Pump Head	2,331 m	2,215 m	3,128 m
Suhu Fluida	30 °C		
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>		
Submersibility	<i>Immersed</i>		
Daya Motor	0,050 hp	0,050 hp	0,050 hp

Material Construction	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>		<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Harga (Rupiah)	47.002.062	24.371.439	113.153.112

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan (2)

Spesifikasi	Pompa		
Bahan	Alfa-Pinene Beta-Pinene Camphene D-Limonene Air Asam Kloroasetat	Alfa-Pinene Beta-Pinene Camphene D-Limonene Air Asam Kloroasetat Alfa-Terpineol	Air Asam Kloroasetat
Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Memompa bahan baku campuran dari <i>Mixer</i> menuju Reaktor	Memompa hasil Reaktor menuju Dekanter	Memompa hasil bawah Dekanter menuju <i>Mixer</i>
Kondisi Operasi			
Viskositas	2,8878 cP	1,0488 cP	3,5387 cP
Kapasitas	1,5967 m ³ /jam	1,6447 m ³ /jam	0,9559 m ³ /jam
Pump Head	7,669 m	0,945 m	3,026 m
Suhu Fluida	30 °C	80 °C	30 °C
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>		
Submersibility	<i>Immersed</i>		
Daya Motor	0,167 hp	0,050 hp	0,050 hp
Material Construction	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>		
Harga (Rupiah)	128.820.466	128.820.466	113.153.112

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan (3)

Spesifikasi	Pompa		
Bahan	Alfa-Pinene Beta-Pinene Camphene D-Limonene Alfa-Terpineol	Beta-Pinene Camphene D-Limonene Alfa-Terpineol	Alfa-Pinene Beta-Pinene Camphene
Kode	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Memompa hasil atas Dekanter	Memompa hasil bawah Menara Distilasi menuju	Memompa hasil atas Menara

	menuju Menara Distilasi	Tangki Penyimpanan 4	Distilasi menuju Mixer
Kondisi Operasi			
Viskositas	15,1766 cP	0,0054 cP	0,3102 cP
Kapasitas	0,7332 m ³ /jam	0,4994 m ³ /jam	0,3716 m ³ /jam
Pump Head	7,369 m	4,639 m	2,676 m
Suhu Fluida	30 °C	217 °C	156 °C
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>		
Submersibility	<i>Immersed</i>		
Daya Motor	0,125 hp	0,050 hp	0,050 hp
Material Construction	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>		
Harga (Rupiah)	47.002.062	47.002.062	47.002.062

3.4.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heater (HE-01)

Fungsi	Memanaskan fluida dari Mixer menuju Reaktor	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	220 °C	30 °C
Suhu Keluar	220 °C	80 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	148.668,2343 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	2 buah	
ID	1,66 in	1,38 in
OD	2,38 in	2,067 in
A	15 ft ²	
Pressure Drop	1,4550 psi	7,9387 psi
Rd	0,0197 Btu/jam.ft ² .°F	

2. Cooler (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan fluida dari Reaktor menuju Dekanter	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25 °C	80 °C
Suhu Keluar	40 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Pendingin	145.611,732 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
<i>Hairpin</i>	12 buah	
ID	1,66	1,38
OD	2,38	2,067
A	89,568 ft ²	
<i>Pressure Drop</i>	1,0658 psi	0,1625 psi
Rd	0,0169 Btu/jam.ft ² .°F	

3. Heater (HE-02)

Fungsi	Memanaskan fluida dari Dekanter menuju Menara Distilasi 1	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	220 °C	30 °C
Suhu Keluar	220 °C	179 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	146.076,2431 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
<i>Hairpin</i>	2 buah	
ID	1,66 in	1,38 in
OD	2,38 in	2,067 in
A	15 ft ²	
<i>Pressure Drop</i>	1,4144 psi	6,2743 psi
Rd	0,0052 Btu/jam.ft ² .°F	

4. Cooler (CL-02)

Fungsi	Mendinginkan fluida dari Menara Distilasi 1 menuju Tangki 4	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25 °C	217 °C
Suhu Keluar	40 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Pendingin	104.396,9313 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	15 ft	
<i>Hairpin</i>	3 buah	
ID	1,66 in	1,38 in
OD	2,38 in	2,067 in
A	28 ft ²	
<i>Pressure Drop</i>	0,9491 psi	0,0076 psi
Rd	0,0037 Btu/jam.ft ² .°F	

5. Cooler (CL-03)

Fungsi	Mendinginkan fluida dari Menara Distilasi menuju Mixer	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25 °C	156 °C
Suhu Keluar	40 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Pendingin	53.005,69491 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	15 ft	
<i>Hairpin</i>	2 buah	
ID	1,66 in	1,38 in
OD	2,38 in	2,067 in

A	15 ft ²	
Pressure Drop	0,2682 psi	0,0066 psi
Rd	0,0069 Btu/jam.ft ² .°F	

6. Condensor (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	25 °C	156 °C
Suhu Keluar	40 °C	156 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Pendingin	36.585,2082 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	1 buah	
ID	4,026	3,068
OD	4,5	3,5
A	17,67 ft ²	
Pressure Drop	0,0244 psi	1,0239 psi
Rd	0,0089 Btu/jam.ft ² .°F	

7. Reboiler (RB-01)

Fungsi	Menguapkan hasil atas Menara Distilasi 1	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	220 °C	215 °C
Suhu Keluar	220 °C	217 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	47.017,6035 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	15 ft	
Hairpin	9 buah	
ID	4,026	3,068
OD	4,5	3,5
A	159 ft ²	

<i>Pressure Drop</i>	0,0383 psi	0,0004 psi
Rd	0,0031 Btu/jam.ft ² .°F	

8. Accumulator (ACC-01)

Fungsi	Sebagai penampung keluaran condenser pada MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	
Jenis	Tangki silinder horizontal	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Kondisi Operasi		
Suhu	156 °C	
Tekanan	1 atm	
Dimensi Tangki		
Diameter	0,441 m	
Panjang	2,645 m	
Volume	0,4260 m ³	
Tebal Shell		
<i>Plate 1</i>	0,1875 in	
Dimensi Head		
<i>Tebal Head</i>	0,1875 in	
<i>Tinggi Head</i>	0,15764 m	
Waktu Tinggal	10 menit	

3.5 Neraca Massa

3.5.1. Neraca Massa Total

Tabel 3.5 Neraca Massa Total

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1.	Alfa-Pinene	271,601	0,000
2.	Beta-Pinene	4,476	4,476
3.	Camphene	3,581	3,581
4.	D-Limonene	0,084	0,084
5.	Air	35,947	0,000
6.	Asam Kloroasetat	0,000	0,000

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
7.	Alfa-Terpineol	0,000	307,548
Total		315,689	315,689

3.5.2. Neraca Massa Alat

1. Mixer (M-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa Mixer

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)					Keluar (kg/jam)
		Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 6	Arus 9	
1.	Alfa-Pinene	271,60 1			11,508	218,648	501,757
2.	Beta-Pinene	4,476			0,314	1,492	6,282
3.	Camphene	3,581			0,754	10,741	15,076
4.	D-Limonene	0,084			0,004	0,000	0,088
5.	Air		35,947		123,43 5	0,000	159,382
6.	Asam Kloroasetat			0,00 0	836,75 4	0,000	836,754
7.	Alfa-Terpineol				16,187	0,000	16,187
Sub Total		279,74 2	35,947	0,00 0	988,95 6	230,881	1535,526
Total		1535,526					1535,526

2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1.	Alfa-Pinene	501,757	230,156
2.	Beta-Pinene	6,282	6,282
3.	Camphene	15,076	15,076
4.	D-Limonene	0,088	0,088
5.	Air	159,382	123,435
6.	Asam Kloroasetat	836,754	836,754
7.	Alfa-Terpineol	16,187	323,735
Total		1535,526	1535,526

3. Dekanter (D-01)

Tabel 3.8 Neraca Massa Dekanter

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 5	Arus 6 (Recycle)	Arus 7
1.	Alfa-Pinene	230,156	11,508	218,648
2.	Beta-Pinene	6,282	0,314	5,968
3.	Camphene	15,076	0,754	14,322
4.	D-Limonene	0,088	0,004	0,084
5.	Air	123,435	123,435	
6.	Asam Kloroasetat	836,754	836,754	
7.	Alfa-Terpineol	323,735	16,187	307,548
Sub Total		1535,526	988,956	546,570
Total		1535,526	1535,526	

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.9 Neraca Massa Menara Distilasi

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 7	Arus 8 (Produk)	Arus 9
1.	Alfa-Pinene	218,648		218,648
2.	Beta-Pinene	5,968	4,476	1,492

No.	Komponen	Arus 7	Arus 8 (Produk)	Arus 9
3.	Camphene	14,322	3,580	10,741
4.	D-Limonene	0,084	0,084	
5.	Air			
6.	Asam Kloroasetat			
7.	Alfa- Terpineol	307,548	307,548	
Sub Total		546,570	315,689	230,882
Total		546,570	546,570	

3.6 Neraca Panas

1. Mixer (M-01)

Tabel 3.10 Neraca Panas Mixer

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Total	15.004,7926	Total	15.004,7926

2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.11 Neraca Panas Reaktor

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	641.872,2976	Arus Keluar	164.844,8999
		Pendingin	477.027,3977
Total	641.872,2976	Total	641.872,2976

3. Dekanter (D-01)

Tabel 3.12 Neraca Panas Dekanter

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Total	14.735,5513	Total	14.735,5513

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.13 Neraca Panas Menara Distilasi

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	155.685,6863	Arus Keluar	111.250,1862
<i>Reboiler</i>	49.606,2040	<i>Distilat</i>	55.442,2613
		<i>Condensor</i>	38.599,4429
Total	205.291,8903	Total	205.291,8903

5. *Heater 1* (HE-01)

Tabel 3.14 Neraca Panas *Heater 1*

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	15.004,7926	Arus Keluar	171.858,0834
Pemanas	156.853,2907		
Total	171.858,0834	Total	171.858,0834

6. *Cooler 1* (CL-01)

Tabel 3.15 Neraca Panas *Cooler 1*

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	168.363,5947	Arus Keluar	14.735,5513
		Pendingin	153.628,0433
Total	168.363,5947	Total	168.363,5947

7. *Heater 2* (HE-02)

Tabel 3.16 Neraca Panas *Heater 2*

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	4.909,6506	Arus Keluar	159.028,2459
Pemanas	154.118,5953		
Total	159.028,2459	Total	159.028,2459

8. *Cooler 2* (CL-02)

Tabel 3.17 Neraca Panas *Cooler 2*

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	113.057,9374	Arus Keluar	2.913,6788
		Pendingin	110.144,2587
Total	113.057,9374	Total	113.057,9374

9. *Cooler 3* (CL-03)

Tabel 3.18 Neraca Panas *Cooler 3*

Masuk	Kj/jam	Keluar	Kj/jam
Arus Masuk	57.919,7706	Arus Keluar	1.995,9719
		Pendingin	55.923,7987
Total	57.919,7706	Total	57.919,7706

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pabrik Alfa-Terpineol dengan kapasitas produksi 2.500 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Karangasri, Kecamatan Ngawi, Kabupaten Ngawi, Jawa Timur. Berikut adalah faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Lokasi pabrik dekat dengan Pabrik Gondorukem dan Terpentin Sukun Ponorogo yang menyediakan terpentin sebagai bahan baku proses produksi alfa-terpineol.
2. Jarak pelabuhan (Surabaya) cukup dekat sehingga dapat mempermudah pengiriman bahan baku yang harus di impor (asam kloroasetat).
3. Sumber listrik diperoleh dari PLN Ngawi dan sumber bahan bakar (energi) cukup tersedia dan dapat diperoleh dari PT. Pertamina EP Asset 4 Sukowati Field Soko Tuban.
4. Lokasi pabrik dekat dengan Sungai Bengawan Solo, sehingga tersedia sumber air yang banyak.
5. Lokasi pabrik berada dekat dengan beberapa pabrik sabun, disinfektan, dan aromaterapi (Surabaya dan Sidoarjo) sehingga

aksesnya mudah dalam pemasaran produk dan menghemat biaya transportasi produk.

6. Tersedia tenaga kerja yang banyak dan relatif murah (UMR rendah).
7. Lokasi pabrik masih tersedia luas yang berada pada tanah yang datar, iklim normal, dan bukan merupakan daerah yang rawan bencana alam.
8. Pabrik ini direncanakan menempati area tanah seluas $\pm 2,66$ ha

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor utama atau primer secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama faktor ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena banyaknya lahan luas yang ditanam pohon pinus di daerah Madiun, Jawa Timur dengan luas lahan yang cukup banyak. Berikut adalah beberapa hal yang perlu dipertimbangkan mengenai bahan baku:

- Jarak bahan baku dengan pabrik
- Kapasitas dari bahan baku tersedia dari sumber
- Penanganan dari bahan baku
- Berkemungkinan mendapatkan bahan baku dari sumber yang lain

2. Pemasaran Produk

Fokus area pemasaran alfa-terpineol, yaitu pulau Jawa, Sulawesi, Sumatera dan Kalimantan, dimana sarana transportasi tersedia sudah cukup lengkap dan memasarkan produk ke pasar internasional (ekspor) mengingat persaingan dunia industri yang semakin bebas. Berikut ini merupakan hal-hal diperhatikan mengenai pemasaran:

- Daerah pemasaran produk
- Pesaing-pesaing yang ada serta pengaruhnya
- Kemampuan dari daya serap pasar
- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik
- Sistem pemasaran yang digunakan

3. Kebutuhan Listrik dan Bahan Bakar

Tenaga listrik dan bahan bakar merupakan faktor pendukung yang sangat penting. Kebutuhan listrik yang dioperasikan pabrik bersumber dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain sumber tenaga listrik dari PLN, disediakan tenaga listrik darurat dari generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina.

4. Kebutuhan Air

Air merupakan bagian penting dari pabrik industri kimia. Air yang dibutuhkan untuk pabrik alfa-terpineol berasal dari air sungai yang diolah terlebih dahulu. Air akan digunakan proses, utilitas, dan keperluan rumah tangga.

5. Ketenagaan kerja

Modal utama untuk mendirikan pabrik adalah tenaga kerja, dan dengan mudah memperoleh tenaga kerja dengan kualitas tertentu tanpa harus membeli secara lokal. Sementara itu, pekerja dari daerah atau pencari kerja akan diambil alih.

6. Transportasi

Lokasi yang dipilih dalam rencana pembangunan pabrik adalah daerah yang telah tersedia fasilitas pelabuhan dan transportasi darat, sehingga pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat dilakukan melalui jalur darat atau laut.

7. Kondisi Iklim dan Cuaca

Kondisi cuaca dan iklim di sekitar pabrik relatif stabil, tidak terjadi bencana alam besar, dan pabrik beroperasi dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak berperan langsung dalam proses industri, tetapi memiliki pengaruh yang signifikan terhadap kelancaran arus produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi:

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di daerah Ngawi sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perizinan atau wewenang

Lokasi pabrik dipilih di area khusus untuk kawasan industri, yang memudahkan persetujuan pembangunan pabrik. Penentuan tata letak pabrik merupakan bagian penting dari proses konstruksi pabrik. Ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan:

- Aspek keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan dan perbaikan semua peralatan proses dengan mudah dan aman.
- Penggunaan lahan seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Infrastruktur seperti jalan dan transportasi lainnya, serta fasilitas sosial seperti pendidikan, ibadah, hiburan, perbankan dan perumahan perlu dimanfaatkan untuk meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah rencana untuk mengatur peralatan fisik dan personel untuk memproduksi produk dengan cara yang sangat efektif. Tata letak pabrik meliputi perencanaan ruang yang diperlukan untuk semua kegiatan pabrik, termasuk kantor, gudang, ruangan, dan semua fasilitas lain yang terkait dengan proses pembuatan produk. Tata letak pabrik berperan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, efisiensi dan keselamatan pekerja. Oleh karena itu, tata letak pabrik harus dirancang dengan cermat untuk menghindari masalah di masa mendatang. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kafetaria, pemadam kebakaran, satpam, dll ditempatkan di bagian yang tidak mempengaruhi lalu lintas, barang, dan proses. Berikut adalah beberapa hal yang perlu dipertimbangkan ketika perancangan tata letak pabrik:

1. Area Manajemen / Perkantoran dan Laboratorium

Area manajemen merupakan pusat manajemen operasi yang mengatur kelancaran proses. Laboratorium merupakan pusat kendali kualitas dan kuantitas bahan diproses dan produk akan dijual.

2. Area Proses dan Ruang Kontrol

Area proses adalah area dimana alat-alat untuk proses produksi berada. Ketika area proses ini terletak di area berbeda dari bagian lain. Ruang kontrol merupakan pusat kendali untuk proses sedang berlangsung.

3. Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

4. Area utilitas dan *power station*

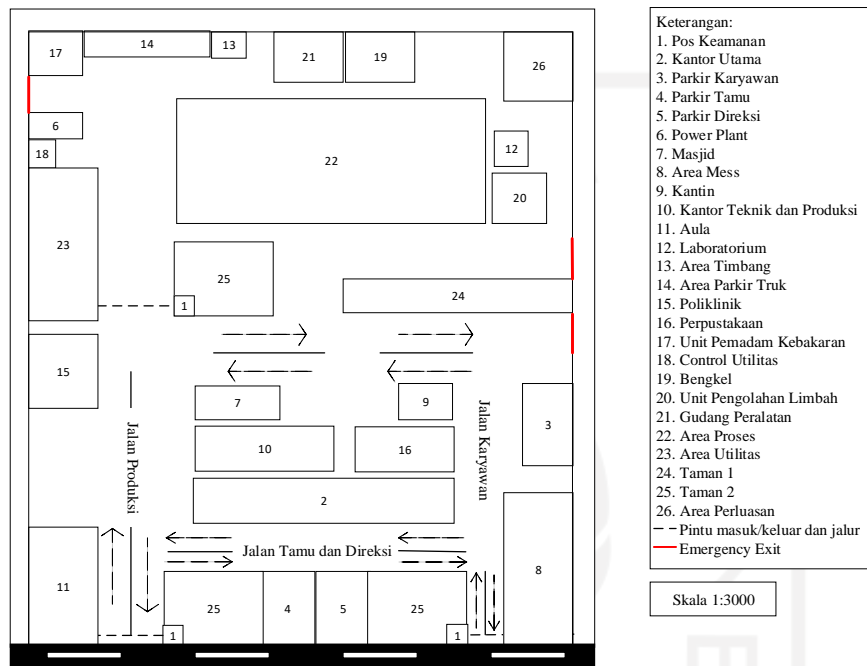
Area utilitas dan pembangkit listrik (*power station*) adalah daerah dimana kegiatan penyediaan air dan listrik terkonsentrasi. Pemasangan dan distribusi gas, udara, uap (*steam*), dan listrik yang tepat memudahkan pekerjaan dan pemeliharaan.

Perencanaan pabrik Alfa-Terpineol ini diperkirakan dibuat di atas tanah seluas 26.600 m² atau 2,66 hektar. Rincian luas lahan yang direncanakan dan tata letak pabrik ditunjukkan pada Tabel 4.1 dan Gambar 4.2 di bawah ini:

Tabel 4.1 Luas Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	9	9	81
2.	Kantor Utama	102	21	2.142
3.	Parkir Karyawan	18	33	594
4.	Parkir Tamu	18	30	540
5.	Parkir Direksi	18	30	540
6.	<i>Power Plant</i>	18	12	216
7.	Masjid	30	15	450
8.	Area Mess	24	60	1.440
9.	Kantin	18	15	270
10.	Kantor Teknik dan Produksi	54	15	810
11.	Aula	27	45	1.215
12.	Laboratorium	12	12	144
13.	Area Timbang Truk	12	12	144
14.	Area Parkir Truk	45	9	405
15.	Poliklinik	24	30	720
16.	Perpustakaan	42	15	630
17.	Unit Pemadam Kebakaran	16	17	272
18.	Control Utilitas	9	9	81
19.	Bengkel	24	18	432
20.	Unit Pengolahan Limbah	18	18	324
21.	Gudang Peralatan	24	18	432
22.	Area Proses	120	50	6.000
23.	Area Utilitas	27	60	1.620
24.	Taman 1	90	12	1.080
25.	Taman 2	39	30	1.170

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
26.	Daerah Perluasan	20	20	400
	Luas Bangunan			19.502
	Luas Tanah	858	615	22.152



Gambar 4.2 Tata Letak Bangunan

4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Saat merancang tata letak pabrik proses tersebut, terdapat beberapa hal perlu mempertimbangkan sebagai berikut:



1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat membawa manfaat ekonomi yang besar dan mendukung produksi yang lancar dan aman. Jika pipa tanah perlu diletakkan pada ketinggian tiga meter atau lebih, perawatan harus dilakukan saat meletakkan pipa. Di sisi lain, pipa-pipa di tanah diatur agar tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara yang lancar di dalam dan di sekitar area proses harus dipertimbangkan. Ini dimaksudkan untuk menghindari stagnasi pembuangan di satu tempat dapat menyebabkan akumulasi kimia berbahaya. Selain itu, arah angin perlu dipertimbangkan.

3. Cahaya

Semua lampu pabrik harus sesuai untuk tempat proses berbahaya atau proses dengan resiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Pertimbangan menyeluruh tata letak pabrik tersebut sehingga karyawan memiliki akses yang cepat dan mudah ke semua alat proses. Jika ada masalah dengan alat proses, dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja dalam menjalankan tugasnya harus diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Penempatan peralatan proses di pabrik ditujukan untuk menekan biaya operasional sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi di pabrik sehingga layak dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

Alat proses suhu tinggi dan tekanan tinggi harus dipisahkan dari peralatan proses lainnya agar tidak membahayakan peralatan proses lainnya jika terjadi ledakan atau kebakaran.

7. *Maintenance* (Pemeliharaan)

Pemeliharaan membantu menjaga pabrik dan peralatan berjalan dengan lancar dan produktif melalui pemeliharaan dan perbaikan alat, dan untuk memenuhi tujuan dan spesifikasi produksi bahan baku yang diharapkan.

Pemeliharaan preventif dilakukan setiap hari untuk mencegah kerusakan peralatan dan menjaga kebersihan lingkungan sekitar peralatan. Di sisi lain, sesuai dengan manual yang ada, perawatan rutin dilakukan sesuai jadwal. Klasifikasi dilakukan agar perhatian khusus diberikan pada alat tersebut. Alat ini terus menerus dihasilkan dan akan berhenti jika rusak. Pemeliharaan peralatan proses dilakukan dalam prosedur sesuai. Hal ini terlihat dari rencana yang dijalankan oleh masing-masing alat. Pemeliharaan setiap alat meliputi:

1. *Overhead* 1 x 1 tahun

Ini adalah perbaikan, pemeriksaan, dan perataan seluruh alat, termasuk membongkar alat, mengganti bagian alat yang rusak, dan mengembalikannya ke keadaan semula.

2. *Repairing* (Perbaikan)

Repairing merupakan kegiatan perawatan untuk memperbaiki bagian-bagian peralatan yang rusak. Ini biasanya terjadi setelah pengujian. Faktor-faktor yang mempengaruhi pemeliharaan adalah sebagai berikut:

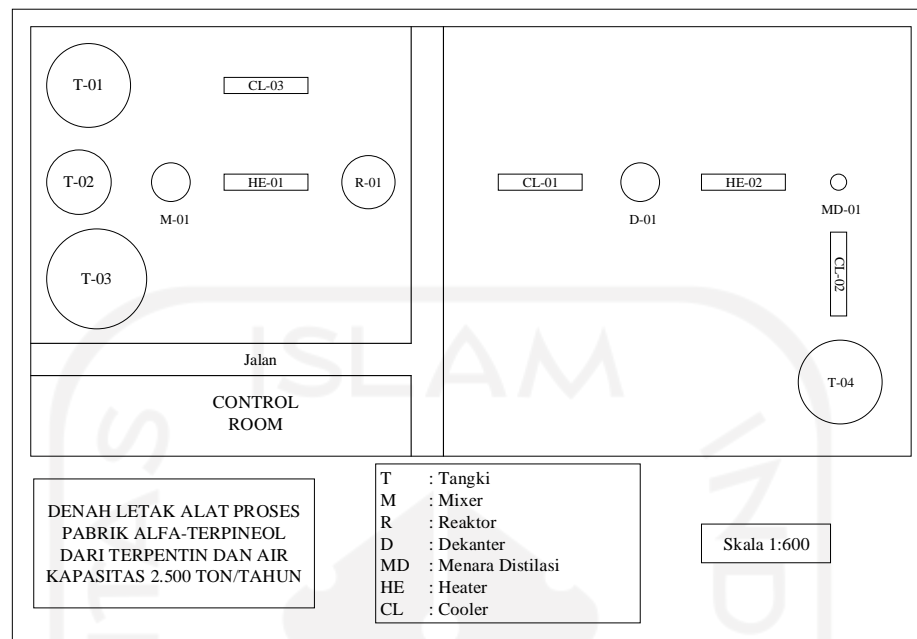
- a. Umur alat

Semakin tua alat, semakin banyak perawatan perlu dilakukan. Hal ini menyebabkan peningkatan biaya perawatan.

- b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang memenuhi syarat berarti alat ini dibersihkan lebih sering. Tata letak alat proses harus dirancang sebaik mungkin sehingga didapatkan sebagai berikut:

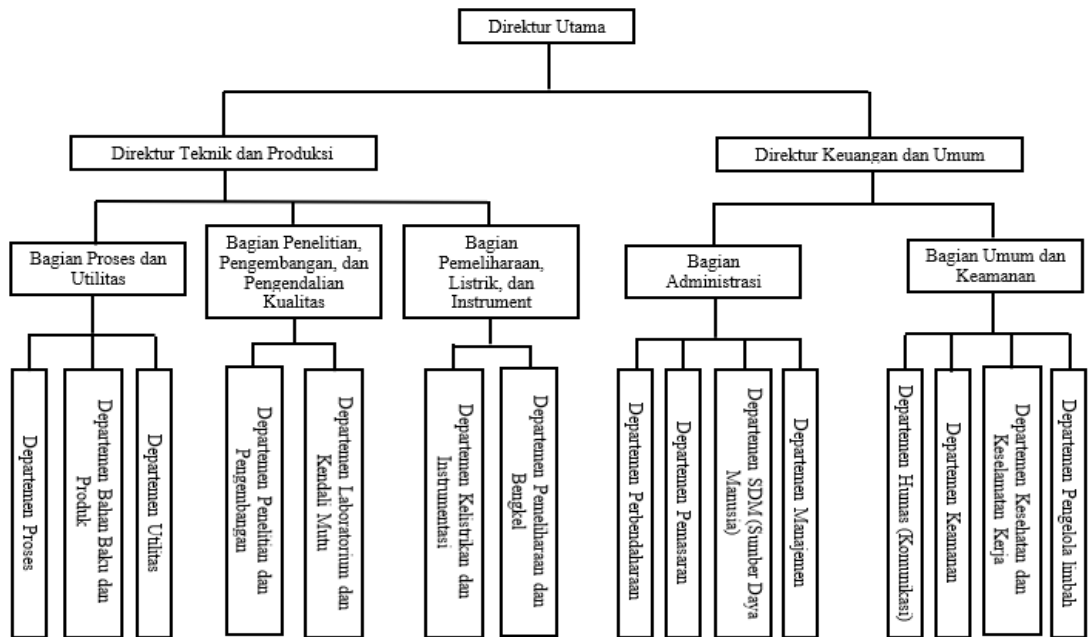
1. Terjamin proses produksi dengan lancar.
2. Penggunaan ruangan secara efektif.
3. Kontrol untuk mengurangi biaya modal sehingga biaya modal dapat dikurangi.
4. Jika proses tata letak proses benar, perusahaan tidak harus menggunakan alat transportasi untuk biaya mahal meskipun proses pembuatannya lancar.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

Organisasi suatu perusahaan menjadi penting karena berkaitan dengan efek peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk-produk manufaktur. Organisasi perusahaan yang baik dan teratur juga menghasilkan talenta yang baik.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Pabrik Alfa Terpeneol dari Terpentin dan air ini direncanakan akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas. Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagaaian tugas dan wewenang pada masing-masing karyawan dapat berjalan dengan baik. Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari.

Struktur manajemen perusahaan ini terdiri dari 4 level struktural. Pemimpin tertinggi dalam perusahaan ini adalah direktur utama yang membawahi dua direktur bagian, dengan lima kepala bagian dan lima belas departemen.

Adapun wewenang dan tanggung jawab masing-masing jabatan sebagai berikut:

1. Direktur Utama

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro (S1)

Jumlah : 1 orang.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Pendidikan : Sarjana Akuntansi (S1)

Jumlah : 1 orang.

4. Bagian Proses dan Utilitas

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Teknik Lingkungan (S1)

Jumlah : 1 orang.

5. Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Kualitas

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Analisis Kimia/Kimia (D3/S1)

Jumlah : 1 orang.

6. Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrument.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin/Elektro (S1)

Jumlah : 1 orang.

7. Bagian Administrasi

Pendidikan : Sarjana Akuntansi/Ekonomi/Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

8. Departemen Proses

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Kimia (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

9. Departemen Bahan Baku dan Produk

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Kimia/Kimia/

Analisis Kimia (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff)

10. Departemen Utilitas

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Kimia/Teknik

Elektro/Teknik Mesin (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

11. Departemen Penelitian dan Pengembangan

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Kimia/Analisis Kimia/

Kimia (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

12. Departemen Laboratorium dan Kendali Mutu

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Kimia/Analisis Kimia/

Teknik Kimia/Teknik Industri (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

13. Departemen Kelistrikan dan Instrumentasi

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Mesin/

Teknik Elektro/Mekatronika (S1/D3).

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen dan 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

14. Departemen pemeliharaan dan Bengkel.

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Mesin/Mekatronika/

Teknik Elektro (S1/D3)

Jumlah : 8 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen dan 1 *supervisor*, 2 *engineer*, 2 operator, dan 2 staff).

15. Departemen Pembendaharaan

Pendidikan : Sarjana dan Diploma

Manajemen/Ekonomi/Akuntansi (S1/D3)

Jumlah : 6 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen dan 1 *supervisor*, 2 operator, dan 2 staff).

16. Departemen Pemasaran

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Manajemen/DKV (S1/D3)

Jumlah : 6 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen dan 1 *supervisor*, 2 operator, dan 2 staff).

17. Departemen Sumber Daya Manusia

Pendidikan : Sarjana Psikologi (S1)

Jumlah : 4 anggota (Terdiri 1 kepala departemen, 1 *supervisor*, 2 staff).

18. Departemen Manajemen

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Manajemen/Ekonomi (S1/D3)

Jumlah : 6 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen dan 1 *supervisor*, 2 operator, dan 2 staff).

19. Departemen Humas (Komunikasi)

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Ilmu Komunikasi/Manajemen (S1/D3)

Jumlah : 4 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen,
1 *supervisor*, dan 2 staff).

20. Departemen Keamanan

Pendidikan : SMA/SMK/Sederajat

Jumlah : 14 anggota (terdiri 1 kepala departemen,

1 *supervisor* dari 6 *security*,

6 anggota pemadam kebakaran).

21. Departemen Kesehatan, dan Keselamatan Kerja

Pendidikan : Sarjana dan Diploma Teknik Keselamatan/Teknik Industri/Teknik Kimia/Kedokteran/Farmasi (S1/D3)

Jumlah : 6 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen,

1 *supervisor*, 2 tenaga kesehatan, dan 2 staff).

22. Departemen Pengelola Limbah

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Teknik Lingkungan (S1)

Jumlah : 6 anggota (terdiri dari 1 kepala departemen,

1 *supervisor*, 2 operator, dan 2 staff)

4.4.1 Bentuk Hukum Badan Usaha

Hal diperlukan dalam mendirikan perusahaan dapat terus menerus mencapai tujuan perusahaan efektif dan efisien, dibutuhkan pemilihan jenis perusahaan yang ingin dirikan untuk mencapai tujuan ini. Jenis-jenis perusahaan sebenarnya ada di Indonesia adalah:

1. Perusahaan Perorangan

2. Persekutuan dengan Firma
3. Persekutuan Komanditer
4. Perseroan Terbatas
5. Koperasi
6. Perusahaan Negara
7. Perusahaan Daerah

Jenis perusahaan yang digunakan dalam pabrik Alfa-Terpineol adalah perseroan terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan suatu perjanjian, yang melakukan kegiatan usaha dengan membagi seluruhnya modal yang telah diberi izin menjadi saham, dan undang-undang pertama tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT) dalam aturan pelaksanaannya. Pemilihan bentuk perseroan terbatas (PT) didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

- a. Posisi direktur dan pemegang saham perusahaan berbeda.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu tentang perusahaan dipegang oleh manajemen (pemimpin perusahaan).
- c. Pengumpulan modal lebih mudah, selain dari bank didapatkan dengan penjualan saham.
- d. Kelangsungan hidup PT lebih pasti karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi, atau karyawan.
- e. Pemegang Saham dapat menunjuk para profesional sebagai direktur dan direktur yang sangat kompeten dan berpengalaman.

- f. PT dapat menarik modal dalam jumlah besar dari masyarakat dan memungkinkan PT menggunakan modal tersebut untuk mengembangkan bisnisnya.

4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Menurut para ahli, arti kata organisasi adalah sekelompok orang yang menekankan wewenang dan tanggung jawab masing-masing individu dan secara sadar bekerja sama untuk mencapai suatu tujuan bersama. Tiga elemen utama dari sebuah organisasi adalah:

1. Keberadaan sekelompok orang.
2. Ada hubungan dan pembagian tugas.
3. Terdapat visi dan misi untuk dicapai.

Bentuk organisasi dapat dikategorikan sebagai berikut, tergantung pada struktur hubungan kerja dan pertukaran kemampuan dan tanggung jawab:

1. Bentuk organisasi lini
2. Bentuk organisasi fungsional
3. Bentuk organisasi lini dan personalia
4. Bentuk organisasi fungsional dan personalia

Struktur organisasi yang digunakan oleh suatu perusahaan adalah organisasi lini dan personalia dengan pertimbangan berikut:

- a. Dapat digunakan untuk organisasi yang cukup besar untuk produksi publik dan berkelanjutan.

- b. Kombinasi kepemimpinan dan komando/perintah meningkatkan disiplin kerja.
- c. Setiap kepala seksi atau departemen bertanggung jawab langsung atas kegiatan yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- d. Direktur memiliki kepemimpinan tertinggi yang bertanggung jawab atas komite. Anggota komite merupakan turunan pemegang saham dengan staf berkompeten yang bertugas memberikan nasihat kepada direksi.
- e. Staff ahli memfasilitasi proses pengambilan keputusan.
- f. Reifikasi "orang yang tepat di tempat yang tepat" mudah dilakukan.

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dan terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan dana untuk tujuan mendirikan dan mengoperasikan perusahaan. Kekuasaan tertinggi perseroan terbatas tergantung pada rapat pemegang saham. Tujuan rapat umum pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Pengangkatan dan pemberhentian panitia (dewan komisaris)
2. Pengangkatan dan pemberhentian direktur
3. Menyetujui hasil operasi dan neraca yang digunakan untuk menghitung laba rugi tahunan perusahaan.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertanggung jawab untuk menerapkan kebijakan khusus pemegang saham dan membuatnya bertanggung jawab kepada pemegang saham. Tugas dewan komisaris adalah sebagai berikut:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan target pemasaran.
2. Mengawasi kinerja menurut direktur.

4.4.3.3 Direktur Utama

Direktur utama mempunyai pimpinan tertinggi pada perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya pada perkembangan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Komite (dewan komisaris) atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai Direktur Perseroan. Direktur Utama mempunyai bawahan, yaitu Direktur Produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut merupakan direktur-direktur yang dibawahinya:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi mempunyai tugas pada memimpin aplikasi aktivitas pabrik mengatur hubungan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum mempunyai tugas bertanggung jawab terhadap kasus-kasus dalam administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, serta keselamatan kerja.

4.4.3.4 Kepala Bagian

Kepala bagian mempunyai tugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi aplikasi pekerjaan pada lingkungan bagiannya berhubungan kebijakan pimpinan perusahaan. Kepala bagian juga bertindak menjadi staff direktur. Kepala departemen bertanggung jawab atas orang yang bertanggung jawab atas teknologi dan produksi atau direktur. Berikut merupakan perincian kepala bagian dan tugasnya:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala bagian proses dan utilitas mempunyai tugas mengkoordinasikan aktivitas pabrik pada bidang proses, penyediaan bahan baku, dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrument

Penanggung jawab (Kepala bagian) pemeliharaan, kelistrikan dan instrumentasi bertanggung jawab atas fasilitas yang mendukung kegiatan pemeliharaan dan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Kualitas

Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan Kontrol kualitas bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan seperti penelitian, pengembangan bisnis, dan pengendalian kualitas.

4. Kepala Bagian Administrasi

Kepala bagian administrasi mempunyai tanggung jawab terhadap mengkoordinasikan aktivitas pemasaran, pengadaan barang, pembukuan keuangan serta aktivitas tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

5. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Kepala bagian umum dan keamanan mempunyai tanggung jawab terhadap keamanan pabrik, kesehatan, keselamatan seluruh karyawan serta aktivitas bekerjasama antar perusahaan terhadap warga dengan menjaga keamanan seluruh anggota perusahaan.

4.4.3.5 Kepala Departemen

Kepala departemen bekerja di masing-masing departemen sesuai dengan ketentuan kepala seksi atau departemen masing-masing. Setiap kepala bagian memiliki tanggung jawab pertama setiap bagian sesuai dengan bagiannya. Rincian Kepala Departemen dan kewajibannya adalah:

1. Kepala Departemen Proses

Kepala departemen bagian proses bertanggung jawab atas arah dan pemantauan kelancaran proses manufaktur.

2. Kepala Departemen Bahan Baku dan Produk

Bagian kepala dan produk bahan baku bertanggung jawab atas penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Departemen Utilitas

Kepala Departemen ini bertanggung jawab untuk menyediakan air, bahan bakar, uap (*steam*) dan udara tekan untuk proses dan peralatan.

4. Kepala Departemen Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala bagian pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab atas kegiatan pemeliharaan, peralatan, dan fasilitas pendukung.

5. Kepala Departemen Kelistrikan dan Instrumentasi

Kepala Departemen bagian listrik dan instrumentasi bertanggung jawab atas kelancaran pengoperasian peralatan listrik dan peralatan.

6. Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan

Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan meminta kegiatan penyesuaian terkait peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

7. Kepala Departemen Laboratorium dan Kendali Mutu

Kepala Departemen Laboratorium dan Kendali Mutu bertanggung jawab untuk melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan penolong, produk dan limbah.

8. Kepala Departemen Perbendaharaan

Kepala Departemen Keuangan (Perbendaharaan) bertanggung jawab atas masalah pembukuan dan keuangan perusahaan.

9. Kepala Departemen Pemasaran

Kepala Departemen pemasaran mengkoordinir kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Departemen Manajemen

Sekretaris wilayah administrasi bertanggung jawab atas kegiatan yang berkaitan dengan anggaran perusahaan dan pengelolaan kantor.

11. Kepala Departemen SDM (Sumber Daya Manusia)

Kepala departemen Sumber Daya Manusia memiliki tantangan untuk menyesuaikan kegiatan yang terkait dengan staff atau kepegawaian.

12. Kepala Departemen Humas (Komunikasi)

Kepala Departemen Humas (Komunikasi) bertanggung jawab untuk melakukan kegiatan yang berkaitan dengan hubungan dengan bisnis, pemerintah dan masyarakat.

13. Kepala Departemen Keamanan

Kepala Departemen Keamanan bertanggung jawab untuk mengawasi keamanan perusahaan.

14. Kepala Departemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala Departemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja bertanggung jawab untuk mengatur dan memantau kesehatan karyawan dan keluarganya dan menangani masalah keselamatan kerja perusahaan.

15. Kepala Departemen Pengelola limbah

Kepala Departemen Pengelola limbah bertanggung jawab untuk memastikan bahwa limbah pabrik memenuhi standar kualitas limbah.

4.4.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Alfa-Terpineol dioperasikan 330 hari setahun selama 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur dapat digunakan untuk perbaikan, pemeliharaan, atau penutupan. Pembagian-pembagian jam kerja karyawan adalah sebagai berikut:

- a. Seorang karyawan non-*shift* yang bekerja selama 8 jam dengan total 40 jam dalam seminggu. Hari Minggu dan hari libur nasional termasuk hari libur kerja. Karyawan non-*shift* adalah karyawan yang tidak terlibat langsung dalam operasional pabrik, yaitu direktur, kepala departemen, kepala departemen, staff atau administrasi, dan area yang tidak bertanggung jawab secara teknis atau bentuk yang tidak kontinu. Berikut adalah jam kerja karyawan non-*shift*:

- Senin- Kamis : 08.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00
- Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- b. Pekerja *shift* bekerja 24 jam sehari dan dibagi menjadi tiga *shift*. Pekerja *shift* adalah karyawan yang terlibat langsung dalam proses operasional pabrik: *supervisor shift*, operator, pekerja *shift*, gudang, dan keselamatan kerja. Jam kerja pekerja shift diatur sebagai berikut:

- *Shift I* : 08.00 - 16.00
- *Shift II* : 16.00 - 24.00

- *Shift* III : 24.00 - 08.00

Jadwal-jadwal kerja dibagi menjadi 4 minggu dan 4 kelompok. Setiap kelompok kerja menerima satu cuti dari tiga *shift* tersebut. Pembagian *shift* dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4.2 Siklus Pergantian *Shift* Karyawan

<i>Shift</i>	Minggu Ke-															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
I	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D
II	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A
III	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B
OFF	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C

4.4.5 Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan

4.4.5.1 Sistem Gaji Karyawan (Pegawai)

Sistem penggajian perusahaan dapat dibagi menjadi tiga jenis, yaitu:

- Gaji bulanan. Pembayar gaji kepada karyawan tetap sesuai dengan aturan perusahaan.
- Gaji harian. Upah yang dibayarkan kepada buruh tidak tetap atau buruh harian.
- Gaji lembur. Gaji karyawan yang bekerja lebih dari jam kerja utama.

Jumlah pegawai dan gaji menurut jabatan adalah sebagai berikut:

Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1.	Direktur Utama	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
2.	Kepala Bagian	5	Rp25.000.000	Rp125.000.000
3.	Kepala Departemen	15	Rp20.000.000	Rp300.000.000
4.	<i>Foreman/Supervisor</i>	15	Rp15.000.000	Rp225.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
5.	<i>Engineer</i>	14	Rp7.500.000	Rp105.000.000
6.	Operator Proses, utilitas, dan adminisitrasi	22	Rp6.000.000	Rp132.000.000
7.	Staff	30	Rp4.000.000	Rp120.000.000
8.	Dokter dan tenaga kesehatan	2	Rp4.000.000	Rp8.000.000
9.	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp2.000.000	Rp20.000.000
10.	Keamanan & fire	12	Rp3.000.000	Rp36.000.000
11.	Supir	2	Rp2.000.000	Rp4.000.000
	Total	128		Rp1.115.000.000

4.4.5.2 Kesejahteraan Karyawan

Peningkatan efisiensi tenaga kerja suatu perusahaan dilakukan dengan memberikan fasilitas imbalan kerja. Selain memberikan upah publik, upaya telah dilakukan untuk menyediakan setiap pekerja dengan beberapa fasilitas lain dengan cara berikut:

1. 12 hari cuti tahunan yang dibayar.
2. Aturan cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Pembayaran liburan dan bonus berdasarkan posisi.
4. Tunjangan lembur untuk pekerja yang bekerja di luar jam inti mereka.
5. Asuransi pekerja, termasuk jaminan kecelakaan kerja dan kematian, dibayarkan kepada keluarga pekerja yang meninggal akibat cedera kerja.
6. Tunjangan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi pegawai yang sakit akibat kecelakaan kerja.
7. Penyediaan ruang makan, tempat ibadah dan sarana olahraga.
8. Penyediaan seragam dan alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).

9. Reuni keluarga tahunan (berkumpulnya seluruh karyawan dan keluarganya).



BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air industri, biasanya digunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut sebagai sumber air untuk memperoleh sumber air tersebut. Perancangan pabrik ini, sumber air digunakan berasal dari air sungai terdekat dengan pabrik. Berikut beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air:

1. Air sungai merupakan sumber air yang relatif kontinyu atau memiliki kontinuitas tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif sederhana dan biaya pengolahannya relatif rendah dibandingkan dengan biaya pengolahan air laut yang lebih kompleks dan umumnya lebih tinggi.

Air bersih dari pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan sebagai berikut:

a. Unit Proses

Air proses merupakan air yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan alfa-terpineol, bahan baku spesifikasi dan jumlah kebutuhan air proses pada tabel 5.1 berikut ini:

Tabel 5.1 Syarat Baku Mutu Air Proses

Spesifikasi	Nilai	Satuan
Turbiditas	<0,1	FTU
Ph	6,5-7,5	
M-Alkali	<10	mg/L
Iron	<0,1	mg/L
SiO ₂	2	mg/L

Sumber: Batan.go.id

b. Air Pendingin

Air pendingin adalah air yang digunakan untuk pertukaran atau perpindahan panas pada peralatan proses pendinginan dan penukar panas untuk keperluan perpindahan panas zat dalam aliran ke air. Saat menyediakan air untuk tujuan pendinginan, hal-hal berikut harus dipertimbangkan:

1. Kesadahan air yang dapat menyebabkan endapan atau *scale* (kerak) pada sistem pemipaan
2. Mikroorganisme seperti bakteri atau plankton berkembang dan tumbuh di air sungai, menyebabkan fouling instrumen pertukaran panas
3. Besi yang dapat menyebabkan korosi
4. Minyak, Ini adalah penyebab gangguan *film corrosion inhibitor*, yang menyebabkan endapan, karena mungkin merupakan makanan mikroba sehingga dapat menurunkan koefisien perpindahan panas (*heat transfer coefficient*).
5. Bahan yang menyebabkan korosi dan bahan yang mengurangi efisiensi perpindahan panas biasanya berasal dari senyawa asam kuat.

c. Air untuk keperluan umum dan sanitasi

Air Umum adalah air yang dibutuhkan oleh sarana untuk memenuhi kebutuhan pekerja seperti mandi, cuci, kakus (MCK) dan kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Air sanitasi diperlukan untuk membersihkan atau membersihkan peralatan seperti pabrik, utilitas, dan laboratorium. Beberapa kebutuhan atau syarat air saniter (sanitasi) adalah:

- Persyaratan fisik: di bawah suhu kamar, tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau, dan tingkat kekeruhan $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{Liter}$.
- Persyaratan kimia, tidak mengandung zat organik atau anorganik yang larut dalam air atau logam berat beracun lainnya.
- Persyaratan biologis (bakteriologis): Bebas kuman/bakteri, terutama bebas patogen

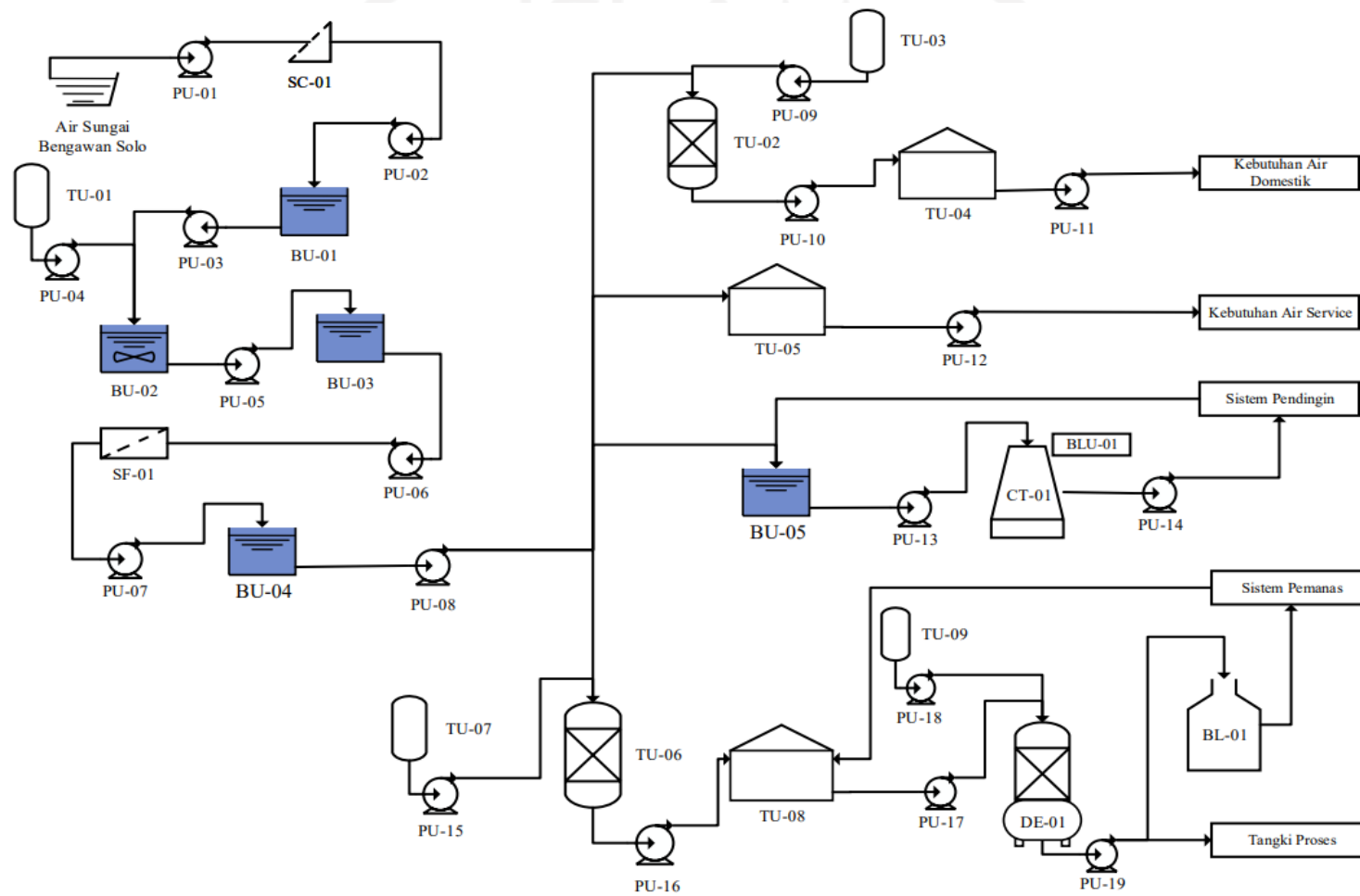
d. Air pemadam kebakaran (*hydrant*)

Bagian dari utilitas fasilitas ini adalah air pemadam kebakaran (*hydrant*). Jika suatu saat terjadi kebakaran di suatu tempat di pabrik, kebutuhan air ini sangat diperlukan. Oleh karena itu, penggunaan air untuk keperluan ini tidak terus menerus dan digunakan secara tidak sengaja hanya pada saat terjadi kebakaran. Pada kenyataannya, kebutuhan air ini melalui saluran pemadam kebakaran yang dihubungkan oleh kanal melintasi seluruh lokasi pabrik. Pipa *hydrant* terutama disiapkan di lokasi pabrik yang strategis, aspek utamanya adalah menjangkau seluruh area pabrik dengan lebih baik. Perkiraan jumlah air yang dibutuhkan untuk pemadam kebakaran sekitar 1.100 kg/jam akan ditampung dalam bak penampung. Peralatan pemadam kebakaran seperti

hidran kebakaran (*fire hydrant*) harus ditempatkan di lokasi yang strategis, dan peralatan pemadam kebakaran portabel (*portable fire fighting equipment*) dipasang di semua ruangan dengan akses yang mudah. Terdapat fasilitas ini diharapkan fasilitas ini dapat menjaga kesehatan dan keselamatan kerja pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Perancangan pabrik alfa-terpineol ini, air yang dibutuhkan diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Kebutuhan air pabrik dapat bersumber dari sumber air di sekitar pabrik dengan terlebih dahulu mengolahnya untuk memenuhi kebutuhan pemakaian. Perawatan dapat mencakup perawatan secara fisik dan kimia.



Gambar 5.1 Unit Utilitas Air

Keterangan:

PU-01-19	: Pompa Utilitas
SC-01	: <i>Screener</i>
BU-01	: Bak Sedimentasi
BU-02	: Bak Koagulasi dan flokulasi
BU-03	: Bak Pengendapan
SF-01	: <i>Sand Filter</i>
BU-04	: Bak Penampung Sementara
BU-05	: Bak Air Pendingin
TU-01	: Tangki Tawas/Alum
TU-02	: Tangki Klorinasi
TU-03	: Tangki Kaporit
TU-04	: Tangki Air Domestik
TU-05	: Tangki Air <i>Service</i>
TU-06	: Tempat Penukar ion
TU-07	: Tangki NaCl
TU-08	: Tangki Air Demineralisasi
TU-09	: Tangki Resin (N ₂ H ₄)
CT-01	: <i>Cooling Tower</i>
BLU-01	: <i>Blower Cooling Tower</i>
DE-01	: <i>Daerator</i>
BL-01	: <i>Boiler</i>

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. Penghisapan

Air diambil dari Sungai Bengawan Solo diperlukan pompa dimana air akan dialirkan menuju alat penyaring (*screener*) untuk menghilangkan partikel-partikel atau kontaminan berukuran besar.

b. Penyaringan (*Screening*)

Penyaringan air dari sumber air untuk mencegah kontaminan dengan ukuran besar memasuki bak pengendapan awal dan ukuran kecil akan diolah pada tahap pengolahan air berikutnya. Pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor.

c. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan setelah melalui memasuki alat *filter* sebagai penyaring dengan perlindungan awal menuju ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01). Sistem kontrol level (LC) termasuk dalam fungsi-fungsi akomodasi untuk mengatur pengaruh sehingga sesuai dengan kebutuhan pabrik. Kotoran-kotoran pada bak pengendapan ini dipengaruhi oleh gaya berat. Waktu untuk tinggal di bak pengendapan ini berada di kisaran 4-24 jam (Powell, 1954).

d. Koagulasi dan Flokulasi

Air sungai diambil dari sungai menggunakan pompa dengan *filter* di ujung hisap. *Filter* dirancang untuk mengurangi kotoran yang tersedot ke

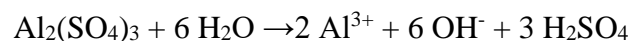
dalam pompa. Air melewati *filter* dan diolah dengan presipitasi. Sedimentasi bertujuan untuk memisahkan padatan tersuspensi. Pemisahan lumpur dan partikel padat untuk mencegah kotoran menyebabkan *fouling*. Partikel-partikel besar dihilangkan dengan penyaringan, tetapi partikel-partikel koloid yang ada dipisahkan dengan proses pemurnian netralisasi dan aglomerasi (koagulasi). Proses koagulasi, bahan kimia digunakan sebagai koagulan (bahan penggumpal):

- Larutan tawas/alum (aluminium sulfat)

Bubuk putih, larut dalam air, stabil di udara, tidak mudah terbakar, tidak larut dalam alkohol, mudah membentuk gumpalan. Tawas digunakan sebagai koagulan (penggumpal) untuk menjernihkan air. Pembentukan flok terbaik pada pH 6,5-7,5.

Langkah-langkah dalam proses koagulasi, aglomerasi (flokulasi), dan pemurnian/penjernihan adalah sebagai berikut:

1. Kotoran berupa senyawa suspensi koloid tersusun dari ion-ion bermuatan negatif yang saling tolak-menolak.
2. Aluminium sulfat dilarutkan dalam air membentuk ion Al^{3+} dan OH^- , menghasilkan asam sulfat sebagai berikut:



3. Ketika ion-ion bermuatan positif dalam koagulan (tawas, Al^{3+}) bersentuhan/bersentuhan dengan ion-ion negatif tersebut pada kondisi pH tertentu, maka akan terbentuk serpihan/*flock* (butiran gelatin).

4. Partikel serpihan (*flock*) ini tumbuh lebih besar, terus lebih berat, dan cenderung tenggelam ke dasar.
 5. Selama pembentukan *flock*, H₂SO₄ juga terbentuk, sehingga nilai pH cenderung menurun (asam). pemakaian tawas yang semakin banyak, pH makin turun karena hasilnya asam sulfat, sehingga perlu dicari dosis tawas optimum yang harus ditambahkan.
 6. Pemastian koagulasi yang efisien dengan bahan kimia minimal, koagulan harus dicampur dengan air dengan cepat.
 7. Langkah selanjutnya adalah mempertahankan aglomerasi (flokulasi) dan mengendapkan partikel-partikel serpihan. Pemisahan air jernih dari endapan serpihan dengan hati-hati, memperhatikan pembentukan lapisan lumpur (*sludge cover*) dengan pengadukan lembut/pelan. Proses ini dilakukan di bak koagulasi dan flokulasi.
 8. Lapisan lumpur juga berfungsi untuk menahan *flock* yang baru terbentuk dan harus ditahan disana.
 9. Pengaduk berputar perlahan untuk menjaga agar lumpur tetap seragam dan agar tidak terlalu padat.
 10. Dengan melakukan *blowdown*, level lapisan lumpur tetap terjaga.
- e. Bak Pengendapan

Bak pengendap ini bertujuan untuk tempat pengendapan flok yang terbentuk atau sisa flok dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk flok tadi terjadi proses mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

f. Penyaringan (*Sand Filter*)

Air hasil bak pengendapan masih terkandung partikel. Partikel tadi masih bisa sebagai penyebab *fouling* dalam instrumen atau alat dan perpipaan. Filtrasi dilakukan untuk memisahkan partikel masih tersisa dalam air tersebut. Filtrasi memakai *sand filter*. Jika *sand filter* telah terisi dengan partikel pengotor sesuai setelah durasi tertentu, maka tekanan aliran akan tinggi. Jika tekanan telah tinggi, maka dilakukan *backwash* buat membuang partikel pengotor terakumulasi dalam *bed* selama penyaringan. Air *backwash* kaya akan pengotor dibuang menjadi limbah dan diolah lebih lanjut.

g. Bak Penampung Air Bersih

Filtered water yang telah melalui tahap filtrasi disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Produksi *filtered water* yang ada di storage selanjutnya dapat didistribusikan sebagai:

- *Domestic water*
- Air layanan umum (*service water*)
- *Make up Cooling Tower*
- *Make up Boiler* dan air proses kimia

h. Demineralisasi Air

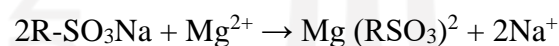
Alat ini dirancang menggunakan resin untuk menghilangkan mineral dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^- , Cl^- . Air yang dihasilkan bebas mineral dan diproses lebih lanjut menjadi pasokan air *boiler*. Air

umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan tertentu dan memerlukan desalinasi air (demineralisasi), syarat-syarat sebagai berikut:

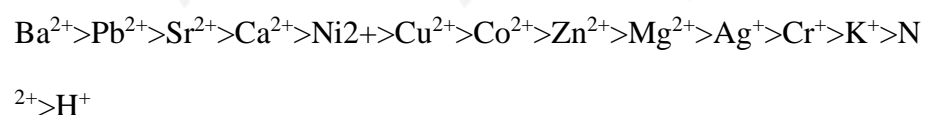
- Ketika *steam* digunakan sebagai pemanas, tidak menyebabkan penumpukan kerak pada kondisi *steam* yang diinginkan. Hal ini dapat mengurangi efisiensi operasional dan membuatnya benar-benar tidak dapat dioperasikan.
- Bebas dari gas korosif, terutama gas O₂ dan CO₂.

Air dari bak penampungan sementara (BU-04) diumpankan ke penukar ion (*Ionic Exchanger*) untuk menghilangkan kation dan anion dari air. Jenis kation yang mungkin ada adalah Ca²⁺, Mg²⁺, K⁺, Fe²⁺, Mn²⁺, dan Al³⁺. Kation-kation tersebut dapat menyebabkan kesadahan, sehingga kation-kation tersebut harus diserap menggunakan resin.

Reaksi:



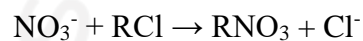
Ion Mg²⁺ dapat menggantikan ion Na⁺ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg²⁺ lebih besar dari selektivitas Na⁺ Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



Saat resin kation jenuh, maka resin penukar kation dapat diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi regenerasinya:



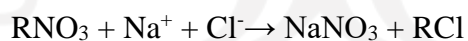
Air yang sudah bebas ion-ion positifnya selanjutnya dialirkan ke unit *Anion Exchanger* untuk diserap / ditukar ion negatif (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- , SiO_2) dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RCl. Reaksi pertukarannya yaitu:



Ion NO_3^- dapat menggantikan ion Cl^- yang ada dalam resin karena selektivitas NO_3^- lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion mencapai jenuh, maka resin penukar anion bisa diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi:

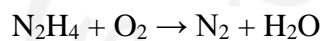


Selanjutnya, air mengalir dari penukar anion ke *deaerator*.

i. Deaerasi

Air demineralisasi harus terlebih dahulu menghilangkan gas-gas terlarut, terutama oksigen dan CO_2 , melalui proses aerasi sebelum menjadi suplai air *boiler*. Oksigen dan CO_2 dapat menyebabkan korosi pada saluran pemipaan dan tabung *boiler*. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bintik-bintik pada pipa yang semakin menebal

dan akhirnya menutupi permukaan pipa, maka diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan, pada *deaerator* menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C. selanjutnya, dalam *daerator* diinjeksikan dengan hidrazin (N₂H₄). Proses ini dapat menghilangkan sisa oksigen. Reaksi yang terjadi adalah:



Air demineralisasi (desalinasi) selanjutnya akan menjadi air umpan *boiler* (BFW) dan tangki proses.

5.1.3 Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Proses

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Proses

Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	35,9472

Kebutuhan air proses dapat dilihat dari perbandingan alfa-pinene dengan air adalah 1:2,4 mol. Oleh karena itu, kebutuhan air untuk pembentukan produk sebesar 159,3817 kg/jam. Massa air dikembalikan (*recycle*) sekitar 123,4345 kg/jam.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air proses disegarkan kembali} &= 159,3817 - 123,4345 \\ &= 35,9472 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor -01	R-01	3.259,5764
Cooler -01	CL-01	2.444,9309

Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler -02</i>	CL-02	1.752,9033
<i>Cooler -03</i>	CL-03	890,0056
<i>Condensor-01</i>	CD-01	614,2940
Jumlah		8.961,7102

- Kebutuhan total air pendingin = 8.961,7102 kg/jam
- Perancangan dibuat *overdesign* 20% = 10.754,0523 kg/jam
- Jumlah air yang menguap (W_e) = 203,6095 kg/Jam
- *Drift Loss* (W_d) = 2,1508 kg/Jam
- *Blowdown* (W_b) = 65,7190 kg/Jam

Sehingga jumlah *Make Up Water* (W_m) adalah:

$$W_m = W_e + W_d + W_b = 271,4794 \text{ kg/Jam}$$

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga $W_m = 325,7752 \text{ kg/Jam}$

c. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater-01</i>	HE-01	56,0210
<i>Heater-02</i>	HE-02	55,0443
<i>Reboiler-01</i>	RB-01	17,7171
Jumlah		128,7825

Kebutuhan total air untuk *steam* = 128,7825 kg/jam

Perancangan dibuat *overdesign* 20% = 154,5390 kg/jam

- *Blowdown* = 15% x Kebutuhan *Steam* = 23,1808 kg/Jam

- *Steam Trap* = 5% x Kebutuhan *Steam* = 7,7269 kg/Jam

Kebutuhan air *make up* untuk *steam* = *Blowdown* + *Steam Trap*

$$= 30,9078 \text{ kg/Jam}$$

Perancangan ini dibuat *overdesign*, sehingga: Kebutuhan air *make up* untuk *steam* = 37,0894 kg/Jam

d. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan air karyawan Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari.

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari
= 4,0729 g/jam

Jumlah karyawan = 114 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 11.093,9206 Kg/Jam

- Kebutuhan air untuk area mess

Jumlah mess = 20 Rumah

Penghuni setiap mess = 3 Orang

Kebutuhan air untuk mess = 10.000 kg/Jam

Total kebutuhan air domestik = 21.093,9206 kg/Jam

e. Kebutuhan Air *Service*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 1.412,5 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, dan lain-lain. Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 22.905,2324 kg/Jam. Dapat dilihat berdasarkan tabel dibawah.

Tabel 5.5 Kebutuhan Air

Keperluan	Jumlah (Kg/Jam)
<i>Domestik Water</i>	21.093,9206
<i>Service Water</i>	1.412,5000
<i>Cooling Water</i>	325,7752
<i>Steam Water</i>	37,0894
Keperluan	Jumlah (Kg/Jam)
<i>Raw Material</i>	35,9472
Total	22.905,2324

5. 2 Unit Pembangkit *Steam*

Air produk deaerasi atau air yang dihasilkan dari gas buang digunakan sebagai suplai air *boiler*. Air dikirim ke *boiler* dan kemudian dialirkan ke *steam* bertekanan tinggi. Energi uap bertekanan tinggi digunakan untuk menggerakkan turbin dan energi tersisa berupa uap bertekanan rendah/tekanan sedang yang digunakan sebagai elemen pemanas untuk unit proses. Hal-hal perlu dipertimbangkan saat menangani air umpan *boiler*:

- Zat-zat penyebab korosi

Korosi yang terjadi pada *boiler* terjadi karena umpan mengandung larutan asam dan gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .

- Zat-zat penyebab *foaming*

Air yang diperoleh dari proses pemanasan dapat menghasilkan gelembung di *boiler*. Hal ini disebabkan sejumlah besar zat organik, anorganik dan zat-zat lain tidak larut. Efek berbusa terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

- Zat-zat yang menyebabkan *scale foaming*

Terbentuknya endapan atau kerak disebabkan oleh adanya kekerasan dan temperatur yang tinggi, yang dapat berupa karbonat dan silikat.

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 193,1737 kg/Jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman yang bekerja secara otomatis. 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 alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 220°C, kemudian diumpankan ke *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.

5. 3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh lokasi pabrik. PLN memenuhi kebutuhan listrik dan bertindak sebagai cadangan sebagai generator, menghindari kebingungan yang mungkin terjadi dengan

PLN. Genset atau generator yang digunakan adalah genset AC (generator arus bolak-balik) berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan dengan trafo (Transformator) sesuai kebutuhan.

Generator AC (generator arus bolak-balik) yang digunakan adalah generator tiga fase dengan keunggulan sebagai berikut:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih besar.
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor tiga fase lebih murah dan sederhana.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk Kebutuhan Proses

Di bawah adalah rincian penggunaan listrik pada peralatan proses:

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	40,0000	29.828,0000
Mixer	M-01	15,0000	11.185,5000
Pompa Proses	P-01	0,0500	37,2850
	P-02	0,0500	37,2850
	P-03	0,0500	37,2850
	P-04	0,1667	124,2833
	P-05	0,0500	37,2850
	P-06	0,0500	37,2850
	P-07	0,1250	93,2125
	P-08	0,0500	37,2850
	P-09	0,0500	37,2850

Total	55,6417	41.491,9908
-------	---------	-------------

Power yang dibutuhkan = 41.491,9908 Watt

= 41,4920 kW

2. Listrik untuk kebutuhan Utilitas

Di bawah ini adalah rincian konsumsi daya listrik untuk kebutuhan utilitas:

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Blower Cooling Tower</i>	CT-01	2,0000	1.491,4000
Kompresor Udara Tekan	KU-01	5,0000	3.728,5000
<i>Impeller Bak Flokulasi</i>	BU-01	2,0000	1.491,4000
Pompa	PU-01	2,0000	1.491,4000
	PU-02	1,0000	745,7000
	PU-03	1,0000	745,7000
	PU-04	0,0500	37,2850
	PU-05	1,5000	1.118,5500
	PU-06	0,3333	248,5667
	PU-07	0,5000	372,8500
	PU-08	1,0000	745,7000
	PU-09	0,0500	37,2850
	PU-10	2,0000	1.491,4000
	PU-11	0,3333	248,5667
	PU-12	0,0500	37,2850
	PU-13	0,2500	186,4250
	PU-14	1,5000	1.118,5500
	PU-15	0,0500	37,2850
	PU-16	0,0500	37,2850
	PU-17	0,0500	37,2850
	PU-18	0,0500	37,2850
	PU-19	0,0500	37,2850
Total		20,8167	15.522,9883

Maka total *power* yang dibutuhkan = 15.522,9883 Watt

$$= 15,5230 \text{ kW}$$

Total listrik yang dibutuhkan untuk motor penggerak:

$$P = 57,0150 \text{ kW}$$

3. Listrik untuk Penerangan dan Kantor

- a. *Power* yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor = 8,5522 kW
- b. *Power* yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor = 8,5522 Kw

4. Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel

Power yang dibutuhkan untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor = 8,5522 Kw

5. Listrik untuk Instrumentasi dan kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor = 14,2537 Kw

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses, utilitas, laboratorium, instrumentasi, penerangan dan lain-lain diperkirakan sebesar 116,9255 kW.

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	41,4920
2.	Utilitas	15,5230
3.	Alat Kontrol	14,2537
4.	Penerangan	8,5522
5.	Peralatan Kantor	8,5522
6.	Bengkel, Laboratorium	8,5522
7.	Perumahan	20,0000
	Total	116,9255

5. 4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan atau unit suplai udara terkompresi digunakan untuk mengoperasikan peralatan seperti mengoperasikan katup kontrol dan membersihkan sistem operasi. Udara terkompresi harus didistribusikan dengan kondisi bersih dan kering pada tekanan 5,5-7,2 bar. Udara instrumentasi diekstraksi dari udara lingkungan pabrik, hanya perlu meningkatkan tekanan udara dengan kompresor. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, kompresor digunakan dan didistribusikan melalui pipa. Dalam pabrik alfa-terpineol jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 46,7280 m³/jam. Mekanisme untuk menghasilkan udara tekan dapat dijelaskan sebagai berikut: Udara lingkungan dikompresi oleh kompresor dengan *filter* untuk mencapai tekanan 5,5 bar dan kemudian melewati tumpukan silika *gel* untuk mendapatkan udara kering. Selain itu, udara kering disuplai ke unit kontrol yang membutuhkannya.

5. 5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Mengingat sebagian kebutuhan listrik pabrik dipenuhi oleh genset itu sendiri, maka diperlukan unit pemasok bahan bakar untuk memenuhi

kebutuhan bahan bakar tersebut. Selain generator, *boiler* juga digunakan. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair yang diperoleh dari PT. Pertamina EP Asset 4 Sukowati Field Soko Tuban, yaitu solar 6,7960 kg/jam (untuk genset) dan *fuel oil* 16,0295 kg/jam (untuk *boiler*).

5. 6 Unit Pengolahan Limbah

Beberapa limbah yang dihasilkan dari pabrik alfa-terpineol dari terpentin dan air sebagai berikut:

1. Air buangan sanitasi (air limbah sanitasi)

Air limbah sanitasi dari semua toilet di pabrik, area pencucian, dan area dapur dapat dialirkan langsung ke saluran pembuangan umum, dan air limbah dari toilet dibuang di *septic tank* khusus.

5. 7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (1)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screener	Mengalirkan air dari screening menuju bak sedimentasi	Mengalirkan air dari bak sedimentasi menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan larutan alum dari tangki menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendapan
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				

Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>			<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	152,7928	145,1531	145,1531	0,00003	137,8955
Spesifikasi					
<i>Head Pompa (ft.lbf/lbm)</i>	20,7493	13,9349	11,8723	11,6866	17,0648
Sch	40				
Tenaga Pompa (Hp)	1,5	1	0,75	0,05	1
Tenaga Motor (Hp)	2	1	1	0,05	1,5

Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (2)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendapan menuju <i>sand filter</i>	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak sedimentasi menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan kaporit dari tangki menuju bak kloronasi	Mengalirkan air dari tangki kloronasi menuju tangki air bersih
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>			<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	137,8955	118,2281	118,2281	0,0008	109,0086
Spesifikasi					
<i>Head Pompa (ft.lbf/lbm)</i>	3,5269	8,4973	14,4941	10,4426	32,0449
Sch	40				

Tenaga Pompa (Hp)	0,25	0,5	0,75	0,05	1,5
Tenaga Motor (Hp)	0,333	0,5	1	0,05	2

Tabel 5.11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (3)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju air domestik	Mengalirkan air dari tangki air <i>service</i> menuju area air <i>service</i>	Mengalirkan air dari tangki air pendingin menuju <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air pendingin dari <i>cooling tower</i> menuju sistem pendingin	Mengalirkan larutan NaCl menuju tempat penukaran ion
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				<i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	109,0086	7,2995	43,2199	43,0274	0,0040
Spesifikasi					
<i>Head</i> Pompa (ft.lbf/lbm)	5,2041	4,0067	8,3779	49,5829	4,5838
Sch	40				
Tenaga Pompa (Hp)	0,25	0,05	0,167	1	0,05
Tenaga Motor (Hp)	0,333	0,05	0,25	1,5	0,05

Tabel 5.12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (4)

Spesifikasi	Pompa Utilitas			
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19
Fungsi	Mengalirkan air dari tempat penukaran ion menuju tangki air demin	Mengalirkan air dari tangki menuju <i>daerator</i>	Mengalirkan larutan N ₂ H ₄ dari tangki N ₂ H ₄ menuju <i>daerator</i>	Mengalirkan air dari <i>Daerator</i> menuju Boiler dan Tangki Proses
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>			
Tipe	<i>Radial Flow Impeller</i>			
Bahan	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas (gpm)	0,3518	0,3518	0,00001	1,1070
Spesifikasi				
<i>Head</i> Pompa (ft.lbf/lbm)	6,3579	3,4497	1,5432	34,8678
Sch	40			
Tenaga Pompa (Hp)	0,05	0,05	0,05	0,05
Tenaga Motor (Hp)	0,05	0,05	0,05	0,05

Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Utilitas

Spesifikasi	Bak				
Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispresi koloid dalam air dengan penambahan koagulan yang berfungsi untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi	Menampung sementara air hasil <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendinginan

Jenis	Bak persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang berpengaduk	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang
Spesifikasi					
Panjang (m)	8,1420	-	10,0844	3,8008	2,5952
Lebar (m)	8,1420	-	10,0844	3,8008	2,5952
Tinggi (m)	4,0710	3,4423	5,0422	1,9004	1,2976
Diameter (m)	-	3,4423	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Utilitas (1)

Spesifikasi	Tangki			
	Kode	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu	Mencampur klor dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air domestik	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak berpengaduk	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	2,1413	3,1829	0,4141	9,1811
Diameter (m)	1,0707	3,1829	0,4141	9,1811
Volume (m ³)	1,9269	25,3128	0,0558	607,5049
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Utilitas (2)

Spesifikasi Kode	Tangki			
	TU-05	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk regenerasi kation dan anion	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	Carbon steel			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	3,7282	0,3675	1,3568	0,4729
Diameter (m)	3,7282	0,3675	1,3568	0,4729
Volume (m ³)	40,6800	0,0389	1,9607	0,0830
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.16 Spesifikasi Screener Utilitas

Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Jumlah	1

Tabel 5.17 Spesifikasi Sand Filter Utilitas

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Bahan	Bak berbentuk balok
Material	Spheres
Ukuran Pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Panjang (m)	1,8317
Lebar (m)	1,8317
Tinggi (m)	0,91583
Jumlah	1

Tabel 5.18 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah dan sebelum digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	0,9927
Lebar (m)	0,9927
Tinggi (m)	2,0304
Jumlah	1

Tabel 5.19 Spesifikasi *Blower Cooling Tower* Utilitas

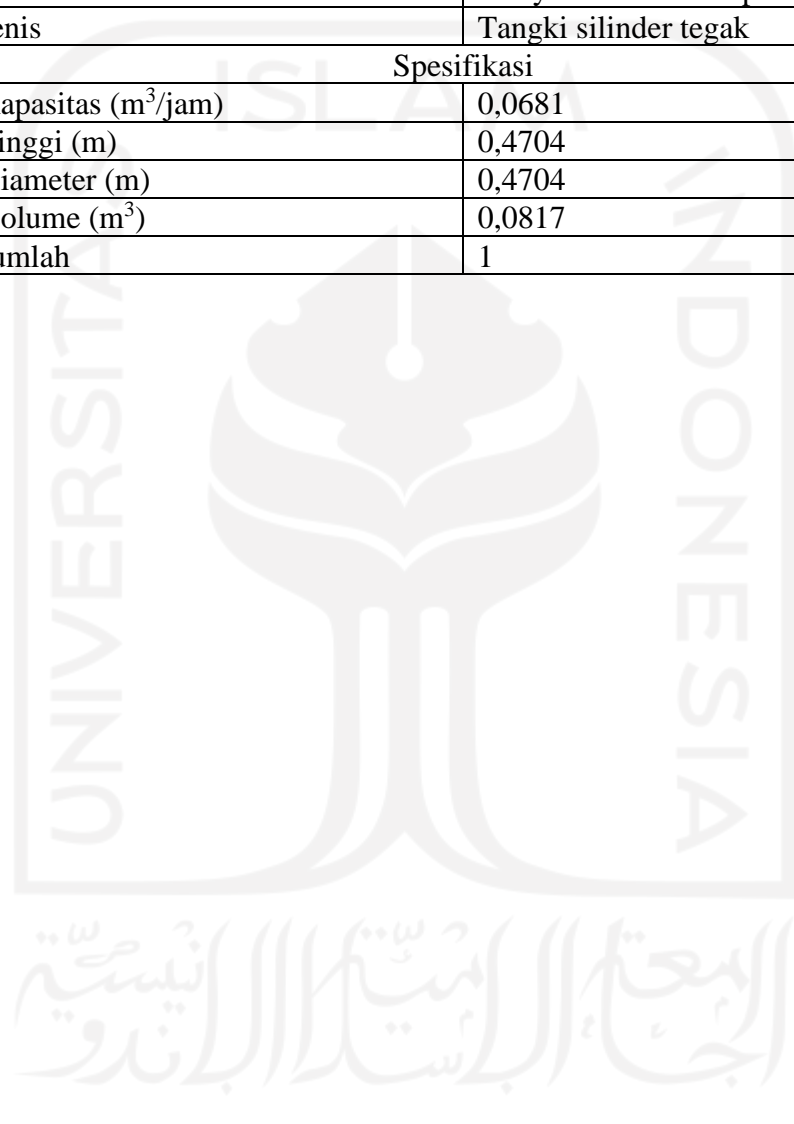
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (ft ³ /jam)	253.443,9153
Efisiensi	0,8
Power (Hp)	2
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1

Tabel 5.20 Spesifikasi Tempat Penukar Ion Utilitas

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	Tangki silinder tegak
Resin	Zeolit
Spesifikasi	
Diameter tangki (m)	0,0942
Tinggi tangki (m)	1,6764
Tinggi bed (m)	1,3970
Volume bed (m ³)	0,0097
Volume bak resin (m ³)	58,7940
Tebal (in)	0,1875
Jumlah	1

Tabel 5.21 Spesifikasi *Daerator* Utilitas

Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i>
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	0,0681
Tinggi (m)	0,4704
Diameter (m)	0,4704
Volume (m ³)	0,0817
Jumlah	1



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada prarancangan pabrik alfa-terpineol dari terpentin dan air ini dilakukan evaluasi untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak. Bagian terpenting dari desain ini adalah perkiraan biaya alat. Hal ini dikarenakan harga alat tersebut digunakan sebagai dasar untuk memperkirakan analisis profitabilitas. Analisis ekonomi sebagai tolak ukur untuk memperoleh penilaian kelayakan suatu penanaman modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan mengkaji kebutuhan modal dari penanaman modal tersebut. Untuk itu, desain pabrik ini menganalisis kelayakan penanaman modal di pabrik, termasuk:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b) Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b) Biaya Produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
 - d) Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
3. Analisis kelayakan
 - a) *Percent return on investment (ROI)*

- b) *Pay out time* (POT)
- c) *Break even point* (BEP)
- d) *Shut down point* (SDP)
- e) *Discounted cash flow* (DCF)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan berubah dari waktu ke waktu tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Mengetahui harga pasti peralatan setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan cara untuk memperkirakan harga peralatan untuk tahun tertentu dan diperlukan mengetahui indeks harga peralatan teknik kimia untuk tahun tersebut.

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Analisis ekonomi memperhitungkan harga alat dan harga lainnya selama tahun analisis. Untuk menemukan harga untuk tahun analisis, cari indeks untuk tahun analisis. Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2012.

Di bawah adalah daftar harga indeks dari tahun 1987 hingga 2012:

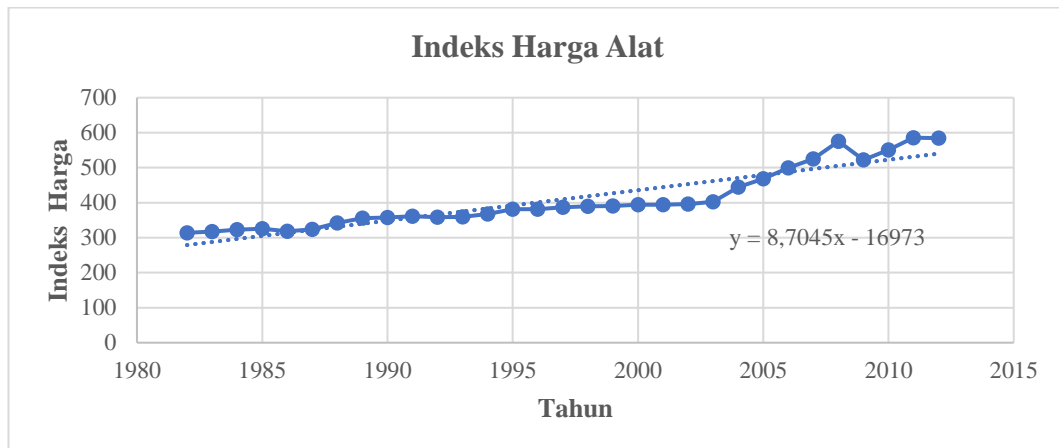
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1982	314,0
1983	317,0
1984	322,7
1985	325,3

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

(www.chemengonline.com/pci)

Dengan asumsi bahwa pangkat meningkat secara linear, persamaan kuadrat terkecil diturunkan dan persamaan berikut diperoleh:



Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga *Index*

$$Y = 8,7045 x - 16.973$$

Dengan: Y = Harga *index*

X = Tahun Pembelian

Dari persamaan tersebut diperoleh harga *index* tahun 2014 dan 2025 yaitu 557,863 dan 653,612.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Alat dan barang lainnya dihargai oleh *matche*, 2014. Harga alat untuk tahun evaluasi dihitung dari rumus berikut:

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

Dengan hubungan:

Ex : Harga alat pada tahun 2025

Ey : Harga alat pada tahun 2014

Nx : Indeks harga pada tahun 2025

Ny : Indeks harga pada tahun 2014

1. Harga Alat Proses

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (Rp)
1.	Tangki Penyimpanan Terpentin	T-01	1	1.065.380.068
2.	Tangki Penyimpanan Air	T-02	1	391.683.849
3.	Tangki Penyimpanan Asam Kloroasetat	T-03	1	4.238.889.650
4.	Tangki Penyimpanan Alfa-Terpineol	T-04	1	1.065.380.068
5.	<i>Mixer</i>	M-01	1	6.576.807.022
6.	Reaktor	R-01	1	8.771.977.391
7.	Dekanter	D-01	1	828.628.942
8.	Menara Distilasi	MD-01	1	10.133.296.367
9.	<i>Heater</i>	HE-01	1	34.816.342
10.	<i>Heater</i>	HE-02	1	19.148.988
11.	<i>Cooler</i>	CL-01	1	66.151.050
12.	<i>Cooler</i>	CL-02	1	22.630.622
13.	<i>Cooler</i>	CL-03	1	19.148.988
14.	<i>Condensor</i>	CD-01	1	154.932.722
15.	<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	386.461.397
16.	<i>Reboiler</i>	RB-01	1	301.161.359
17.	Pompa	P-01	1	47.002.062
18.	Pompa	P-02	1	24.371.439
19.	Pompa	P-03	1	113.153.112
20.	Pompa	P-04	1	128.820.466
21.	Pompa	P-05	1	128.820.466
22.	Pompa	P-06	1	113.153.112
23.	Pompa	P-07	1	47.002.062
24.	Pompa	P-08	1	47.002.062
25.	Pompa	P-09	1	47.002.062
Total				34.772.821.667

2. Harga Alat Utilitas

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (Rp)
1.	<i>Screener</i>	FU-01	1	419.536.922
2.	Bak Sedimentasi	BU-01	1	102.708.209

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (Rp)
3.	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	102.708.209
4.	Tangki Larutan Alum	TU-01	1	8.704.086
5.	Bak Pengendap	BU-03	1	102.708.209
6.	<i>Sand Filter</i>	SF-01	1	80.756.505
7.	Bak Penampung Sementara	BU-04	1	102.708.209
8.	Tangki Klorinasi	TU-02	1	200.193.967
9.	Tangki Kaporit	TU-03	1	200.193.967
10.	Tangki Air Bersih	TU-04	1	1.481.435.356
11.	Tangki <i>Service Water</i>	TU-05	1	125.338.832
12.	Bak Air Pendingin	BU-05	1	102.708.209
13.	<i>Cooling Water</i>	CT-01	1	4.978.736.920
14.	<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	1	33.075.525
15.	Tempat Penukar Ion	TU-06	1	1.544.104.772
16.	Tangki NaCl	TU-07	1	12.185.720
17.	Tangki Air Demin	TU-08	1	2.428.439.861
18.	<i>Deaerator</i>	DE-01	1	342.940.970
19.	Tangki N ₂ H ₄	TU-09	1	156.673.539
20.	<i>Boiler</i>	FU-01	1	3.754.942.495
21.	Pompa 1	PU-01	1	67.891.867
22.	Pompa 2	PU-02	1	67.891.867
23.	Pompa 3	PU-03	1	67.891.867
24.	Pompa 4	PU-04	1	1.740.817
25.	Pompa 5	PU-05	1	67.891.867
26.	Pompa 6	PU-06	1	67.891.867
27.	Pompa 7	PU-07	1	47.002.062
28.	Pompa 8	PU-08	1	47.002.062
29.	Pompa 9	PU-09	1	1.740.817
30.	Pompa 10	PU-10	1	47.002.062
31.	Pompa 11	PU-11	1	47.002.062
32.	Pompa 12	PU-12	1	17.408.171
33.	Pompa 13	PU-13	1	31.334.708
34.	Pompa 14	PU-14	1	31.334.708
35.	Pompa 15	PU-15	1	1.740.817
36.	Pompa 16	PU-16	1	3.481.634
37.	Pompa 17	PU-17	1	3.481.634
38.	Pompa 18	PU-18	1	1.740.817
39.	Pompa 19	PU-19	1	5.222.451
Total				16.907.494.640

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 2.500 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$: Rp. Rp14.858,00 (22 Agustus 2022)
- e. Tahun pabrik didirikan : 2025
- f. Untuk buruh asing : \$ 20,00/Jam
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp. 25.000,00 /Jam
- h. Tenaga kerja asing : 5% tenaga asing
- i. Tenaga kerja Indonesia : 95% tenaga Indonesia

6.3. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital investment (Penanaman modal atau modal utama) adalah jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk memasang dan mengoperasikan peralatan produksi. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment (Belanja modal tetap) adalah biaya pendirian fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment (Penanaman modal kerja) adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau mengoperasikan pabrik untuk jangka waktu tertentu.

2. *Manufacturing cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah dari *direct* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dengan produk.

- a. *Direct cost* adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
- b. *Indirect cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed cost* (Biaya tetap) adalah harga yang terkait dengan modal tetap dan biaya terkait dan bersifat tetap terlepas dari waktu atau tingkat produksi.

3. *General Expense*

General Expense atau Biaya *overhead* atau umum termasuk biaya yang terkait dengan fungsi bisnis yang tidak termasuk biaya produksi (*Manufacturing cost*).

6.4 Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan dilakukan untuk menilai apakah pabrik dapat didirikan untuk menentukan keuntungan didapatkan tinggi. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return On Investment* (% ROI)

Percent Return On Investment (% ROI) adalah tingkat keuntungan tahunan yang mengukur kemampuan perusahaan untuk membayar kembali modal yang diinvestasikan. ROI membandingkan pendapatan rata-rata dengan *Fixed Capital Investment* (FCI).

$$P_{ra} = \frac{P_a r_a}{I_F} \quad P_{rb} = \frac{P_b r_a}{I_F}$$

Dengan:

P_{rb} = %ROI sebelum pajak

P_{ra} = %ROI sesudah pajak

P_b = keuntungan sebelum pajak

P_a = keuntungan sesudah pajak

I_F = *fixed capital investment*

(Aries, 1955)

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time adalah:

- Total biaya depresiasi sama dengan atau sama dengan investasi awal atau jumlah tahun yang telah berlalu sampai pendapatan yang dibutuhkan melebihi tingkat pengembalian investasi Total.

- Waktu minimum teoritis diperlukan untuk tingkat keuntungan modal yang diinvestasikan setiap tahun berdasarkan keuntungan ditambah biaya depresiasi.
- Waktu Pengembalian modal (*Payback period*) dihasilkan didasarkan pada keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang dilakukan akan didapatkan kembali.

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

(Aries, 1955)

3. Break Even Point (BEP)

Break even point (Titik impas) adalah titik impas produksi (keadaan di mana pabrik menang atau kalah). Kapasitas produksi pada saat penjualan setara dengan total biaya. Pabrik rugi jika berjalan di bawah BEP dan meningkat jika berjalan di atas BEP.

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

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.

(Aries, 1955)

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah titik atau waktu dimana kegiatan produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit), sehingga pabrik harus ditutup.

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

(Aries, 1955)

5. Tingkat Pengembalian Arus Kas yang Didiskonkan (*Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFRR))

Discounted Cash Flow Rate of Return (Tingkat pengembalian arus kas yang didiskon) berubah dari waktu ke waktu dan dihitung dengan mempertimbangkan jumlah investasi yang tidak akan dibayar kembali pada akhir tahun dari aktif umur pabrik. DCFRR biasanya satu setengah (1,5) kali bunga pinjaman bank.

$$\text{umur pabrik } (n) = \frac{FCI - SV}{\text{Depresiasi}}$$

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1]x c$$

(Peters & Timmerhaus, 2003)

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cashflow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

6. Profitability

Profitabilitas (*Profitability*) adalah selisih antara total penjualan suatu produk dengan total biaya produksi yang dikeluarkan.

Profitabilitas (*Profitability*) = Total Penjualan Produk - Total Biaya Produksi

6.5 Hasil Perhitungan

6.5.1 Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp51.680.316.307,00	\$3.478.282,16
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp12.920.079.076,75	\$869.570,54
3.	<i>Instalasi cost</i>	Rp9.155.214.294,94	\$616.180,80
4.	Pemipaan	Rp29.335.981.288,66	\$1.974.423,29
5.	Instrumentasi	Rp13.053.972.070,15	\$878.582,05

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
6.	Insulasi	Rp2.092.656.286,27	\$140.843,74
7.	Listrik	Rp5.168.031.630,70	\$347.828,22
8.	Bangunan	Rp79.668.000.000,00	\$5.361.959,89
9.	Land & Yard Improvement	Rp17.038.846.000,00	\$1.146.779,24
Physical Plant Cost (PPC)		Rp220.113.096.954,47	\$14.814.449,92

6.5.2 Direct Plant Cost (DPC)

Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC)

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Engineering and Construction	Rp44.022.619.390,89	\$2.962.889,98

6.5.3 Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Fixed Capital	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Direct Plant Cost	\$17.777.339,91	Rp264.135.716.345,36
2.	Cotractor's fee	\$711.093,60	Rp10.565.428.653,81
3.	Contingency	\$2.666.600,99	Rp39.620.357.451,80
Fixed Capital Investment (FCI)		\$21.155.034,49	Rp314.321.502.450,98

6.5.4 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Raw Material	Rp130.216.815.220,46	\$8.764.087,71
2.	Labor	Rp13.380.000.000,00	\$900.524,97
3.	Supervision	Rp3.345.000.000,00	\$225.131,24
4.	Maintenance	Rp53.434.655.416,67	\$3.596.355,86
5.	Plant Supplies	Rp8.015.198.312,50	\$539.453,38
6.	Royalty and Patents	Rp12.109.270.000,00	\$815.000,00
7.	Utilities	Rp3.765.530.257,88	\$253.434,53
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp224.266.469.207,50	\$15.093.987,70

6.5.5 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Payroll Overhead	Rp2.676.000.000,00	\$180.104,99
2.	Laboratory	Rp2.676.000.000,00	\$180.104,99
3.	Plant Overhead	Rp8.028.000.000,00	\$540.314,98
4.	Packaging and Shipping	Rp96.874.160.000,00	\$6.520.000,00
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp110.254.160.000,00	\$7.420.524,97

6.5.6 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Depreciation	Rp31.432.150.245,10	\$2.115.503,45
2.	Propertu taxes	Rp6.286.430.049,02	\$423.100,69
3.	Insurance	Rp3.143.215.024,51	\$211.550,34
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp40.861.795.318,63	\$2.750.154,48

6.5.7 Manufacturing Cost (MC)

Tabel 6.10 Manufacturing Cost (MC)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp224.266.469.207,50	\$15.093.987,70
2.	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp110.254.160.000,00	\$7.420.524,97
3.	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp40.861.795.318,63	\$2.750.154,48
Manufacturing Cost (MC)		Rp375.382.424.526,13	\$25.264.667,15

6.5.8 Working Capital (WC)

Tabel 6.11 Working Capital (WC)

No.	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp11.837.892.292,77	\$796.735,25
2.	<i>Inproses Onventory</i>	Rp46.922.803.065,77	\$3.158.083,39
3.	<i>Product Inventory</i>	Rp34.125.674.956,92	\$2.296.787,92
4.	<i>Extended Credit</i>	Rp55.042.136.363,64	\$3.704.545,45
5.	<i>Available Cash</i>	Rp34.125.674.956,92	\$2.296.787,92
Working Capital (WC)		Rp182.054.181.636,01	\$12.252.939,94

6.5.9 General Expense (GE)

Tabel 6.12 General Expense (GE)

No.	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Administration</i>	Rp12.109.270.000,00	\$815.000,00
2.	<i>Sales Expense</i>	Rp42.382.445.000,00	\$2.852.500,00
3.	<i>Research</i>	Rp24.218.540.000,00	\$1.630.000,00
4.	<i>Finance</i>	Rp9.927.513.681,74	\$668.159,49
General Expenses(GE)		Rp88.637.768.681,74	\$5.965.659,49

6.5.10 Total Production Cost (TPC)

Tabel 6.13 Total Production Cost (TPC)

No.	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp375.382.424.526,13	\$25.264.667,15
2.	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp88.637.768.681,74	\$5.965.659,49
Total Production Cost (TPC)		Rp464.020.193.207,87	\$31.230.326,64

6.5.11 Fixed Cost (Fa)

Tabel 6.14 Fixed Cost (Fa)

No.	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depresiasi</i>	Rp31.432.150.245,10	\$2.115.503,45
2.	<i>Property Taxes</i>	Rp6.286.430.049,02	\$423.100,69
3.	<i>Asuransi</i>	Rp3.143.215.024,51	\$211.550,34
Fixed Cost (Fa)		Rp40.861.795.318,63	\$2.750.154,48

6.5.12 Variable Cost (Va)

Tabel 6.15 Variable Cost (Va)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Raw Material	Rp130.216.815.220,46	\$8.764.087,71
2.	Packaging	Rp90.819.525.000,00	\$6.112.500,00
3.	Shipping	Rp6.054.635.000,00	\$407.500,00
4.	Utilities	Rp3.765.530.257,88	\$253.434,53
5.	Royalty & Patent	Rp12.109.270.000,00	\$815.000,00
Variable Cost (Va)		Rp242.965.775.478,34	\$16.352.522,24

6.5.13 Regulated Cost (Ra)

Tabel 6.16 Regulated Cost (Ra)

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Gaji Karyawan	Rp13.380.000.000,00	\$900.524,97
2.	Payroll Overhead	Rp2.676.000.000,00	\$180.104,99
3.	Supervision	Rp3.345.000.000,00	\$225.131,24
4.	Plant Overhead	Rp8.028.000.000,00	\$540.314,98
5.	Laboratorium	Rp2.676.000.000,00	\$180.104,99
6.	General Expense	Rp88.637.768.681,74	\$5.965.659,49
7.	Maintenance	Rp53.434.655.416,67	\$3.596.355,86
8.	Plant Supplies	Rp8.015.198.312,50	\$539.453,38
Regulated Cost (Ra)		Rp180.192.622.410,91	\$12.127.649,91

6.6 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan = Rp. 605.463.500.000,00

Total biaya produksi = Rp. 464.020.193.207,87

Keuntungan = Total penjualan - Total biaya produksi

$$= \text{Rp. } 605.463.500.000,00 - \text{Rp. } 464.020.193.207,87$$

$$= \text{Rp. } 141.443.306.792,13$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\text{Pajak} = 30 \% \times \text{Rp. } 110.954.431.167,60$$

$$= \text{Rp. } 42.432.992.037,64$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak}$$

$$= \text{Rp. } 141.443.306.792,13 - \text{Rp. } 42.432.992.037,64$$

$$= \text{Rp. } 72.120.380.258,94$$

1. *Percent Return on Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{fixed capital} \times 100\%}$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 45,00 \%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 31,50 \%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,82 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2,41 \text{ tahun}$$

3. *Break Event Point (BEP)*

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

$$BEP = 40,16 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 22,87 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 314.321.502.450,98

Working Capital = Rp. 182.054.181.636,01

Salvage value (SV) = Rp. 31.432.150.245,10

Cashflow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

CF = Rp. 140.369.978.681,33

Discounted cashflow dihitung secara *trial & error*

$$(FC + WC) (1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] x c$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 28,47\%$,

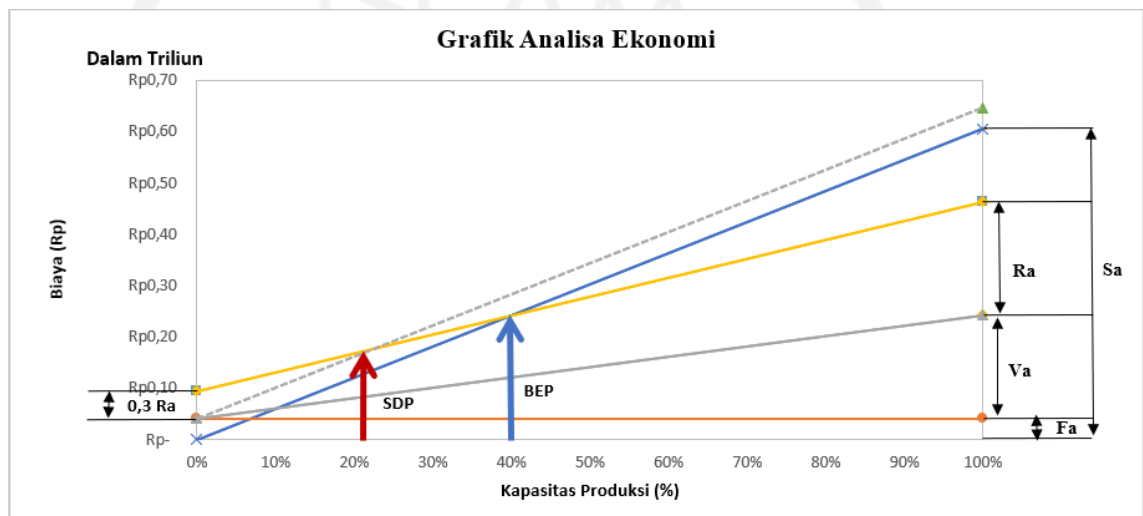
Minimum nilai DCFR = 1,5 x suku bunga deposito bank

$$= 1,5 \times 3,50\%$$

$$= 5,25\% \text{ (memenuhi syarat)}$$

(Didasarkan pada suku bunga deposito di bank saat ini adalah 3,5 %)

Evaluasi ekonomi diuraikan pada gambar 6.2 di bawah ini:



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan Pabrik Alfa-Terpineol dari Terpentin dan Air dengan kapasitas 2.500 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian Pabrik Alfa-Terpineol dari Terpentin dan Air dengan kapasitas 2.500 ton/tahun dilatar belakangi oleh meningkatnya permintaan global dan kebutuhan di Indonesia akan alfa-terpineol.
2. Perancangan produk alfa-terpineol dengan nilai konversi 54,13% dirancang berdasarkan variabel utama, yaitu: spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, spesifikasi hasil samping, dan spesifikasi produk. Serta dilakukan penyetingan yang tepat agar prosesnya lebih efektif dan efisien untuk mendapatkan produk yang berkualitas.
3. Pabrik Alfa-Terpineol berbentuk Perseroan Terbatas didirikan di Karangasri, Kecamatan Ngawi, Kabupaten Ngawi, Jawa Timur dengan luas tanah keseluruhan 22.600 m² dengan luas bangunan 17.704 m². Jumlah karyawan 128 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
4. Pabrik Alfa-Terpineol dari Terpentin dan Air dengan kapasitas 2.500 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko tinggi karena bahan baku dan

produk memiliki sifat fisis mudah terbakar. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

a. Keuntungan yang diperoleh:

- Sebelum pajak Rp. 141.443.306.792,13 /tahun
- Sesudah pajak Rp. 42.432.992.037,64 /tahun

b. *Return of Investment* (ROI):

- Sebelum pajak = 45,00 %
- Sesudah pajak = 31,50 %

c. Batasan ROI sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi, minimum sebelum pajak adalah sebesar 44%. (Aries and Newton, 1955).

d. *Pay Out Time* (POT):

- Sebelum pajak = 1,82 tahun
- Sesudah pajak = 2,41 tahun

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

e. *Break Even Point* (BEP) pada 40,16% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 22,87%. Batasan BEP yang dapat diterima untuk pabrik kimia sebesar 40-60%. (Aries and Newton, 1955)

f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 28,47%. Batasan minimum DFCR $>1,5 \times$ deposito bank. Bunga bank 5,25%.

Dari data hasil perhitungan analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Alfa-Terpineol dari Terpentin dan Air dengan kapasitas 2.500 ton/tahun ini layak untuk didirikan karena memiliki indikator keekonomian yang cukup menguntungkan.

7.2 Saran

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

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aguirre, M.R., Robau-Sa´nchez, A., Torre-Sa´enz, Flores, W.A, and Elgue´zabal, A.. (2005). *Synthesis of terpineol from a-pinene by homogeneous acid catalysis*. *Catalysis Today*, 310-314, 107-108.
- Alfa. *Chloroacetic acid*. Alfa Aesar Web site:
<https://www.alfa.com/en/catalog/A11482/>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:00 WIB.
- Anonim. *The Chemical Engineering Plant Cost Index*. Chemical Engineering Essentials for CPI Professional: www.chemengonline.com/pci. Diakses pada tanggal 24 Agustus 2022 pukul 08:00 WIB
- Apriyani, D. (2013). *Formulasi Sediaan Sabun Mandi Cair Minyak Atsiri Jeruk Nipis (Citrus aurantifolia) Dengan Cocamid DEA SEBAGAI Surfaktan*. Surakarta: Fakultas Farmasi Universitas Muhammadiyah Surakarta.
- Aries, R.S., and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: MC Graw Hill Handbook Co., Inc.
- Batan. *Baku Mutu Air Proses*. Batan.go.id. Diakses pada tanggal 20 Agustus 2022 pukul 11:00 WIB.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. (1959). *Equipment Design*. New York: John Willey & Sons, inc.
- Chemeo. (2016). *Chemeo High Quality Chemical Properties*.
<https://www.chemeo.com/cid/70-176-9/%C2%ABalpha%C2%BB-Pinene>. Diakses pada tanggal 03 Juli 2022 pukul 10:21 WIB.
- Coulson, J. M. and Richardson J. F. (1999). *Chemical Engineering*. Burlington: Butterworth-Heinemann.
- Google Earth. *Peta Lokasi Pabrik*. <https://earth.google.com/web/>. Diakses pada tanggal 18 Agustus 2022 pukul 08:00 WIB.
- Herrlinger, R. (1959). *Production Of Alpha-Terpineol* . United States Patent Office.
- Bank Indonesia. (2022). *Suku Bunga Acuan Bank Indonesia*. <http://bi.go.id> Diakses pada tanggal 27 Agustus 2022 pukul 10:00 WIB.
- Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw-Hill Book Company.
- Kirk, R.E., and Othmer. (1992). *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: The Intescience Publisher Division of Jhon Willey & Sons Inc.

- Knoema. (2015-2021). <https://knoema.com/atlas/Indonesia/Population>. Diakses pada tanggal 15 Juni 2022 pukul 13:00 WIB
- Mutmainnah, D. A. (2021). *The Effectiveness Of Education And Workshop For Making Natural Disinfectants With Antiseptics From Water Steam Of Piper betle Leaves In The Production Warehouse Telaga Bidadari Village*. <http://proceeding.mbunivpress.or.id/index.php/bamara>, 98-109. Diakses pada tanggal 15 Juni 2022 pukul 14:00 WIB
- Pahima, E. (2018). *Supporting Information for Computational Design of Biofuels from Terpenes and Terpenoids*. Electronic Supplementary Material (ESI) for Sustainable Energy & Fuels, S22.
- Perhutani. (2020). <https://www.perhutani.co.id/laporan-category/laporan-tahunan/>. Diakses pada tanggal 10 Juni 2022 pukul 09:31 WIB.
- Perry, R.H. and Green, D.W. (1999). *Chemical Engineering Handbook*. New York: Mc Graw-Hill Book Company.
- Peter, M. S., & Timmerhause, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical*. New York: 4th ed., Mc Graw-Hill Book Co., Inc.
- Powell, S. (1954). *Water Condition for Industry*. New York: Mc Graw Hill Book Company.
- PubChem. *3-Carene*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/3-Carene>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *Alpha-Pinene*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/alpha-Pinene>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *Alpha-Terpineol*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/alpha-TERPINEOL>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *beta-Pinene*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/beta-Pinene>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *Camphene*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Camphene>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *Chloroacetic acid*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Chloroacetic-acid>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *D-Limonene*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/D-Limonene>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.
- PubChem. *Water*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/962>. Diakses pada tanggal 01 Juli 2022 pukul 13:01 WIB.

- Selfiana, T., Fransisca, Y., dan Utami, H. (2018). *Pengaruh Waktu Reaksi dan Kecepatan Pengadukan Pada Sintesis α -Terpineol dari Terpentin dengan Katalis Asam Sulfat*. Yogyakarta: Jurusan Teknik Kimia, FTI, UPN “Veteran” Yogyakarta.
- Sembiring, C. N. (2019). *Analisa Kandungan Kimia, Sifat Fisika Dan Penentuan Kadar Sineol Minyak Atsiri Pada Daun Eucalyptus pellita Dari PT TOBA PULP LESTARI Dengan Metode GC-MS*. Medan: Program Studi S1 Kimia Fakultas Matematika Dan Ilmu Pengetahuan Alam Universitas Sumatera Utara.
- Smith, Van Ness, Abbot, & Swihart. (2018). *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 8th Edition*. New York: McGraw-Hill Education.
- Tasheva, S. (2021). *Investigation of the thermodynamic and thermal properties of clary sage (Salvia sclarea L.) essential oil and its main components* . E3S Web of Conferences 286, 02003, 1-9.
- Utami, H., Budiman, A., Sutijan, Roto, dan Sediawan, W.B.. (2011). *Heterogeneous Kinetics of Hydration of α -Pinene for α -Terpineol Production: Non-Ideal Approach*. World Academy of Science, Engineering and Technology, 916-919.
- Utami, H., Budiman, A., Sutijan, Roto, dan Sediawan, W.B.. (2011). *Sintesis α -Terpineol dari Terpentin dengan Katalisator Asam Khlora Asetat Secara Batch*. INDUSTRI ISSN 1693-0533, Vol. 1 No. 1 : 27-31.
- Utami, H., Budiman, A., Sutijan, Roto, dan Sediawan, W.B.. (2011). *Studi Kinetika Reaksi Heterogen α -Pinene Menjadi Terpeneol Dengan Katalisator Asam Khlora Asetat* . Reaktor Vol. 13 No. 4, 248-253.
- Wahyudi, T. (2017). *Pembuatan Mikrokapsul Minyak Jeruk (Citrus aurantifolia) Untuk Aplikasi Pada Penyempurnaan Tekstil*. Arena Tekstil Vol. 32 No. 1, 1-8.
- Yaws, C. (1999). *Chemical Properties Handbook*. USA: Mc Graw-Hill Book Company.

LAMPIRAN

Lampiran 1. Perancangan Reaktor

1. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor:

Kondisi operasi:

Suhu : 80 °C

Tekanan : 1 atm

Asumsi:

- Adiabatis dan *Isothermal*
- Pengadukan sempurna
- Laju alir volumetrik tetap
- *Steady state*

Pada keadaan steady state dapat dituliskan :

(Rate of Flow of Input) – (Rate of Flow of Output) – (Rate of Reaction) = Rate of

Acc

Tabel 1. Stokiometri Reaksi

Komponen	Mula-mula	Reaksi	Sisa
Alfa-Pinene (A)	F_{A0}	$F_{A0} \cdot X$	$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
Air (B)	F_{B0}	$F_{A0} \cdot X$	$F_B = F_{B0} - F_{A0} \cdot X$
Alfa-Terpineol (T)	F_{T0}	$F_{A0} \cdot X$	$F_T = F_{T0} - F_{A0} \cdot X$
Total	F_{f0}		$F_f = F_{f0}$

Jika pada stoikiometri

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$V_R = \frac{F_{A0} X_A}{-r_A}$$

Jika dari stoikiometri $C_A = \frac{F_{A0}(1-X_A)}{v_0}$, $C_B = \frac{F_{B0}-F_{A0}X_A}{v_0}$, dan $C_T = \frac{F_{A0}X_A}{v_0}$

$$V_R = \frac{F_{A0} \cdot X_A \cdot v_0^2}{k_1 F_{A0} (1 - X_A) \cdot (F_{B0} - F_{A0} X_A) - \frac{k_2 F_{A0} X_A}{v_0}}$$

Sehingga diperoleh:

$$V = 30,2851 \text{ m}^3$$

Menentukan Optimasi Jumlah Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$X_1 = 0,5413$$

$$k_1 = 0,1248 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$$

$$k_2 = 0,00518 / \text{jam}$$

$$v_0 = 1,4449 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = 2,5534 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 6,1281 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 2,4$$

Persamaan umum:

$$X_{n-1} = X_n - \frac{V_R \cdot (k_1 C_{A0} (1 - X_A) \cdot (M - X_A) - k_2 X_A)}{v_0}$$

$$V_1 = 30,2851 \text{ m}^3$$

$$X_1 = 0,5413$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_2 = 11,0874 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 11,0874 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,3348$$

$$X_2 = 0,5413$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$V_3 = 6,7887 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 6,7887 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 6,7887 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,2435$$

$$X_2 = 0,4156$$

$$X_3 = 0,5413$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$V_4 = 4,8869 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 4,8869 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 4,8869 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 4,8869 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,1918$$

$$X_2 = 0,3377$$

$$X_3 = 0,4514$$

$$X_4 = 0,5413$$

5. Jumlah Reaktor 5

$$V_5 = 3,8187 \text{ m}^3$$

$$V_4 = 3,8187 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 3,8187 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 3,8187 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 3,8187 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,1584$$

$$X_2 = 0,2848$$

$$X_3 = 0,3873$$

$$X_4 = 0,4714$$

$$X_5 = 0,5413$$

Menghitung Jumlah Reaktor Yang Optimal

Menurut Aries dan Newton, 1995 perhitungan harga total reaktor menyatakan bahwa:

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

Dengan:

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

E_a = Harga pembelian alat a

E_b = Harga pembelian alat b

Kondisi operasi:

$$1 \text{ atm} = 14,7000 \text{ lb/in}^2$$

Bahan : *Stainless steel*

Basis : Volume 1000 gallons = \$ 14.750,00 (Peter dan Timmerhaus, 1991)

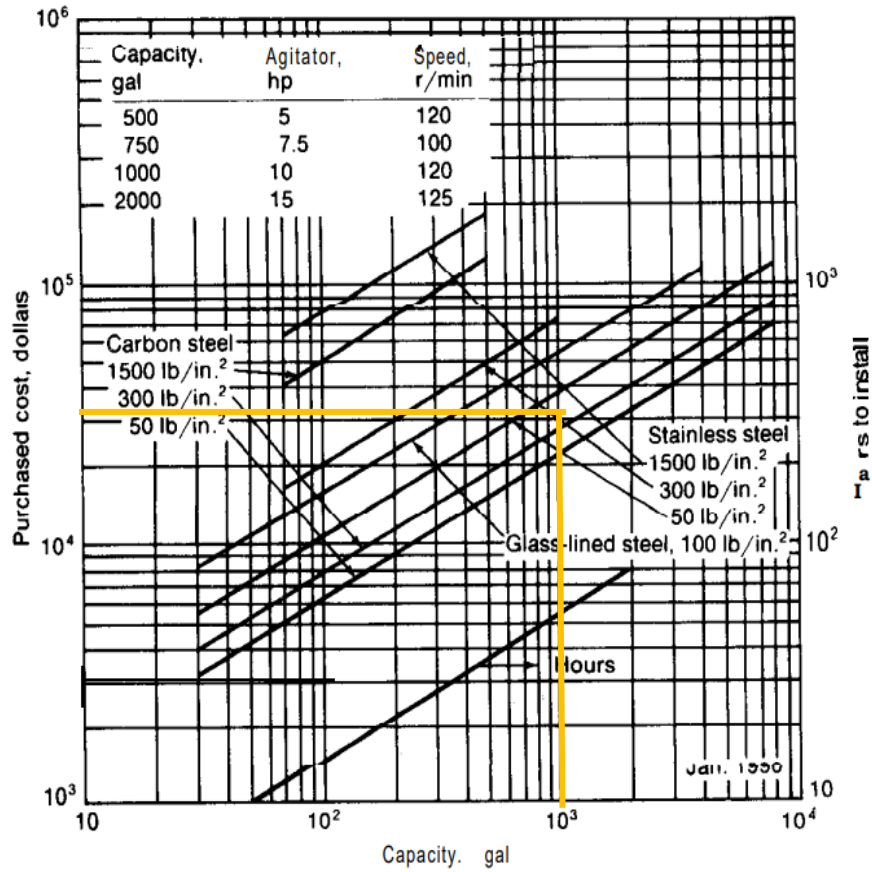


FIGURE 16-35

Cost and installation time of jacketed and stirred reactors.

Gambar 1. Grafik Penentuan Penggunaan Bahan dan Harga

Perhitungan Harga Reaktor

Dimana:

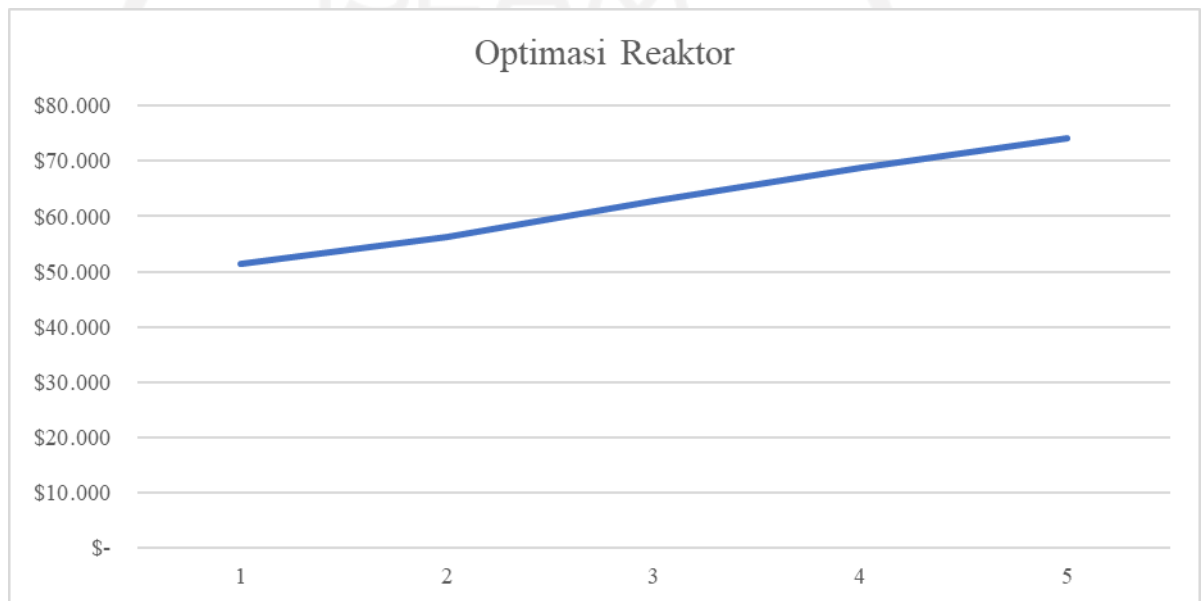
$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

$$E_a = \$ 14.750,00$$

$$C_a = 1000 \text{ gallons}$$

Tabel 2. Perbandingan Harga Penggunaan Jumlah Reaktor

No.	Volume reaktor	Z	Cost/unit	Cost
	(Gallon)	(Gallon)	\$	
1.	8.000,476	8.000,476	\$51.364	\$51.364
2.	2.928,976	5.857,953	\$28.107	\$56.215
3.	1.793,379	5.380,136	\$20.941	\$62.823
4.	1.290,986	5.163,945	\$17.193	\$68.771
5.	1.008,801	5.044,006	\$14.828	\$74.139



Gambar 2. Grafik Optimasi Reaktor

Berdasarkan grafik diatas dipilih jumlah 1 reaktor karena memiliki harga yang lebih murah dibandingkan dengan yang lain dengan volume 30,2851 m³.

2. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor

No.	Komponen	Fw (Kg/Jam)	Mr (kg/kmol)	F0 (Kmol/Jam)	ρ (kg/m3)	v0 (m3/jam)
1.	Alfa-Pinene	501,757	136	3,689	812,959	6,172E-01
2.	Beta-Pinene	6,282	136	0,046	832,366	7,547E-03
3.	Camphene	15,076	136	0,111	820,610	1,837E-02
4.	D-Limonene	0,088	136	0,001	797,204	1,108E-04
5.	Air	159,382	18	8,855	975,494	1,634E-01
6.	Asam Kloroasetat	836,754	94,5	8,855	1349,426	6,201E-01
7.	Alfa-Terpineol	16,187	154	0,105	888,701	1,821E-02
Total		1535,526		21,661		1,445E+00

Perancangan ini menggunakan 1 reaktor dengan volume reaktor sebesar:

$$V_{shell} = 30,2851 \text{ m}^3$$

$$V_{over\ design} = 36,3421 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga:

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

$$V = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Dengan rancangan, $D = H$

(Brownell & Young, 1959)

$$D = 3,5907 \text{ m}$$

$$D = 141,3666 \text{ in}$$

$$D = 11,7805 \text{ ft}$$

Perancangan ini memilih $H = 1,5 D$, sehingga $H = 1,5 \times D$

$$H = 5,3861 \text{ m}$$

$$H = 212,0499 \text{ in}$$

$$H = 17,6708 \text{ ft}$$

$$V_{dish} = 0,000049D^3$$

$$V_{dish} = 0,0023 \text{ m}^3$$

$$V_{dish} = 0,0801 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

dipilih $sf = 2,5 \text{ in}$

$$V_{sf} = 0,0045 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 0,1576 \text{ ft}^3$$

$$V_{Head} = 2(V_{dish} + V_{sf})$$

$$V_{Head} = 0,0135 \text{ m}^3$$

$$V_{Head} = 0,4755 \text{ ft}^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head}$$

$$V_{reaktor} = 36,3556 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = 1283,8867 \text{ ft}^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam Shell

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times \text{Volume head} = 0,0067 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = \text{Volume shell} - \text{Volume bottom}$$

$$= 36,3354 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam *shell*:

$$h_{\text{Cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h = 3,5900 \text{ m}$$

$$h = 11,7784 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{shell}} - V_h - V_{\text{sf}} \\ &= 30,2672 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan Hidrostatik: $\rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$

$$\text{Vol cairan} = h_{\text{cairan}} \times (\pi D^2 / 4)$$

$$h_{\text{cairan}} = 3,5900 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 38.670,3958 \text{ N/m}^2$$

$$= 5,6087 \text{ psia}$$

$$P_{\text{reaksi}} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psia}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{reaksi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 20,3046 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \cdot P_{\text{operasi}}$$

$$= 24,3655 \text{ psia}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 24,3655 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal *Shell* (ts)

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

(Brownell & Young, 1959, p.254)

Dimana:

$r = 0,5 \times \text{Diameter tangki} = 70,6833 \text{ in}$

$E = \text{efisiensi pengelasan} = 80\%$

$C = \text{faktor korosi} = 0,1250$

$F = \text{Tegangan yang diijinkan} = 18.750$

Sehingga, didapatkan nilai ts :

$ts = 0,2399 \text{ in}$, digunakan tebal standar 7/16 in maka:

$ts = 0,4375$ (Brownell & Young, 1959)

ID *Shell* = 141,3666 in

OD *Shell* = 142,2416 in

OD Standart = 144

icr = 8,75 in

$r = 132 \text{ in}$

$E = 80\%$

$C = 0,1250 \text{ in}$

$f = 18.750 \text{ psi}$ (Brownell & Young, 1959)

Menentukan Tebal *Head* (th) dan Tebal *Bottom*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA- 167 Grade 11 Type 316* (Brownell & Young, 1959, p.342)

Bentuk *head* : *Torispherical Flanged & Dished Head*

(Brownell & Young, 1959, p.87)

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959, p.138)

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = 1,7210$$

$$th = 0,2788 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu:

$$th = 0,3125 \text{ menggunakan tebal standar } 5/16 \text{ in}$$

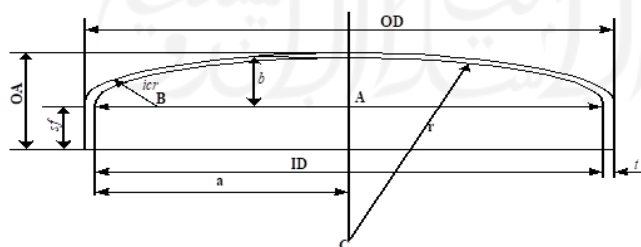
Menentukan Tinggi Reaktor Total

Berdasarkan table 5.8 Brownell & Young 93 diperoleh nilai sf 1 ½ - 2 ½

diambil:

$$sf = 2,5000 \text{ in}$$

$$= 0,0635 \text{ m}$$



$$ID = OD_{\text{standar}} - (2 * th)$$

$$= 143,375 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 71,6875 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 62,9375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 105,9690 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 26,0310 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total head (OA)} = sf + b + th$$

$$= 28,8435 \text{ in}$$

$$= 0,7326 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell}$$

$$= 6,8513 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi ;

$$T_{\text{operasi}} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 0,9791 \text{ Cp}$$

$$\rho = 1099,1394 \text{ kg/m}^3$$

$$= 68,6171 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0397 \text{ lb/in}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 36,3354 \text{ m}^3$$

Dipilih jenis *flat six blade turbine with disk*, karena turbin memiliki volume yang besar dan dapat digunakan dengan kecepatan putaran yang tinggi, sehingga berdasarkan Brownell & Young p. 507 diperoleh data :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 143,1250 \text{ in}$$

Jumlah *Baffle* = 4 (terpisah 90° satu sama lain)

$$\text{Jumlah sudut} = 6$$

D_i = Diameter pengaduk

D_t = Diameter dalam reaktor

Z_l = Tinggi cairan dalam reaktor

W_b = Lebar *baffle*

Z_i = Jarak pengaduk dari dasar tangki

L = Lebar Pengaduk

Sehingga didapatkan :

$$D_t = 143,1250 \text{ in} = 3,5907 \text{ m}$$

$$D_i = 47,7083 \text{ in} = 1,2118 \text{ m}$$

$$Z_i = 62,0208 \text{ in} = 1,5753 \text{ m}$$

$$ZL = 186,0625 \text{ in} = 4,7260 \text{ m}$$

$$L = 11,9271 \text{ in} = 0,3029 \text{ m}$$

$$Wb = 8,1104 \text{ in} = 0,2060 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah *Impeller*

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

$$\text{WELH} = \text{tinggi bahan} \times \text{sg}$$

$$= \text{tinggi bahan} \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{Air}}}$$

$$= 4,0451 \text{ m}$$

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

$$= 1,1265$$

$$= 1 \text{ Pengaduk}$$

Menghitung Putaran Pengaduk

$$\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}} = \left(\frac{\pi \text{ DI } N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \text{ DI}} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}}}$$

$$N = 62,0937 \text{ rpm}$$

$$= 1,0349 \text{ rps}$$

Jenis motor dipilih: *fixed speed belt*

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

Kecepatan standar pengaduk = 68 rpm

$$= 1,1333 \text{ rps}$$

Menghitung *Power* Pengaduk

Diketahui:

$$\rho = 1.099,1394 \text{ kg/m}^3 = 68,6171 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,9791 \text{ Cp} = 0,0007 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 3,9757 \text{ ft}$$

$$N = 1,1333 \text{ rps}$$

$$Re = 1.868.242,4358$$

$$P_a = N_p \cdot P \cdot N_i^3 \cdot D_i^3$$

$$P_a = 25.085,4076 \text{ Watt}$$

$$= 33,6401 \text{ hP}$$

Maka, berdasarkan peters hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 88%:

Sehingga, nilai $P = 38,2274 \text{ hP}$

Dipilih *power* standar $P = 40 \text{ hP}$

(Berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p. 358)

PERANCANGAN JAKET PENDINGIN REAKTOR 1

Alasan pemilihan:

- Karena reaksi berlangsung secara eksotermis
- Digunakan media pendingin berupa air pendingin

Kondisi Operasi:

- Suhu fluida panas masuk reaktor = $80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$
- Suhu fluida panas keluar reaktor = $80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$

- Suhu media pendingin masuk = 25 °C = 298 K

- Suhu media pendingin keluar = 60 °C = 313 K

1. Jumlah Pendingin dibutuhkan

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 3.259,5764 \text{ kg/jam}$$

2. Kecepatan Volumetris Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 3,1721 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Luas Perpindahan Panas

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

$$\Delta T_{LMTD} = 62,2775 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$U_D = 75 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Q = 452.127,1291 \text{ btu/jam}$$

$$A = 96,7984 \text{ ft}^2 = 8,9929 \text{ m}^2$$

4. Luas Selubung

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$= 60,7269 \text{ m}^2$$

Karena Luas selubung reaktor > Luas Perpindahan Panas, maka rancangan menggunakan jaket pendingin.

5. Menghitung Ukuran Jacket

$$\begin{aligned} ID &= OD \text{ tangki} + 2 \cdot jw \\ &= 148 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Jacket

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

$$t \text{ shell standart} = 0,4375 \text{ in}$$

$$OD \text{ Standart} = 156 \text{ in}$$

$$ID = 155,1250 \text{ in}$$

7. Menghitung U_c dan U_d

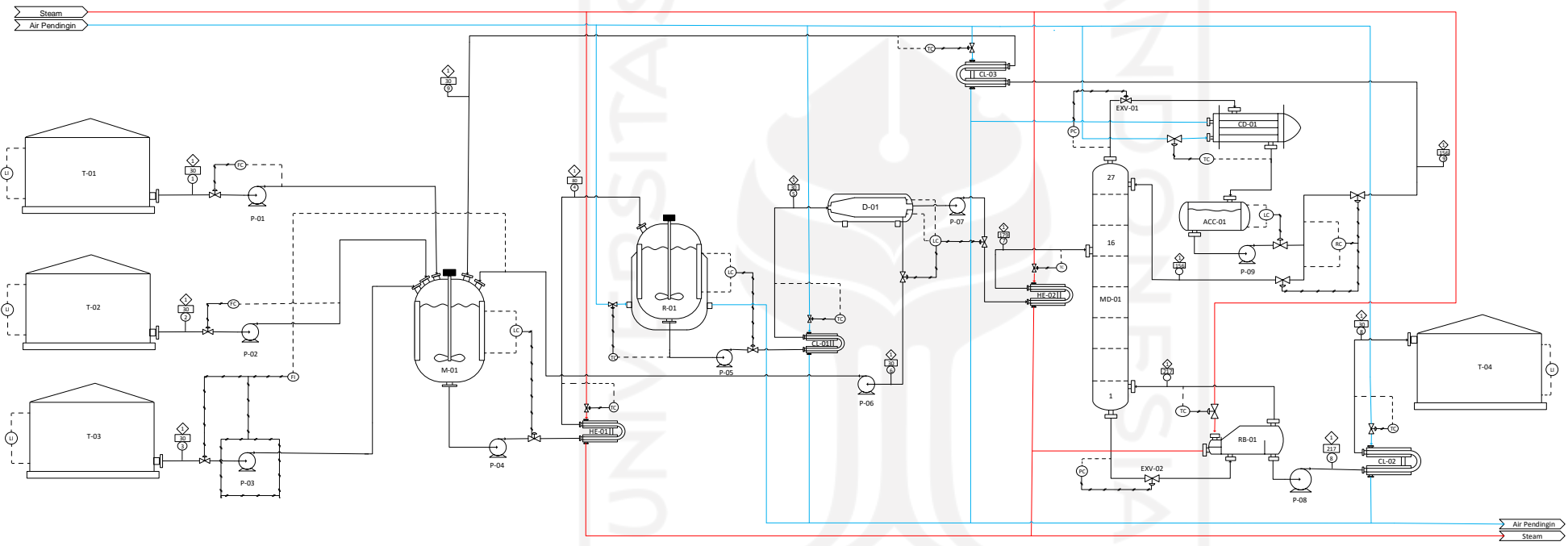
$$U_c = \frac{h_i \cdot h_o}{h_i + h_o}$$

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

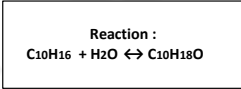
$$U_c = 18,4986 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 17,2241 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN DAN AIR
KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN



SIMBOL	KETERANGAN
(FC)	Flow Controller
(FI)	Flow Indicator
(LC)	Level Controller
(RC)	Ratio Controller
(LI)	Level Indicator
(PC)	Pressure Controller
(TC)	Temperature Controller
⬡	Tekanan, atm
⬢	Suhu, C
⊖	Nomor Arus
⊘	Control Valve
---	Electric Connection
---	Piping
---	Pneumatic Connection
T	Tangki
P	Pompa
HE	Heater
CL	Cooler
M	Mixer
R	Reactor
D	Decanter
MD	Menara Distilasi
EXV	Expansion Valve
RB	Reboiler
CD	Condensor
ACC	Accumulator



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
α-Pinene	271,6			501,8	230,2	11,5	218,6		218,6
β-Pinene	4,5			6,3	6,3	0,3	6,0	4,5	1,5
Camphene	3,6			15,1	15,1	0,8	14,3	3,6	10,7
D-Limonene	0,1			0,1	0,1	0,0	0,1	0,1	
H ₂ O		35,9		159,4	123,4	123,4			
C ₂ H ₃ ClO ₂			836,8	836,8	836,8	836,8			
C ₁₀ H ₁₈ O				16,2	323,7	16,2	307,5	307,5	
Total	279,7	35,9	836,8	1535,5	1535,5	989,0	546,6	315,7	230,9

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL DARI TERPENTIN DAN AIR
KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

- Adib Hanansyah Rahmananda (18521200)
- Arvinaldo Miftah Afidhi (18521118)

Dosen Pembimbing :

- Dr. Arif Hidayat S.T., M.T.
- Lilis Kistriyani S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Adib Hanansyah Rahmananda

No. MHS 18521200

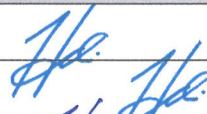




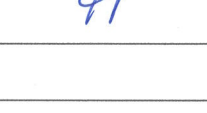
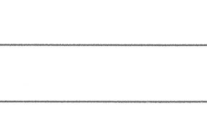
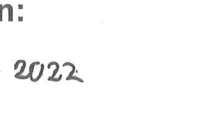
2. Nama Mahasiswa : Arvinaldo Miftah Afidh

No. MHS 18521118

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL
DARI TERPENTIN DAN AIR DENGAN KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 13 Mei 2022

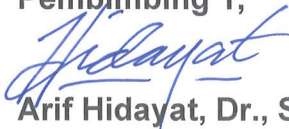
Batas Akhir Bimbingan : 9 November 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	14 Juli 2022	Bimbingan Perancangan Reaktor	
2.	29 Juli 2022	Bimbingan Desain Reaktor dan Perancangan Alat	
3.	8 Agustus 2022	Bimbingan dan konsultasi PEFD dan Tangki Penyimpanan	
4.	12 Agustus 2022	Konsultasi ulang Tangki Penyimpanan dan Perancangan Alat kecil	
5.	18 Agustus 2022	Konsultasi ulang Perancangan Alat kecil	
6.	25 Agustus 2022	Konsultasi Penentuan Lokasi, Tata Letak Pabrik, dan Struktur Organisasi Perusahaan	
7.	12 September 2022	Persetujuan luaran 8-15	
8.	22 September 2022	Persetujuan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 22 September 2022

Pembimbing 1,



Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Adib Hanansyah Rahmananda

No. MHS : 18521200

2. Nama Mahasiswa : Arvinaldo Miftah Afidh

No. MHS : 18521118

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ALFA-TERPINEOL
DARI TERPENTIN DAN AIR DENGAN KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **13 Mei 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **9 November 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	15 Juni 2022	Bimbingan kapasitas pabrik	4
2.	24 Juni 2022	Persetujuan kapasitas pabrik dan bimbingan luaran 2	4
3.	01 Juli 2022	Bimbingan luaran 2, 3, dan 4	4
4.	11 Juli 2022	Bimbingan neraca massa	4
5.	18 Juli 2022	Revisi dan pemeriksaan neraca massa dan perancangan alat	4
6.	10 Agustus 2022	Bimbingan luaran 4, 5, 6, dan 7	4
7.	22 Agustus 2022	Bimbingan Neraca Panas dan Utilitas	4
8.	12 September 2022	Bimbingan Evaluasi Ekonomi	4
9.	12 September 2022	Persetujuan luaran 8-15	4
10.	21 September 2022	Persetujuan naskah	4

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 21 September 2022

Pembimbing 2,



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