

PRA RANCANGAN
PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN OIL DARI
MINYAK KEDELAI
DENGAN KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana

Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Nabilah Aulia Putri

Nama : Azizah Ulfah Putri Amelia

NIM : 18521027

NIM : 18521106

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

2023

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN
OIL DARI MINYAK KEDELAI
DENGAN KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nabilah Aulia Putri

Nama : Azizah Ulfah Putri Amelia

NIM : 18521027


NIM : 18521106

Yogyakarta, Januari 2023

Pembimbing I,

Pembimbing II,


Agus Taufik, Ir., M.Sc.


Umi Rofiqah, S.T., M.T.

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN
OIL DARI MINYAK KEDELAI
DENGAN KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Nabilah Aulia Putri
NIM : 18521027

Nama : Azizah Ulfah Putri Amelia
NIM : 1852106

Yogyakarta, Januari 2023

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

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



METERAI
TEMPEL
DB4EAAJX046255499

Nabilah Aulia Putri



METERAI
TEMPEL
F2425AJX046255462

Azizah Ulfah Putri Amelia

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN OIL DARI
MINYAK KEDELAI
DENGAN KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Nabilah Aulia Putri
NIM : 18521027

Nama : Azizah Ulfah Putri Amelia
NIM : 18521106

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, Januari 2023

Tim Penguji,

Agus Taufiq Ir., M.Sc.
Ketua

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

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



Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



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

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur kami ucapkan atas kehadiran Allah Taa'la atas rahmat, hidayah dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“PRARANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN OIL DARI MINYAK KEDELAI DENGAN KAPASITAS 300.000 TON / TAHUN”** dengan tepat waktu.

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

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada beberapa pihak yang telah memberi dukungan atas penyelesaian laporan ini secara materi maupun non-materi. Ucapan terima kasih penulis berikan kepada :

1. Allah Taa'la atas segala kesempatan, rahmat, kasih dan sayang-Nya serta kesabaran dan kekuatan kepada penulis untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendoakan kami serta memberi dukungan dan semangat baik secara materil maupun non materil sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dan penyusunan laporan tugas akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

5. Bapak Agus Taufik, Ir., M.Sc. dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku pembimbing tugas akhir.
6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2018 yang selalu memberikan dukungan dan semangat.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dan dukungan dalam menyelesaikan penyusunan tugas akhir.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan tugas akhir ini. Dengan adanya laporan tugas akhir ini, penulis berharap dapat memberikan manfaat secara langsung maupun tidak langsung kepada semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, Januari 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur saya haturkan kepada Allah Ta'ala yang telah memberikan saya kesempatan, kekuatan, kesabaran dan ketabahan agar bisa menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan tepat waktu. Shalawat serta salam selalu saya curahkan kepada Rasulullah Salallahu 'Alaihi Wassalam.

Ayah, mama, abang beserta adik saya tercinta yang selalu memberikan dukungan, semangat, motivasi dan selalu mendoakan saya agar dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan lancar.

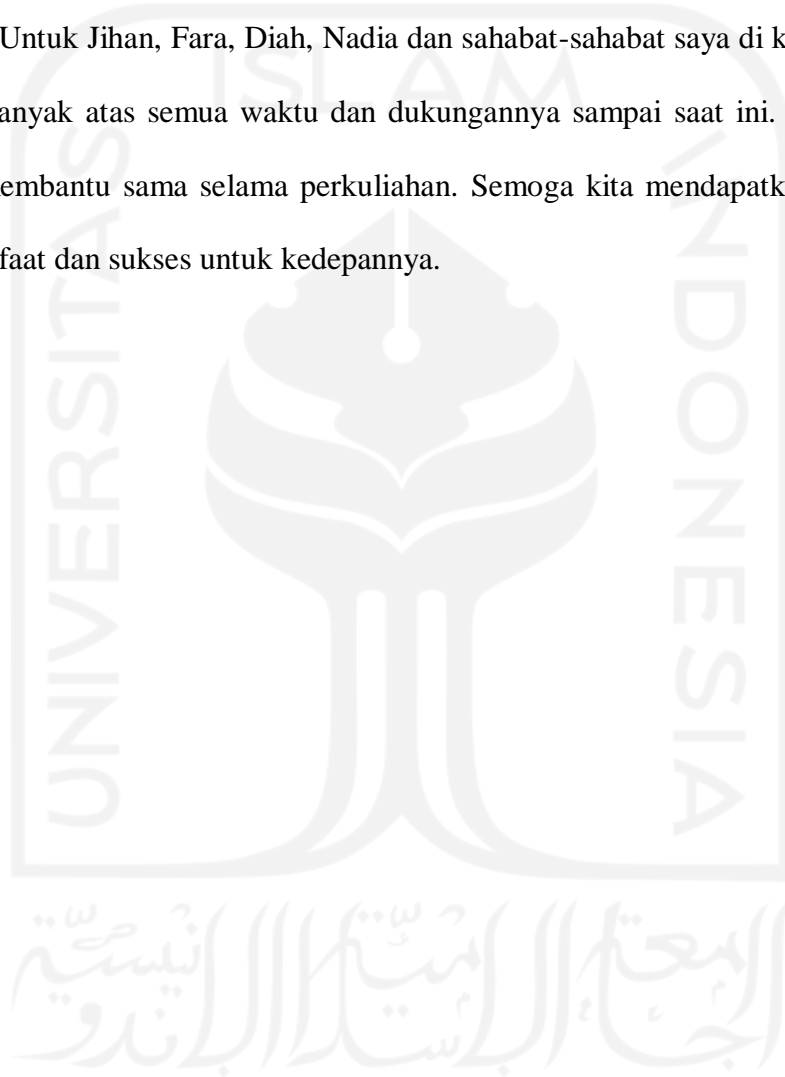
Azizah Ulfah Putri Amelia, selaku partner dan teman baik saya dari masa perkuliahan, penelitian hingga tugas akhir ini. Terima kasih sudah sabar dan tabah dalam menghadapi segala macam cobaan yang datang menghampiri dan masih terus berjuang untuk menyelesaikan laporan tugas akhir ini. Terima kasih atas waktu, ilmu dan senyum serta semangat selama ini. Semoga kita bisa mendapatkan ilmu yang bermanfaat.

Bapak Agus Taufik, Ir., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas bimbingan, arahan, semangat dan motivasinya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini.

Ajeng Maharani, selaku sepupu saya. Terima kasih atas waktu, kesempatan, semangat serta dukungannya yang selama ini diberikan kepada saya. Terima kasih telah bersama saya sedari kecil hingga sekarang. Semoga kita diberikan kesempatan dan keberkahan ilmu hingga sukses bersama.

Kallista, sahabat saya dari semasa SMP. Terima kasih atas waktu, semangat dan dukungannya. Terima kasih telah mendengarkan kelah kesuh dan meyakinkan saya bahwa saya bisa dan saya berharga. Terima kasih telah menjadi pertolongan pertama saya selama di Jogja.

Untuk Jihan, Fara, Diah, Nadia dan sahabat-sahabat saya di kuliah. Terima kasih banyak atas semua waktu dan dukungannya sampai saat ini. Terima kasih telah membantu sama selama perkuliahan. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepannya.



LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Terimakasih kepada ayah, mamah, mas dan mbak serta keponakan yang telah memberikan doa, semangat, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta kasih sayang yang tak terhingga. Terima kasih telah berjuang dan berkorban begitu banyaknya. Lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terimakasih saya ke mamah dan ayah.

Terima kasih kepada Bapak Agus Taufik, Ir., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Nabilah Aulia Putri sebagai partner masa perkuliahan sampai tahap pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini sudah banyak bersabar dan terus berjuang dalam masa perkuliahan, penelitian serta penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas ilmu, waktu, semangat, kerja keras dan juga dukungannya selama ini. Terima kasih telah berjuang sama – sama, Beee!

Untuk Fifi dan Tsanya terima kasih telah menemani dari semasa SD hingga detik ini dengan berbagai drama kehidupan yang supraise ini, tak lain juga terima kasih kepada teman – teman SMP yaitu Ilmi, Dida, Puspa, Desi, Nadila, Nadya, Puti, Tasya, Nada, dan Zahra yang kalo ngumpul orangnya itu itu aja tapi gak papa yang penting minumnya tetep teh gopek, dan tidak lupa terima kasih kepada Fira, Theanya, Wilasita, Zelsa, Reris Reidi Go, Afra dan Zahra, Manda yang suka ngilang tapi tetap ku ingat. Dan juga terima kasih kepada Agil, Ramjat, dan Daka. Terima kasih semua telah mendengar keluh kesa selama ini dan telah mendukung saya bahwa saya bisa menyelesaikan ini semua.

Terima kasih kepada Sakila Isabella yang selalu menemani saya selama kuliah. Terima kasih banyak atas semua waktu dan dukungannya sampai saat ini. Terima kasih telah membantu sama selama perkuliahan. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepannya.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, Terima kasih sudah menemani saya berjuang dan berbagi ilmu. Semoga kalian sehat selalu, bahagia selalu dan cita-cita kalian tercapai. Aamiin

DAFTAR ISI

HALAMAN DEPAN SKRIPSI	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
ABSTRAK.....	xix
ABSTRACT	xx
BAB I.....	2
PENDAHULUAN	2
1.1 Latar Belakang	2
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.3.1 Kedelai.....	6
1.3.2 Minyak Kedelai.....	7
1.3.3 Epoksidasi.....	7
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	8
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	8
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	10
BAB II	14
PERANCANGAN PRODUK	14
2.1 Spesifikasi Produk	14
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk	14
2.2 Pengendalian Kualitas	15

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	15
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	16
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk	16
BAB III.....	18
PERANCANGAN PROSES	18
3.1 Diagram Alir Kualitatif.....	18
3.2 Uraian Proses	18
3.2.1 Persiapan bahan baku dan bahan pendukung	18
3.2.2 Reaksi Pembentukan Asam Perasetat	20
3.2.3 Reaksi Pembentukan Epoksi Minyak Kedelai.....	20
3.2.4 Proses Pemisahan dan Penyimpanan	21
3.3 Diagram Alir Kuantitatif.....	22
3.4 Spesifikasi Alat	23
3.4.1 Spesifikasi Reaktor	23
3.4.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah	24
3.4.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	27
3.4.4 Spesifikasi Alat Transportasi.....	28
3.4.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	30
3.5 Neraca Massa	37
3.5.1 Neraca Massa Total.....	37
3.5.2 Neraca Massa Alat	37
3.6 Neraca Panas	42
3.6.1 Neraca Panas Total.....	42
3.6.2 Neraca Panas Alat	42
BAB IV	47
PERANCANGAN PABRIK	47
4.1 Lokasi Pabrik	47
4.1.1 Faktor Primer	48
4.1.2 Faktor Sekunder	49
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	49
4.2.1 Perkantoran/Administrasi, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung	52

4.2.2 Proses dan Ruang Kontrol	52
4.2.3 Instalasi dan Utilitas	52
4.2.4 Keamanan	52
4.2.5 Pengolahan Limbah.....	53
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	55
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	55
4.3.2 Aliran Udara	55
4.3.3 Pencahayaan	55
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	55
4.3.5 Jarak Antar Alat Proses	55
4.3.6 Pertimbangan Ekonomi	56
4.4 Organisasi Perusahaan	58
4.4.1 Bentuk Perusahaan	58
4.4.2 Struktur Organisasi	58
4.4.3 Tugas dan Wewenang	60
4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	63
4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	65
4.4.6 Ketenagakerjaan.....	67
BAB V.....	70
UTILITAS.....	70
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	70
5.1.1 Unit Penyedia Air.....	70
5.1.2 Unit Pengelolaan Air.....	74
5.2 Kebutuhan Air	76
5.3 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	77
5.4 Unit <i>Dowtherm</i>	77
5.4.1 Unit Pengelolaan <i>Dowtherm</i>	79
5.4.2 Kebutuhan <i>Dowtherm</i>	79
5.5 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik	79
5.6 Unit Penyedia Udara Instrumen	81
5.7 Unit Penyedia Bahan Bakar	81

5.8 Unit Pengolahan Limbah	82
5.9 Spesifikasi Alat Utilitas	83
BAB VI.....	88
EVALUASI EKONOMI.....	88
6.1 Harga Alat	89
6.1.1 Dasar Perhitungan	92
6.1.2 Perkiraan Harga Alat	92
6.1.3 Perhitungan Biaya	93
6.1.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>)	93
6.1.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	95
6.1.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)	97
6.1.4 Analisa Keuntungan	98
6.1.5 Analisa Kelayakan	98
6.1.5.1 <i>Return On Investment (ROI)</i>	98
6.1.5.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	99
6.1.5.3 <i>Break Event Point (BEP)</i>	99
6.1.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	101
6.1.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	102
BAB VII.....	104
PENUTUP	104
7.1 Kesimpulan	104
7.2 Saran	105
DAFTAR PUSTAKA.....	106
LAMPIRAN A	108

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Ekspor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia	3
Tabel 1.2 Impor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia	5
Tabel 1.3 Data Entalpi Formasi	8
Tabel 1.4 Data Kapasitas Panas	9
Tabel 1.5 Hubungan antara $1/T$ dengan $\ln k$	12
Tabel 1.6 Data kinetika reaksi utama	13
Tabel 2.2 Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Baku dan Produk dalam Proses	15
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	25
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi	26
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi (Lanjutan)	27
Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	28
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	29
Tabel 3.6 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	30
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-04)	31
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-05)	32
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-01)	33
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-02)	34
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-01)	35
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01)	36
Tabel 3.13 Neraca Massa Total	37
Tabel 3.14 Neraca Massa Reaktor 1	38
Tabel 3.15 Neraca Massa Reaktor 2	39
Tabel 3.16 Neraca Massa Dekanter	40
Tabel 3.17 Neraca Massa Menara Distilasi	40
Tabel 3.18 Neraca Massa T <i>Junction</i>	41
Tabel 3.19 Neraca Panas Total	42

Tabel 3.20 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01).....	42
Tabel 3.21 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02).....	42
Tabel 3.22 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03).....	43
Tabel 3.23 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-04).....	43
Tabel 3.24 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-05).....	43
Tabel 3.25 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01)	44
Tabel 3.26 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02)	44
Tabel 3.27 Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)	44
Tabel 3.28 Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)	45
Tabel 3.29 Neraca Panas <i>Decanter</i> (D-01).....	45
Tabel 3.30 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	46
Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik	54
Tabel 4.2 Penggolongan Jabatan.....	64
Tabel 4.3 Jumlah Karyawan	64
Tabel 4.4 Jadwal <i>Shift</i> Karyawan.....	66
Tabel 4.5 Rincian Gaji Karyawan.....	67
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	76
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	76
Tabel 5.3 Kebutuhan Air <i>Service</i>	77
Tabel 5.4 Kebutuhan <i>Dowtherm</i>	79
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Proses	80
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	81
Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas Unit Air	83
Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Utilitas.....	84
Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki	85
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas.....	86
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Boiler</i>	86
Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki <i>Dowtherm</i>	86
Tabel 5.13 Spesifikasi <i>Furnace</i>	87
Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1980 hingga 2015.....	90
Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses	92

Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas	93
Tabel 6.4 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	94
Tabel 6.5 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	94
Tabel 6.6 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	94
Tabel 6.7 <i>Working Capital Investment</i> (WCI).....	95
Tabel 6.8 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	96
Tabel 6.9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	96
Tabel 6.10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	97
Tabel 6.11 <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC).....	97
Tabel 6.12 <i>General Expenses</i>	97
Tabel 6.13 <i>Total Production Cost</i>	98
Tabel 6.14 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa).....	100
Tabel 6.15 <i>Annual Regulated Expenses</i> (Ra)	100
Tabel 6.16 <i>Annual Variable Value</i> (Va).....	100
Tabel 6.17 <i>Annual Sales Value</i> (Sa).....	101

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Ekspor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia.....	4
Gambar 1.2 Grafik Data Impor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia.....	5
Gambar 1.3 Grafik Hubungan pH dengan Konsentrasi Berat H ₂ O ₂	11
Gambar 1.4 Grafik Hubungan antara 1/T dengan ln k	12
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif <i>Epoxidized Soybean Oil</i>	18
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif <i>Epoxidized Soybean Oil</i>	22
Gambar 3.3 Arus Masuk pada Reaktor 1	37
Gambar 3.4 Arus Masuk pada Reaktor 2	38
Gambar 3.5 Arus Masuk pada Dekanter 1.....	39
Gambar 3.6 Arus Masuk pada Menara Distilasi 1	40
Gambar 3.7 Arus Masuk pada T <i>Junction</i> 1	41
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik	47
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	51
Gambar 4.3 Tata Letak Area Alat Proses	57
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	59
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Air	73
Gambar 5.2 Diagram Alir Utilitas Unit <i>Dowtherm</i>	78
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga	91
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	103

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Perancangan Reaktor

Lampiran 2 *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

Lampiran 3 Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik



ABSTRAK

Epoksidasi adalah senyawa eter siklik dengan cincin yang memiliki tugas anggota. Epoksidasi berperan sebagai pemlastis dan penstabil pada polivinil klorida (PVC) dan resin PVC. Pabrik ini akan berdiri di Kawasan Industri Cilegon, Mekarsari, Cilegon, Banten dengan kapasitas 300.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan ESBO yang digunakan pabrik ini terdapat dua reaksi. Reaksi pertama yaitu reaksi intermediate dengan mereaksikan antara asam asetat dan hydrogen peroksida yang menghasilkan asam perasetat dengan bantuan katalis jenis *amberlyst*. Reaksi ini bersifat endotermis dan dijalankan dalam reaktor *Fixed Bed*, fase cair-cair, kondisi operasi 50°C tekanan 1 atm. Reaksi kedua adalah reaksi utama dengan mereaksikan antara asam perasetat dan minyak kedelai dengan bantuan natrium hidroksida sebagai terminator yang menghasilkan ESBO. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), fase cair-cair, kondisi operasi 50°C tekanan 1 atm. Produk keluaran reaktor RATB selanjutnya dipisahkan dengan menggunakan dekanter dan menara distilasi. Produk cair diangkut menuju tangki, dikemas, dan dipasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 300.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku asam asetat 9560,81 kg/jam, hydrogen peroksida 16252,10 kg/jam, minyak kedelai 6695,75 kg/jam dan natrium hidroksida 1720,23 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 345822,88 kg/jam air pendingin, 825,21 kg/jam *steam*, 489,05 kW listrik, 2,07 L/jam. Hasil analisis sifat bahan dan kondisi operasi menunjukkan bahwa pabrik ESBO ini memiliki tingkat resiko tinggi (*high risk*). Setelah dilakukan analisis evaluasi ekonomi maka didapatkan modal tetap sebesar Rp318.656.166.296.505, modal kerja sebesar Rp17.554.405.896.874, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp54.004.352.580.009, ROI sebelum pajak sebesar 16,95%, POT sebelum pajak sebesar 4,01 tahun, BEP sebesar 44%, SDP sebesar 10,96% dan DCFR sebesar 19,38%. Berdasarkan hasil tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ESBO secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *Continuous Stirred Tank Reactor, Epoxidized Soybean Oil, Fixed Bed, Perancangan Pabrik, Soybean Oil*

ABSTRACT

Epoxide is a cyclic ether compounds comprised of member-assigned rings. Epoxide acts as both plasticizer and stabilizer for polyvinyl chloride (PVC) and PVC resins. This factory will be established in the Cilegon Industrial Area, Mekarsari, Cilegon, Banten with a capacity of 300.000 tons/year operating for 330 days. The ESBO manufacturing method used by this factory consists of two reactions. The first reaction is an intermediate reaction where the acetic acid and hydrogen peroxide are reacted together with the help of an amberlyst type catalyst in order to produce peracetic acid. This endothermic reaction is carried out inside a Fixed Bed Reactor, through a phase liquid-liquid with operating conditions of 50°C and a pressure of 1 atm. The second reaction becomes the primary reaction in which the peracetic acid and soybean oil are reacted together with the help of sodium hydroxide as a terminator in order to produce ESBO. This exothermic reaction is carried out in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), through phase liquid-liquid with operating conditions of 50°C and a pressure of 1 atm. The output product of the CSTR reactor is then separated using a decanter and a distillation tower. Afterwards, the liquid product is transported to a tank, packed, and marketed. To achieve a production capacity of 300,000 tons/year, raw materials of 9560.81 kg/hour of acetic acid, 16252.10 kg/hour of hydrogen peroxide, 6695.75 kg/hour of soybean oil, and 1720.23 kg/hour of sodium hydroxide are required. Meanwhile, 345822.88 kg/hour of cooling water, 825.21 kg/hour of steam, and 489.05 kW of electricity with 2.07 L/hour are also required as the essential utilities. The analyzed results of the material properties and operating conditions show that the ESBO factory has a high level of risk (high risk). After analyzing the economic evaluation, it is found that the fixed capital is Rp318,656,166,296,505,00 ; the working capital is Rp17,554,405,896,874,00; the profit before tax is Rp54,004,352,580,009,00 ; ROI before tax is 16.95%, POT before tax is 4.01 years, BEP is 44%, SDP is 10.96% and DCFR is 19.38%. Based on these results, it can be concluded that the ESBO factory is economically feasible to be established.

Keyword : *Continuous Stirred Tank Reactor, Epoxidized Soybean Oil, Fixed Bed, Factory Design, Soybean Oil*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Minyak bumi merupakan aspek penting dalam kehidupan industri saat ini. Mulai dari bahan bakar seperti bensin dan nafta hingga bahan baku industri, hampir seluruhnya menggunakan minyak bumi. Dalam pembuatan plastik dan karet sintetik juga menggunakan turunan minyak bumi dalam pembuatannya. Senyawa sintetik tersebut memberikan dampak negatif. Hal ini dikarenakan senyawa tersebut memiliki sifat *non-degradable*. Selain itu juga, minyak bumi bukan merupakan sumber daya alam yang bisa diperbaharui yang dimana apabila digunakan terus menerus akan habis.

Dari pernyataan di atas, bahan baku alternatif mulai gencar dicari dengan beberapa syarat yaitu dapat diperbaharui dan memiliki sifat *degradable*. Salah satu bahan baku alternatif yang didapatkan yaitu minyak nabati, seperti minyak kelapa sawit dan minyak kedelai. Minyak nabati memiliki beberapa keunggulan seperti memiliki viskositas yang tinggi, volatilitas yang rendah, kelarutan dalam aditif pelumas tinggi, dll.

Dalam pembuatan plastik *Polyvinyl Chloride* (PVC), ada beberapa bahan yang digunakan sebagai pelunak dan pemlastis. Salah satu contohnya adalah DOP, DINP, DIDP, DEHA dan DEHP. Tidak hanya untuk plastik PVC, bahan tersebut juga digunakan untuk pelunak pada karet NBR. Berdasarkan kompatibilitasnya, ada beberapa bahan yang bisa digunakan sebagai pengganti dari beberapa bahan diatas, seperti minyak nabati epoksi. Selain bisa digunakan sebagai pelunak dan pemlastis, minyak nabati epoksi dianggap sebagai pelunak yang memiliki bahan dasar terbarukan juga bersifat alami. Sehingga dalam penggunaannya, tidak mencemari lingkungan serta aman untuk kesehatan (Kinasih dkk., 2013)

Reaksi epoksidasi adalah reaksi oksidasi ikatan rangkap dalam minyak oleh oksigen aktif membentuk senyawa epoksi. Reaksi epoksidasi akan menghasilkan trigliserida terepoksi yang mempunyai peran penting dalam industri plastik dan

bahan aditif. Epoksi *soybean oil* merupakan cairan berminyak kental kuning muda, dengan viskositas sebesar 325 mpa.s dengan indeks bias 1,473 dan densitas sebesar 0,985. Epoksida minyak dapat digunakan sebagai pemlastis dan penstabil pada polivinil klorida (PVC) dan resin PVC. Selain itu, epoksi juga dapat digunakan sebagai bahan baku kimia seperti alkohol, glikol, alkanolamine, senyawa karbonil, senyawa olefin dan polimer seperti poliester, dll. Hal ini dikarenakan epoksi memiliki reaktivitas cincin oksiran yang tinggi. *Epoxidized soybean oil* merupakan cairan berminyak kental kuning muda, dengan viskositas sebesar 325 mpa.s dengan indeks bias 1,473 dan densitas sebesar 0,985.

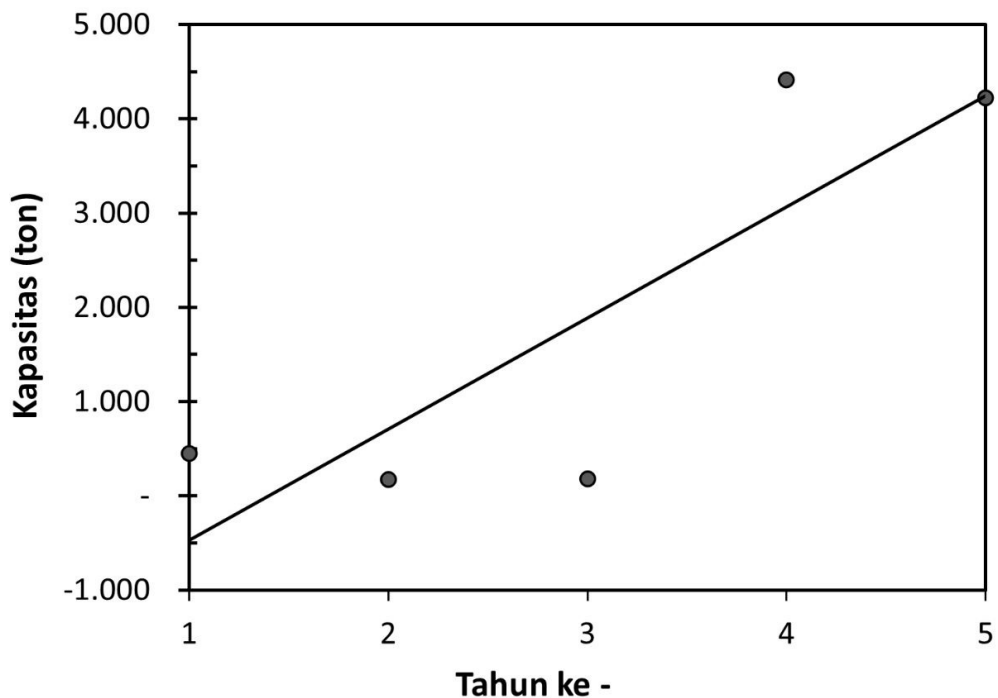
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas pabrik, ada beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan. Salah satunya ialah data ekspor dan impor serta kapasitas pabrik yang sudah ada di Indonesia dan di dunia. Data dari epoksidasi minyak kacang kedelai itu sendiri, tidak disediakan dalam data yang spesifik. Melainkan sudah disusun ke dalam satu kategori yang terdiri dari modifikasi bahan lainnya. Perkembangan ekspor dari kategori tersebut dari tahun 2017 sampai 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Ekspor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia

Tahun	Berat (ton)
2017	447,41
2018	169,994
2019	179,51
2020	4411,82
2021	4221,04
Total	9428,81

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2022)



Gambar 1.1 Grafik Data Ekspor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia

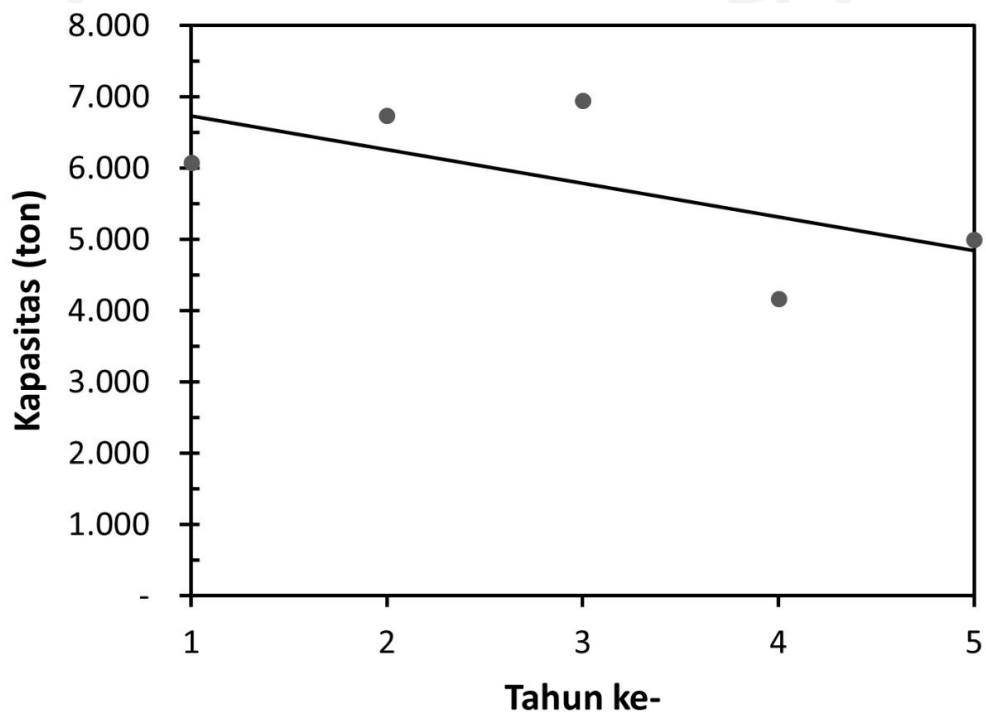
Untuk mengetahui proyeksi besarnya ekspor pada kategori tersebut, dapat dilakukan dengan menggunakan metode regresi linear seperti pada Gambar 1.1. Hasil dari regresi linear tersebut merupakan sebuah persamaan proyeksi dimana $y = 1178,9x - 1650,8$ dan $R^2 = 0,7034$. Berdasarkan persamaan proyeksi tersebut, perkiraan kebutuhan ekspor pada tahun ke-11 adalah sebesar 9.000.000 ton.

Selain dari data ekspor, dalam penentuan kapasitas pabrik yang akan dibangun, juga dapat dilihat dari data impor kategori tersebut dalam beberapa tahun ke belakang. Perkembangan impor dari kategori tersebut dari tahun 2017 sampai 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Impor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia

Tahun	Berat (ton)
2017	6076,920
2018	6734,627
2019	6949,072
2020	4168,808
2021	5002,463
Total	28931,890

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2022)



Gambar 1.2 Grafik Data Impor Kacang tanah / kedelai / kelapa sawit / minyak kelapa, direbus / dioksidasi / dehidrasi / sulfurisasi / ditiup / dipolimerisasi / dimodifikasi secara kimia

Dari gambar 1.2, dapat dilihat persamaan proyeksi dari data tersebut adalah $y = -471,37x + 7200,7$ dan $R^2 = 0,3994$. Untuk mengetahui proyeksi kebutuhan impor pada tahun ke-11, dapat digunakan persamaan tersebut dan didapat hasil $y = 1.814.897$ ton.

Salah satu pabrik penghasil epoksidasi minyak kacang kedelai terbesar di dunia berlokasi di China dengan merek dagang JIAAO. Merek dagang ini mampu

memproduksi epoksidasi minyak kacang kedelai (ESO) sebagai PVC *plasticizer* sebesar 100.000 MT/tahun. Apabila ditinjau dari beberapa pertimbangan yang ada, maka diambil kapasitas pabrik yang akan digunakan dalam perancangan pabrik ini ialah 17% dari proyeksi ekspor pada tahun ke -11 yaitu sebesar 300.000 ton/tahun dengan harapan apabila pabrik ini dibangun dapat membantu untuk kebutuhan pabrik lainnya dan dalam kegiatan ekspor ke luar negeri.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Kedelai

Kedelai merupakan salah satu tanaman kacang yang banyak diproduksi di Indonesia. Kedelai sendiri merupakan salah satu tanaman yang digunakan sebagai bahan baku dapat pembuatan makanan sehari-hari, seperti pembuatan kecap, tahu dan tempe. Kedelai memiliki dua jenis, yaitu kedelai putih atau bisa disebut *Glycine Max* dan kedelai hitam atau bisa disebut *Glycine Soja*. Kedelai sudah menjadi sumber gizi protein nabati dan minyak nabati utama di dunia, begitu pula di Indonesia. Meskipun Indonesia masih mengimpor sebagian besar kebutuhan kedelai, namun Indonesia juga merupakan salah satu penghasil kedelai yang terpusat di Jawa, Lampung, Nusa Tenggara Barat dan Bali. Penghasil kedelai utama di dunia adalah Amerika Serikat.

Kedelai mengandung banyak sekali kandungan yang bermanfaat bagi tubuh. Kedelai memiliki kandungan protein rata-rata 35% di setiap bijinya. Kedelai juga memiliki kandungan asam amino sebanyak 484 mg/g dengan jenis leusin. Kandungan lainnya dari kedelai adalah karbohidrat sebanyak 35% dan lemak sebanyak 18-20%. Selain itu, di dalam lemak atau minyak kedelai, terdapat kandungan fosfolipid yang penting, seperti lesitin, sepalin, dan lipositol (Isa, 2011). Maka dari itu, kedelai menjadi bahan baku utama dalam pembuatan beberapa bahan makanan pokok, seperti tahu, tempe, kecap, tauco, taoji, susu kedelai, tauge dan lain-lain (Puspita, 2016).

1.3.2 Minyak Kedelai

Selain dapat diubah menjadi tahu dan tempe, kedelai juga bisa diubah menjadi minyak, yaitu minyak kedelai. Dengan adanya kandungan lemak dan minyak yang ada di dalam kedelai, kedelai dapat menghasilkan minyak dengan cara diekstraksi. Sebelumnya, kacang kedelai dibersihkan dari zat pengotornya dan dikeringkan, lalu dihancurkan hingga menjadi serbuk tepung. Tepung inilah yang nantinya akan diekstrak minyaknya dengan menggunakan berbagai macam metode seperti metode soxhlet.

Minyak kedelai memiliki kandungan sekitar 85% asam lemak tak jenuh dan sekitar 15% asam lemak jenuh. Minyak kedelai sendiri merupakan salah satu *edible oil* atau minyak yang dapat dikonsumsi secara langsung seperti minyak zaitun. Selain dapat dikonsumsi secara langsung, minyak kedelai biasa dimanfaatkan sebagai minyak salad setelah dimurnikan dan dapat digunakan sebagai alternatif untuk orang yang sedang melakukan diet karena minyak kedelai memiliki kandungan asam lemak tak jenuh yang tinggi. Selain itu, minyak kedelai juga kaya akan omega-6 dan omega-3 yang baik untuk kesehatan jantung dan tubuh lainnya (Nabilla, 2017).

1.3.3 Epoksidasi

Epoksida adalah senyawa eter siklik dengan cincin yang memiliki tugas anggota. Struktur dasar dari sebuah epoksida ini yaitu sebuah atom oksigen yang diikat pada dua atom karbon yang berdekatan yang berasal dari hidrokarbon. Senyawa yang dihasilkan dari reaksi epoksi ini merupakan senyawa yang sama pentingnya dengan produk kimia lainnya. Reaksi epoksidasi sendiri merupakan reaksi oksidasi ikatan rangkap dalam minyak oleh oksigen aktif untuk membentuk senyawa epoksida. Hasil dari reaksi epoksidasi ini adalah senyawa trigliserida terepoksidasi yang mempunyai peran dalam

industri plastik dan menjadi bahan aditif untuk bahan polivinil klorida (PVC) (Allundaru, 2013).

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

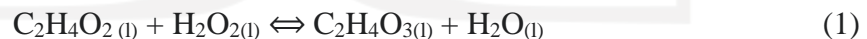
Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk menentukan sifat dari reaksi yang ada, seperti apakah reaksi tersebut bersifat endotermis atau eksotermis, apakah reaksi berlangsung secara spontan atau tidak dan menentukan arah reaksi *reversible* atau *irreversible*

1. Perubahan Entalpi (ΔH_r°)

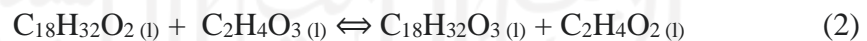
Untuk menentukan apakah reaksi tersebut bersifat endotermis atau eksotermis adalah dengan cara menghitung perubahan entalpi yang terjadi. Data-data yang dibutuhkan adalah data-data panas pembentukan standar (ΔH_f°) dari komponen-komponen yang ada. Data-data yang dibutuhkan dapat diperoleh dari Yaws (1999) dan Aspen Plus (2015). Data panas pembentukan dapat dilihat pada tabel 1.1.

Reaksi yang terjadi adalah :

1. Reaksi *Intermediate*:



2. Reaksi Utama:

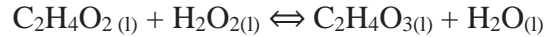


Tabel 1.3 Data Entalpi Formasi

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2$	-104,209
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_3$	-53,7379
$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_3$	-105,280
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	-484,500
H_2O_2	-191,20
H_2O	-285,830

Sumber : (Yaws, 1999 dan Aspen 2015)

1. Reaksi *Intermediate*:

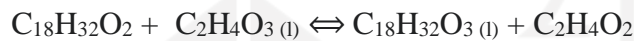


$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = ((-53,7379 \text{ kJ/kmol}) + (-285,830 \text{ kJ/kmol})) - ((-484,500 \text{ kJ/kmol}) + (-191,20 \text{ kJ/kmol}))$$

$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = 336,132 \text{ kJ/kmol}$$

2. Reaksi Utama:



$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = ((-104,209 \text{ kJ/kmol}) + (-484,500 \text{ kJ/kmol})) - ((-104,209 \text{ kJ/kmol}) + (-53,7379 \text{ kJ/kmol}))$$

$$\Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) = -431,833 \text{ kJ/kmol}$$

Karena harga perubahan entalpi (ΔH_r°) yang dihasilkan bernilai negatif, maka reaksi tersebut bersifat eksotermis. Untuk menghitung pusat suhu operasi pada reaksi tersebut (323 K) dibutuhkan data perubahan kapasitas panas yang didapat dari buku Yaws (1999) dan Aspen Plus (2015). Persamaan kapasitas panas dituliskan sebagai berikut :

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

Tabel 1.4 Data Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	Cp (kJ/kmol)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-	-	-	-	593,05
C ₂ H ₄ O ₃	-	-	-	-	180,075
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	-	-	-	-	589,963
C ₂ H ₄ O ₂	-18,944	1,0971E+00	-2,8921E-03	2,9275E-06	3,2626E+03
H ₂ O ₂	-15,248	6,7693E-01	-1,4948E-03	5,3469E-07	1.6695E+03
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	1,2018E-06	2.3831E+03

Sumber : (Yaws, 1999 dan Aspen 2015)

1. Reaksi *Intermediate*:

$$\begin{aligned} & \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2(l) + \text{H}_2\text{O}_2(l) \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_3(l) + \text{H}_2\text{O}(l) \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= \Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) + \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= -53348,030 \text{ kJ/kmol} + ((180,075 \text{ kJ/kmol}) + (2,3831\text{E}+03 \\ & \text{ kJ/kmol})) - ((3,2626\text{E}+03 \text{ kJ/kmol}) + (1,6695\text{E}+03 \text{ kJ/kmol})) \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= -60843,341 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

2. Reaksi Utama:

$$\begin{aligned} & \text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_3(l) \rightleftharpoons \text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_3(l) + \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2 \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= \Delta H_r^{\circ}(298 \text{ K}) + (\sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}) \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= 52182 \text{ kJ/kmol} + ((589,963 \text{ kJ/kmol}) + (3,2626\text{E}+03 \\ & \text{ kJ/kmol})) - ((593,05 \text{ kJ/kmol}) + (180,075 \text{ kJ/kmol})) \\ \Delta H_r^{\circ}(323 \text{ K}) &= 47557 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Karena (ΔH_r°) pada suhu operasi bernilai positif, maka reaksi berlangsung secara endoterm.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Untuk mencari nilai konstanta kinetika, dapat dievaluasi dengan menggunakan persamaan Arrhenius dengan rumus sebagai berikut :

$$k = A e^{\frac{E_A}{RT}} \text{ atau } \ln k = \frac{-E_A}{RT} + \ln A$$

Dimana :

K = konstanta laju reaksi

A = Faktor tumbukan

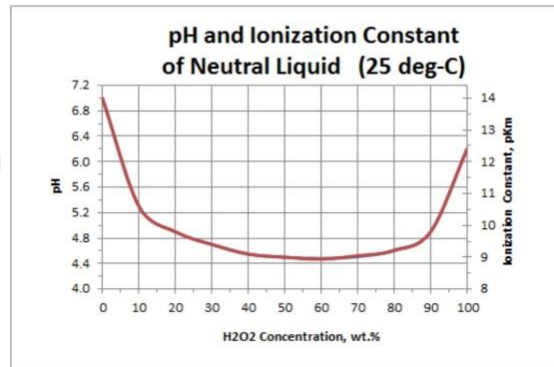
Ea = Energi Aktivasi (J/mol)

R = Konstanta gas (J/mol.K)

T = Suhu (K)

Dicari konsentrasi H^+ pada H_2O_2 melalui grafik antara pH dan berat

Hydrogen Peroxide pH and Ionization Constant



Gambar 1.3 Grafik Hubungan pH dengan Konsentrasi Berat H₂O₂

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+]$$

$$4,5 = -\log [\text{H}^+]$$

$$[\text{H}^+] = 10^{-4,5}$$

$$[\text{H}^+] = 3,16 \times 10^{-5} \text{ mol/L}$$

Untuk nilai k_1 dan k_2 , didapat melalui persamaan berikut :

$$k_{1obs} = [\text{H}^+] \times 6,83 \times 10^8 \exp\left(-\frac{57846,15}{RT}\right) \quad (1)$$

$$k_{2obs} = [\text{H}^+] \times 6,73 \times 10^8 \exp\left(-\frac{60407,78}{RT}\right) \quad (2)$$

Maka,

$$k_{1obs} = [3,16 \times 10^{-5}] \times 6,83 \times 10^8 \exp\left(-\frac{57846,15}{RT}\right)$$

$$k_{1obs} = 9,5292 \times 10^{-6} \text{ L.mol}^{-1}\text{h}^{-1}$$

$$k_{2obs} = [3,16 \times 10^{-5}] \times 6,73 \times 10^8 \exp\left(-\frac{60407,78}{RT}\right)$$

$$k_{2obs} = 3,6172 \times 10^{-6} \text{ L.mol}^{-1}\text{h}^{-1}$$

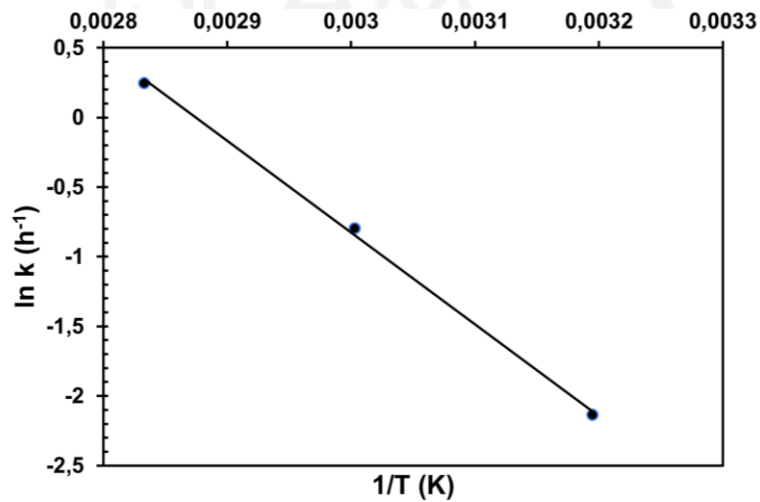
$$K_2 = \frac{k_{1obs}}{k_{2obs}} = \frac{9,5292 \times 10^{-6} \text{ L.mol}^{-1}\text{h}^{-1}}{3,6172 \times 10^{-6} \text{ L.mol}^{-1}\text{h}^{-1}}$$

$$K_2 = 2,6344$$

Untuk nilai k_3 , didapat dari grafik regresi linier antara $\ln k$ dengan $1/T$

Tabel 1.5 Hubungan antara 1/T dengan ln k

1/T	ln k
0,0032	-2,1345
0,0030	-0,7952
0,0028	0,2455



Gambar 1.4 Grafik Hubungan antara 1/T dengan ln k

Didapat persamaan regresi linier dari grafik berikut

$$Y = - 6582,7x + 18,921$$

Nilai Y pada suhu 1/323 adalah sebagai berikut

$$Y = - 6582,7 (0,0031) + 18,921$$

$$Y = - 1,4589$$

$$k = \exp (- 1,4589)$$

$$k = 0,2325 \text{ h}^{-1}$$

Tabel 1.6 Data kinetika reaksi utama

k (h ⁻¹)	0,1183	0,2325
R (J/mol.K)	8,314	8,314
A (L/mol.min)	1,65E ⁺⁰⁸	1,65E ⁺⁰⁸
E (kJ/mol/K)	54,7	54,7
T (K)	313	323



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Parameter	Bahan Baku			Produk		
	Soybean Oil (<i>Linoleic Acid</i>)	Hidrogen Peroksida	Asam Asetat	Produk Intermediate	Produk Utama	Produk Samping
				Asam Peroksi Asetat	ESBO	Air
Rumus Molekul	$C_{18}H_{32}O_2$	H_2O_2	$C_2H_4O_2$	$C_2H_4O_3$	$C_{18}H_{32}O_3$	H_2O
BM (g/mol)	280,46	34,0147	60,0520	76,0514	296,4449	18,0153
Titik Didih (°C)	348	108	118,1	107,22	351	100
Titik Beku (°C)	-5	-33	16,6	-	0	0
Kemurnian (%)	99	50	99	35s	99	100
Densitas (g/mL)	-	1,1	2,07	-	0,997	0,62
Viskositas (mm ² /s, mPa.s)	-	-	Kin : 1,17 Din : 1,05	-	-	-
Kelarutan	Larut dalam metanol dan <i>acetone</i>	Larut dalam dietil eter	Mudah larut dalam air dingin, air panas	Mudah larut dalam air dingin, air panas dan <i>diethyl ether</i>	-	-
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Bentuk dan Warna	Berwarna kuning	Jernih	Jernih	Jernih	Berwarna kuning bening	Jernih

Tabel 2.2 Identifikasi *Hazard* Bahan Baku dan Produk dalam Proses

Komponen	<i>Hazard</i>					
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>
C ₁₈ H ₃₂ O ₂		√	√		√	
C ₂ H ₄ O ₃	√	√	√	√	√	√
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	√	√	√	√	√	
C ₂ H ₄ O ₂	√	√	√	√	√	√
H ₂ O ₂						
H ₂ O						

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) adalah kegiatan yang biasa dilakukan di setiap perusahaan. Pengendalian kualitas diperuntukkan agar bisa menjaga serta mempertahankan mutu atau kualitas suatu produk agar bisa sesuai dengan standar atau mutu yang ditetapkan baik standar nasional maupun standar internasional. Pengendalian kualitas pada pabrik *epoxidized soybean oil* meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui bagaimana kualitas bahan baku yang digunakan pada pabrik tersebut. Pengendalian kualitas bahan baku merupakan salah satu kegiatan penting yang digunakan agar bahan baku yang digunakan pada pabrik sesuai dengan standar kualitas maupun standar mutu yang telah ditentukan. Sebelum bahan baku diproses dalam sebuah alat, bahan baku tersebut harus dilakukan sebuah pengujian untuk mengetahui kelayakan bahan baku tersebut. Hal ini dilakukan agar tidak terjadi penyimpangan kualitas yang dapat menyebabkan kecelakaan pabrik saat memproduksi sesuatu. Pengujian yang

dilakukan antara lain, adalah densitas, viskositas, kemurnian dan lain-lain.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses produksi bertujuan untuk menjaga kualitas proses agar proses dapat berjalan dengan baik. Dengan menggunakan beberapa alat sistem kontrol, seperti alat sistem kontrol untuk temperatur (*Temperature Control*), alat sistem kontrol untuk aliran masuk dan keluar (*Flow Control*) serta alat sistem kontrol untuk mengatur ketinggian level cairan (*Level Control*), proses produksi dapat ditinjau dengan sebaik mungkin agar mendapatkan hasil produk yang bagus.

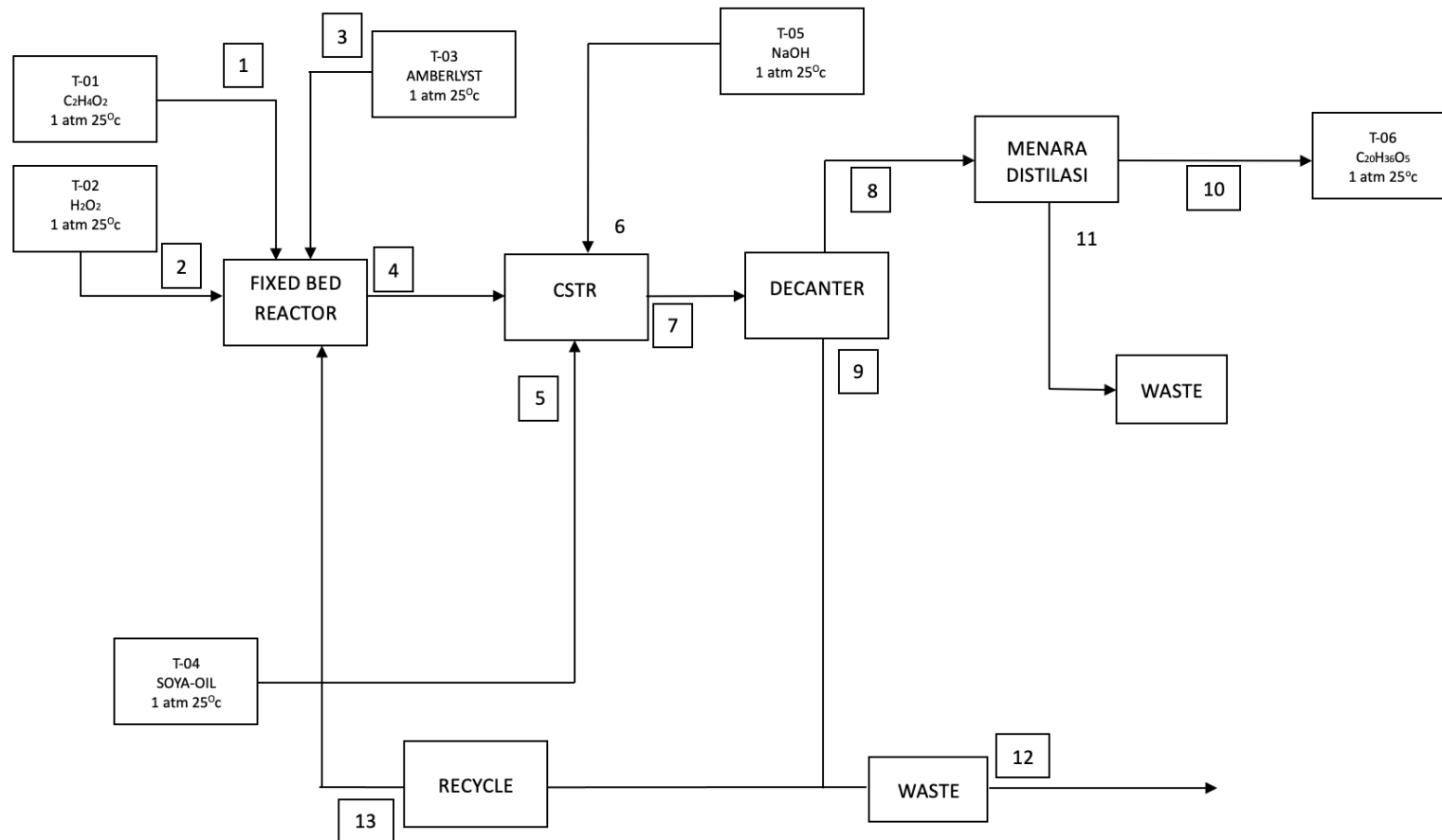
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Produk yang berhasil merupakan produk dengan kualitas mutu yang baik dan bagus. Untuk mendapatkan produk yang bagus, maka dibutuhkan pengendalian kualitas.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif *Epoxidized Soybean Oil*

3.2 Uraian Proses

Pabrik *Epoxidized Soybean Oil* ini diproduksi dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini berasal dari bahan baku asam asetat yang direaksikan dengan hidrogen peroksida untuk membentuk asam perasetat. Kemudian, asam perasetat yang sudah terbentuk di reaksi pertama, akan direaksikan dengan minyak kedelai untuk membentuk epoksi minyak kedelai (*epoxidized soybean oil*). Pabrik ini akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama 1 tahun. Secara keseluruhan, proses yang terjadi dapat diklasifikasikan menjadi 3 tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku dan bahan pendukung
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

3.2.1 Persiapan bahan baku dan bahan pendukung

a. Asam Asetat

Bahan baku asam asetat yang memiliki kemurnian 99% disimpan di dalam tangki (T-01) dengan fase cair pada suhu 25°C dengan tekanan 1 atm. Asam asetat akan dialirkan menuju *fixed bed reactor* (R-01) menggunakan pompa (P-01)

b. Hidrogen Peroksida

Bahan baku hidrogen peroksida yang memiliki kemurnian 50% disimpan di dalam tangki (T-02) dengan fase cair pada suhu 25°C dengan tekanan 1 atm. Hidrogen peroksida akan dialirkan menuju *fixed bed reactor* (R-01) dengan menggunakan pompa (P-02)

c. *Amberlyst*

Amberlyst merupakan katalis yang digunakan pada proses pembuatan asam perasetat dengan mereaksikan asam asetat dengan hidrogen peroksida. *Amberlyst* akan dialirkan menuju ke *fixed bed reactor* (R-01)

d. Minyak Kedelai

Minyak kedelai (*Linoleic Acid*) yang memiliki 99% akan disimpan di dalam tangki (T-03) dengan fase cair pada suhu 25°C dengan tekanan 1 atm. Minyak kedelai akan dialirkan menuju ke CSTR (R-02) dengan menggunakan pompa (P-03)

e. Natrium Hidroksida

Natrium hidroksida merupakan bahan pendukung yang digunakan sebagai terminasi pada reaksi pembuatan epoksi resin. Natrium hidroksida yang digunakan memiliki kemurnian 40%. Natrium hidroksida akan disimpan di dalam tangki (T-04) dengan fase cair pada suhu 25°C dengan tekanan 1 atm. Natrium hidroksida akan dialirkan menuju ke CSTR (R-02) dengan menggunakan pompa (P-04)

3.2.2 Reaksi Pembentukan Asam Perasetat

Asam asetat, hidrogen peroksida dan *amberlyst* diumpungkan ke dalam *fixed bed reactor* (R-01). Pada reaktor *fixed bed*, terjadi reaksi antara asam asetat dengan hidrogen peroksida menghasilkan asam perasetat sebagai produk intermediate dengan bantuan katalis jenis *Amberlyst*. *Fixed Bed Reactor* yang digunakan menggunakan suhu operasi 50°C dengan tekanan 1 atm. Hasil keluaran dari reaktor ini berupa asam perasetat dengan H₂O yang akan dialirkan menuju CSTR untuk kembali direaksikan dengan bahan lainnya.

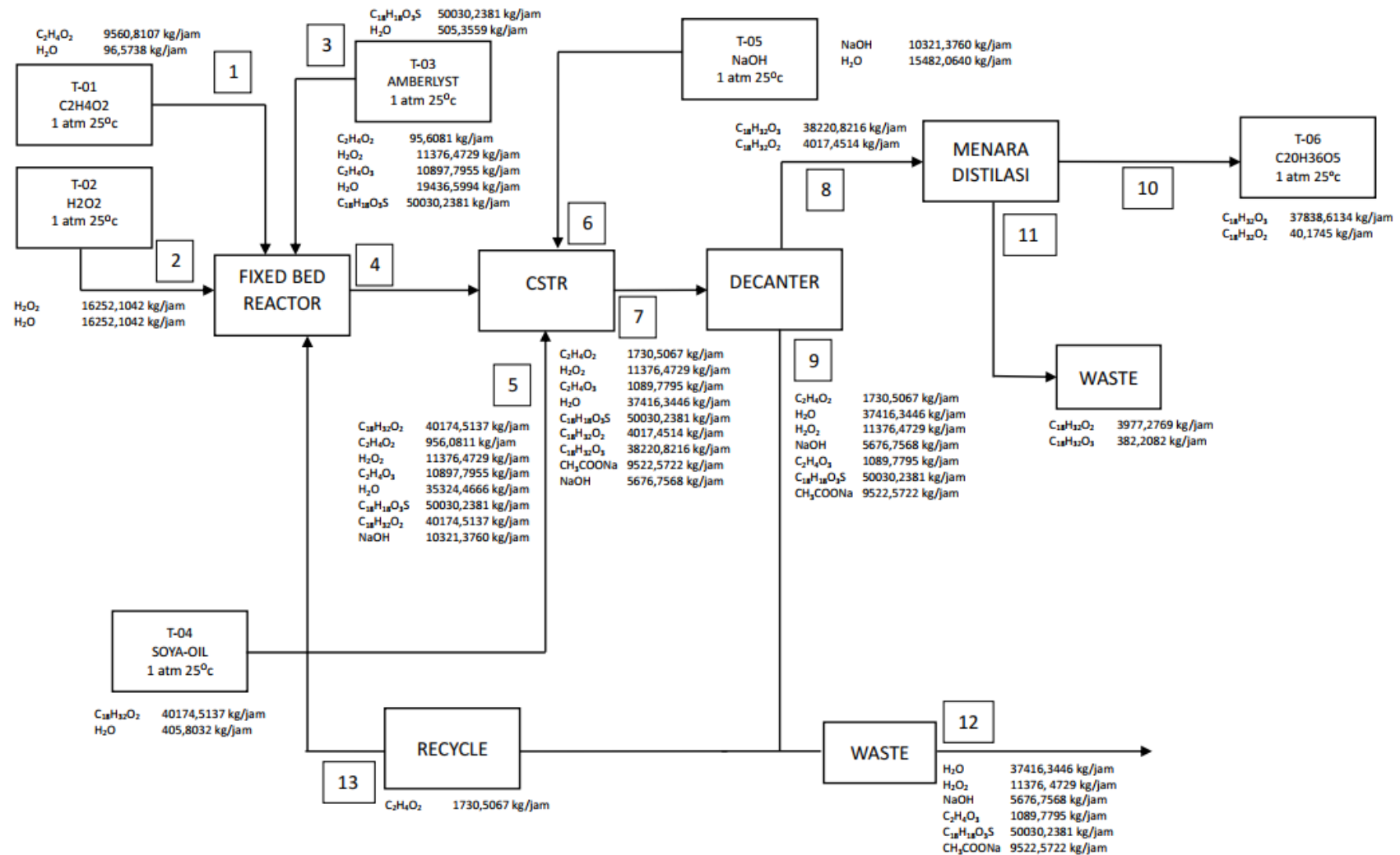
3.2.3 Reaksi Pembentukan Epoksi Minyak Kedelai

Hasil keluaran dari reaktor 1, yaitu asam perasetat dan air, kemudian akan bereaksi dengan minyak kedelai (*linoleic acid*) untuk menghasilkan epoksi minyak kedelai dengan bantuan tambahan natrium hidroksida sebagai terminasi pemutus reaksi polimerisasi pada pembentukan epoksi dengan menghasilkan sodium asetat sebagai produk samping. Reaktor yang digunakan adalah *Continuous Stirred Tank Reactor* dengan suhu operasi 50°C dan tekanan 1 atm.

3.2.4 Proses Pemisahan dan Penyimpanan

Hasil luaran dari reaktor *fixed bed* (R-01) dan *continuous stirred tank reactor* (R-02) akan dipisahkan dengan dua alat, yaitu *Decanter* dan Menara Distilasi. Hasil luaran dari R-02 akan dipisahkan melalui *decanter* berdasarkan solubilitas senyawa kepada air. Hasil atas dari *decanter* ialah $C_{18}H_{32}O_2$ dan $C_{18}H_{32}O_3$. Sedangkan hasil bawah dari *decanter* adalah $C_2H_4O_2$, H_2O_2 , $C_2H_4O_3$, NaOH, CH_3COONa , *Amberlyst* dan H_2O . Luaran atas dari *decanter* akan dipompa menuju ke menara distilasi (MD-01). Menara distilasi merupakan separator yang akan dipisah berdasarkan titik didihnya. Hasil luaran atas dari menara distilasi adalah $C_{18}H_{32}O_3$ sebagai produk utama dengan kemurnian 99% dan $C_{18}H_{32}O_2$ sebagai senyawa yang akan dibuang.

3.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Epoxidized Soybean Oil

3.4 Spesifikasi Alat

3.4.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor 1

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Untuk mereaksikan asam asetat dengan hidrogen peroksida menjadi asam perasetat dan air
Jenis/Tipe	: <i>Fixed Bed Reactor</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: Rp314.460.000
Kondisi Operasi	: 50°C, 1 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: SA 283
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 0,8350 m
Tebal	: 0,0033 m
Tinggi total	: 4,2875 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished head 342</i>

b. Reaktor 2

Spesifikasi Umum

Kode	: R-02
Fungsi	: Untuk mereaksikan minyak kedelai dengan asam perasetat menjadi epoksi minyak kedelai dan asam asetat
Jenis/Tipe	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: Rp306.988.500

Kondisi Operasi : 50°C, 1 atm

Konstruksi dan Materi

Bahan Konstruksi : SA 283

Diameter (ID) *shell* : 236,1354 in

Tebal *shell* : 0,33 in

Tinggi total : 11,1678 m

Jenis *head* : *Torispherical dished head 342*

Spesifikasi Khusus

Tipe Pengaduk : *Flat blade turbine impellers*

Diameter pengadukan : 1,9993 m

Kecepatan pengaduk : 190 rpm

Power pengaduk : 150 hP

Jumlah *baffle* : 4

Lebar *baffle* : 0,3399 m

3.4.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. Decanter

Kode : Dec-01

Fungsi : Untuk memisahkan minyak kedelai dan epoksi minyak kedelai dengan komponen lainnya

Jenis : *Vertical Drum*

Material : SA 283

Kondisi Operasi : 50°C, 1 atm

Jumlah : 1

Spesifikasi

Shell

a. Diameter : 1,1921 m

b. Tinggi : 3,5762 m

c. Tebal : 0,0079 m

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head 342*

b. Tinggi : 10,2247 in

c. Tebal : 0,1875 in

Harga : Rp188.916.000

b. Menara Distilasi

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan $C_{18}H_{32}O_3$ dari $C_{18}H_{32}O_2$

Jenis : *Multistage Distillation*

Tipe : *Sieve Tray Column*

Material : *SA 283 Hastelloy 'C'*

Puncak Menara

Suhu Embun : 351,50°C

Suhu Didih : 351,46°C

Tekanan : 1,0133 bar

Umpan

Suhu Didih : 351,16°C

Tekanan : 1,0201 bar

Dasar Menara

Suhu Didih : 348,63°C

Tekanan : 1,0297 bar

Spesifikasi Shell

Diameter : 98,4252 in

Tebal : 0,1875 in

Material : *SA 283 Hastelloy 'C'*

Spesifikasi Head

Jenis : *Torispherical dished head 342*

Tebal : 0,1857 in

Tinggi : 14,4859 m

Material : SA 283

Spesifikasi Tray

Jenis Tray : *Sieve Tray*

Feed Plate : Plate ke-15 dari atas atau dari bawah

Jumlah *plate actual* : 30

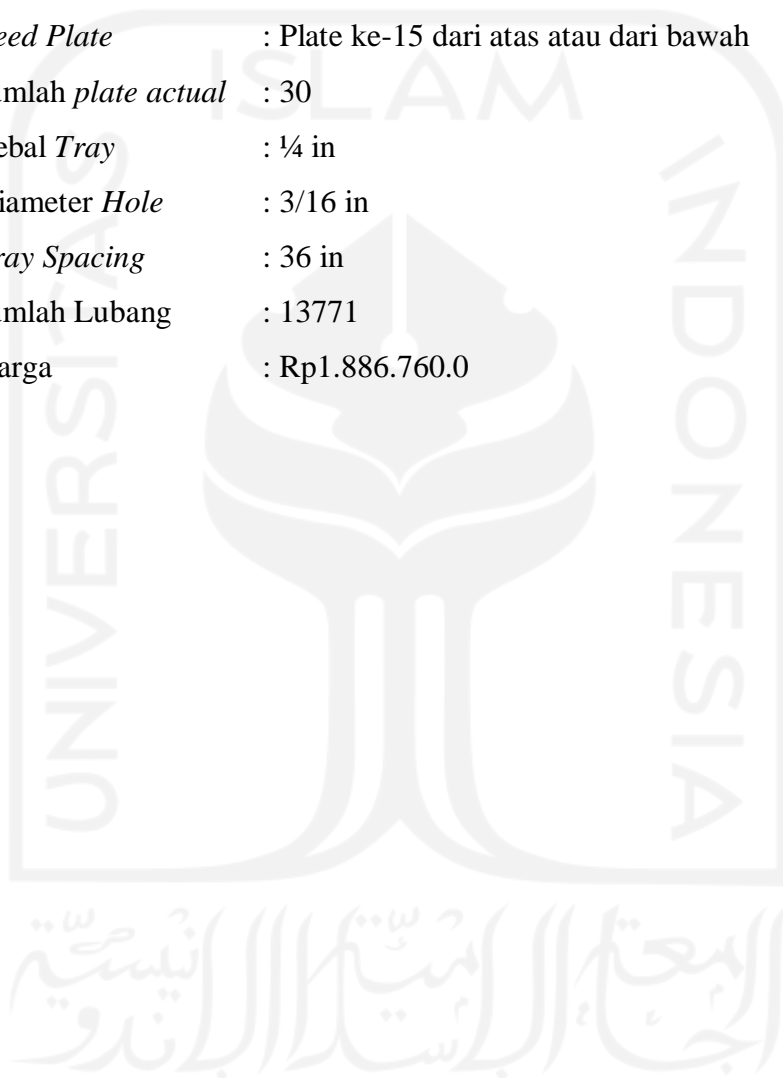
Tebal Tray : ¼ in

Diameter *Hole* : 3/16 in

Tray Spacing : 36 in

Jumlah Lubang : 13771

Harga : Rp1.886.760.0



3.4.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi	Menyimpan bahan baku C ₂ H ₄ O ₂	Menyimpan bahan baku H ₂ O ₂	Menyimpan bahan baku soybean oil	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan produk C ₁₈ H ₃₂ O ₃
Lama Penyimpanan (hari)	30	30	30	30	30
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1	1	1
Kondisi Operasi (°C,atm)	25, 1	25, 1	25, 1	25, 1	25, 1
Spesifikasi					
Bahan Konstruksi	<i>SA 283 Hastelloy C</i>	<i>SA 283 Hastelloy C</i>	<i>SA 283 Hastelloy C</i>	<i>SA 283 Hastelloy C</i>	<i>SA 283 Hastelloy C</i>
Volume Tangki (m ³)	6581,6370	18567,0287	29670,59587	2275,6437	26978
Diameter (m)	30,48	36,576	54,8640	15,24	48,768
Tinggi (m)	9,144	18,288	12,8016	12,8016	14,6304
Jumlah <i>Course</i>	6	6	6	6	6
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875	0,75
Roof & Bottom					
Jenis <i>Roof</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>
Tebal <i>Roof</i> (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875
Jenis <i>Bottom</i>	<i>Flat Bottomed</i>	<i>Flat Bottomed</i>	<i>Flat Bottomed</i>	<i>Flat Bottomed</i>	<i>Flat Bottomed</i>
Harga (Rp)	Rp7.075.350.000	Rp20.439.900.000	Rp31.446.000.000	Rp3.542.175.000	Rp25.156.800.000

3.4.4 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi

Pompa Jumlah Fungsi	P-01 1 Memompa larutan $C_2H_4O_2$ menuju ke Tangki Penyimpanan (T- 01)	P-02 1 Memompa larutan H_2O_2 menuju ke Tangki Penyimpanan (T-02)	P-03 1 Memompa larutan $C_{18}H_{32}O_2$ menuju ke Tangki Penyimpanan (T-03)	P-04 1 Memompa larutan NaOH menuju ke Tangki Penyimpanan (T-04)	P-05 1 Memompa larutan NaOH menuju ke <i>Continuous Stir Tank Reactor</i> (R-02)	P-06 1 Memompa larutan $C_{18}H_{32}O_2$ menuju ke <i>Continuous Stir Tank Reactor</i> (R-02)	P-07 1 Memompa larutan H_2O_2 menuju ke <i>Fixed Bed Reactor</i> (R-01)
Kondisi Operasi							
Viskositas (cP)	1,1320	0,5142	38,2630	1174,4195	1,0021	38,2630	0,5142
Kapasitas m^3/jam	11,0006	9,2879	12,6948	8,3068	22,4191	55,8824	31,5765
<i>Pump Head</i> (m)	9,4999	18,6268	13,1636	14,2112	6,9046	6,9128	7,9678
Suhu Fluida ($^{\circ}C$)	25	25	25	25	25	25	25
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>						
Daya Motor (HP)	2	5	2	3	3	3	3
<i>Material Construction</i>	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283
Harga (Rp)	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp70.456.500	Rp62.628.000

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi (Lanjutan)

	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14
Pompa							
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Memompa larutan C ₂ H ₄ O ₂ menuju ke <i>Fixed Bed Reactor</i> (R-01)	Memompa aliran keluar dari <i>Continuous Stir Tank Reactor</i> (R-02) menuju ke <i>Decanter</i> (D-01)	Memompa aliran keluar dari <i>Decanter</i> (D-01) menuju ke <i>Waste</i>	Memompa aliran keluar dari <i>Decanter</i> (D-01) menuju ke Menara Distilasi (MD-01)	Memompa aliran keluar dari Akumulator (AC-01) menuju ke <i>Cooler</i> (CL-01)	Memompa aliran keluar dari <i>Reboiler</i> (RB-01) menuju ke <i>Waste</i>	Memompa aliran keluar dari Tangki Penyimpanan (T-05) menuju ke truk
Kondisi Operasi							
Viskositas (cP)	1,1320	0,5142	38,2630	1174,4195	1,0021	35,3412	0,9545
Kapasitas m ³ /jam	11,1117	9,2879	12,6948	8,3068	22,4191	5,5901	35,4502
<i>Pump Head</i> (m)	13,4607	18,6268	13,1636	14,2112	6,9046	13,4961	15,6436
Suhu Fluida (°C)	25	25	25	25	25	25	25
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>						
Daya Motor (HP)	3	5	2	3	3	2	7,5
<i>Material Construction</i>	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283	<i>Hastelloy C SA</i> 283
Harga (Rp)	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000	Rp62.628.000

3.4.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3.4 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-01)

Fungsi	Menaikkan temperatur $C_2H_4O_2$ untuk diumpankan ke <i>Fixed Bed Reactor</i> (R-01)	
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk ($^{\circ}C$)	30	150
Suhu Keluar ($^{\circ}C$)	50	150
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	812,7802019	
Mechanical Design		
Panjang (ft)	12	
<i>Hairpin</i>	1	
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft^2)	0,622	0,435
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	0,2483	4,75E-06
Rd (Btu/jam ft^2 F)	2,2473	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.5 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-02)

Fungsi	Menaikkan temperatur H ₂ O ₂ untuk diumpankan ke <i>Fixed Bed Reactor</i> (R-01)	
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	30	150
Suhu Keluar (°C)	50	150
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	293,339226	
Mechanical Design		
Panjang (ft)	12	
<i>Hairpin</i>	1	
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft ²)	0,622	0,435
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	2,0870	9,22133E-07
Rd (Btu/jam ft ² F)	6,3119	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.6 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-03)

Fungsi	Menaikkan temperatur $C_{18}H_{32}O_2$ untuk diumpankan ke <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> (R-02)	
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk ($^{\circ}C$)	30	150
Suhu Keluar ($^{\circ}C$)	50	150
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	728,5278439	
Mechanical Design		
Panjang (ft)	12	
<i>Hairpin</i>	1	
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft^2)	0,622	0,435
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	6,5940	3,981E-06
Rd (Btu/jam ft^2 F)	1,1800	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.7 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-04)

Fungsi	Menaikkan temperatur NaOH untuk diumpankan ke <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> (R-02)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	30	150
Suhu Keluar (°C)	50	150
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	1651862,5033	
Mechanical Design		
ID (in)	0,584	8
OD (in)	3/4	0,584
A (ft ²)	47,1000	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	8,6518E-07	0,00499
Rd (Btu/jam ft ² F)	3,2287	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.8 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-05)

Fungsi	Menaikkan temperatur $C_2H_4O_2$ untuk diumpangkan ke <i>Fixed Bed Reactor</i> (R-01)		
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Tipe	<i>Dowterm</i>		
Kondisi Operasi			
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
Suhu Masuk ($^{\circ}C$)	30		390
Suhu Keluar ($^{\circ}C$)	351,3253		360
Tekanan (atm)	1		1
Beban Panas (Btu/jam)		26271047,94674	
Mechanical Design			
ID (in)	0,584		37
OD (in)	2,38		0,584
A (ft^2)		2402,0977	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	2,6739		0,000614248
Rd (Btu/jam ft^2 F)		4,0958	
Harga (Rp)		Rp546.805.000	

Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler (CL-01)

Fungsi	Menurunkan temperatur senyawa untuk diumpankan ke <i>Decanter (D-01)</i>	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Water</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	50	10
Suhu Keluar (°C)	30	20
Tekanan (atm)	1	1
Beban Pendingin (Btu/jam)	188,87363	
Mechanical Design		
ID (in)	0,584	37
OD (in)	2,38	0,584
A (ft ²)	25,5125	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	3,01309E-08	0,050519478
Rd (Btu/jam ft ² F)	0,4077	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.10 Spesifikasi *Cooler* (CL-02)

Fungsi	Menurunkan temperatur senyawa untuk diumpungkan ke Tangki Penyimpanan (T-05)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Water</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	351,3253	30
Suhu Keluar (°C)	50	40
Tekanan (atm)	1	1
Beban Pendingin (Btu/jam)	1372,141982	
Mechanical Design		
ID (in)	0,584	37
OD (in)	2,38	0,584
A (ft ²)	1,9625	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	4,97E-09	2,7582
Rd (Btu/jam ft ² F)	0,0098	
Harga (Rp)	Rp156.230.000	

Tabel 3.11 Spesifikasi *Condensor* (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dengan media pendingin air	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Water</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	351,4996	40
Suhu Keluar (°C)	351,4615	30
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	-115597,5978	
Mechanical Design		
ID (in)	0,584	19,25
OD (in)	0,75	0,75
A (ft ²)	349,0195	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	0,4837	0,0106
Rd (Btu/jam ft ² F)	0,1878	
Harga (Rp)	Rp233.970.000	

Tabel 3.12 Spesifikasi *Reboiler* (RB-01)

Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi 2	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Dowtherm</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	389,85	348,6345
Suhu Keluar (°C)	359,85	348,5696
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	3183650,8791	
Mechanical Design		
ID (in)	0,584	108
OD (in)	0,75	0,75
A (ft ²)	11026,2727	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	0,0001	5,2E-11
Rd (Btu/jam ft ² F)	2,1377	
Harga (Rp)	Rp2.339.700.000	

3.5 Neraca Massa

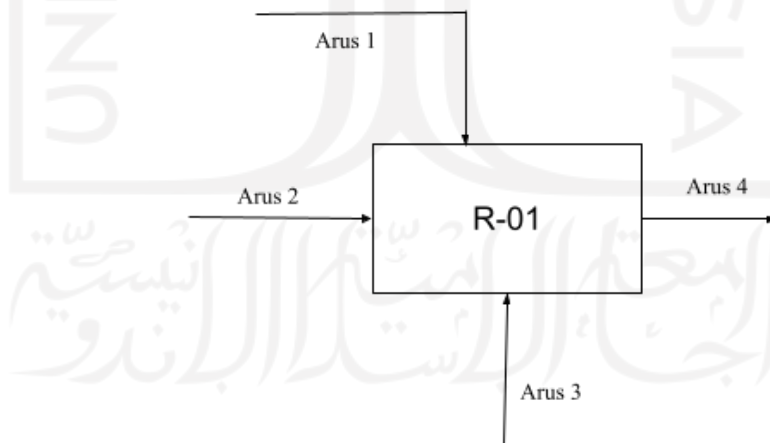
3.5.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.13 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	9560,8107	1730,5067
H ₂ O ₂	16252,1042	11376,4729
C ₂ H ₄ O ₃		1089,7795
H ₂ O	32741,9012	37416,3446
C ₁₈ H ₁₈ O ₃ S	50030,2381	50030,2381
NaOH	10321,3760	5676,7568
CH ₃ COONa		9522,5722
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	40174,5137	4017,4514
C ₁₈ H ₃₂ O ₃		38220,8216
Total	159080,9439	159080,9439

3.5.2 Neraca Massa Alat

a. Reaktor 1 (R-01)

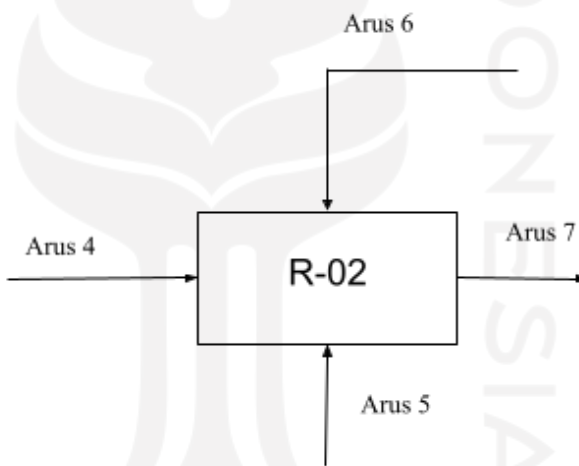


Gambar 3.3 Arus Masuk pada Reaktor 1

Tabel 3.14 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 5
C ₂ H ₄ O ₂	9560,8107			956,0811
H ₂ O ₂		16252,1042		11376,4729
C ₁₈ H ₁₈ O ₃ S			50030,2381	50030,2381
H ₂ O	96,5738	16252,1042	505,3559	19436,5994
C ₂ H ₄ O ₃				10897,7955
Total		92697,1870		92697,1870

b. Reaktor 2 (R-02)

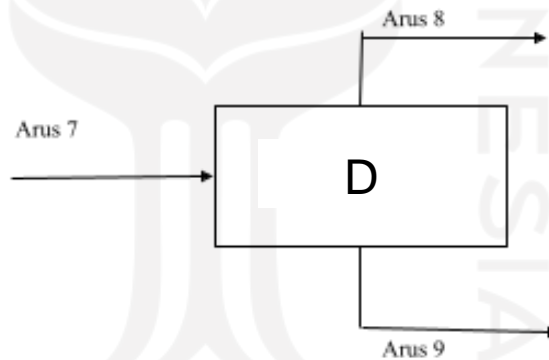


Gambar 3.4 Arus Masuk pada Reaktor 2

Tabel 3.15 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$C_{18}H_{32}O_2$		40174,5137		4017,4514
$C_2H_4O_2$	956,0811			1730,5067
H_2O_2	11376,4729			11376,4729
$C_{18}H_{18}O_3S$	50030,2381			50030,2381
NaOH			10321,3760	5676,7568
H_2O	19436,5994	405,8032	15482,0640	37416,3446
$C_2H_4O_3$	10897,7955			1089,7795
CH_3COONa				9522,5722
$C_{18}H_{32}O_3$				38220,8216
Total		159080,9439		159080,9439

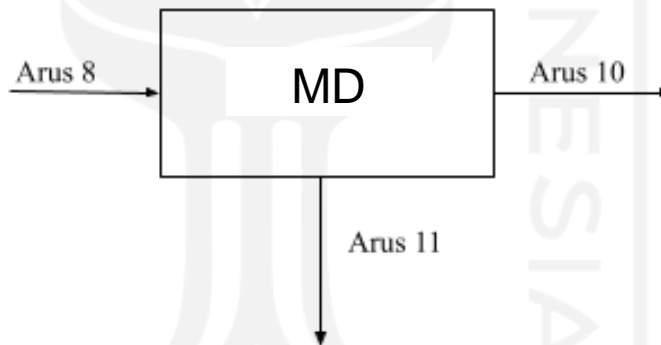
c. *Decanter (D)*



Gambar 3.5 Arus Masuk pada Dekanter 1

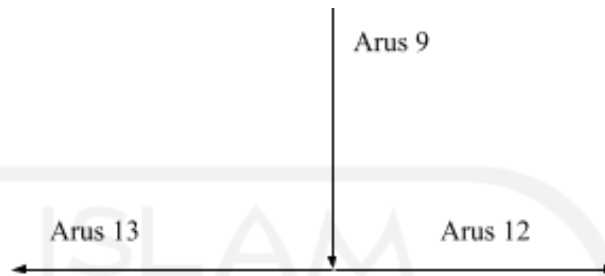
Tabel 3.16 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 8	Arus 9
$C_{18}H_{32}O_2$	4017,4514	4017,4514	-	-
$C_2H_4O_2$	1730,5067	-	-	1730,5067
H_2O_2	11376,4729	-	-	11376,4729
$C_{18}H_{18}O_3S$	50030,2381	-	-	50030,2381
NaOH	5676,7568	-	-	5676,7568
H_2O	37416,3446	-	-	37416,3446
$C_2H_4O_3$	1089,7795	-	-	1089,7795
CH_3COONa	9522,5722	-	-	9522,5722
$C_{18}H_{32}O_3$	38220,8216	38220,8216	-	-
Total	159080,9439		159080,9439	

d. Menara Distilasi (MD)**Gambar 3.6** Arus Masuk pada Menara Distilasi 1**Tabel 3.17** Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10	Arus 10	Arus 11
$C_{18}H_{32}O_2$	4017,4514	40,1745	40,1745	3977,2769
$C_{18}H_{32}O_3$	38220,8216	37838,6134	37838,6134	382,2082
Total	42238,2729		42238,2729	

e. T Junction (J-01)



Gambar 3.7 Arus Masuk pada T Junction 1

Tabel 3.18 Neraca Massa T Junction

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 9	Arus 12	Arus 13
C ₂ H ₄ O ₂	1730,5067	1730,5067	
H ₂ O ₂	11376,4729		11376,4729
C ₁₈ H ₁₈ O ₃ S	50030,2381		50030,2381
NaOH	5676,7568		5676,7568
H ₂ O	37416,3446		37416,3446
C ₂ H ₄ O ₃	1089,7795		1089,7795
CH ₃ COONa	9522,5722		9522,5722
Total	116842,6709		116842,6709

3.6 Neraca Panas

3.6.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.19 Neraca Panas Total

Alat	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
<i>Heat Exchanger-01</i>	21139,5413	21139,5413
<i>Heat Exchanger-02</i>	117875,4151	117875,4151
<i>Heat Exchanger-03</i>	89851,0817	89851,0817
<i>Heat Exchanger-04</i>	104365,7362	104365,7362
<i>Heat Exchanger-04</i>	86237,1638	86237,1638
<i>Cooler-01</i>	340675,8906	340675,8906
<i>Cooler-02</i>	75436,7983	75436,7983
Reaktor-01	198536,7494	198536,7494
Reaktor-02	2677860,653	2677860,653
<i>Decanter-01</i>	1661798,595	1661798,595
Menara Distilasi-01	3445166,363	3445166,363
Total	8478268,0965	8478268,0965

3.6.2 Neraca Panas Alat

a. *Heat Exchanger 01 (HE-01)*

Tabel 3.20 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₂ H ₄ O ₂	20544,4455	20781,65945
H ₂ O	501,6425	357,8818
<i>Q Steam</i>	93,4532	
Total	21139,54125	21139,54125

b. *Heat Exchanger 02 (HE-02)*

Tabel 3.21 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
H ₂ O ₂	32339,62441	31901,78486
H ₂ O	84420,74842	85973,63019
<i>Q Steam</i>	1115,042216	
Total	117875,4151	117875,4151

c. *Heat Exchanger 03 (HE-03)*

Tabel 3.22 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	86931,7522	87704,38292
H ₂ O	2107,924476	2146,6988
Q <i>Steam</i>	811,405043	
Total	89851,08172	89851,08172

d. *Heat Exchanger 04 (HE-04)*

Tabel 3.23 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-04)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
NaOH	22473,21981	22465,62512
H ₂ O	80420,80644	81900,11107
Q <i>Steam</i>	1471,709946	
Total	104365,7362	104365,7362

e. *Heat Exchanger 05 (HE-05)*

Tabel 3.24 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-05)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	76096,37756	76096,37756
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	8693,199483	10140,78627
Q <i>Steam</i>	1447,586792	
Total	86237,16383	86237,16383

f. Cooler (CL-01)

Tabel 3.25 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	8770,4628	8693,1995
C ₂ H ₄ O ₃	2580,7809	2580,7809
H ₂ O	197932,4528	194357,3368
C ₂ H ₄ O ₂	3761,4847	3718,5489
H ₂ O ₂	22999,0343	23314,6871
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	76096,3776	76096,3776
NaOH	12356,0899	12360,2670
CH ₃ COONa	16179,2077	16179,2077
Q Pendingin		3375,4852
Total	340675,8906	340675,8906

g. Cooler (CL-02)

Tabel 3.26 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	75335,38428	75335,38428
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	101,4140165	87,69422434
Q pendingin		13,71979221
Total	75436,7983	75436,7983

h. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3.27 Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₂ H ₄ O ₂	20781,65945	2078,16986
H ₂ O ₂	31901,78486	22331,24473
C ₂ H ₄ O ₃		25807,73675
H ₂ O	86331,51199	100146,2692
Q Pendingin		48173,32884
Panas Reaksi	59521,79308	
Total	198536,7494	198536,7494

i. Reaktor 02 (R-02)

Tabel 3.28 Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	87704,38292	8770,46277
C ₂ H ₄ O ₃	25807,73675	64519,52194
H ₂ O	184193,0791	197932,4528
C ₂ H ₄ O ₂	2078,16986	3761,484706
H ₂ O ₂	22331,24473	22331,24473
C ₁₈ H ₃₂ O ₃		1902409,439
NaOH	22465,62512	12356,0899
CH ₃ COONa		404480,192
Q Pendingin		404480,192
Panas Reaksi	2333280,414	
Total	2677860,653	2677860,653

j. Dekanter (D-01)

Tabel 3.29 Neraca Panas Decanter (D-01)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q output atas (kJ/Jam)	Q output bawah (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	8770,46277	43465,99741	
C ₂ H ₄ O ₃	64519,52194		12903,90439
H ₂ O	197932,4528		971789,6842
C ₂ H ₄ O ₂	3761,484706		18592,74468
H ₂ O ₂	22331,24473		113188,6618
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	1902409,439	380481,8878	
NaOH	12356,0899		61801,33486
CH ₃ COONa	404480,192		80896,03839
Q Pendingin		1237850,71	402629,2264
Panas Reaksi	-954762,293		
Total	1661798,595	1661798,595	1661798,595

k. Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3.30 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Q input (kJ/Jam)	Q out distilat (kJ/jam)	Q out bottom (kJ/Jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	76096,37756	75335,38428	246395,1151
C ₁₈ H ₃₂ O ₃	10140,78627	101,4051477	3245296,37
Q Pendingin		-121961,9114	
Q Steam	3358929,2		
Subtotal	3445166,363	-46525,12199	3491691,485
Total	3445166,363	3445166,363	

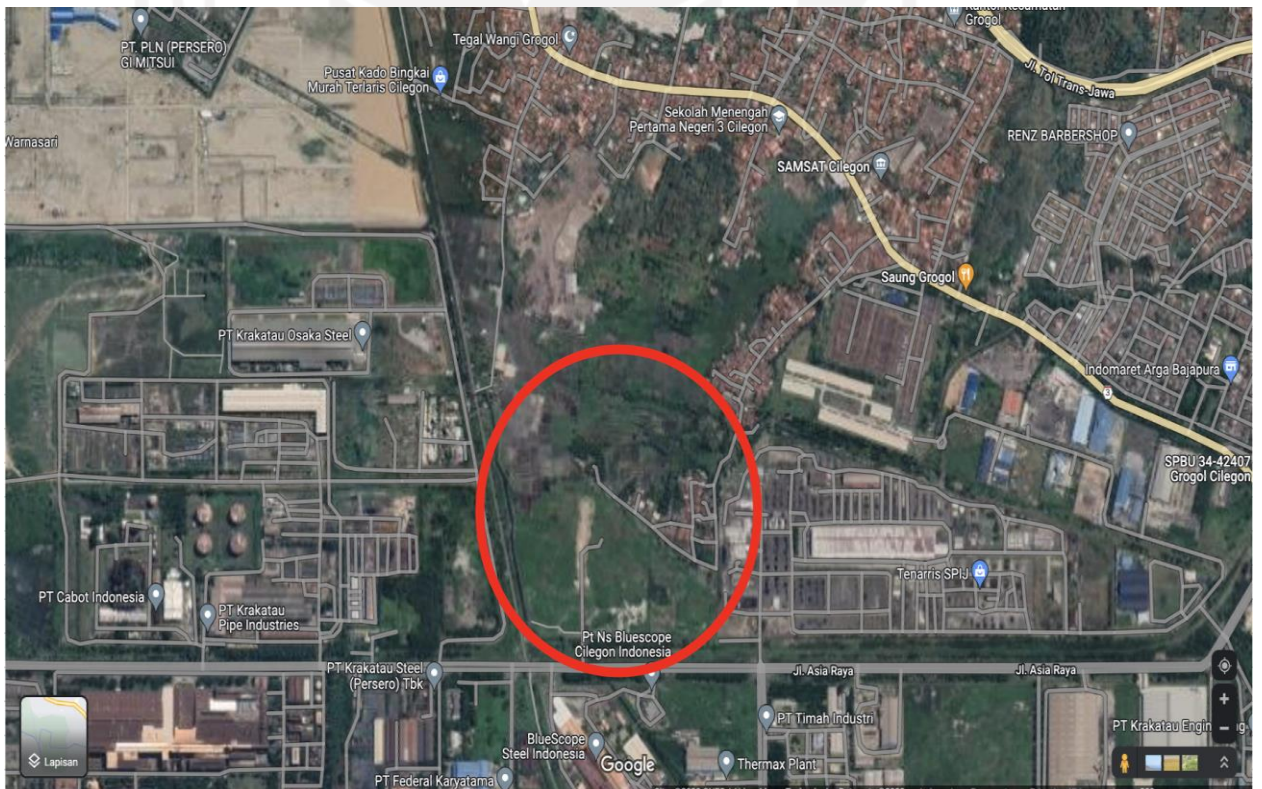
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan tempat dimana pabrik akan didirikan. Penentuan lokasi pabrik menentukan sangat mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri tersebut. Hal ini dikarenakan lokasi pabrik sangat mempengaruhi seluruh kegiatan pabrik, baik dari kegiatan produksi pabrik hingga kegiatan distribusi pabrik. Dalam penentuan lokasi pabrik, ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, seperti lokasi penyedia bahan baku, transportasi dalam distribusi, utilitas dan lain-lain.

Pabrik *Epoxidized Soybean Oil* dari minyak kedelai ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten. Dengan lokasi pendirian dapat dilihat pada Gambar 4.1



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

Untuk menentukan lokasi pabrik tersebut, faktor yang mempengaruhinya adalah sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer

a. Bahan Baku

Bahan Baku merupakan faktor yang sangat penting dalam pembuatan suatu produk. Bahan baku utama dari pabrik tersebut adalah asam asetat, hidrogen peroksida dan minyak kedelai yang diimpor dari China. Begitu pula dengan natrium hidroksida sebagai bahan baku pendukung juga diimpor dari China.

Produk *Epoxidized Soybean Oil* bisa digunakan sebagai pengganti PVC pada pembuatan plastik. Sasaran produk *epoxidized soybean oil* merupakan pabrik pembuat plastik yang berada di wilayah sekitar.

b. Utilitas

Air merupakan salah satu kebutuhan utilitas pada pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air, pabrik mendapat *supply* dari PT. Krakatau Tirta Industri (PT. KTI). Sedangkan kebutuhan listrik, diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PT. PLN) dan kebutuhan bahan bakar, diperoleh dari PT. Pertamina.

c. Transportasi

Salah satu faktor lain yang terdapat pada pemilihan lokasi pabrik adalah transportasi. Transportasi digunakan untuk memudahkan pengangkutan barang-barang seperti pengangkutan bahan baku, pengangkutan produk dan pemasaran produk. Hal ini berguna untuk memperlancar kegiatan proses produksi pabrik.

d. Tenaga Kerja

Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini adalah tenaga kerja dengan pendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana sesuai dengan kebutuhan. Selain itu, tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini adalah tenaga kerja dengan *skill* baik *soft skill* maupun *hard skill* seperti terampil, terlatih dan kasar. Disiplin dan berpengalaman juga menjadi prioritas dalam pemilihan tenaga kerja dengan harapan tenaga kerja yang dipekerjakan merupakan tenaga kerja dengan kualitas baik dan dapat bekerja sebagaimana mestinya.

e. Keadaan Iklim

Cilegon merupakan wilayah dengan iklim yang baik. Bencana alam seperti gempa, banjir, dan tanah longsor jarang terjadi, sehingga pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.

4.1.2 Faktor Sekunder

a. Perluasan Pabrik

Dalam mendirikan sebuah pabrik, faktor lain yang harus dipertimbangkan adalah perluasan pabrik. Perluasan pabrik diperuntuk apabila adanya peningkatan pada permintaan produk yang dihasilkan. Sehingga lokasi pabrik harus berada pada wilayah dengan lahan yang cukup apabila sewaktu-waktu pabrik berencana untuk diperluas. Dalam hal ini, wilayah Cilegon yang menjadi lokasi pabrik memiliki lahan yang cukup luas untuk hal tersebut.

b. Perizinan

Saat ini Cirebon merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia, sehingga secara geografis pendiri pabrik kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah dan memudahkan perizinan dalam mendirikan sebuah industri.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Masyarakat yang berada di sekitar wilayah lokasi pabrik telah terbiasa dengan adanya beberapa pabrik yang berdiri di sekitar pemukiman. Hal ini juga memberikan dampak baik yaitu dengan adanya pembukaan lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar sehingga dapat meningkatkan perekonomian masyarakat pada wilayah tersebut.

d. Sarana Pendukung

Cilegon merupakan salah satu kota besar yang ada di Indonesia. Hal ini dapat ditandai dengan banyaknya sarana dan fasilitas umum yang terdapat di Cirebon seperti rumah sakit, klinik, rumah ibadah, perbankan, perumahan hingga *supermarket* dan sebagainya.

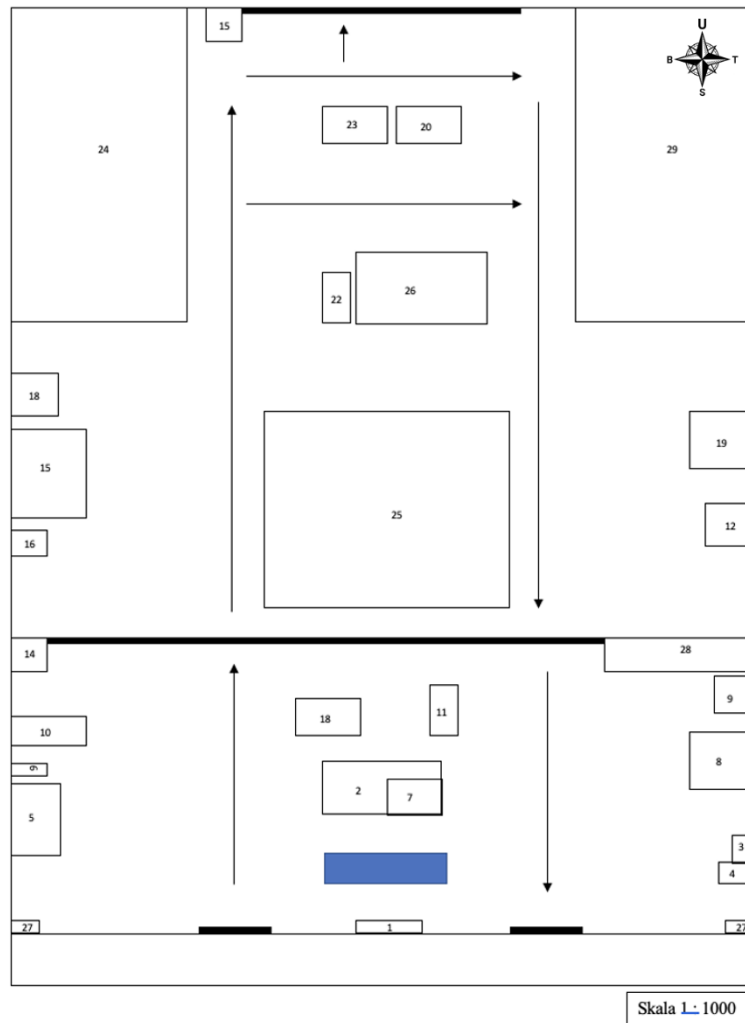
4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah pengaturan, penempatan dan pengintegrasian bagian-bagian pabrik yang mencakup beberapa hal, seperti utilitas, laboratorium, tempat penyimpanan produk,

tempat penyimpanan bahan baku, taman, musholla, tempat parkir dan lain lain yang dapat mendukung proses kegiatan produksi pabrik. Tata letak pabrik atau *plant layout* menjadi faktor yang sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para tenaga kerja. Pada tata letak pabrik tersebut, terdapat penempatan alat-alat produksi yang sesuai dengan prosedur yang ditata sebaik mungkin demi keamanan dan keselamatan para tenaga kerja dalam bekerja.

Tata letak pabrik dapat dibagi ke dalam beberapa bagian utama, sebagai berikut.





Keterangan:

- | | | |
|-----------------------------|-------------------|----------------------------|
| 1. Pos Satpam | 8. Masjid | 16. Area Parkir |
| 2. Kantor Utama | 9. Poliklinik | 17. Parkir Container |
| 3. Parkir Direksi | 10. Kantin | 18. Unit Pemadam |
| 4. Parkir Tamu | 11. Perpustakaan | 19. Control Room |
| 5. Parkir Karyawan | 12. Laboratorium | 20. Bengkel |
| 6. Parkir Sepeda | 13. Kantor Teknik | 21. Power Station |
| 7. Aula | 14. Pos Jaga 1 | 22. Unit Pengolahan Limbah |
| 23. Gudang | 15. Pos Jaga 2 | 28. Taman 2 |
| 24. Area Tangki Penyimpanan | 25. Area Proses | 29. Area Perluasan |
| | 26. Area Utilitas | 30. Jalan |
| | 27. Taman 1 | |

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

4.2.1 Perkantoran/Administrasi, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung

a. Perkantoran/Administrasi

Kantor merupakan tempat untuk kegiatan administrasi dan keuangan pabrik. Selain itu, kantor juga berfungsi sebagai tempat untuk mengurus segala urusan dengan pihak luar maupun pihak dalam pabrik. Daerah perkantoran biasanya diletakkan di bagian depan area pabrik.

b. Laboratorium

Laboratorium merupakan tempat pusat pengendalian kuantitas maupun kualitas produk bahan yang akan diproses serta produk yang dihasilkan sebelum dipasarkan.

c. Fasilitas Pendukung

Daerah ini meliputi kantin, aula, rumah ibadah seperti masjid atau mushalla dan poliklinik.

4.2.2 Proses dan Ruang Kontrol

Daerah ini merupakan tempat berlangsungnya kegiatan produksi. Daerah ini berisi alat-alat produksi, seperti tempat penyimpanan bahan baku, tempat penyimpanan produk yang sudah jadi maupun produk setengah jadi dan ruang pengendalian (*control room*). Daerah ini biasanya ditempatkan jauh dari daerah lainnya. Hal tersebut dikarenakan bertujuan untuk keamanan pabrik.

4.2.3 Instalasi dan Utilitas

Daerah ini berisi tempat untuk menyediakan kebutuhan yang menunjang proses produksi, seperti penyedia air, air pendingin, steam pemanas, listrik dan bahan bakar lainnya.

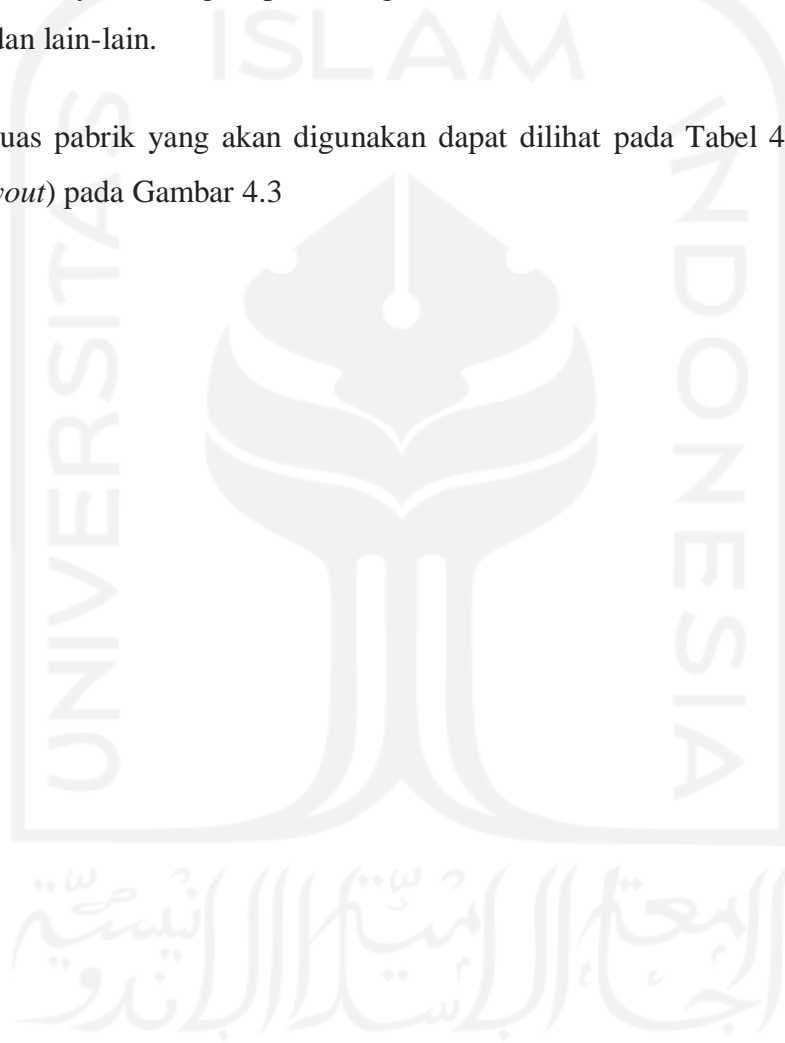
4.2.4 Keamanan

Daerah keamanan merupakan tempat untuk menyimpan alat-alat yang digunakan untuk mengantisipasi terjadinya kecelakaan, seperti ledakan, asap, kebakaran serta kebocoran gas beracun. Alat-alat tersebut biasa diletakkan di setiap sudut ruangan untuk pertolongan pertama.

4.2.5 Pengolahan Limbah

Daerah ini merupakan daerah khusus untuk menindak-lanjuti limbah hasil sisa produksi. Limbah pembuangan sebelumnya akan diuji kualitas dan tingkat bahaya pada limbah tersebut sebelum akhirnya dibuang ke pembuangan khusus untuk limbah, terutama limbah bahan kimia beracun dan lain-lain.

Rincian luas pabrik yang akan digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1 dan tata letak pabrik (*plant layout*) pada Gambar 4.3



Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m ²)
1.	Pos Satpam	144
2.	Kantor Utama	800
3.	Parkir Direksi	70
4.	Parkir Tamu	126
5.	Parkir Karyawan	260
6.	Parkir Sepeda	33
7.	Aula	300
8.	Masjid	400
9.	Poliklinik	180
10.	Kantin	200
11.	Perpustakaan	130
12.	Laboratorium	195
13.	Kantor Teknik	280
14.	Pos Jaga 1	144
15.	Pos Jaga 2	144
16.	Area Parkir	70
17.	Parkir <i>Container</i>	500
18.	Unit Pemadam	224
19.	<i>Control Room</i>	280
20.	Bengkel	280
21.	<i>Power Station</i>	12
22.	Unit Pengolahan Limbah	130
23.	Gudang	260
24.	Area Tangki Penyimpanan	7.000
25.	Area Proses	8.000
26.	Area Utilitas	1.125
27.	Taman 1	100
28.	Taman 2	500
29.	Area Perluasan	6.000
30.	Jalan	1.500
Luas Bangunan		29.387
Luas Tanah		50.000

4.3 Tata Letak Alat Proses

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses sebagai berikut:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

4.3.2 Aliran Udara

Sirkulasi udara merupakan salah satu faktor penting yang harus diperhatikan dalam keberlangsungan produksi pabrik. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan terjadinya akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan para tenaga kerja.

4.3.3 Pencahayaan

Pencahayaan yang terdapat pada pabrik harus dalam keadaan baik dan memadai. Hal ini dikarenakan untuk mengatasi adanya bahaya dan resiko tinggi, terutama pada alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* alat-alat pabrik, lalu lintas perlu diperhatikan agar para tenaga kerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat, mudah, dan aman. Selain itu, hal ini juga mempermudah apabila terjadi kecelakaan seperti ledakan atau kebakaran, maka dapat ditangani dengan mudah dan cepat.

4.3.5 Jarak Antar Alat Proses

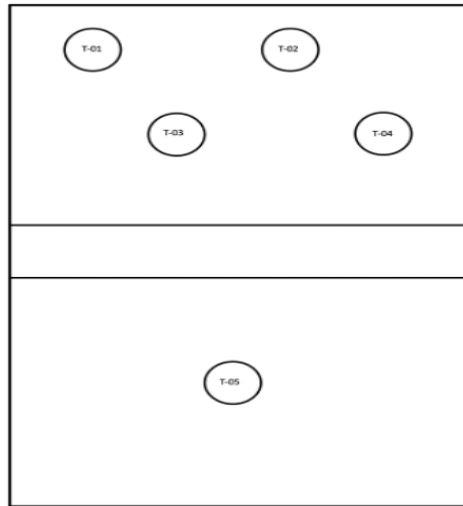
Dalam perancangan *layout* pabrik, jarak antar alat proses perlu diperhatikan dengan baik. Jarak antar alat perlu diperhitungkan dengan cermat agar tidak terjadi tubrukan dan hal yang tidak diinginkan lainnya, seperti alat proses yang mempunyai tekanan operasi dan suhu yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya

untuk menghindari adanya ledakan atau kebakaran yang terjadi.

4.3.6 Pertimbangan Ekonomi

Penempatan alat-alat proses pada pabrik perlu diperhitungkan dengan baik. Hal ini juga berguna untuk meminimalisir adanya penambahan biaya saat operasi berlangsung untuk menjamin keamanan serta kelancaran proses produksi yang sedang berlangsung untuk mencapai produksi yang optimal

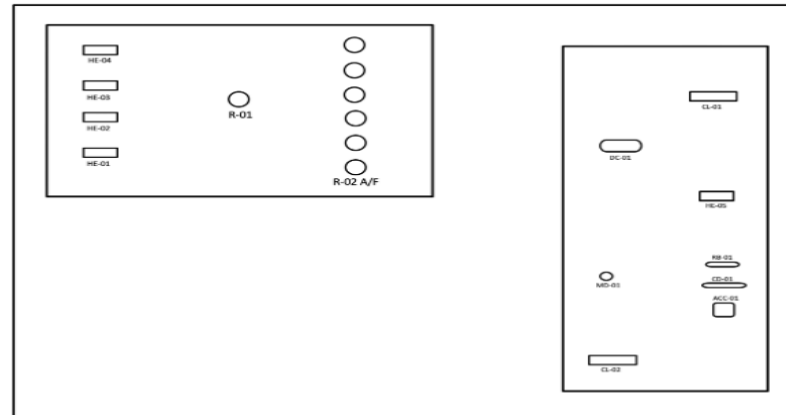




Area Tangki Penyimpanan

Keterangan:

- T - 01 : Tangki Penyimpanan Asam Asetat
- T - 02 : Tangki Penyimpanan Hidrogen Peroksida
- T - 03 : Tangki Penyimpanan Soybean Oil
- T - 04 : Tangki Penyimpanan Natrium Hidroksida
- T - 05 : Tangki Penyimpanan Hasil ESBO
- R - 01 : Reaktor 1
- R - 02 : Reaktor 2
- MD - 01 : Menara Distilasi 1
- CD - 01 : Kondensor 1
- RB - 01 : Reboiler 1
- ACC - 01 : Akumulator 1
- DC - 01 : Decanter 1
- HE - 01 : Heater 1
- HE - 02 : Heater 2
- HE - 03 : Heater 3
- HE - 04 : Heater 4
- HE - 05 : Heater 5
- CL - 01 : Cooler 1
- CL - 02 : Cooler 2



Area Proses

Skala 1 : 100

Gambar 4.3 Tata Letak Area Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

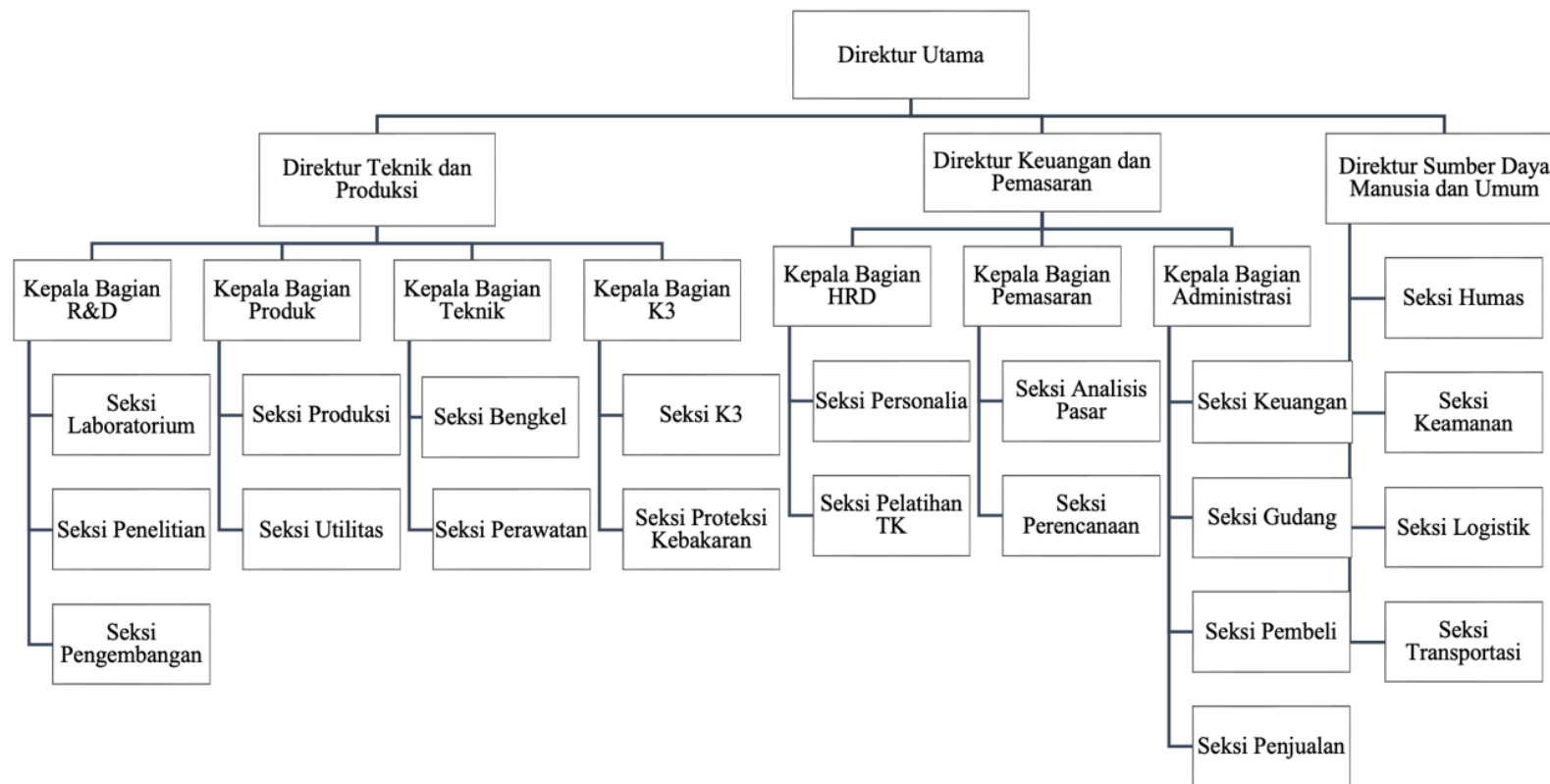
4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik *Epoxidized Soybean Oil* ini adalah perseroan terbatas (PT). Perseroan terbatas (PT) adalah suatu badan hukum untuk menjalankan usaha yang memiliki modal terdiri dari saham-saham, yang pemiliknya memiliki bagian sebanyak saham yang dimilikinya. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Mudah mendapatkan modal
2. Wewenang dan tanggung jawab pemegang saham terbatas
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi staf yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Direktur Utama

Tugas dan wewenang direktur utama sebagai berikut :

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan
- b. Bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para
- e. pemegang saham
- f. Mengkoordinasi kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya

Direktur Utama membawahi direktorat, antara lain :

a. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

b. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

c. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas. Keamanan dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

2. Kepala Bagian

Bagian - bagian tersebut terdiri dari :

- a. Bagian Proses dan Utilitas
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas
- b. Bagian pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi
- c. Bagian Penelitian, Pengamatan dan Pengendalian Mutu
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu
- d. Bagian Keuangan
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, dan pembukuan keuangan
- e. Bagian Pemasaran
Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk
- f. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Bertanggung jawab terhadap kegiatan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan dan pelestarian lingkungan
- g. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia
- h. Bagian Umum dan Keamanan
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan masyarakat umum dan menjaga keamanan perusahaan

3. Kepala Seksi

Seksi - seksi tersebut terdiri dari :

a. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik

b. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekanan untuk proses maupun instrumentasi

c. Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukung proses produksi

d. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan keterangan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik

e. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan

f. Seksi Laboratorium dan pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk

g. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan

h. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi

i. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis dibidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan

j. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia

k. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain

l. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

a. Status Karyawan

Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

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

b. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi. Pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggungjawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari berbagai jenjang Pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah

Menengah Pertama (SMP) hingga Magister (S-2). rincian penggolongan jabatan serta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.2

Tabel 4.2 Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Direkur Utama	S-2
2.	Direktur Bagian	S-1
3.	Manajer	S-1
4.	<i>Leader</i> (Ka.Seksi)	S-1
5.	<i>Engineer</i>	S-1
6.	<i>Staff</i>	D3/S-1
7.	<i>Security</i>	SLTA
8.	Operator	D3/S-1
9.	<i>Assistant and Medic</i>	D3/S-1
10.	<i>Service Personel (Cleaning Service, Supir)</i>	SLTA

c. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.3 Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direkur Utama	1
2.	Direktur Bagian	3
3.	Manajer (Ka. Bagian)	8
4.	<i>Leader</i> (Ka.Seksi)	12
5.	<i>Engineer</i>	44
6.	<i>Staff</i>	25
7.	<i>Security</i>	4
8.	Operator	45
9.	<i>Assistant and Medic</i>	8
10.	<i>Service Personel (Cleaning Service, Supir)</i>	16

4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik *Epoxidized Soybean Oil* ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan (*maintenance*) dan *shut down*. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksi serta kegiatan administrasi dan pemasaran, maka pembagian jam kerja harus diatur seefektif dan seefisien mungkin. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan pada perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu :

1. Karyawan *Shift*

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

Shift 1 : pukul 07.00 - 15.00 WIB

Shift 2 : pukul 15.00 - 23.00 WIB

Shift 3 : pukul 23.00 - 07.00 WIB

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapatkan pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada hari minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Namun, setiap karyawan mendapatkan jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Jadwal *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.4 sebagai berikut :

Tabel 4.4 Jadwal *Shift* Karyawan

Shift	Hari Ke -								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Pagi	A	A	A	C	C	D	D	B	B
Sore	B	B	B	A	A	C	C	D	D
Malam	C	C	C	D	D	B	B	A	A
Off	D	D	D	B	B	A	A	C	C

2. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan *non-shift* meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi serta jabatan-jabatann di bawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari selama seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin - Jumat pukul 07.00 - 16.00 WIB

Jam istirahat : Senin - Kamis pukul 12.00 - 13.00 WIB

Jumat pukul 11.30 - 13.30 WIB

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji karyawan pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu :

1. Gaji Bulanan

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

2. Gaji Harian

Gaji harian ini merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian karyawan borongan.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang kerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.5

sebagai berikut :

Tabel 4.5 Rincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan
1.	Direkur Utama	Rp 75.000.000,-
2.	Direktur Bagian	Rp 67.000.000,-
3.	Manajer	Rp 15.000.000,-
4.	Leader (Ka.Seksi)	Rp 11.000.000,-
5.	Engineer	Rp 7.000.000, -
6.	Staff	Rp 5.000.000, -
7.	Security	Rp 4.500.000, -
8.	Operator	Rp 8.000.000, -
9.	Assistant and Medic	Rp 9.000.000, -
10.	Service Personnel (Cleaning Service, Supir)	Rp 4.500.000, -

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan memiliki hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain :

1. Tunjangan

Tunjangan karyawan terdiri dari :

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
- d. Tunjangan hari raya (THR) diberikan sebesar nilai satu bulan gaji karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.

2. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari :

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak

tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.

- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

3. Fasilitas Kerja

Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi :

- a. Poliklinik

Poliklinik disediakan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

- b. Pakaian Kerja

Perusahaan menyediakan tiga pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antara karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

- c. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan oleh perusahaan sebanyak satu kali dalam sehari pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang sudah ditunjuk perusahaan.

- d. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

- e. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

4. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan.



BAB V

UTILITAS

Unit utilitas pada pabrik *epoxidized soybean oil* berguna untuk menyediakan produk untuk kebutuhan sebagai penunjang proses produksi *epoxidized soybean oil*, seperti air, steam, listrik, udara dan lain-lain. Ada beberapa unit untuk menghasilkan produk sebagai utilitas tersebut, antara lain unit pengolahan air, unit penyediaan *cooling water*, pembangkit *steam*, *power generation*, unit instrumen air dan *plant air* (IA/PA) dan unit pengolahan limbah.

Unit utilitas terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit penyedia udara instrumen (*Instrument Air System*)
4. Unit penyediaan dan pengolahan *dowtherm* (*Dowtherm Treatment System*)
5. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)
6. Unit penyediaan bahan bakar
7. Unit pengolahan limbah

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

5.1.1 Unit Penyedia Air

Air merupakan salah satu bahan yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Unit penyedia dan pengolahan air ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air untuk seluruh kegiatan proses produksi yang ada di dalam pabrik. Selain menyediakan kebutuhan air, unit ini juga mengolah air proses, air pendingin, air sanitasi dan air pemadam kebakaran. Untuk memenuhi kebutuhan air, pabrik biasanya menggunakan air sungai, air sumur, air danau hingga air laut.

Dalam perancangan pabrik *epoxidized soybean oil*, sumber air yang digunakan adalah air yang berasal dari laut di Cilegon dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Pabrik *epoxidized soybean oil* membutuh air dengan kapasitas yang besar sehingga tidak

memungkinkan apabila hanya menggunakan air sumur maupun air sungai. Maka dari itu, air laut yang berada di Cilegon menjadi salah satu sumber untuk memenuhi kebutuhan air yang ada di pabrik.

- b. Sumber air terdekat dari pabrik *epoxidized soybean oil* adalah air laut. Namun, air laut tidak dapat dipergunakan sesuai dengan peraturan Walikota. Maka, dari itu air akan dibeli melalui PT. Krakatau Tirta Industri (KTI)

Air yang diperlukan pada pabrik *epoxidized soybean oil*, antara lain:

- a. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Air pendingin ini merupakan hasil produksi olahan air dengan proses pendinginan. Kegunaan air pendingin ini adalah sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger*). Air yang digunakan sebagai air pendingin karena faktor-faktor sebagai berikut:

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

- b. Air untuk pembangkit *steam* (*Boiler Feed Water*)

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

- 1) Tidak membuih (berbusa)

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* 96 karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

- 2) Tidak menyebabkan kerak

Kerak terbentuk dikarenakan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

3) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

c. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses pembuatan produk. Air proses harus memenuhi syarat, yaitu harus murni, bebas dari pengotor, mineral dan oksigen atau biasa disebut dengan air bebas mineral (*demineralized water*)

d. Air Sanitasi

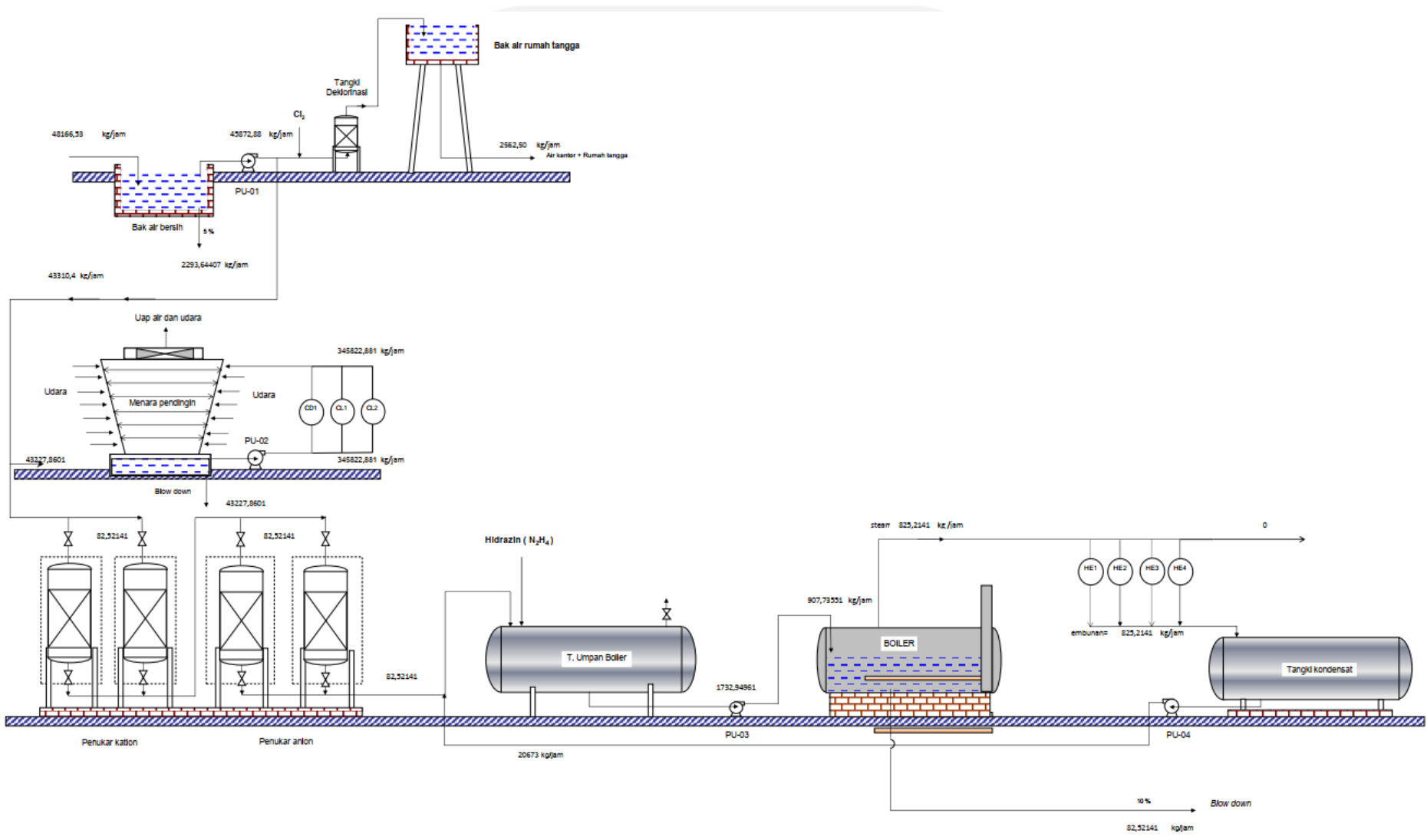
Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi. Air sanitasi antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

1) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

2) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Terlarut dalam air
- Tidak mengandung bahan beracun
- Tidak mengandung bakteri terutama patogen yang dapat merubah fisik air



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Air

5.1.2 Unit Pengelolaan Air

Air bersih yang sudah dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri yang akan digunakan sebagai air proses, air umpan *boiler*, air pendingin maupun air untuk proses pabrik lainnya, sebelumnya harus diproses dahulu agar dapat memenuhi syarat. Adapun tahapan dalam pengolahan air bersih antara lain:

a. Bak Air Bersih (B-01)

Tangki ini berguna untuk menampung air bersih yang dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri.

b. Bak Air Minum (B-02)

Tangki ini berguna untuk menampung air yang digunakan untuk sanitasi karyawan dan kebutuhan rumah tangga.

c. *Cooling Tower* (CT)

Menara pendingin digunakan untuk menampung air pendingin yang digunakan untuk Pendingin dan Kondensor.

d. Tangki Kation *Exchanger* (TU-01)

Air yang akan digunakan sebagai air proses, akan dialirkan menuju ke tangki kation *exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air yang akan diganti menjadi ion H^+ sehingga air yang keluar dari tangki ini merupakan air yang hanya mengandung anion dan ion H^+ .

e. Tangki NaCl (TU-02)

Tangki ini berguna untuk menampung NaCl yang digunakan sebagai regenerasi penukar kation

f. Tangki Anion *Exchanger* (TU-03)

Setelah melewati tangki kation *exchanger*, akan dialirkan menuju tangki anion *exchanger*. Tangki ini bertujuan untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin.

g. Tangki NaOH (TU-04)

Tangki ini berguna untuk menampung NaOH yang digunakan sebagai regenerasi penukar anion

h. Tangki Umpan *Boiler* (TU-05)

Tangki ini berguna untuk menyimpan air umpan *boiler* selama 8 jam. Tangki ini berbentuk silinder horizontal yang dilengkapi dengan deaerator. Tangki ini dibuat dengan menggunakan bahan baja karbon.

i. Tangki Kondensat (TU-06)

Tangki ini berguna untuk menyimpan kondensat yang berasal dari pemanas *reboiler* selama 1 jam. Tangki ini berbentuk silinder horizontal. Tangki ini dibuat dengan menggunakan bahan baja karbon.

j. *Boiler*

Alat ini digunakan untuk membuat *steam* jenuh. Jenis *boiler* yang digunakan adalah *boiler* lorong api. Bahan bakar yang digunakan pada *boiler* ini adalah *Fuel Oil*.

k. Bak Air Pendingin (B-01)

Air yang telah digunakan dalam pabrik dapat didinginkan kembali dengan menggunakan *cooling tower*. Air yang hilang karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* di *cooling tower* dapat diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Beberapa sifat yang harus ada pada air pendingin antara lain seperti air tidak bersifat korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumur. Maka dari itu, air pendingin akan ditambahkan beberapa bahan kimia, seperti fosfor, klorin dan zat dispersant. Fosfat bertujuan untuk mencegah timbulnya kerak. Klorin berfungsi untuk membunuh mikroorganisme. Dan zat dispersant berfungsi untuk mencegah timbulnya penggumpalan.

5.2 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Alat	Kode	Kebutuhan <i>Steam</i> (Kg/Jam)
<i>Heater-01</i>	HE-01	0,312
<i>Heater-02</i>	HE-02	0,1127
<i>Heater-03</i>	HE-03	0,2799
<i>Heater-04</i>	HE-04	824,5092
Jumlah		825,2141

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Kebutuhan <i>Steam</i> (Kg/Jam)
Reaktor-01	R-01	48173,3288
Reaktor-02	R-02	6129,7650
<i>Condensor-01</i>	CD-01	59283,288
<i>Cooler-01</i>	CL-01	190805,2915
<i>Cooler-02</i>	CL-02	41431,2073
Jumlah		345822,8806

3. Kebutuhan Air Domestik

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

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Jumlah karyawan = 184 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 17905,9771 kg/jam

4. Kebutuhan Air Service

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Service

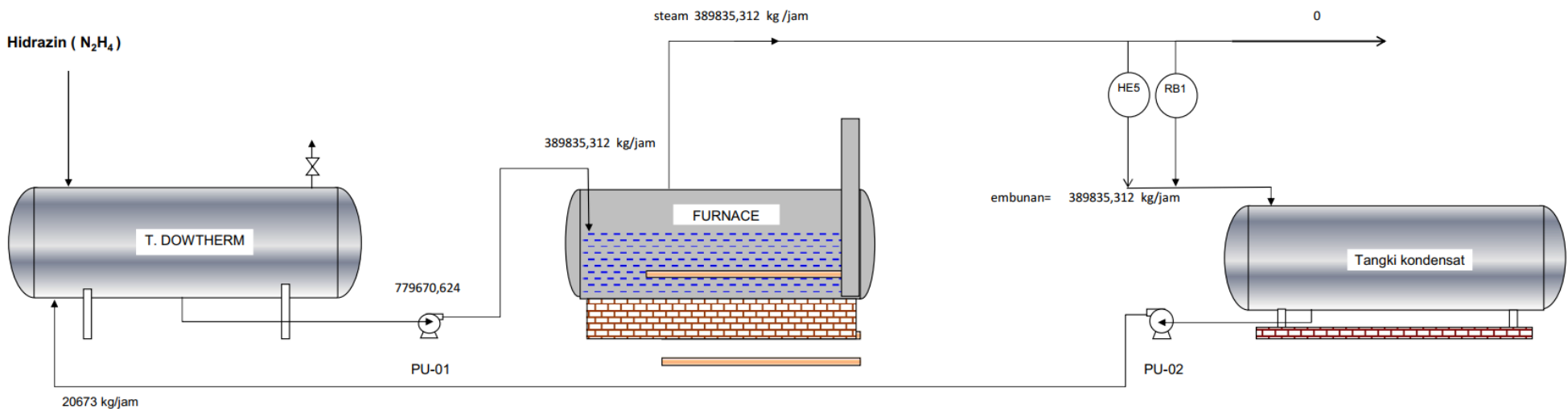
Penggunaan	Jumlah (kg/hari)
Bengkel	200
Poliklinik	300
Laboratorium	500
Pemadam Kebakaran	1000
Kantin, Musholla, dan Kebun	2000
Total Kebutuhan	4000

5.3 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit *steam* bertujuan untuk menyediakan *steam* yang akan digunakan untuk *boiler* nantinya guna untuk memenuhi kebutuhan *steam*. Sebelum air yang berasal dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, terlebih dahulu diatur kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Kemudian air akan dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan kembali panas dari gas sisa pembakaran residu *boiler*. Gas dari sisa pembakaran tersebut akan dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Lalu uap air yang terkumpul akan dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

5.4 Unit Dowtherm

Dowtherm digunakan sebagai media pemanas untuk alat penukar panas *Heater* dan *Reboiler*. Hal ini dikarenakan suhu operasi pada kedua alat tersebut merupakan suhu yang tinggi hingga mencapai 300°C. Untuk menghindari tekanan operasi yang tinggi dan resiko tinggi, maka digunakan *dowtherm* sebagai media pemanasnya.



Gambar 5.2 Diagram Alir Utilitas Unit *Dowtherm*

5.4.1 Unit Pengelolaan Dowtherm

a. Tangki *Dowtherm* (TD-01)

Tangki ini berguna untuk menyimpan *dowtherm* selama 8 jam. Tangki ini berbentuk silinder horizontal yang dilengkapi dengan deaerator. Tangki ini dibuat dengan menggunakan bahan baja karbon.

b. Tangki Kondensat (TD-02)

Tangki ini berguna untuk menyimpan kondensat yang berasal dari pemanas *furnace* selama 1 jam. Tangki ini berbentuk silinder horizontal. Tangki ini dibuat dengan menggunakan bahan baja karbon.

c. *Furnace*

Alat ini digunakan untuk membuat steam jenuh. Bahan bakar yang digunakan pada *boiler* ini adalah *Fuel Oil*.

5.4.2 Kebutuhan Dowtherm

Tabel 5.4 Kebutuhan *Dowtherm*

Alat	Kode	Kebutuhan <i>Dowtherm</i> (Kg/Jam)
<i>Heater-05</i>	HE-05	355116,1038
<i>Reboiler</i>	RB-01	34719,208
Total Kebutuhan		389835,3115

5.5 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik *epoxidized soybean oil* ini dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN), selain itu listrik cadangan dihasilkan oleh generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pabrik dapat terus berjalan secara kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik *epoxidized soybean oil* antara lain adalah sebagai berikut:

1. Listrik untuk AC
2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
3. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
4. Listrik untuk penerangan
5. Listrik untuk instrumentasi

Keuntungan tenaga listrik dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) adalah biayanya murah. Kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya, apabila tenaga listrik disediakan sendiri atau menggunakan genset, kesinambungan akan terjaga, namun biaya bahan bakar dan perawatannya tetap harus diperhatikan. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan dan alat-alat kontrol.

Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Proses

Kode Alat	Daya	
	Hp	Watt
R-02	30	22371
P-01	2	1491,4
P-02	5	3728,5
P-03	2	1491,4
P-04	3	2237,1
P-05	3	2237,1
P-06	3	2237,1
P-07	3	2237,1
P-08	3	2237,1
P-09	7,5	5592,75
P-10	2	1491,4
P-11	10	7457
P-12	15	11185,5
P-13	2	1491,4
P-14	7,5	5591,75
Total	98	65994,45

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Kode	Daya	
	Hp	Watt
BL-01	40	29828
CP-01	0,5	372,85
PU-01	5	3728,5
PU-02	60	44742
PU-03	0,5	372,85
PU-04	0,5	372,85
PU-05	100	74570
PU-06	75	55927,5
Total	281,5	209914,55

Kebutuhan listrik untuk penerangan	= 41,39 kW
Kebutuhan listrik kantor	= 41,39 kW
Kebutuhan listrik bengkel, laboratorium, dll	= 41,39 kW
Kebutuhan listrik untuk alat kontrol	= 68,98 kW
Kebutuhan listrik untuk perumahan	= 20,00 kW
Total kebutuhan listrik pabrik	= 489,05 kW

5.6 Unit Penyedia Udara Instrumen

Unit penyedia udara instrumen berupa *blower* unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang diperlukan oleh semua alat *controller*, dimana setiap alat *controller* membutuhkan sekitar 1 ft³/menit atau 28,32 L/menit dimana jumlah alat *controller* pada pabrik adalah sebanyak 24 buah.

5.7 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar yang dibutuhkan oleh alat-alat yang ada di pabrik, seperti *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang dipilih adalah solar dengan spesifikasi:

Specific gravity = 0,87

Densitas = 870 kg/m³

Heating value = 18774,84 BTU/lbm

Alasan pemilihan bahan bakar tersebut ialah karena mudah didapat, ekonomis, dan mudah dalam penyimpanannya. Kebutuhan bahan bakar disuplai langsung dari PT. PERTAMINA (Persero) sebanyak 2,0690 liter/jam.

5.8 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar pabrik.

Limbah yang dihasilkan adalah sebagai berikut:

1. Air buangan sanitasi yang berasal dari toilet, dapur dan pencucian. Limbah tersebut akan dikumpulkan dalam sebuah unit stabilisasi kemudian diolah dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin berfungsi sebagai desinfektan yang dapat membunuh mikroorganisme penyebab penyakit.
2. Air buangan utilitas yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan (hingga pH 7) dengan menggunakan asam kuat (H_2SO_4) dan basa kuat (NaOH) sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.
3. Limbah sisa proses yang berasal dari keluaran *filter*. Limbah tersebut berupa garam yang langsung dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.

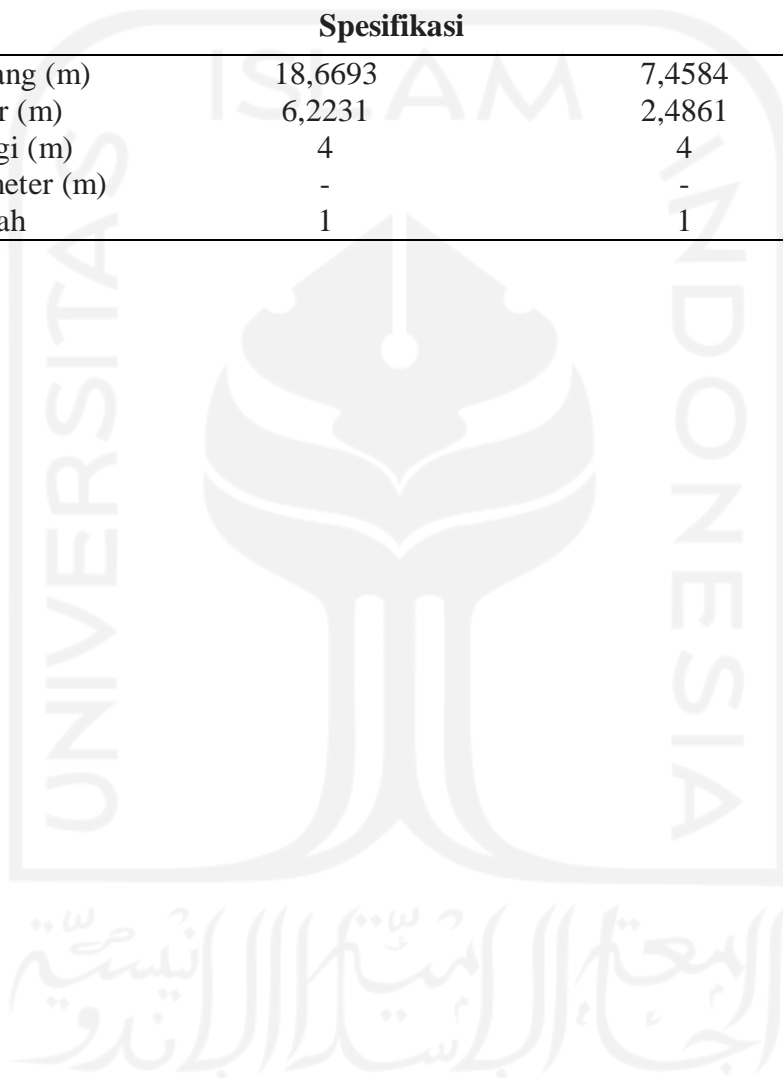
5.9 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas Unit Air

Spesifikasi		Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Bersih menuju ke Tangki Deklorinasi	Mengalirkan air dari Menara Pendingin menuju ke <i>Condensor</i> dan <i>Cooler</i>	Mengalirkan air dari Tangki Umpan <i>Boiler</i> menuju ke <i>Boiler</i>	Mengalirkan air dari Tangki Kondensat kembali ke Tangki Umpan <i>Boiler</i>	Mengalirkan <i>Dowtherm</i> dari Tangki <i>Dowtherm</i> menuju ke <i>Furnace</i>	Mengalirkan <i>Dowtherm</i> dari Tangki Kondensat kembali ke Tangki <i>Dowtherm</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Bahan	<i>Hastelloy</i>					
Kapasitas (gpm)	237,06	1787,13	8,96	4,26	4029,1619	2014,5810
Spesifikasi						
Head Pompa (ft.lbf/lbm)	31,52	48,14	33,40	74,72	32,174	32,174
Sch.	40	30	80	40	20	30
Tenaga Pompa (hP)	3,86	44,49	0,39	0,41	69,0685	57,6790
Tenaga Motor (hP)	5	60	0,5	0,5	100	75

Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Utilitas

Spesifikasi	Bak Air Bersih	
Kode	B-01	B-02
Fungsi	Menampung air bersih dari truk pembelian	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga
Jenis Bahan	Bak Persegi Panjang Beton Bertulang	Bak Persegi Panjang Beton Bertulang
Spesifikasi		
Panjang (m)	18,6693	7,4584
Lebar (m)	6,2231	2,4861
Tinggi (m)	4	4
Diameter (m)	-	-
Jumlah	1	1



Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki

Spesifikasi		Tangki Utilitas				
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Menyimpan Air umpan boiler selama 8 jam	Menyimpan kondensat selama 1 jam
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Horizontal	Silinder Horizontal
Bahan	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon
Spesifikasi						
Panjang (m)	-	-	-	-	2,0896	2,2509
Lebar (m)	-	-	-	-	-	-
Tinggi (m)	0,298	0,0971	0,1698	0,0664	-	-
Diameter (m)	0,2483	0,0971	0,2038	0,0664	0,6965	0,7503

Tabel 5.10 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	Menara Pendingin Jujut Tarik
Spesifikasi	
Panjang (ft)	29,553
Lebar (ft)	29,553
Tinggi (ft)	30
Jumlah	1
Daya Penggerak Fan	
Daya (Hp/m ²)	0,441
Motor (Hp)	40

Tabel 5.11 Spesifikasi *Boiler*

Fungsi	Membuat <i>Steam</i> Jenuh
Jenis	<i>Boiler</i> Lorong Api
Ukuran Pipa	
Diameter Luar (m)	0,073025
Diameter Dalam (m)	0,062713
Panjang Pipa (m)	3,6576
Jumlah Pipa	45

Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki *Dowtherm*

Spesifikasi	Tangki Utilitas	
Kode	TD-01	TD-02
Fungsi	Menyimpan <i>Dowtherm</i> selama 8 jam	Menyimpan kondensat selama 1 jam
Jenis	Silinder Horizontal	Silinder Horizontal
Bahan	Baja Karbon	Baja Karbon
Spesifikasi		
Panjang (m)	38,5264	6,4211
Lebar (m)	-	-
Tinggi (m)	-	-
Diameter (m)	12,8421	19,263

Tabel 5.13 Spesifikasi *Furnace*

Fungsi	Membuat <i>Steam</i> Jenuh
Jenis	<i>Furnace</i>
Ukuran Pipa	
Diameter Luar (m)	0,07303
Diameter Dalam (m)	0,06271
Panjang Pipa (m)	3,6576
Jumlah Pipa	1599



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik *epoxidized soybean oil* merupakan salah satu aspek yang paling penting dalam pendirian pabrik. Dengan adanya evaluasi ekonomi, para investor dapat mengetahui apakah pabrik ini layak untuk didirikan atau tidak. Salah satu bagian penting dari evaluasi ekonomi ini adalah estimasi harga dari alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut akan dijadikan patokan dasar untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau balik modal dapat menunjukkan layak atau tidaknya investor yang akan menanamkan modalnya ke dalam pabrik.

Beberapa faktor yang dapat ditinjau pada evaluasi ekonomi antara lain adalah:

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

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan sebelum menganalisis kelima faktor diatas, antara lain sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*total capital investment*) yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
 - b. Modal kerja (*working capital investment*)
2. Penentuan total biaya produksi (*total production cost*) yang meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)

3. Pendapatan modal

Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas adalah sebagai berikut:

- a. Biaya per tahun (*fixed cost annual*)

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

6.1 Harga Alat

Harga alat akan selalu mengalami perubahan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi. Sehingga diperlukan sebuah metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mencari harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Indeks harga pada tahun 2026 dapat diperkirakan menggunakan garis linier data indeks pada tahun 1980 hingga 2015 yang dapat dilihat pada tabel berikut :

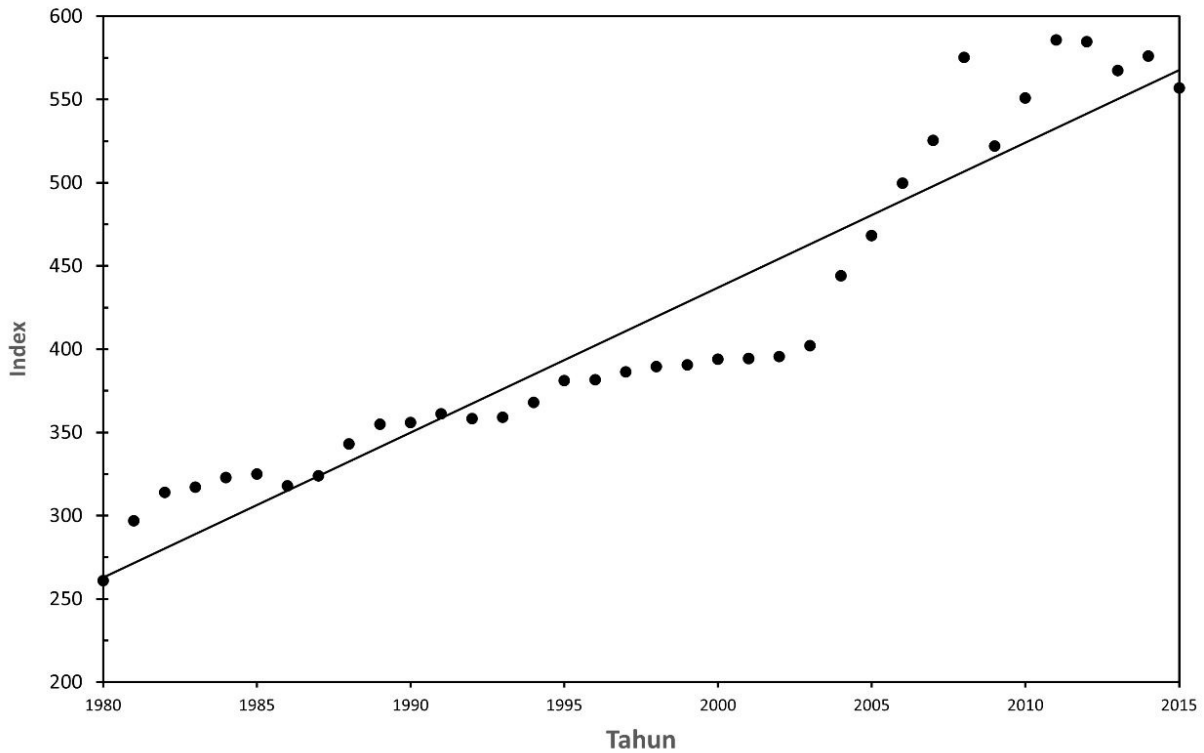


Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1980 hingga 2015

No.	Tahun	Indeks
1	1980	261
2	1981	297
3	1982	314
4	1983	317
5	1984	323
6	1985	325
7	1986	318
8	1987	324
9	1988	343
10	1989	355
11	1990	356
12	1991	361,3
13	1992	358,2
14	1993	359,2
15	1994	368,1
16	1995	381,1
17	1996	381,7
18	1997	386,5
19	1998	389,5
20	1999	390,6
21	2000	394,1
22	2001	394,3
23	2002	395,6
24	2003	402
25	2004	444,2
26	2005	468,2
27	2006	499,6
28	2007	525,4
29	2008	575,4
30	2009	521,9
31	2010	550,8
32	2011	585,7
33	2012	584,6
34	2013	567,3
35	2014	576,1
36	2015	556,8

Dari data diatas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $8,7072x - 16977$.

Pabrik *Epoxidized Soybean Oil* dari Minyak Kedelai kapasitas 300.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2026 dan beroperasi pada tahun 2027. Dari persamaan regresi linear tersebut diperoleh indeks sebesar 663,8 pada tahun 2026. Grafik *plotting* data dapat dilihat pada gambar berikut



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga

Perhitungan alat pada tahun 2026 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey \text{ (Aries \& Newton)}$$

Keterangan :

Ex : Harga tahun pembelian

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun pembelian

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

6.1.1 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisa ekonomi pabrik *epoxidized soybean oil* adalah:

1. Kapasitas produksi : 300.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun ; 2026
4. Pabrik beroperasi tahun : 2027
5. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp14.800,- (menurut APBN 2023)
6. Umur alat : 10 tahun

6.1.2 Perkiraan Harga Alat

Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	USD (\$)	Rp
1	Tangki Penyimpanan Asam Asetat	T-01	1	\$ 518.494	Rp7.673.711.200
2	Tangki Penyimpanan Hidrogen Peroksida	T-02	1	\$ 1.497.871	Rp22.168.490.800
3	Tangki Penyimpanan Minyak Kedelai	T-03	1	\$ 2.304.417	Rp34.105.371.600
4	Tangki Penyimpanan NaOH	T-04	1	\$ 230.442	Rp3.410.541.600
5	Tangki Penyimpanan <i>Epoxidized Soybean Oil</i>	T-05	1	\$ 1.843.533	Rp27.284.288.400
6	Reaktor	R-01 R-02	2	\$ 46.088	Rp682.102.400
8	<i>Decanter</i>	D-01	1	\$ 11.522	Rp170.525.600
9	Menara Distilasi	MD-01	1	\$ 115.221	Rp1.705.270.800
10	<i>Reboiler</i>	RB-01	1	\$ 172.831	Rp2.557.898.800
11	Kondensor	CD-01	1	\$ 17.283	Rp255.788.400
12	<i>Heater</i>	HE-01-04	4	\$ 46,088	Rp682.102.400
16	<i>Heater</i>	HE-05	1	\$ 34.566	Rp511.576.800
17	<i>Cooler</i>	CL-01-02	2	\$ 23.044	Rp341.051.200
19	Pompa	P-01-14	14	\$ 64.524	Rp 954.955.200
Total				\$ 6.925.924	Rp102.503.676.300

Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	USD (\$)	Rp
1	Bak Air Bersih		1	\$ 90.000	Rp1.534.741.452
2	Bak Air Minum		1	\$ 15.000	Rp255.790.242
3	<i>Cooling Tower</i>		1	\$ 4.000	Rp68.210.731
4	Tangki Penukar Kation		1	\$ 1.500	Rp25.579.024
5	Tangki Penukar Anion		1	\$ 1.500	Rp25.579.024
6	Tangki NaCl		1	\$ 1.000	Rp17.052.683
7	Tangki NaOH		1	\$ 700	Rp11.936.878
8	Tangki Umpan <i>Boiler</i>		1	\$ 11.000	Rp187.579.511
9	Tangki Kondensat		1	\$ 12.000	Rp204.632.194
10	<i>Boiler</i>		1	\$ 230.000	Rp3.922.117.044
11	Kompresor		1	\$ 50.000	Rp 852.634.140
12	Tangki Silika		1	\$ 3.000	Rp51.158.048
13	Tangki Udara Tekan		1	\$ 10.000	Rp170.526.828
14	Pompa	PU-01	1	\$ 10.000	Rp170.526.828
15	Pompa	PU-02	1	\$ 40.000	Rp682.107.312
16	Pompa	PU-03	1	\$ 4.000	Rp68.210.731
17	Pompa	PU-04	1	\$ 2.000	Rp34.105.366
18	Tangki <i>Dowterm</i>		1	\$ 230.000	Rp3.922.117.044
19	Tangki Kondensat <i>Dowterm</i>		1	\$ 100.000	Rp1.705.268.280
20	<i>Furnace</i>		1	\$ 1.000.000	Rp17.052.682.798
21	Pompa <i>Dowterm</i>	PD-01	1	\$ 55.000	Rp937.897.554
22	Pompa <i>Dowterm</i>	PD-02	1	\$ 40.000	Rp682.107.312
Total				\$ 2.201.524	Rp32.582.561.022

6.1.3 Perhitungan Biaya

6.1.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital investment atau modal investasi atau sejumlah uang yang harus disiapkan sebelum mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. *Capital investment* terdiri dari 2 macam, yaitu:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment yaitu biaya atau modal tetap yang harus dikeluarkan untuk pengadaan fasilitas-fasilitas di suatu pabrik dan alat operasi lainnya. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik *epoxidized soybean oil* ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost* and *fixed capital*

investment seperti pada Tabel 6.4 sampai Tabel 6.6

Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp135.086.237.322	\$ 9.127.448
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp33.771.559.330	\$ 2.281.862
3	<i>Instalasi cost</i>	Rp82.149.453.157.623	\$ 5.550.638.727
4	<i>Pemipaan</i>	Rp95.034.316.188.980	\$ 6.421.237.580
5	<i>Instrumentasi</i>	Rp15.432.657.010.367	\$ 1.042.747.095
6	<i>Insulasi</i>	Rp12.837.582.848.294	\$ 867.404.247
7	<i>Listrik</i>	Rp13.508.623.732	\$ 912.745
8	<i>Bangunan</i>	Rp63.861.000.000	\$ 4.314.932
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp150.000.000.000	\$ 10.135.135
Total		Rp205.850.236.625.649	\$ 13.908.799.772

Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp41.170.047.325.130	\$ 2.781.759.954
2	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp247.020.283.950.779	\$ 16.690.559.726
Total		Rp288.190.331.275.909	\$ 19.472.319.681

Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp247.020.283.950.779	\$ 16.690.559.726
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp9.880.811.358.031	\$ 667.622.389
3	<i>Contingency</i>	Rp61.755.070.987.695	\$ 4.172.639.932
Total		Rp318.656.166.296.505	\$ 21.530.822.047

2. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau mengoperasikan pabrik selama kurun waktu tertentu. Beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari

jumlah uang sendiri dan uang pinjaman dapat menggunakan *sharing profit* sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan yang dapat menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah untuk mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanamkan. Beberapa ciri investasi yang baik adalah sebagai berikut:

- a. Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- b. Investasi yang cepat kembali
- c. Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman dan lain sebagainya

Tabel 6.7 Working Capital Investment (WCI)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp89.077.797.666	\$ 6.018.770
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp1.483.489.462.650	\$ 100.235.775
3	<i>Product Inventory</i>	Rp2.076.885.247.711	\$ 140.330.084
4	<i>Extended Credit</i>	Rp5.004.016.612.944	\$ 338.109.231
5	<i>Available Cash</i>	Rp8.900.936.775.902	\$ 601.414.647
Total		Rp17.554.405.896.874	\$ 1.186.108.507

6.1.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik. *Manufacturing cost* meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost*. *Manufacturing cost* antara lain adalah sebagai berikut:

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik, meliputi :

- *Raw material*
- Tenaga kerja
- *Supervisor*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*

- *Royalties and patent*
- *Utilities*

Table 6.8 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp2.939.567.322.994	\$ 198.619.414
2	<i>Laboratory</i>	Rp17.556.000.000	\$ 1.186.216
3	<i>Supervision</i>	Rp1.755.600.000	\$ 118.622
4	<i>Maintenance</i>	Rp19.119.369.977.790	\$ 1.291.849.323
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp2.867.905.496.669	\$ 193.777.398
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp1.651.325.482.272	\$ 111.576.046
7	<i>Utility</i>	Rp31.177.413.614.195	\$ 2.106.582.001
Total		Rp57.774.893.493.919	\$ 3.903.709.020

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost atau biaya tidak langsung adalah biaya - biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik, meliputi :

- *Payroll overhead*
- *Laboratory*
- *Plant overhead*
- *Packaging*
- *Shipping*

Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.633.400.000	\$ 177.932
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.755.600.000	\$ 118.622
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp8.778.000.000	\$ 593.108
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp8.256.627.411.358	\$ 557.880.230
Total		Rp8.269.794.411.358	\$ 558.769.893

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran ini bersifat tetap atau konstan yang tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, meliputi :

- *Depreciation*

- *Property taxes*
- *Insurance*

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp25.492.493.303.720 \$	1.722.465.764
2	<i>Property Taxes</i>	Rp3.186.561.662.965 \$	215.308.220
3	<i>Insurance</i>	Rp3.186.561.662.965 \$	215.308.220
Total		Rp31.865.616.629.651 \$	2.153.082.205

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp57.774.893.493.919 \$	3.903.709.020
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp8.269.794.411.358 \$	558.769.893
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp31.865.616.629.651 \$	2.153.082.205
Total		Rp97.910.304.534.927 \$	6.615.561.117

6.1.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing Cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. Meliputi :

- *Administration*
- *Sales expense*
- *Research*
- *Finance*

Tabel 6.12 *General Expenses*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp2.937.309.136.048 \$	198.466.834
2	<i>Sales Expense</i>	Rp4.895.515.226.746 \$	330.778.056
3	<i>Research</i>	Rp3.426.860.658.722 \$	231.544.639
4	<i>Finance</i>	Rp1.958.206.090.699 \$	132.311.222
Total		Rp13.217.891.112.215 \$	893.100.751

Tabel 6.13 Total *Production Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i> (MC)	Rp97.910.304.534.927	\$ 6.615.561.117
2	<i>General Expenses</i> (GE)	Rp13.217.891.112.215	\$ 893.100.751
Total		Rp111.128.195.647.142	\$ 7.508.661.868

6.1.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp165.132.548.227.151

Total biaya produksi : Rp111.128.195.647.142

Keuntungan : Total Penjualan - Total Biaya Produksi
: Rp54.004.352.580.009

2. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 25% x Rp54.004.352.580.009

: Rp13.501.088.145.002

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak - Pajak

: Rp40.503.264.435.006

6.1.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berguna untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan yang maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar. Hal ini berfungsi agar bisa melihat apakah pabrik yang akan didirikan berpotensi dari sisi ekonomi atau tidak. Beberapa cara yang dapat dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik adalah sebagai berikut:

6.1.5.1 Return On Investment (ROI)

Return on Investment adalah rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah uang yang diterima disebut laba, sedangkan jumlah yang hilang disebut rugi

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (1)$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

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

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (2)$$

2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (3)$$

Didapat nilai ROI sebelum pajak adalah sebesar 16,95% dan ROI setelah pajam adalah sebesar 13,56%

6.1.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang didapat. Perhitungan ini dibutuhkan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang sudah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan sebelum pajak} + 0,1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\% \quad (1)$$

a. POTb sebelum pajak (POT b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum 2 tahun (Aries & Newton, 1995)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan sebelum pajak} + 0,1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\% \quad (2)$$

b. POTa sesudah pajak (POT a)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan setelah pajak} + 0,1 \times \text{Fixed Capital})} \times 100\% \quad (3)$$

Didapat nilai POT sebelum pajak adalah 4,01 tahun dan POT setelah pajak adalah 4,64 tahun.

6.1.5.3 Break Event Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas atau biasa disebut balik modal yaitu suatu titik dimana kondisi pabrik mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Perusahaan yang sudah mencapai titik *Break Even Point* yaitu perusahaan yang sudah mempunyai

kesamaan antara modal yang digunakan untuk melakukan proses suatu produksi dengan pendapatan produk yang sudah dihasilkan. Jumlah produksi saat penjualan sama dengan pengeluaran. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah *Break Even Point*, dan apabila beroperasi diatas *Break Even Point* pabrik bisa dikatakan untung. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.14 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp25.492.493.303.720	\$ 1.722.465.764
2	<i>Property Taxes</i>	Rp3.186.561.662.965	\$ 215.308.220
3	<i>Assurance</i>	Rp3.186.561.662.965	\$ 215.308.220
Total		Rp31.865.616.629.651	\$ 2.153.082.205

Tabel 6.15 Annual Regulated Expenses (Ra)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp17.556.000.000	\$ 1.186.216
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.633.400.000	\$ 177.932
3	<i>Supervision</i>	Rp1.755.600.000	\$ 118.622
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp8.778.000.000	\$ 593.108
5	<i>Laboratory</i>	Rp1.755.600.000	\$ 118.622
6	<i>General Expenses</i>	Rp13.217.891.112.215	\$ 893.100.751
7	<i>Maintenance</i>	Rp19.119.369.977.790	\$ 1.291.849.323
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp2.867.905.496.669	\$ 193.777.398
Total		Rp35.237.645.186.674	\$ 2.380.921.972

Tabel 6.16 Annual Variable Value (Va)

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
-----	-------	------------	------------

1	<i>Raw Material</i>	Rp2.939.567.322.994	\$	198.619.414
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp8.256.627.411.358	\$	557.880.230
3	<i>Utility</i>	Rp31.177.413.614.195	\$	2.106.582.001
4	<i>Royalty and Patent</i>	Rp1.651.325.482.272	\$	111.576.046
Total		Rp44.024.933.830.818	\$	2.974.657.691

Tabel 6.17 Annual Sales Value (Sa)

No.	Jenis	Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp165.132.548.227.151	\$	11.157.604.610
Total		Rp165.132.548.227.151	\$	11.157.604.610

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

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

Didapatkan nilai perhitungan BEP sebagai berikut :

$$BEP = 44,00\%$$

6.1.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik dimana suatu aktivitas produksi dalam pabrik harus berhenti. Hal ini disebabkan beberapa hal seperti *variable cost* yang sangat tinggi atau kesalahan dalam pengambilan keputusan yang mengakibatkan *cost* tidak ekonomi dan menyebabkan pabrik tidak menghasilkan profit seperti yang diharapkan. Kapasitas persen minimal suatu pabrik bisa mencapai kapasitas produk dalam kurun satu tahun. Apabila persen yang ditentukan tidak bisa dicapai dalam kurun satu tahun, makan pabrik harus diberhentikan atau ditutup sementara atau ditutup secara permanen

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

Keterangan:

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Didapatkan nilai perhitungan SDP sebagai berikut :

SDP = 10,96%

6.1.5.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discount Cash Flow Rate of Return merupakan salah satu cara metode yang digunakan untuk menghitung prospek suatu pertumbuhan investasi dalam beberapa kurun waktu kedepan. Gambaran dari metode *Discounted Cash Flow Rate of Return* ini jika kita sebagai seorang investor dan menginvestasikan sebagian dana, ingin mengetahui pertumbuhan berapa persen atau mungkin beberapa kali lipat setelah beberapa waktu kedepan. Biasa disebut juga arus kas yang terdiskon, dikarenakan dari cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana yang akan datang untuk kemudian dipotong dan bisa menghasilkan nilai pada masa terkini. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut :

$$\frac{(WC + FCI)x(1 + i)^n}{CF} = \{(1 + i)^{(n-1)} + (1 + i)^{(n-2)} + \dots + (1 + i) + 1 + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

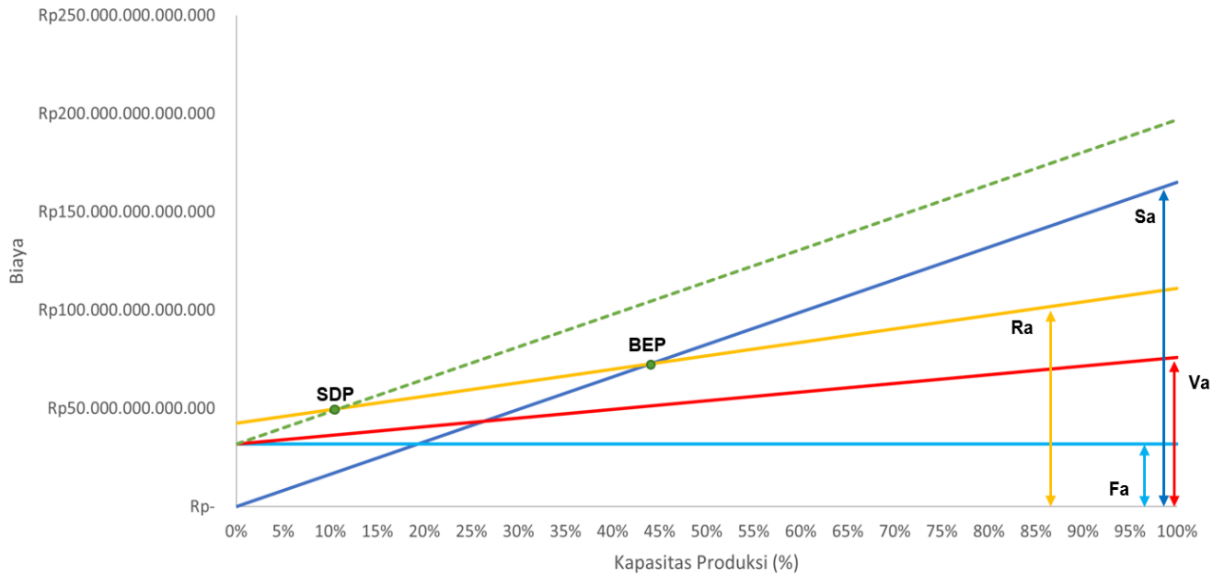
n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

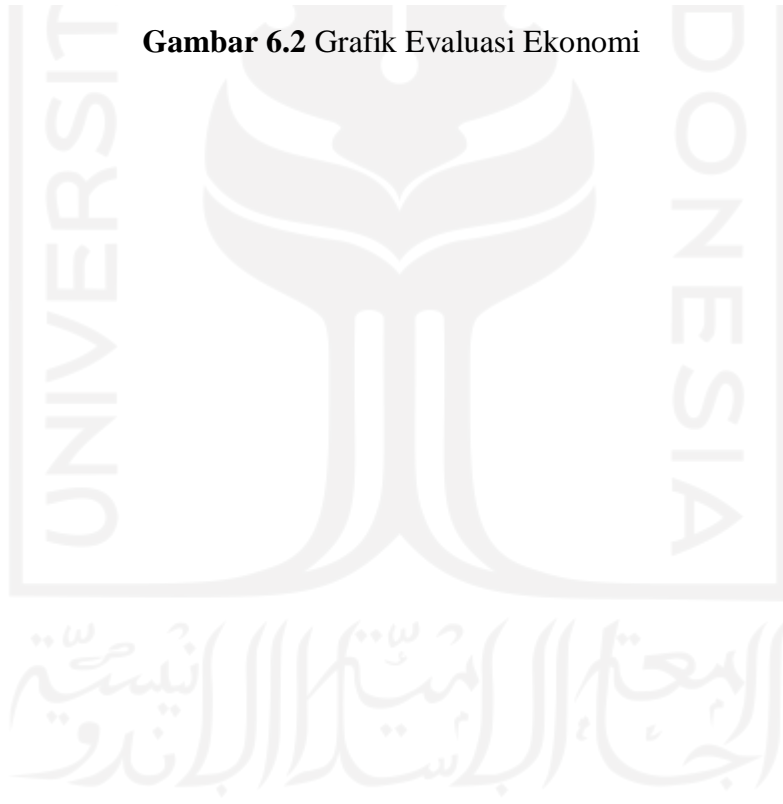
Sehingga diperoleh *trial and error* dapat dihitung nilai DCFR.

Diperoleh nilai DCFR adalah :

DCFR = 19,38%



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi



BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan perancangan pabrik *Epoxidized Soybean Oil* ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik *epoxidized soybean oil* dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini membutuhkan sekitar 75721,6207 ton/tahun asam asetat, 128716,6653 ton/tahun hidrogen peroksida, 318182,1485 ton/tahun minyak kedelai sebagai bahan baku utama, 0,2191 ton/tahun *amberlyst* sebagai katalisator dan 81745,2979 ton/tahun natrium hidroksida sebagai terminator dalam pembuatan *epoxidized soybean oil*
2. Pabrik *epoxidized soybean oil* akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten dengan pertimbangan dekat dengan pelabuhan dan distribusi produk, serta ketersediaan air dan listrik.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik *epoxidized soybean oil* sebesar 50.000 m² dengan luas bangunan 29.387 m².
4. Pabrik *epoxidized soybean oil* membutuhkan tenaga kerja sebanyak 166 orang.
5. Pabrik *epoxidized soybean oil* dengan kapasitas 300.000 ton/tahun membutuhkan utilitas berupa :
 - a. Air pendingin sebanyak 345822,8806 kg/jam
 - b. *Steam* sebanyak 825,2141 kg/jam
 - c. *Dowterm* sebanyak 389835,3115 kg/jam
 - d. Bahan bakar sebanyak 2,0690 liter/jam
 - e. Udara tekan sebanyak
 - f. Listrik sebanyak 489,05 kW
6. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp54.004.352.580.009

Keuntungan setelah pajak sebesar Rp43.203.482.064.007
 - b. *Return of Investment* (ROI)

Persentase ROI sebelum pajak sebesar 16,95% dan ROI setelah pajak sebesar 13,56%

Syarat ROI setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah minimal 11% (Aries & Newton, 1995).

c. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 4,01 tahun dan POT setelah pajak selama 4,64 tahun. Syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal 5 tahun (Aries & Newton, 1995).

d. *Break Even Point* (BEP)

BEP yang didapat sebesar 44% BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah sekitar 40-60%

e. *Shut Down Point* (SDP)

SDP yang didapatkan sebesar 10,96%. SDP untuk pabrik kimia umumnya diatas 20%.

f. *Discounted Cash Flow* (DCFR)

DCFR yang didapat sebesar 19,38%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *epoxidized soybean oil* dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut. Hal ini dapat dilihat dari nilai ROI dan POT yang memenuhi standar untuk pabrik dengan resiko rendah.

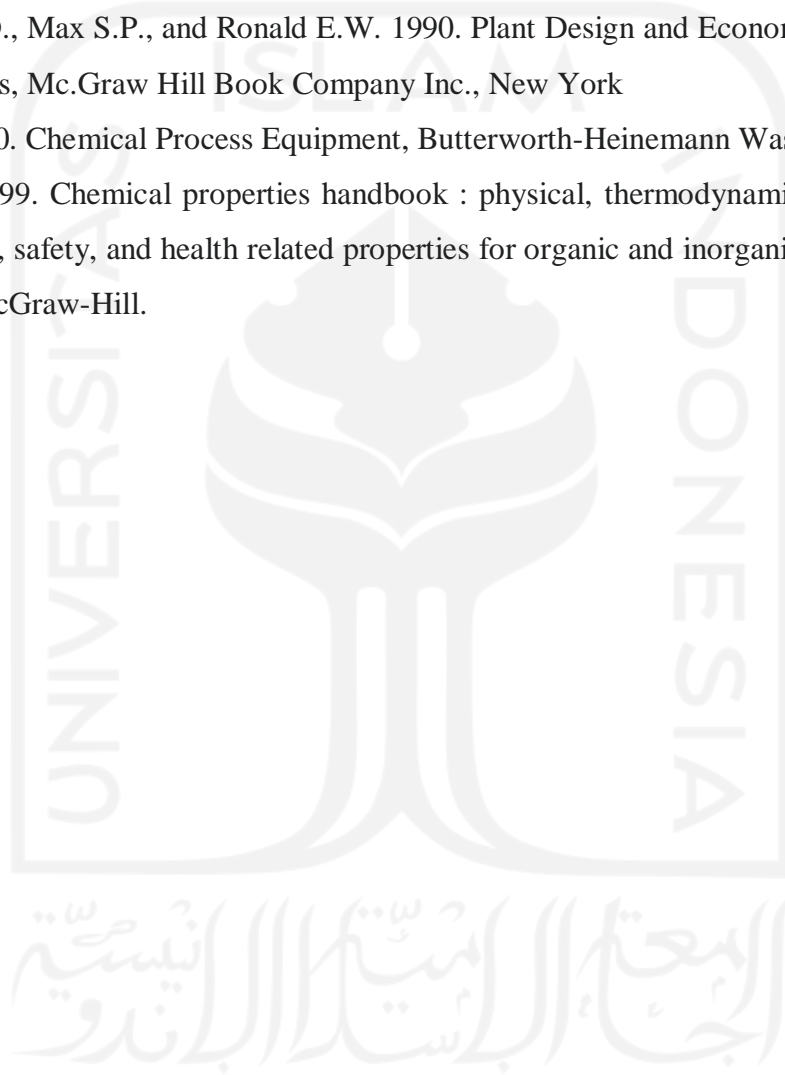
7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

- Allundaru, Revina. 2013. **STUDI KINETIKA REAKSI EPOKSIDASI MINYAK SAWIT**. Universitas Diponegoro. Semarang
- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Aspen V8.8. 2015
- Brown, G.G. 1950. "Unit Operations", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Guantian, Mo, dkk. 2013. Process flow for preparing epoxidized soybean oil by using crude soybean oil. Xinjinlong Biomaterial (HUBEI) Co.,Ltd. China
- H.P. Loh and Lyons, J. 2002. Process Equipment Cost Estimation. National Energy Technology Center. Mill Road, Pittsburgh, PA.
- Harga Alat, www.matche.com diakses pada tanggal 28 Desember 2022
- Harga Bahan, www.indonesian.alibaba.com diakses pada tanggal 2 Januari 2023
- Indeks Harga, www.chemengonline.com/pci diakses pada tanggal 28 Desember 2022
- Isa, Ishak. 2011. **PENETAPAN ASAM LEMAK LINOLEAT DAN LINOLENAT PADA MINYAK KEDELAI SECARA KROMATOGRAFI GAS**. Saintek Vol 6, NO 1 Tahun 2011. Universita Negeri Gorontalo. Gorontalo.
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. McGraw-Hill Book Company. Japan
- Kinasih, Norma A., dkk. 2013. **PERKEMBANGAN RISET DAN PENGGUNAAN MINYAK NABATI TEREPOKSIDASI SEBAGAI BAHAN PEMLASTIS KARET DAN PLASTIK**. Pusat Penelitian Karet. Bogor. Warta Perkaretan 2013, 32(1), 46 - 54
- Material Safety Data Sheet
- Megyesy, E.F. 1972. Pressure Vessel Handbook. Pressure Vessel Handbook Publishing, Inc. USA.
- Nabilla, Hasna. 2017. **PABRIK MINYAK GORENG DARI KEDELAI DENGAN PROSES SOLVENT EXTRACTION**. Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Surabaya
- Petrovic, Z. S, dkk. 2002. Epoxidation of soybean oil in toluene with peroxyacetic and peroxyformic acids – kinetics and side reactions. University of Novi Sad, Yugoslavia.

- Puspita, Y.A. 2016. PROSES PENGAMBILAN MINYAK KEDELAI (*GLYCINE MAX*) MENGGUNAKAN ALAT PRESS HIDROLIK DENGAN VARIABEL SUHU PEMANASAN AWAL DAN TEKANAN PENGEPRESAN. Program Diploma Fakultas Teknik. Semarang. Universitas Diponegoro
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott M. 1997. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 6ed, McGraw-Hill, Int.ed., New York.
- Timmerhaus, K.D., Max S.P., and Ronald E.W. 1990. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York
- Wallas, S.M. 1990. Chemical Process Equipment, Butterworth-Heinemann Washington.
- Yaws, Carl L. 1999. Chemical properties handbook : physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals. New York :McGraw-Hill.





LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR – 01

Fungsi : Mereaksikan $C_2H_4O_2$ dengan H_2O_2 menjadi $C_2H_4O_3$ dan H_2O
 Jenis : Reaktor Fix Bed Multitubular
 Kondisi Operasi : Suhu : $50^\circ C$
 Tekanan 1: 1,1 atm
 Tekanan 2 : 1,09 atm

Reaksi Alkalisasi :



Komponen bahan masuk reactor

Komponen	kg/jam
$C_2H_4O_2$	9560,8107
H_2O_2	16252,1042
H_2O	16854,0339
$C_2H_4O_3$	
Total	42666,9489

Massa molekul, suhu didih, suhu kritis , tekanan kritis masing masing bahan

Komponen	BM	Tf (K)	Tb (K)	Tc (K)	Pc (bar)
$C_2H_4O_2$	60,0400	289,81	391,05	592,71	57,8
H_2O_2	34,0200	272,72	423,35	730,15	216,84
H_2O	18,0200	273,15	373,15	647,13	220,55
$C_2H_4O_3$	76,0400	0	0	0	0

diperoleh dari Reid, R.C., "The Properties of Liquids and gases", Mc Graw Hill, New York (1988)

$$cpg = cpga + cpgbt + cpgct^2 + cpgdt^3 + cpget^4$$

dengan hubungan:

cpg : Kapasitas panas [kJ/kmol K]

cpga, cpgb, cpgc, cpgd : konstanta

t : suhu operasi [K]

Data konstanta cpga, cpgb, cpgc, cpdd

diperoleh dari Reid, R.C., "The Properties of Liquids and gases", Mc Graw Hill, New York (1988)

Komponen	cpla	cplb	cplc	cpld	hf
$C_2H_4O_2$	-18,944	1,0971	-0,0028921	2,9275E-06	-484,5
H_2O_2	-15,248	0,67693	-0,0014948	5,3469E-07	-191,2

H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	1,2018E-06	-285,83
C ₂ H ₄ O ₃	180,075				-53,7379

Thermal Conductivity

Persamaan yang digunakan

$$k_{thg} = \frac{k_{thga} t^{k_{thgb}}}{1 + \frac{k_{thgc}}{t} + \frac{k_{thd}}{t^2}}$$

dengan hubungan :

k_{thg} : konduktivitas thermal fase gas [J/msK]

k_{thga} , k_{thgb} , k_{thc} : konstanta

t : suhu operasi [K]

Data konstanta k_{thga} , k_{thgb} , dan k_{thgc}

Komponen	BM	A	B	C
C ₂ H ₄ O ₂	60,0400	-1,2836	0,5893	592,71
H ₂ O ₂	34,0200	0,4425	-0,00018406	-3,8824E-07
H ₂ O	18,0200	-0,2758	0,004612	-5,5391E-06
C ₂ H ₄ O ₃	76,0400	0,0870		
NaOH	0,0000	-3,2252	0,0040045	5,0633E-06
CH ₃ COONa	0,0000	0,0745		

Tmin	Tmax	k liquid (W/(m.K)) @25°C	k (btu/ft.jam.F)	k liquid (W/(m.K)) @50°C	k (btu/ft.jam.F)
290	563	0,1581	0,0914	0,1538	0,0889
273	657	0,363	0,2041	2,3845	1,3787
273	633	0,607	0,3510	3,0724	1,7764
		0,1549	0,0896	0,1504	
592	592				
			0,0796		

Viskositas

Komponen	BM	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O ₂	60,0400	-3,8937E+00	7,8482E+02	6,6650E-03	-7,5606E-06
H ₂ O ₂	34,0200	-1,6150E+00	5,0380E+02	3,5010E-04	-1,1680E-06
H ₂ O	18,0200	-1,0216E+01	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05
C ₂ H ₄ O ₃	76,0400	1,3315			
NaOH	0,0000	-4,1939E+00	2,0515E+03	2,7917E-03	-6,1590E-07
CH ₃ COONa	0,0000	0,0177			

T 25°C (K)	log μ	μ (cP) 25°C	T 50°C (K)	log μ	μ (cP) 50°C
298	-1,9315	0,0117	323	-2,2527	0,0056
298	-0,0281	0,9373	323	-0,1771	0,6651
298	-5,3223	4,76077E-06	323	-5,9840	1,03755E-06
298	3,1961E-01	2,0874	323	0,1244	
298	2,6356	4,3216E+02	323	2,0932	1,2395E+02
298	-1,7518	0,0117	323	-1,7518	

Densitas

Komponen	BM	A	B	n	Tc
C ₂ H ₄ O ₂	60,0400	0,3518	0,2695	0,2684	592,7100
H ₂ O ₂	34,0200	0,4378	0,2498	0,2877	730,1500
H ₂ O	18,0200	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300
C ₂ H ₄ O ₃	76,0400	1,244,6900			1.000,0000
NaOH	0,0000	0,1998	0,0979	0,2538	2.820
CH ₃ COONa	0,0000	600,0750			1.000,0000

$(1-(T/T_c))^n$	ρ° (g/ml)	ρ° (g/ml)	$(1-(T/T_c))^n$	ρ° (g/ml)	ρ° (g/ml)
0,8290	1,04310	1,043,0958	0,8095	1,0168	1,016,7765
0,8599	1,44292	1,442,9153	0,8453	1,4140	1,413,9552
0,8384	1,02759	1,027,5898	0,8207	1,0044	1,004,4285
	1,2826	1,282,6100		1,2447	
0,9721	1,91147	1,911,4695	0,9696	1,9006	1,900,5978
		622,7590			

Asumsi :

1. Reaktor bekerja pada keadaan tunak
2. Reaktor berlangsung searah aksial pipa
3. Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa kearah luar

Langkah perhitungan :

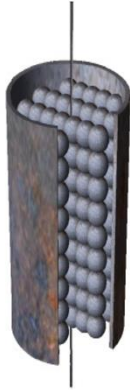
1. Pembentukan persamaan matematis
2. Persamaan pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Ringkasan perhitungan

1. Pembentukan persamaan matematis

a. Neraca massa untuk $C_2H_4O_3$ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa $C_2H_4O_3$ masuk – Kecepatan massa $C_2H_4O_3$ keluar + $C_2H_4O_3$ yang terbentuk dalam system = Akumulasi

Pada keadaan tunak, Akumulasi = 0



F_c : Kecepatan mol $C_2H_4O_3$, [kmol/s]
 rc : Kecepatan mol $C_2H_4O_3$ yang terbentuk dalam system [kmol/m³s]
 ld : Diameter dalam pipa [m]

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} + (-rc)\Delta v = 0$$

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} = -(-rc)\Delta v$$

$$-dF_c/dv = -(-rc)$$

$$v = \pi \cdot ld^2/4 \cdot z$$

$$dF_c = Fa_0 \cdot x_1$$

Fa_0 : Kecepatan mol $C_2H_4O_2$ masuk reactor [kmol/s]

x_1 : Konversi reaksi $C_2H_4O_2$ menjadi $C_2H_4O_3$

Substitusi ke persamaan diatas, diperoleh :

$$dx_1/dz = -r_1(\pi ld^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots (1)$$

b. Neraca massa untuk CH_3COONa dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa CH_3COONa masuk – Kecepatan massa CH_3COONa keluar + CH_3COONa yang terbentuk dalam system = Akumulasi



F_c : Kecepatan mol CH_3COONa , [kmol/s]
 rc : Kecepatan mol CH_3COONa yang terbentuk dalam system [kmol/m³s]
 ld : Diameter dalam pipa [m]

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} + (-rc)\Delta v = 0$$

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} = -(-rc)\Delta v$$

$$-dF_c/dv = -(-rc)$$

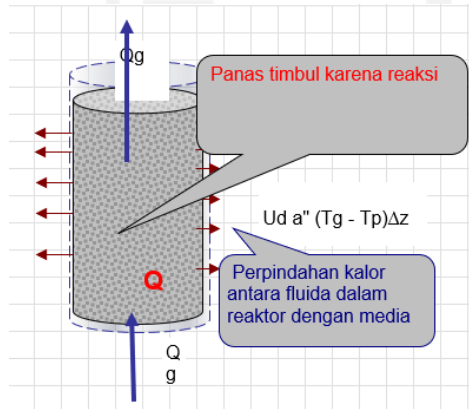
$$v = \pi \cdot ld^2/4 \cdot z$$

$$dF_c = Fa_0 \cdot x_2$$

Fa_0 : Kecepatan mol $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$ masuk reactor [kmol/s]
 x_2 : Konversi reaksi $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$ menjadi CH_3COONa
 Substitusi ke persamaan diatas, diperoleh :

$$dx_2/dz = -r_2(\pi ld^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots (1)$$

c. Neraca panas dalam elemen volume Δv



Keterangan :
 U_d : Koefisien transfer panas [kJ/m²sK]
 a'' : Luas permukaan luar tabung [m²/m]
 T_g : Suhu reactor [K]
 T_p : Suhu pendingin [K]
 Q_g : Panas yang dibawa oleh bahan [kJ/s]

Kecepatan panas masuk – Kecepatan panas keluar + Panas yang dalam system – Perpanjang panas dalam system = Akumulasi

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} + Qr - Qpp = 0$$

$$Qr = (-ra) \cdot \Delta hra (\pi \cdot ld^2/4) \cdot \Delta z$$

(-ra) : Kecepatan reaksi $C_2H_4O_2$ menjadi CH_3COONa monomer [kmol/kgcat.s]

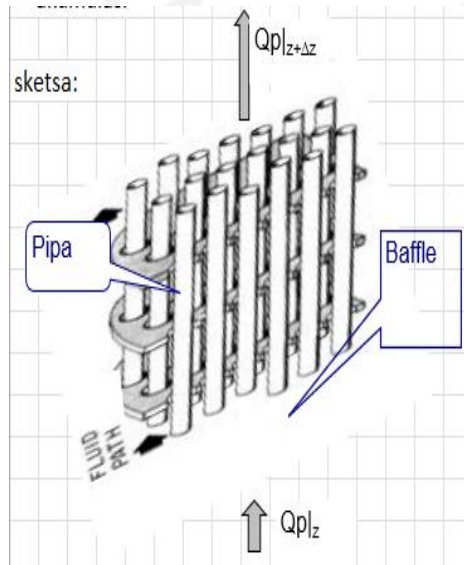
Δh_r : Enthalpy reaksi ke 1 [kJ/kmol]

C_{pg} : Kapasitas panas masing – masing komponen pada fase gas [kJ/kmol.K]

T_{ref} : Suhu referensi [K]

$$\frac{dQ_g}{dz} = \sum F_{g,cpg} \frac{dT_g}{dz} + (T_g - T_{ref}) \frac{d\sum F_{g,cpg}}{dz}$$

- d. Neraca panas untuk media pendingin
Kecepatan panas masuk – Kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam system
= Akumulasi



Keterangan :

c_{cp} : Kapasitas panas media pendingin [kJ/kgK]

f_{massp} : Kecepatan massa media pendingin [kg/s]

n_{pipa} : Jumlah pipa

O_d : Diameter luar pipa [m]

Q_p : Panas yang dibawa oleh pendingin [kJ/s]

T_l : Suhu liquid [K]

T_p : Suhu pendingin [K]

T_{ref} : Suhu referensi [K]

U_d : Koefisien perpindahan kalor [kJ/m²sK]

Neraca Panas

Kecepatan panas masuk – Kecepatan panas keluar + Perpindahan kalor dalam system
= Akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + U_d \pi O_d n_{pipa} (T_g - T_p) \Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z} \frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \pi O_d n_{pipa} (T_g - T_p)$$

$$-\frac{dQ_p}{dz} = -U_d \pi O_d n_{pipa} (T_g - T_p)$$

$$Q_p = f_{massp} c_{pp} (T_p - T_{ref})$$

$$\frac{d f_{massp\ cpp} (T_p - T_{reff})}{dz} = U d \pi O d n_{pipa} (T_g - T_{reff})$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U d \pi O d n_{pipa} (T_g - T_p)}{f_{massp\ cpp}}$$

Penurunan tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade (Bird, R.D., "Transport Phenomena", ed 2, hal 191)

$$\frac{dP_t}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G_p^2}{\rho D_p}$$

Dimana :

D_p : Diameter katalis [m]

G_p : Flux massa [kg/m²s]

Re_p : Bilangan Reynold

P_t : Tekanan [Pa]

ε : Porositas katalis

ρ : Rapat massa liquid [kg/m³]

Dari permodelan matematis diatas, diperoleh persamaan :

$$Dx_1/dz = -r_1 (\pi \cdot ld^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots(1)$$

$$Dx_2/dz = -r_2 (\pi \cdot ld^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots(2)$$

$$dT_g/dz = \frac{[(-r_1) \Delta hr_1 + (-r_2) \Delta hr_2] \pi ld^2 / 4 - \pi O d (T_g - T_p)}{\Sigma f_i\ c_{p_i}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U d \pi O d n_{pipa} (T_g - T_p)}{f_{massp\ cpp}}$$

$$\frac{dP_t}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G_p^2}{\rho D_p}$$

Merupakan persamaan differensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan

2. Peramaan pendukung

a. Variabel prancangan

Pada perhitungan reactor fixed bed ini, besaran yang digunakan sebagai variable perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk [K]
- Tekanan reactor [atm]
- Suhu media pendingin masuk [K]
- Bilangan Reymold

- Kecepatan massa media pendingin yang diperlukan

b. Ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977), John Wiley and Son, Inc., N.Y, vol 1, hal 535

Ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 in sampai 2 in

c. Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Re_p = \frac{Id G_p}{\mu}$$

G_p : Flux massa aliran dalam pipa [kg/m^2]

Id : Diameter dalam pipa [m]

Re_p : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan :

$$G_p = \frac{f_{masst}}{n_{pipa} a_p}$$

a_p : Luas aliran dalam pipa [m]

f_{masst} : Kecepatan massa total [kg/s]

n_{pipa} : Jumlah pipa

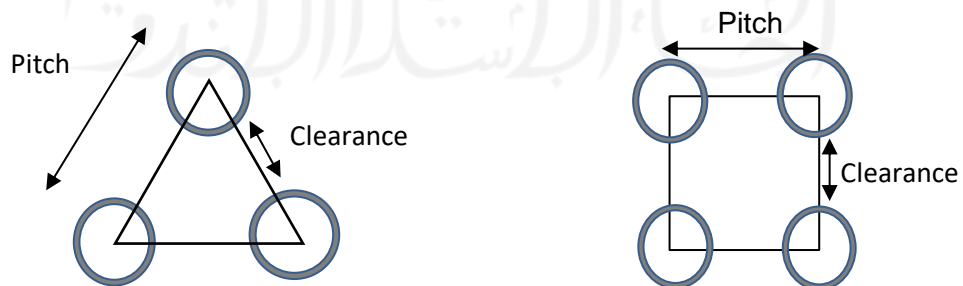
Masukan dalam persamaan bilangan Reynold, diperoleh :

$$Re_p = \frac{Id f_{masst}}{\mu n_{pipa} a_p}$$

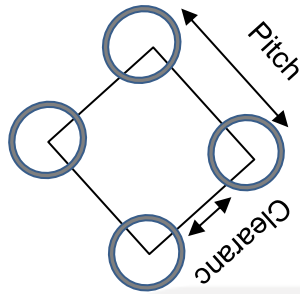
$$n_{pipa} = \frac{Id f_{masst}}{Re_p a_p \mu}$$

d. Susunan pipa

Pipa dalam reactor dapat disusun secara triangular atau secara bujur sangkar



Susunan Triangular



Susunan Bujur Sangkar

Susunan Bujur Sangkar yang Dirotasi

Diameter Ekivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times (Pitch^2 - \pi Od^2 / 4)}{\pi \times Od}$$

Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", hal 138

De : Diameter ekivalen [m]

Pitch : Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa [m]

Od : Diameter luas pipa [m]

Untuk susunan triangular

$$De = \frac{4 \times (1/2 Pitch \times 0.86 \times Pitch - 1/2 \pi Od^2 / 4)}{1/2 \pi Od}$$

Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", hal 139

e. Diameter selongso

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan :

$$N_{pipa} = \frac{[(Ids - K_1)^2 \pi / 4 + K_2] - Pitch(Ids - K_2)[K_3 n_{pass} + K_4]}{1.233 Pitch^2}$$

Nilai konstanta K1, K2, K3, dan K4

Untuk susunan bujur sangkar

$$K1 = -1$$

$$K2 = -0,1$$

$$K3 = 0,43$$

$$K4 = -0,3$$

Untuk susunan triangular

$$K1 = -1,08$$

$$K2 = -0,9$$

$$K3 = 0,69$$

$$K4 = -0,8$$

Persamaan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, ed III, vol 3, hal 36

- f. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi :

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Rd : Resistansi thermal terhadap pengotor [m^2sK/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m^2sK]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design

Persamaan Rd disusun Kembali menjadi :

$$\frac{1}{Ud} = \frac{Rd Uc + 1}{Uc}$$

$$Ud = \frac{Uc}{Rd Uc + 1}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$hi = 0.021 \frac{kthav}{Id} Re_t^{0.8} Pr_t^{1/3}$$

Towler, G., Ray Sinnott, "CHEMICAL ENGINEERING DESIGN" Butterworth Heinemann Elsevier, London (2008)

Dimana :

Id : Diameter pipa [m]

hi : Koefisien perpindahan kalor dalam pipa [kJ/m^2sK]

Kthav : Konduktivitas thermal liquid [kJ/msK]

Pr : Bilangan Prandtl

Re : Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$ho = 0.36 \frac{kth}{De} Re^{0.55} Pr^{1/3}$$

De : Diameter ekivalen [m]

Ho : Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [kJm^2sK]

Kth : Konduktivitas thermal [kJ/m^2sK]

Re : Bilangan Reynold

Pr : Bilangan Prandtl

- g. Komposisi masing masing komponen pada konversi x_1, x_2

Asam Aetat

Kecepatan mol $C_2H_4O_2$ = Kecepatan mol $C_2H_4O_2$ masuk

Hidrogen Peroksida

Kecepatan mol H_2O_2 = Kecepatan mol H_2O_2 masuk – H_2O_2 reaksi

$$f_{mol2} = f_{mol2} - x_1 f_{molin1} - f_{molin1}$$

Asam Perasetat

Kecepatan mol $C_2H_4O_3$ = Kecepatan mol $C_2H_4O_3$ masuk + Kecepatan mol $C_2H_4O_3$ hasil reaksi

$$F_{mol3} = f_{mol3} - f_{mol1}$$

Natrium Hidroksida

Kecepatan mol NaOH = Kecepatan mol NaOH masuk – Kecepatan mol NaOH untuk reaksi 1 – mol

$$F_{mol4} = f_{mol4} + x_1 \cdot f_{molin1}$$

Sodium Asetat

Kecepatan mol CH_3COONa = Kecepatan mol CH_3COONa masuk – Mol CH_3COONa untuk reaksi

$$F_{mol5} = f_{molin1}(1-x_1-x_2)$$

H_2O

Kecepatan mol H_2O = Kecepatan mol H_2O masuk + Kecepatan mol H_2O reaksi

$$F_{mol4} = f_{molin4} + x_1 \cdot f_{molin1} + x_2 \cdot f_{molin1}$$

Fraksi mol masing – masing komponen

Dihitung dengan persamaan :

$$y_i = \frac{\text{kecepatan mol masing masing komponen}}{\text{kecepatan mol total}}$$

Konduktivitas thermal campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i k_{th_i} \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

k_{th_i} : Konduktivitas thermal masing – masing komponen [kJ/msK]

k_{thav} : Konduktivitas thermal campuran [kJ/msK]

3. Penyelesaian persamaan matematis

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Runge Kutta

$$Z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$X_{a_{n+1}} = x_{a_n} + (k_1 + 2 k_2 + 2 k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g_{n+1}} = T_{g_n} + (l_1 + 2 l_2 + 2 l_3 + l_4) / 6$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + (m_1 + 2 m_2 + 2 m_3 + m_4) / 6$$

$$P_{t_{n+1}} = P_{t_n} + (n_1 + 2 n_2 + 2 n_3 + n_4) / 6$$

K1, l1, m1, n1 : Konstanta Runge Kutta ke 1

$$k1 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$$

$$l1 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$$

$$m1 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$$

$$n1 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$$

Konstanta Runge Kutta ke 2

$$k2 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k1/2, T_{g_n} + l1/2, T_{p_n} + m1/2, P_{t_n} + n1/2$$

$$m2 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k1/2, T_{g_n} + l1/2, T_{p_n} + m1/2, P_{t_n} + n1/2$$

$$l2 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k1/2, T_{g_n} + l1/2, T_{p_n} + m1/2, P_{t_n} + n1/2$$

$$n2 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k1/2, T_{g_n} + l1/2, T_{p_n} + m1/2, P_{t_n} + n1/2$$

Konstanta Runge Kutta ke 3

$$k3 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k2/2, T_{g_n} + l2/2, T_{p_n} + m2/2, P_{t_n} + n2/2$$

$$l3 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k2/2, T_{g_n} + l2/2, T_{p_n} + m2/2, P_{t_n} + n2/2$$

$$m3 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k2/2, T_{g_n} + l2/2, T_{p_n} + m2/2, P_{t_n} + n2/2$$

$$n3 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k2/2, T_{g_n} + l2/2, T_{p_n} + m2/2, P_{t_n} + n2/2$$

Konstanta Runge Kutta ke 4

$$k4 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k3, T_{g_n} + l3, T_{p_n} + m3, P_{t_n} + n3$$

$$l4 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k3, T_{g_n} + l3, T_{p_n} + m3, P_{t_n} + n3$$

$$m4 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k3, T_{g_n} + l3, T_{p_n} + m3, P_{t_n} + n3$$

$$n4 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_n + k3, T_{g_n} + l3, T_{p_n} + m3, P_{t_n} + n3$$

Data katalis

Sebagai katalis dipakai Bi, Mo, Fe, Co, W, Si, K

Bentuk fisik : Butiran

Diameter : 0,0076 m

Porositas : 0,5

Rapat Massa : 724

Faktor pengotor 0,529 m²sKkJ

Hasil penyelesaian persamaan – persamaan diatas diperoleh hasil berikut ini
Hubungan antara tinggi, konversi, suhu dan tekanan

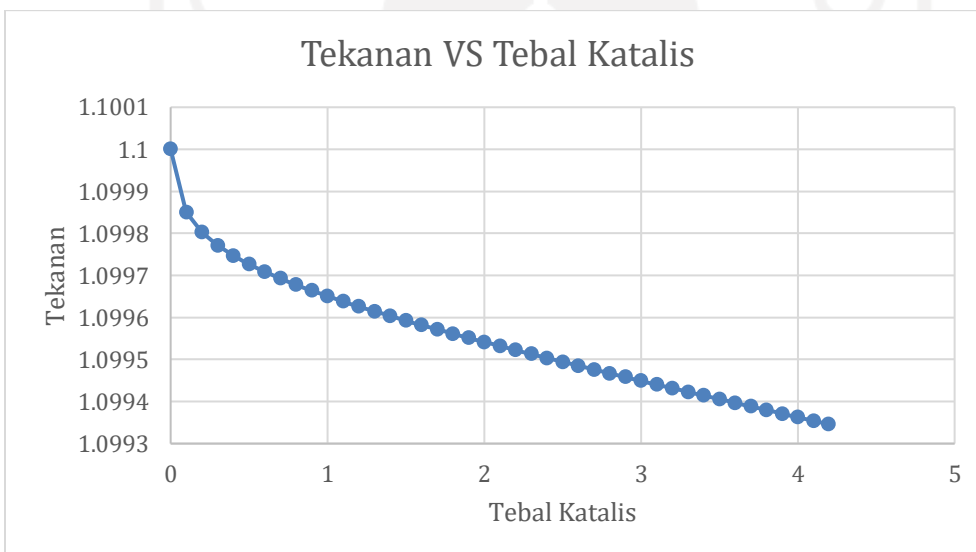
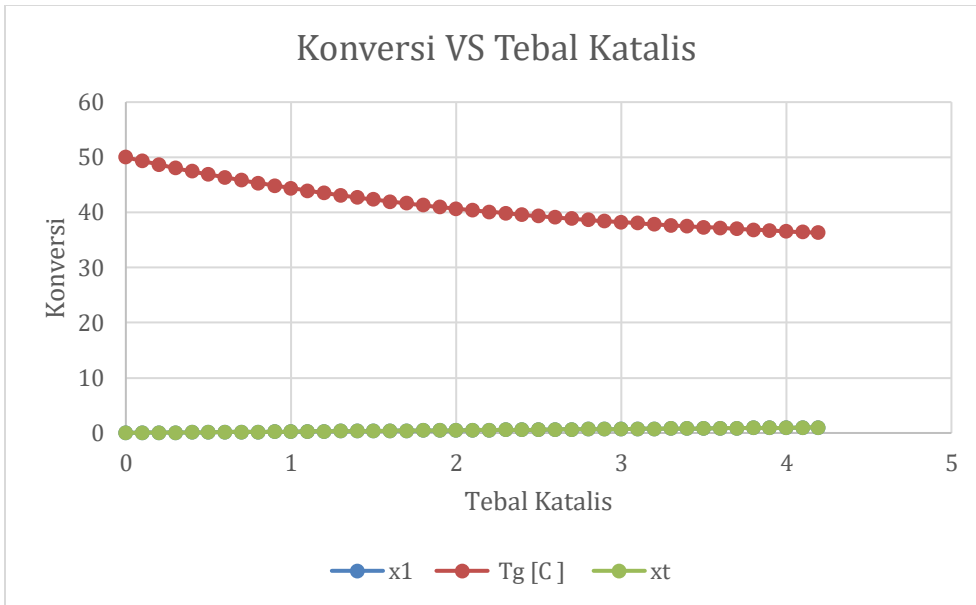
Z	x1	xt	Tg [C]	Tp [C]	Pt [atm]
0	0	0,0000	50	30	1,1
0,1	0,024692187	0,0247	49,32004187	30,11959416	1,099850366
0,2	0,049287531	0,0493	48,66933945	30,23442661	1,099802645
0,3	0,073790929	0,0738	48,04652214	30,34469854	1,099771263
0,4	0,098207048	0,0982	47,45028856	30,45060194	1,099746921
0,5	0,122540341	0,1225	46,87940283	30,55232007	1,099726519
0,6	0,146795054	0,1468	46,33269103	30,65002785	1,099708634
0,7	0,170975238	0,1710	45,80903782	30,74389231	1,099692497
0,8	0,195084759	0,1951	45,30738336	30,83407292	1,09967764
0,9	0,219127306	0,2191	44,82672027	30,92072202	1,099663763
1	0,243106402	0,2431	44,36609093	31,0039851	1,099650656
1,1	0,267025412	0,2670	43,92458474	31,08400119	1,099638172
1,2	0,290887546	0,2909	43,50133572	31,16090311	1,099626199
1,3	0,314695875	0,3147	43,09552015	31,23481782	1,099614653
1,4	0,338453329	0,3385	42,70635432	31,30586666	1,09960347
1,5	0,362162712	0,3622	42,33309248	31,37416564	1,099592596
1,6	0,385826702	0,3858	41,97502486	31,43982569	1,099581991
1,7	0,40944786	0,4094	41,63147579	31,50295288	1,099571618
1,8	0,433028636	0,4330	41,30180199	31,56364866	1,09956145
1,9	0,456571371	0,4566	40,98539084	31,6220101	1,099551463
2	0,480078308	0,4801	40,68165886	31,67813005	1,099541637
2,1	0,50355159	0,5036	40,39005023	31,73209737	1,099531953

2,2	0,526993271	0,5270	40,11003534	31,78399709	1,099522398
2,3	0,550405317	0,5504	39,84110951	31,83391064	1,099512958
2,4	0,573789607	0,5738	39,58279169	31,88191592	1,099503621
2,5	0,597147946	0,5971	39,33462333	31,92808757	1,099494378
2,6	0,620482059	0,6205	39,0961672	31,97249703	1,09948522
2,7	0,643793601	0,6438	38,86700635	32,01521274	1,099476139
2,8	0,667084157	0,6671	38,64674311	32,05630026	1,099467129
2,9	0,690355247	0,6904	38,43499812	32,09582241	1,099458182
3	0,713608328	0,7136	38,23140942	32,13383936	1,099449293
3,1	0,736844797	0,7368	38,03563163	32,17040879	1,099440458
3,2	0,760065994	0,7601	37,8473351	32,20558599	1,099431671
3,3	0,783273206	0,7833	37,66620515	32,23942394	1,099422929
3,4	0,806467667	0,8065	37,49194137	32,27197345	1,099414227
3,5	0,829650562	0,8297	37,32425688	32,30328325	1,099405562
3,6	0,852823026	0,8528	37,16287772	32,33340006	1,099396931
3,7	0,875986154	0,8760	37,0075422	32,36236869	1,099388331
3,8	0,899140993	0,8991	36,85800032	32,39023212	1,09937976
3,9	0,922288551	0,9223	36,71401321	32,41703162	1,099371213
4	0,945429796	0,9454	36,57535262	32,44280675	1,09936269
4,1	0,96856566	0,9686	36,44180035	32,4675955	1,099354189
4,193	0,990077969	0,9901	36,32199829	32,48979578	1,099346299

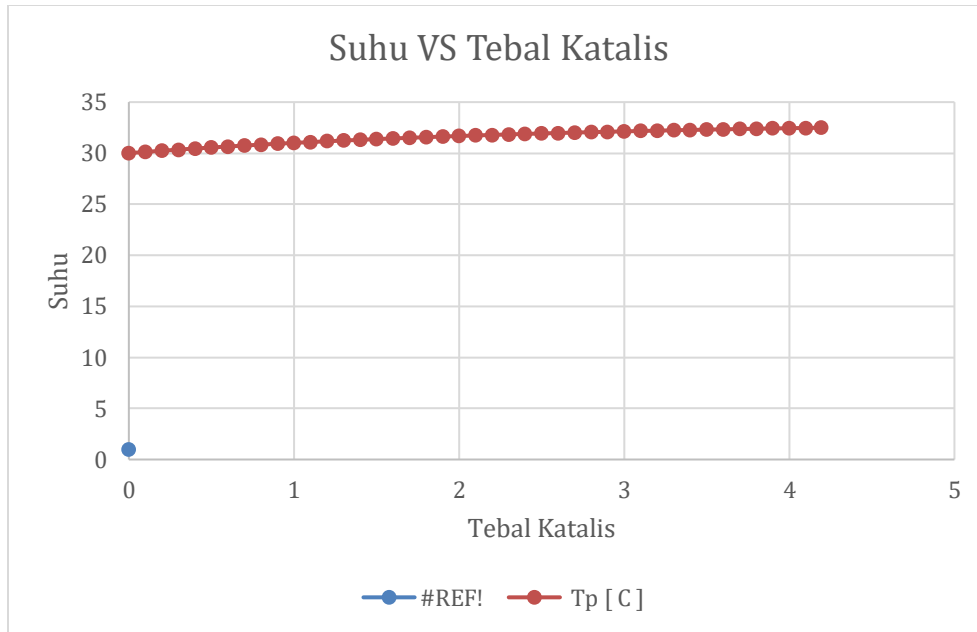
Dipilih,

Konversi ke 1 : 0,9901





الجمعة الائمة الاندية



Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
C ₂ H ₄ O ₂	60,0400	9560,8107	159,2407	956,0811	15,9241
H ₂ O ₂	34,0200	16252,1042	477,7221	11376,4729	334,4054
H ₂ O	18,0200	16854,0340	935,2960	19436,5994	1078,6126
C ₁₈ H ₁₈ O ₃ S	314,1800	50030,2381	159,2407	50030,2381	159,2407
C ₂ H ₄ O ₃	76,0400	0	0	10897,7955	143,3166
Total		92697,1870	1731,4994	92697,1870	1731,4994

Ukuran pipa
 Diameter luar pipa = 0,0605 m
 Diameter dalam pipa = 0,0525 m
 Jumlah pipa = 100 batang
 Susunan = Square
 Diameter selongsong = 0,8350 m

Baffle jenis segmental
 Jarak antara baffle = 0,1669 m

Tebal tumpukan katalis = 4,193 m
Suhu liquid masuk = 50 °C
Suhu liquid keluar = 36,32 °C

Suhu pendingin masuk = 30 °C
Suhu pendingin keluar = 32,49 °C
Massa pendingin = 500000 kg
Tekanan masuk = 1,1 atm
Tekanan keluar = 1,0993 atm
Pressure drop = 0,0007 atm

Kapasitas perpipa = Kecepatan massa total / jumlah pipa = 926,9719 kg/jam

4. Perhitungan lengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari :

- a. Tabel dinding selongsong
Tebal dinding selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principle, Practice dan Economics of Plant and Process Design, (2008), Mc. Graw Hill, hal 986

$$ts = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f \varepsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dimana,

C' : Faktor korosi [m]

fall : Allowable stress [Pa]

I_{ds} : Diameter dalam selongsong [m]

T_s :Tebal dinding selongsong [m]

I_{ds} : Diameter selongsong [m]

I_{ds} = 0,8350 m

Tekanan perancangan

Dirancang : Selongsong mampu menahan tekanan 50% lebih dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London (1999), hal 17)

P_{design} = 167186,25 Pa

P_{gauge} = 65861,25 Pa

Bahan konstruksi

Allowable stress, fall : 15700 psi

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principle, Practice dan Economics of Plant and Process Design", hal 982)

$$F_{all} = 108217857,1 \text{ Pa}$$

$$C' = 0,003175 \text{ m}$$

Efisiensi sambung

$$\varepsilon = 90\%$$

$$T_s = 0,003316 \text{ m} = 3,31614 \text{ mm}$$

b. Tutup reactor (head)

Dipilih jenis

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P_{gauge} \cdot I_{ds}}{4 \cdot F_{all} - 0.4 \cdot P_{gauge}} + C' \quad \text{Sinnott, hal 990}$$

Dimana,

C' : Faktor korosi [m]

F_{all} : Allowable stress [Pa]

I_{ds} : Diameter dalam selongsong [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

T_h : Tebal penutup [m]

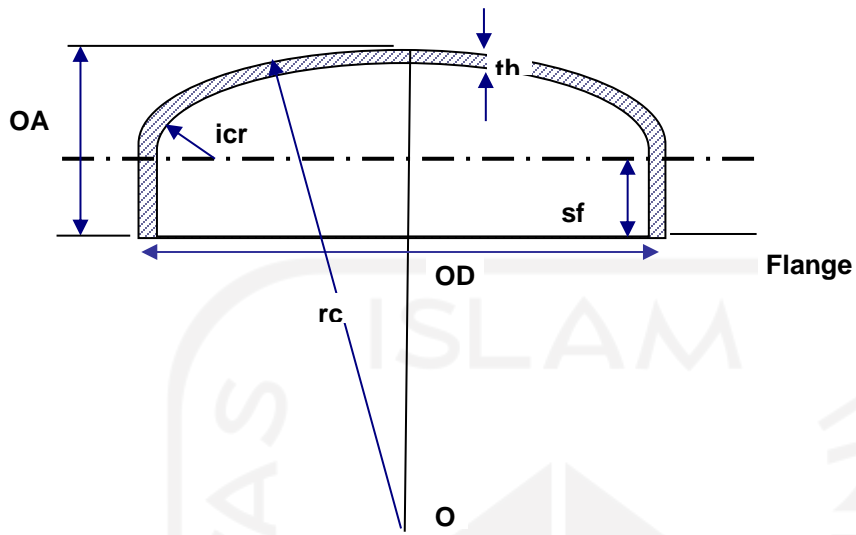
Tekanan operasi = 1,1 atm

Tekanan perancangan = 1,32 atm

Tekanan alat ukur = 0,3067 atm = 31076,38 Pa

$T_h = 0,003235 \text{ m} = 3,2345 \text{ mm}$

c. Tinggi penutup



Keterangan :

Icr : Jari – jari sudut internal [m]

Rc : jari – jari kelengkungan [m]

Sf : flange lurus [m]

Th : Tebal penutup [m]

OA : Tinggi penutup [m]

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

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

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, Process Equipment Design (1959) John Willey and son, New York

Nilai sf berkisar antara 1,5 in sampai 2 in

Dipilih sf = 0,0508 m

R = ids = 0,8350 m

Icr = 0,01428 m

BC = 0,8207 m

AB = 0,4032 m

OA = 0,1742 m

Tinggi total

$H_{\text{Total}} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Ballast} + 2 \times \text{Tinggi Head}$

Tinggi Ballast = 2,5 in = 0,0635 m

Tinggi Total = 4,3265 m

Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator suhu udara,

$T_u = 303 \text{ K}$

Dirancang : Suhu dinding luar isolator, $T_i = 313 \text{ K}$

Bahan isolator : Dipilih Glass fiber

Pilihan bahan isolator didasarkan :

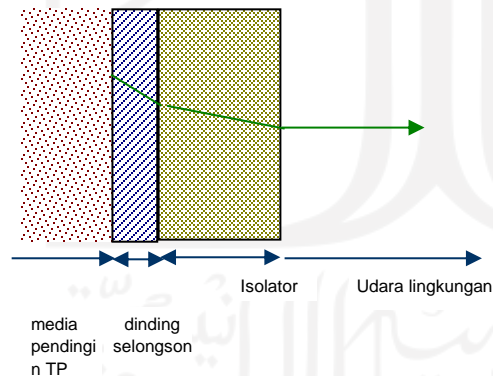
1. Suhu operasi
2. Konduktivitas thermal yang kecil

$k_{th} = 0,043 \text{ W/mK}$

Cengel, J., Heat Transfer, (2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20

Konduktivitas Thermal Baja, $k_{ths} = 80,2 \text{ W/mK}$

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan



X_s : Tebal dinding selongsong [m]

X_i : Tebal dinding isolator [m]

T_p : Suhu media pendingin [K]

$T_{s'}$: Suhu permukaan dalam selongsong [K]

$T_{s''}$: Suhu permukaan luar selongsong [K]

T_i : Suhu dinding luar isolator [K]

T_u : Suhu udara lingkungan [K]

Asumsi :

Suhu permukaan dinding dalam selongsong = Suhu media pendingin

Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan
 - a. Perpindahan kalor secara konveksi :

$$qc = hc (ti - tu)$$

hc : Koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan
[kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan :
Koefisien perpindahan kalor

ti : Suhu isolator dalam = 104 F

tu : Suhu udara lingkungan = 86 F

Qc : 0,03504 kJ/m²sK

xs : Tebal dinding selongsong = 0,00332 m

Kths : Konduktivitas thermal baja = 80,2 W/mK

Kthi : Konduktivitas thermal isolator = 0,000043 kJ/msK



PERANCANGAN REAKTOR – 02

Fungsi : Mereaksikan Soybead Oil dengan Asam Perasetat menghasilkan Epoxiedzed dan Asam Asetat

Jenis : Reaktor Aliran Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 50 °C

Sifat Reaksi : Ekstotermis

Reaksi Utama :



Reaksi Samping :



A. Kinetika Reaksi

Diketahui nilai dari masing – masing persamaan arhenius yaitu :

$$A = 1,37\text{E}+07 \text{ L/mol.min}$$

$$E = 62173,54 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/K.mol}$$

$$T = 50 \text{ °C} = 323,5 \text{ K}$$

Maka dari persamaan Arrhenius yaitu :

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

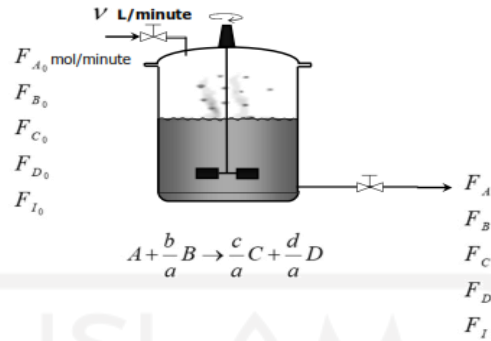
Didapat nilai $k = 2 \text{ min}^{-1}$

B. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor :

Asumsi :

1. Isotermal
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetric tetap
4. *Steady state*



Gambar 1. Skema Reaktor Aliran Tangki Berpengaduk (RATB)
(Rate of Flow of Input) – (Rate of Flow of Output) – (Rate of Reaction) = Rate of Acc

$$F_{AO} \cdot X = F_{AO} - F_A$$

$$F_{AO} - F_A - (-ra) V = 0$$

$$F_{AO} \cdot X = (-ra) V$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{(-ra)}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot ((C_{AO}(1 - X)) \cdot (C_{BO} - C_{AO} \cdot X))}$$

Sehingga diperoleh V sebesar 846,8832 m³

PERANCANGAN REAKTOR

A. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

No.	Komponen	BM	flow (kmol/jam)	flow (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	fv (m ³ /jam)	fv (L/jam)
1	C2H4O2	60,0400	15,9241	956,0811	1016,7765	0,9403	940,3060
2	H2O2	34,0200	334,4054	11376,4729	1413,9552	8,0459	8045,8508
3	C2H4O3	76,0400	143,3166	10897,7955	1282,6000	8,4966	8496,6439
4	H2O	18,0200	1960,2923	35324,4666	1004,4285	35,1687	35168,7207
5	C18H18O3S	314,1800	159,2407	50030,2381			
6	NaOH	40,0100	257,9699	10321,3760	1900,5978	5,4306	5430,5944
7	C18H32O2	280,3200	143,3166	40174,5137	885,4140	45,3737	45373,7036
	Total	822,6300	3014,4656	159080,9439	7503,7721	103,4558	103455,8194

Perancangan ini menggunakan 1 reaktor dengan volume reaktor sebesar :

$$V_{\text{shell}} = 141,1472 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = 169,3766 \text{ m}^3$$

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)

$$D = 5,9978 \text{ m}$$

$$D = 236,1354 \text{ in}$$

$$D = 19,6779 \text{ ft}$$

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

$$H = 1,5 X D$$

$$H = 8,9968 \text{ m}$$

$$H = 354,203 \text{ in}$$

$$H = 29,5169 \text{ ft}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0106 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,3734 \text{ ft}^3$$

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

Dipilih sf =

$$V_{sf} = 0,0124 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 0,1340 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{Head} = 0,0460 \text{ m}^3$$

$$V_{Head} = 1,0148 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{reaktor} = 169,4227 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = 5983,1623 \text{ ft}^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam Shell

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times \text{Volume head}$$

$$= 2,3025 \text{E-}02 \text{ m}^3$$

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

$$= 169,3536 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam shell :

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

$$h = 5,9970 \text{ m}$$

$$h = 19,6752 \text{ ft}$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = V_{shell} - V_h - V_{sf}$$

$$= 169,2951 \text{ m}^3$$

Menghitung Tebal Shell (ts)

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

(Brownell & Young, 1959, p.254)

Dimana:

$$r = 0,5 \times \text{Diameter tangki} = 118,0677 \text{ in}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 90\%$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,125$$

$$F = \text{Tegangan yang diijinkan} = 15.700 \text{ psia}$$

Sehingga, didapatkan nilai ts :

$$ts = 0,2434 \text{ in, digunakan tebal standar } 1/2 \text{ in maka:}$$

$$t_s = 0,2500 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{ID Shell} = 236,1354 \text{ in}$$

$$\text{OD Shell} = 236,8021 \text{ in}$$

$$\text{OD Standart} = 240 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 14,4375 \text{ in}$$

$$r = 240 \text{ in}$$

$$E = 90\%$$

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

$$f = 15.700 \text{ psi}$$

(Brownell & Young, 1959)

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

Bahan konstruksi : *Hastelloy* (Brownell & Young, 1959, p.342)

Bentuk head : *Torispherical Flanged & Dished Head* (Brownell & Young, 1959, p.87)

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

(Brownell & Young, 1959, p.138)

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

$$w = 1,7693$$

$$th = 0,2028 \text{ in}$$

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

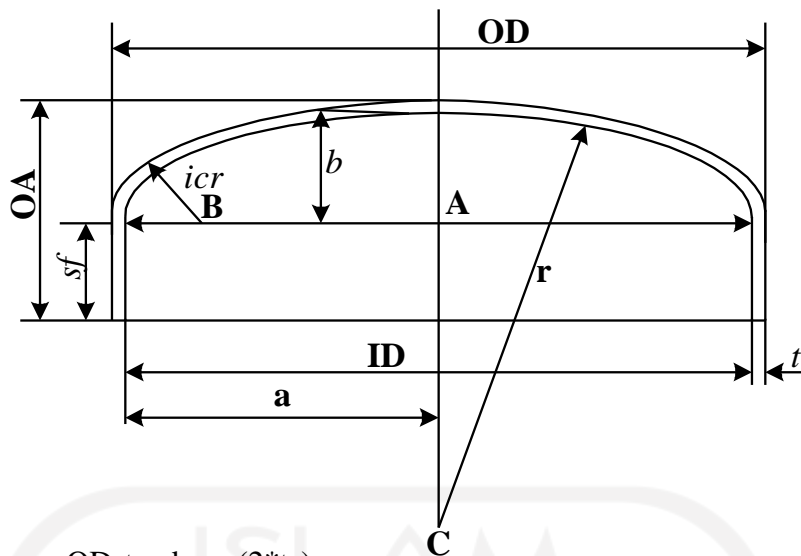
$$th = 0,25 \text{ menggunakan tebal standar } 1/4 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Reaktor Total

Berdasarkan table 5.8 Brownell & Young 93 diperoleh nilai sf 1 ½ - 3 diambil:

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

$$= 0,0508 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD}_{\text{standar}} - (2 \cdot t_s) \\ &= 239,3333 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= 119,6667 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\ &= 105,2292 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 225,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 199,5126 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 40,4874 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total head (OA)} &= sf + b + th \\ &= 42,4874 \text{ in} \\ &= 1,0284 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell} \\ &= 11,1678 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi ;

$$\text{Toperasi} = 50^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1,5684\text{E}+01 \text{ Cp}$$

$$\rho = 1123,1046 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 70,1132 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0,0025 \text{ lb/in}^3 \\
 \text{V cairan} &= 169,3536 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dipilih jenis *flat six blade turbine with disk*, karena turbin ini dapat digunakan dengan kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental, sehingga berdasarkan *Brownell & Young* p. 507 diperoleh data :

$$\begin{aligned}
 \text{Dt/Di} &= 3 \\
 \text{Zl/Di} &= 3,9 \\
 \text{Zi/Di} &= 1,3 \\
 \text{Wb/Di} &= 0,17 \\
 \text{L/Di} &= 0,25 \\
 \text{Dt} &= 236,1354 \text{ in} \\
 \text{Jumlah Baffle} &= 4 \text{ (terpisah } 90^\circ \text{ satu sama lain)} \\
 \text{Jumlah sudut} &= 6 \\
 \text{Di} &= \text{Diameter pengaduk} \\
 \text{Dt} &= \text{Diameter dalam reaktor} \\
 \text{ZL} &= \text{Tinggi cairan dalam reaktor} \\
 \text{Wb} &= \text{Lebar baffle} \\
 \text{Zi} &= \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki} \\
 \text{L} &= \text{Lebar Pengaduk}
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Dt} &= 236,1354 \text{ in} = 5,9978 \text{ m} \\
 \text{Di} &= 78,7118 \text{ in} = 1,9993 \text{ m} \\
 \text{Zi} &= 102,3253 \text{ in} = 2,5991 \text{ m} \\
 \text{ZL} &= 306,9760 \text{ in} = 7,7972 \text{ m} \\
 \text{L} &= 19,6780 \text{ in} = 0,4998 \text{ m} \\
 \text{Wb} &= 13,3810 \text{ in} = 0,3399 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Impeller

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

$$\begin{aligned}
 \text{WELH} &= \text{tinggi bahan} \times \text{sg} \\
 &= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \\
 &= 11,9556 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sum \text{impeller} &= \frac{\text{WELH}}{D} \\
 &= 1,9933 \text{ m}
 \end{aligned}$$

= 2 pengaduk

Menghitung Putaran Pengaduk

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

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

$$N = 50,3733 \text{ rpm}$$
$$= 0,8395 \text{ rps}$$

Jenis motor dipilih : *fixed speed belt*

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

Kecepatan standar pengaduk = 190 rpm

$$= 3,1667 \text{ rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 1123,1046 \text{ kg/m}^3 = 70,1132 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 15,6838 \text{ Cp} = 0,0105 \text{ lb/ft.s}$$

$$Di = 6,5593 \text{ ft}$$

$$N = 3022,3973 \text{ rps}$$

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

$$Re = 865085553,0974$$

$$Pa = N_p \cdot P \cdot Ni^3 \cdot Di^3$$

$$Pa = 7974393,038 \text{ Watt}$$

$$= 106,9384 \text{ hP}$$

Maka, berdasarkan peters hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 80%:

Sehingga, nilai P = 133,6730 hP

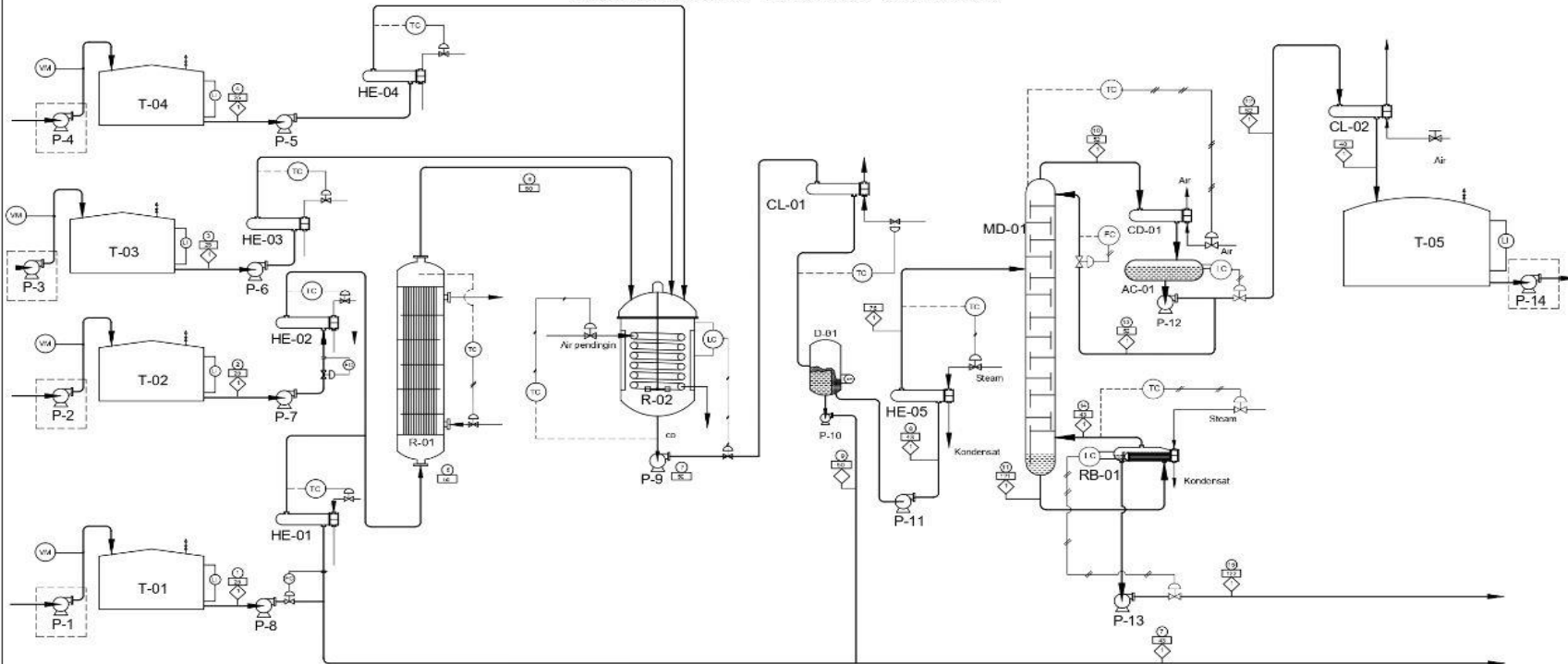
Dipilih power standar P = 150 hP

(Berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p.



LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN OIL DARI MINYAK KEDELAI KAPASITAS :300.000 ton/tahun



MURACA MASSA (kg/m ³)											
KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
C ₁₈ H ₃₄	8980,811			8980,811	898,081	1796,927				1796,927	
H ₂ O		10292,104		10352,104	11376,473	11278,473				11278,473	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂			40174,514			40174,511	4017,451			4017,451	26777,277
NaOH				10321,378			5678,757			5678,757	
C ₁₈ H ₃₂ O						10887,796	1088,796			1088,796	
H ₂ O	963,574	10292,104	405,303	10462,084	10436,369	19408,555	17416,345			17416,345	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂						38220,822	3820,822			37839,633	382,358
EPH ₂ O ₂ W							9562,572			9562,572	
TOTAL	9857,385	2204,208	40580,371	26973,440	45383,574	42999,040	100050,707	42228,273	88812,362	17878,788	4767,485

Keterangan	Pengertian
TC	Temperature Controller
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
PI	Pressure Indicator
TI	Temperature Indicator
LI	Level Indicator
PS	Pressure Switch
TS	Temperature Switch
LS	Level Switch

Simbol	Pengertian
○	Normal
○	Shut
○	Open
○	Close
○	Fail
○	Lock
○	Interlock

Simbol	Pengertian
○	Normal
○	Shut
○	Open
○	Close
○	Fail
○	Lock
○	Interlock



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS SEPuluh Nopember
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK EPOXIDIZED SOYBEAN OIL
DARI MINYAK KEDELAI
KAPASITAS PRODUKSI : 300.000 ton/tahun

Dibuat oleh: NIM

NAMA : Y. AMELIA KURNIA PUTRI : 18031007
: AULIA LILYAN PUTRI A : 18031018

PERSEMBAH: ADUS TAUFIQ : 18031019
: LAMPIRAN B (LAMPIRAN 1 - 5)