

**PRARANCANGAN PABRIK DIETIL FTALAT
DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN ETANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN**

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



Oleh :

Nama : Brisyela Larriza

Nama : Akmal Ramadhan

NIM : 19521111

NIM : 19521122

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK DIETIL FTALAT DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN ETANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: Brisyela Iarriza

Nama : Akmal Ramadhan

No. Mahasiswa: 19521111

No. Mahasiswa : 19521122

Yogyakarta, 06 September 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian 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.

Tanda tangan




Brisyela Iarriza

NIM. 19521111

Tanda tangan



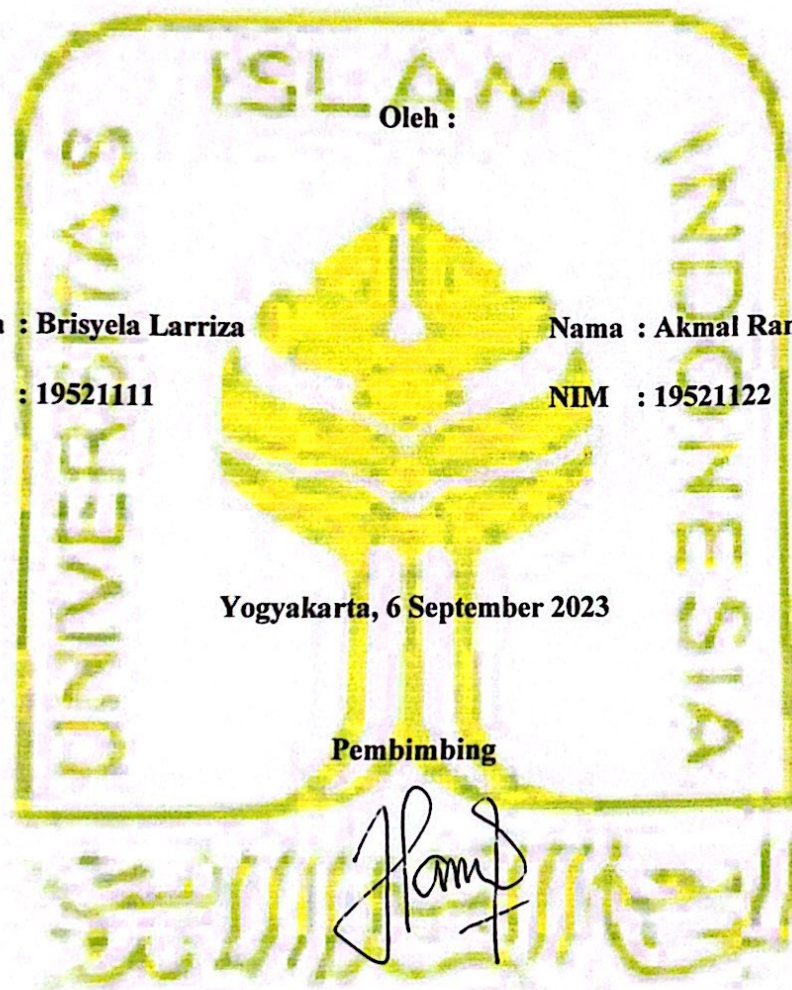

Akmal Ramadhan

NIM.19521122

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK DIETIL FTALAT DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN ETANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK DIETIL FTALAT DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN ETANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Brisyela Larriza

NIM : 19521111

**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, 6 Oktober 2023**

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.T., M.Sc.



Ketua

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



18/10/2023

Anggota I

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



17 Okt 2023

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Dietil Ftalat dari Ftalat Anhidrida dan Etanol Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama kuliah, serta merupakan sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya.
2. Kedua orang tua tercinta yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan dalam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 6 September 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamualaikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta'ala atas segala rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang telah memberikan saya salah satu dari sekian banyak nikmat-Nya, yaitu dapat menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

Tugas Akhir ini tentunya tidak berjalan dengan mulus sesuai harapan. Ada banyak rintangan, kesulitan, serta hal-hal diluar ekspektasi. Namun, dibalik semuanya, Allah Subhanahu Wa Ta'ala menghadirkan segelintir orang-orang baik yang membuat saya kuat dan ada diposisi saat ini. Di lembar persembahan ini, apresiasi terima kasih terbesar dan paling tulus saya berikan kepada :

Papa dan mama tercinta atas segala kasih sayangnya yang selalu mendoakan dan memberikan berbagai dukungan berupa moril dan materi tanpa kekurangan apapun untuk saya hingga di detik ini. Gelar dan posisi yang saya raih saat ini tentunya tidak akan ada mengiringi nama saya jika bukan karena restu, doa, dan usaha dari papa dan mama. Dan juga Mas Rendy Ario, Mba Brigita Nabila, Kak Aldy Hady dan Alana yang senantiasa memberikan semangat, doa untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Alfiqri Anshari, orang yang selalu memberikan kasih sayang, pendapat, wejangan, solusi, semangat, dan doa kepada saya tanpa jeda dari masa perkuliahan hingga perjalanan Tugas Akhir selama menjadi mahasiswa.

Seluruh keluarga besar saya atas seluruh doa-doa baik yang mengalir kepada saya. Semoga doa-doa baik yang dipanjatkan membawa berkah dan dijabah Allah Subhanahu Wa Ta'ala. Aamiin yaa rabbal alaamiin..

Partner Tugas Akhir saya, Akmal Ramadhan yang sudah hadir dan membersamai proses 3/3 S.T saya dari mulai Kerja Praktek, Penelitian, hingga Tugas Akhir. Tentunya ada banyak kendala yang dihadapi, ada berbagai salah paham, banyak jalan penuh lika-liku namun alhamdulillah dapat teratasi dengan baik. Semoga segala ilmu yang didapat dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya. Semoga segala hal dan mimpi yang diimpikan nantinya dijabah oleh Allah Subhanahu Wa Ta'ala.

Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing yang sudah yakin bahwa saya dan partner saya memiliki potensi lebih untuk menyelesaikan TA dengan baik, segala bentuk wejangan dan nasihat yang diberikan selama masa pengerjaan Tugas Akhir.

Dodol Mubarak (Raisa dan Anisya), Clarissa, Icha, dan Nanda. Terimakasih selalu ada baik ketika saya tertawa terbahak-bahak hingga menangis tersedu-sedu. Semua usaha, doa, semangat, motivasi, dan bantuan kalian mungkin tidak akan lekang oleh waktu. Semoga rahasia kita tetap tersimpan dengan baik sebagaimana mestinya.

Sayap Kanan (Ila, Aulia, Lutfi, Jeksen, Apip, Aldo, Adit dan Ega), Acel dan Nana yang selalu menunggu kehadiran saya pulang dari Jogja. Terimakasih atas segala semangat, doa dan selalu menguatkan satu sama lain dari awal kuliah hingga di titik ini.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 serta pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang kerap kali saling mendoakan kelancaran progress perkuliahan satu sama lain, saling memberi informasi. Semoga kita semua menjadi orang yang sukses dan berguna bagi orang lain.

Seluruh teman-teman saya yang tidak dapat saya sebutkan satu-persatu. Terima kasih sudah memberikan doa, semangat kepada saya untuk tetap kuat dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Wassalamualikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 6 September 2023

Brisyela Larriza

LEMBAR PERSEMBAHAN



Assalamualaikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta'ala atas segala rahmah, hidayah, dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang telah memberikan saya salah satu dari sekian banyak nikmat-Nya, yaitu dapat menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia FTI UII. Atas kekuatan yang diberikan-Nya dan ridhonya, saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan Baik.

Tugas Akhir ini tentunya tidak berjalan dengan mulus sesuai harapan. Ada banyak rintangan, kesulitan, serta hal-hal diluar ekspektasi. Namun, dibalik semuanya, Allah Subhanahu Wa Ta'ala menghadirkan segelintir orang-orang baik yang membuat saya kuat dan ada diposisi saat ini. Di lembar persembahan ini, apresiasi terima kasih terbesar dan paling tulus saya berikan kepada :

Ayah Mujiburrahman dan Mama Umroyati dan juga adik saya Salsabila dan Raida Fakhira atas segala kasih sayangnya yang selalu mendoakan dan memberikan berbagai dukungan berupa moril dan materi tanpa kekurangan apapun untuk saya hingga di detik ini. Gelar dan posisi yang saya raih saat ini tentunya tidak akan ada mengiringi nama saya jika bukan karena restu, doa, dan usaha dari ayah, mama, adik adik, dan keluarga besar saya yang senantiasa memberikan semangat, doa untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Untuk Chelcy Arya Savitri orang yang

selalu mendukung, menyemangati serta mengingatkan saya untuk tidak patah semangat dalam mengerjakan Tugas Akhir ini .

Terima kasih untuk partner Tugas Akhir saya, Brisyela Larriza yang sudah hadir dan membersamai proses 3/3 S.T saya dari mulai Kerja Praktek, Penelitian, hingga Tugas Akhir. Tentunya ada banyak kendala yang dihadapi, ada berbagai salah paham, banyak jalan penuh lika-liku namun alhamdulillah dapat teratasi dengan baik. Semoga segala ilmu yang didapat dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya.

Terima kasih Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing yang sudah yakin bahwa saya dan partner saya memiliki potensi lebih untuk menyelesaikan TA dengan baik, segala bentuk wejangan dan nasihat yang diberikan selama masa pengerjaan Tugas Akhir.

Peluk erat untuk keluarga Saya dijogja. Ada (Basisan Kontrakan) Hamel, geza, irham, andyan, fajar, adji, ridho, didit, icam, ma'rup, vito, genta. Ada (SC JAMTEK 2021) hamel, parida, falih, iis, farel, isti, erin, hidayat, fikri, April, Kemal, kharis, ani. Ada (INTI LEM FTI UII 2022) Fauzan, mba vanni, erin, cila, lia. Dan ada dari (temen temen SMA yg Kuliah di jogja) Ahwil, Ab, pitak, dzikri, nabil, Bopak, kiuk, ncek, anggita, azra. Terimakasih sudah hadir dan tetap ada sampai di titik ini. Terimakasih atas segala semangat, doa, tawa, tangis, semua bumbu-bumbu pertemanan yang selalu hadir dalam keseharian saya. Semoga kita bisa bertemu kembali di titik terbaik dengan mimpi kita masing-masing yang sudah terwujud.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 serta pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang kerap kali saling mendoakan kelancaran progress perkuliahan satu sama lain, saling memberi informasi. Semoga kita semua menjadi orang yang sukses dan berguna bagi orang lain.

Wassalamualikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 4 Oktober 2023

Akmal Ramadhan

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN	x
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
DAFTAR LAMBANG / NOTASI/ SINGKATAN	xix
ABSTRAK	xxi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu	19
2.3 Pengendalian Kualitas	22
BAB III PERANCANGAN PROSES	26
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	26
3.2 Uraian Proses	28
3.3 Spesifikasi Alat	30
3.4 Neraca Massa	55
3.5 Neraca Panas	58
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	65
5.1 Lokasi Pabrik	65

5.2	Tata Letak Pabrik.....	69
5.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout).....	72
5.4	Organisasi Perusahaan.....	75
BAB V UTILITAS.....		95
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	98
5.2	Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System).....	102
5.3	Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System).....	102
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	105
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar.....	105
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	106
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....		107
6.1	Evaluasi Ekonomi.....	107
6.2	Penaksiran Harga Peralatan.....	108
6.3	Perhitungan Biaya.....	113
6.4	Analisa Kelayakan.....	122
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....		130
7.1	Kesimpulan.....	130
7.2	Saran.....	131
DAFTAR PUSTAKA.....		132
LAMPIRAN.....		135

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Dietil Ftalat.....	3
Tabel 1. 2 Data Impor Dietil Ftalat	5
Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Dietil Ftalat di dunia	7
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Dietil Ftalat	12
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (R-01) (Jumlah alat = 1).....	30
Tabel 3. 4 Spesifikasi Mixer (M-01) (Jumlah alat = 1).....	32
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>Neutralizer</i> (N-01) (Jumlah alat = 1).....	34
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DC-01) (Jumlah alat = 1)	36
Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) (Jumlah alat = 1).....	37
Tabel 3. 11 Spesifikasi Silo (SL-01) (Jumlah alat = 1).....	39
Tabel 3. 12 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Jumlah Alat = 5).....	40
Tabel 3. 15 Spesifikasi Akumulator (ACC-01) (Jumlah alat = 1)	43
Tabel 3. 16 Spesifikasi Screw Conveyor dan Bucket Elevator.....	44
Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa (Jumlah alat = 9).....	45
Tabel 3. 21 Spesifikasi Heater (Jumlah alat = 4)	49
Tabel 3. 24 Spesifikasi Cooler (Jumlah alat = 2).....	52
Tabel 3. 25 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-01) (Jumlah alat = 1).....	53
Tabel 3. 26 Spesifikasi Reboiler (RB-01) (Jumlah alat = 1).....	54
Tabel 3. 27 Neraca Massa Total.....	55
Tabel 3. 28 Neraca Massa Mixer	56
Tabel 3. 29 Neraca Massa Reaktor	56
Tabel 3. 30 Neraca Massa <i>Neutralizer</i>	57
Tabel 3. 31 Neraca Massa <i>Decanter</i>	57
Tabel 3. 32 Neraca Massa Menara Distilasi.....	58
Tabel 3. 33 Neraca Panas <i>Mixer</i>	58
Tabel 3. 34 Neraca Panas Reaktor	59
Tabel 3. 35 Neraca Panas <i>Neutralizer</i>	59
Tabel 3. 37 Neraca Panas <i>Decanter</i>	60
Tabel 3. 38 Neraca Panas Menara Distilasi	61

Tabel 3. 39 Neraca Panas Heater 1 (HE-01).....	61
Tabel 3. 40 Neraca Panas Heater 2 (HE-02).....	62
Tabel 3. 41 Neraca Panas Cooler 1 (HE-03).....	62
Tabel 3. 42 Neraca Panas Heater 3 (HE-04).....	63
Tabel 3. 43 Neraca Panas Heater 4 (HE-05).....	63
Tabel 3. 44 Neraca Panas Cooler 2 (HE-06).....	64
Tabel 4. 1 Ketersediaan Bahan Baku.....	66
Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah.....	71
Tabel 4. 3 Jumlah dan Gaji Karyawan.....	86
Tabel 4. 7 Jadwal Shift Karyawan.....	91
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	101
Tabel 5. 2 Total Kebutuhan Air.....	101
Tabel 5. 3 Kebutuhan Steam.....	102
Tabel 5. 4 Daya Alat Proses.....	103
Tabel 5. 5 Daya Alat Utilitas.....	104
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	104
Tabel 6. 1 Indeks Harga.....	108
Tabel 6. 2 <i>Pyhsical Plant Cost (PPC)</i>	115
Tabel 6. 3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	115
Tabel 6. 4 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	116
Tabel 6. 5 <i>Working Capital Investment</i>	117
Tabel 6. 6 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	118
Tabel 6. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	119
Tabel 6. 8 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	120
Tabel 6. 9 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	120
Tabel 6. 10 <i>General Expense</i>	121
Tabel 6. 11 <i>Total Production Cost</i>	121
Tabel 6. 12 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	125
Tabel 6. 13 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	125
Tabel 6. 14 <i>Variable Cost (Va)</i>	126
Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	128

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Kapasitas Ekspor Dietil Ftalat	3
Gambar 1. 2 Grafik Kapasitas Impor Dietil Ftalat.....	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kuantitatif.....	26
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kualitatif.....	27
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Dietil Ftalat	65
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout) Skala 1:2000	72
Gambar 4. 3 Tata Letak Pabrik	74
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	77
Gambar 5. 1 Unit Utilitas	96
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat	112
Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi.....	129

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1 Perancangan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.....	136
LAMPIRAN 2 <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	153
LAMPIRAN 3 Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan	154

DAFTAR LAMBANG / NOTASI/ SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Qs	: Kebutuhan Steam, kg
Ms	: Massa Steam, kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
Vt	: Volume tangka, m ³
Qf	: Kecepatan/laju alir volumetric, m ³ /jam
T	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m ³ /jam
π	: Jari – jari, in
P	: Power motor, Hp
Sg	: Spesific gravity
x	: Konversi, %
TC	: Titik kritis, °C
TB	: Titik didih, °C
HV	: Panas penguapan, joile/mol
Vs	: Volume shell, m ³
Vh	: Volume head, m ³
Vt	: Volume total, m ³
Dopt	: Diameter optimal, m ³
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
F	: Normal heating value, Btu/lb

E	: Efisiensi pengelasan
f	: Allowable stress, psia
rc	: Jari – jari dish, in
icr	: Jari – jari sudut dalam, in
W	: Tinggi pengaduk, m
B	: Lebar baffle, m
L	: Lebar pengaduk, m
N	: Kecepatan putaran, rpm
BWG	: <i>Birmingham wire gauge</i>
UD	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada zat pengotor pada HE, Btu/jam ft ² °F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jamft ² °F
Rd	: Faktor pengkotor
η	: Efisiensi
Wf	: Total head, in
P	: Panjang, m
l	: Lebar, m
ts	: Tebal shell, in
th	: Tebal head, in
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °
Fc	: Panas spesifik, Btu/jam ft ² °F
jH	: Heat transfer factor
hi	: Inside film coeficien, Btu/jam ft ² °F
ho	: Outside film coeficien, Btu/jam ft ² °F
LMTD	: Long mean temperature different, °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Nt	: Jumlah tube
BS	: Baffle spacing, in
PT	: Tube pitch, in

ABSTRAK

Dalam industri polimer, salah satu bahan tambahan yang penting adalah *plasticizer*. Dietil ftalat merupakan senyawa organik yang kerap digunakan dalam proses pembuatan *plasticizer*. Pendirian pabrik dietil ftalat memiliki peluang yang besar karena di Indonesia sendiri belum tersedia pabrik yang memproduksi dietil ftalat. Pabrik kimia ini diproses secara esterifikasi menggunakan reaktor jenis tangki alir berpengaduk (RATB) dengan kondisi operasi pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm dengan mereaksikan antara ftalat anhidrida dan etanol dengan bantuan katalis asam sulfat. Pada tahap terakhir, digunakan alat menara distilasi (MD) untuk memurnikan produk hingga 99,5%. Pabrik dietil ftalat dari ftalat anhidrida dan etanol dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, yang akan dibangun di Gresik, Jawa Timur. Pabrik kimia ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam satu tahun dengan jumlah pekerja 172 orang dan membutuhkan bahan baku ftalat anhidrida sebanyak 22.114,3646 ton/tahun bersumber dari PT. Petrowidada di Gresik dan etanol sebanyak 13.268,6078 ton/tahun dari PT. Energi Agro Nusantara di Mojokerto. Kemudian untuk kebutuhan lain seperti asam sulfat dan natrium hidroksida diperoleh dari PT. Toya Indo Manunggal di Kab. Sidoarjo, Jawa Timur. Dalam menunjang proses produksi, diperlukan air untuk proses utilitas dan listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi keuntungan pabrik setelah pajak Rp 224.839.273.966 dengan setiap tahun total penjualan Rp 1.959.926.643.957. Analisa kelayakan dilihat dari nilai *Return of Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 17,48%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 3,9 tahun, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 19,69%, *Break Event Point* (BEP) sebesar 48,53%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 24,97%. Dari parameter kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik dietil ftalat ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Dietil ftalat, Esterifikasi, Etanol, Ftalat anhidrida, *Plasticizer*

ABSTRACT

In the polymer industry, one of the important additives is a plasticizer. Diethyl phthalate is an organic compound that is often used in the process of making plasticizers. The establishment of a diethyl phthalate factory has a great opportunity because in Indonesia itself there are no factories that produce diethyl phthalate. This chemical plant is processed by esterification using a stirred flow tank reactor (RATB) with operating conditions at a temperature of 100°C and a pressure of 1 atm by reacting phthalic anhydride and ethanol with the help of a sulfuric acid catalyst. In the final stage, a distillation tower is used to purify the product up to 99.5%

The diethyl phthalate Plant from phthalic anhydride and ethanol is designed with a capacity of 25,000 tons/year, which will be built in Gresik, East Java. This chemical factory is planned to operate continuously for 330 days in one year with a total of 172 workers and requires phthalic anhydride raw materials of 22,114.3646 tons/year sourced from PT. Petrowidada in Gresik and ethanol as much as 13,268.6078 tons/year from PT. Nusantara Agro Energy in Mojokerto. Then for other needs such as sulfuric acid and sodium hydroxide, they are obtained from PT. Toya Indo Manunggal in Kab. Sidoarjo, East Java. To support the production process, water is needed for the utility process and electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. The feasibility parameter for the establishment of a factory using economic analysis, the factory profit after tax is IDR 224.839.273.966 with total annual sales of IDR 1.959.926.643.957. Feasibility analysis is seen from the value of Return of Investment (ROI) after tax of 17,48%, Pay Out Time (POT) after tax for 3,9 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 19,69%, Break Event Point (BEP) is 48,53%, and Shut Down Point (SDP) is 24,97%. From the feasibility parameters above, it can be concluded that this diethyl phthalate factory is feasible to be established.

Keywords: Diethyl phthalate, Esterification, Ethanol, Phthalic anhydride, Plasticizer

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dietil ftalat dalam industri kimia digunakan sebagai bahan baku *plasticizer* yang berfungsi untuk sintesis plastik, elastomers, dan *organic coatings*. *Plasticizer* merupakan bahan baku tambahan dalam pembuatan plastik yang berfungsi untuk menaikkan kemampuan kerja dan fleksibilitas plastik. Penambahan *plasticizer* dapat menurunkan viskositas leburan dan modulus elastisitas plastik. Di samping itu, *plasticizer* juga digunakan sebagai bahan pembuatan vernis nitrocelulosa, solvent parfum, bahan peledak, insektisida, bahan pengkilap kuku, tinta cetak, dan bahan bakar roket.

Dari kegunaan tersebut dapat diketahui bahwa *plasticizer* banyak digunakan dalam industri polimer dan diperdagangkan cukup luas. Disamping itu, berkembangnya industri polimer menyebabkan kebutuhan dietil ftalat sebagai bahan baku meningkat. Selain itu hasil samping dari pembuatan dietil ftalat menghasilkan monoetil ftalat yang dapat digunakan untuk parfum, *cologne*, deodoran, sabun, sampo, lotion, dan produk perawatan pribadi lainnya, terutama yang mengandung pewangi.

Kebutuhan dietil ftalat pada setiap tahunnya terus meningkat, akan tetapi di Indonesia sendiri, pabrik dietil ftalat belum ada didirikan. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari

beberapa negara seperti United States, India, China, dan negara lain-lainnya.

Dengan didirikannya pabrik dietil ftalat di Indonesia diharapkan dapat mengurangi konsumsi impor sehingga akan meringankan pihak konsumen dalam negeri, selain itu dapat menghemat devisa negara dan juga dapat memacu berdirinya pabrik lain yang menggunakan dietil ftalat sebagai bahan penunjang sehingga dapat membuka lapangan pekerjaan baru. Untuk itu industri dietil ftalat mempunyai prospek yang cukup baik jika dikembangkan di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri terhadap pembuatan berbagai jenis plastik yang tiap tahunnya terus bertambah sehingga perancangan pabrik dietil ftalat merupakan pemikiran yang menarik untuk ditelaah.

Kebutuhan *plasticizer* untuk masa mendatang sangatlah bergantung pada produksi plastik yang ada karena sifat untuk menghilangkan kekakuan dari produk plastik. Melihat banyaknya kegunaan dari dietil ftalat dan penggunaannya yang terus meningkat serta kebutuhan *Plasticizers* yang terus meningkat, maka pendirian pabrik dietil ftalat ini dapat memberi keuntungan dan manfaat bagi industri lainnya, selain itu diharapkan dapat meningkatkan kemajuan Indonesia di sektor industri.

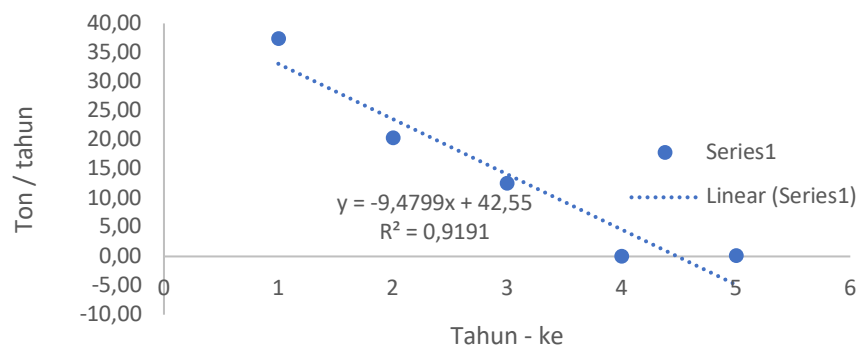
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

1.2.1 Perkembangan Ekspor Dietil Ftalat

Berdasarkan data ekspor dari Badan Pusat Statistik Indonesia dari tahun 2018 – 2022 diperoleh sebagai berikut :

Tabel 1. 1 Data Ekspor Dietil Ftalat

Tahun	Ekspor (ton/thn)
2018	37,44
2019	20,35
2020	12,56
2021	0
2022	0,21



Gambar 1. 1 Grafik Kapasitas Ekspor Dietil Ftalat

Dengan melihat data diatas, nilai ekspor dietil ftalat terbilang sangat kecil. Dikarenakan belum adanya pabrik dietil ftalat di Indonesia, dan untuk memenuhi kebutuhan dietil ftalat di Indonesia kita masih harus mengimpor dari luar negeri.

Untuk menghitung kebutuhan impor dietil ftalat di Indonesia pada beberapa tahun yang akan datang, maka dapat digunakan persamaan garis lurus pada persamaan (1).

$$Y = ax + b \quad (1.1)$$

Keterangan:

y = kebutuhan ekspor dietil ftalat di Indonesia

x = tahun ke-x

a = gradient

b = intercept

Dengan menggunakan persamaan tersebut, maka dapat diketahui kebutuhan ekspor dietil ftalat di Indonesia pada tahun 2027 adalah:

$$Y = -9,4799(10) + 42,55$$

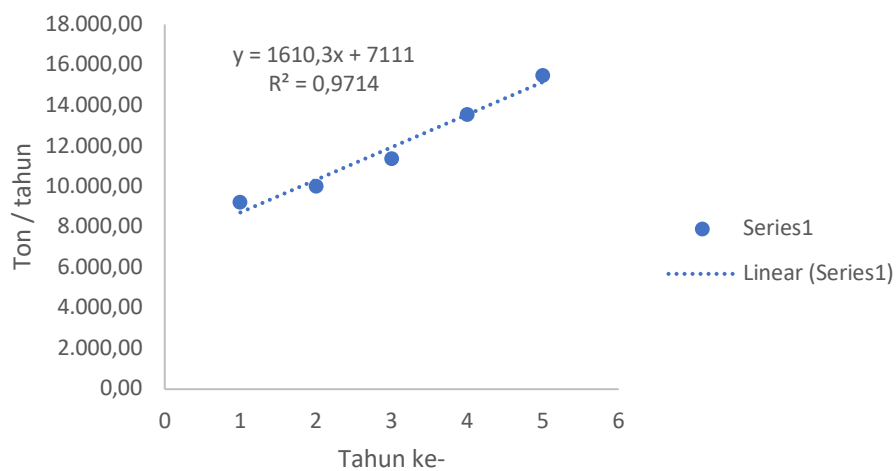
$$= -52,25 \text{ ton} = 0 \text{ ton (tidak terjadi ekspor)}$$

1.2.2 Perkembangan Impor Dietil Ftalat

Berdasarkan data impor dari Badan Pusat Statistik Indonesia, kebutuhan dietil ftalat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri adalah sebagai berikut :

Tabel 1. 2 Data Impor Dietil Ftalat

Tahun	Impor (ton/thn)
2018	9.223,97
2019	10.018,23
2020	11.394,65
2021	13.575,16
2022	15.496,86



Gambar 1. 2 Grafik Kapasitas Impor Dietil Ftalat

Untuk menghitung kebutuhan impor dietil ftalat di Indonesia pada beberapa tahun yang akan datang, maka dapat digunakan persamaan garis lurus pada persamaan (1).

$$Y = ax + b \quad (1.1)$$

Keterangan:

y = kebutuhan ekspor dietil ftalat di Indonesia

x = tahun ke-x

a = gradient

b = intercept

Dengan menggunakan persamaan tersebut, maka dapat diketahui kebutuhan impor dietil ftalat di Indonesia pada tahun 2027 adalah:

$$Y = 1610,3(10) + 7111$$

$$= 23.214 \text{ ton}$$

1.2.3 Perkembangan Konsumsi Dietil Ftalat di Indonesia

Dietil ester umumnya dikenal sebagai pemlastis ftalat sejauh ini merupakan jenis pemlastis yang paling banyak diproduksi dan dikonsumsi di dunia. Ftalat menyumbang lebih dari 78% dari konsumsi *plasticizer* dunia pada tahun 2012. 38% dari konsumsi dunia pada tahun 2012 diraih oleh China, disusul dengan negara-

negara Asia dengan wilayah konsumen *plasticizer* terbesar kedua yaitu pada rentang 21%, diikuti oleh Eropa Barat sebesar 16% dan Amerika Utara sebesar 13%. Permintaan *plasticizer* di dunia rata-rata mengalami peningkatan 1-2,4 % per tahun (*plastemart.com*). Menurut *plastemart.com*, 2022 konsumsi *plasticizer* di Indonesia diestimasikan sebanyak 12.910 ton.

1.2.4 Kapasitas Produksi Pabrik Dietil Ftalat di Dunia

Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Dietil Ftalat di dunia

No	Pabrik	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Jinan Yudong Trading Co., Ltd	China	7000
2.	Hubei XinRunde Chemical	China	12000
3.	Foshan Nanhai Zhongnan Pharmaceutic	China	33000
4.	A.B. Enterprises	India	33000

Kapasitas dalam industri merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik, hal ini perlu dilakukan untuk mengetahui perhitungan baik secara teknis maupun ekonomis. Meskipun secara teori semakin besar kapasitas pabrik

memungkinkan untuk memperoleh keuntungan yang lebih besar, akan tetapi jika kapasitas pabrik terlalu besar maka perlu diperhatikan dalam hal pemasaran.

Penentuan kapasitas berdasarkan data Berdasarkan data impor dan ekspor, dapat ditentukan besarnya peluang produksi dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Supply} = \text{Jumlah Impor} + \text{Jumlah Produksi}$$

$$\text{Demand} = \text{Jumlah Ekspor} + \text{Jumlah Konsumsi}$$

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

Maka, diperoleh hasil perhitungan yaitu :

$$\text{Peluang} = (0 + 12.910) - (23.214 + 0)$$

$$\text{Peluang} = 10.304 \text{ ton}$$

Jika ditinjau dari kebutuhan dalam negeri yang cukup tinggi, maka peluang untuk mendirikan industri dietil ftalat cukup menjanjikan. Maka dengan dasar perkiraan diatas, pabrik didirikan dengan kapasitas 25.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengingat permintaan dietil ftalat di dalam negeri cukup besar.

1.3 Tinjauan Pustaka

Dietil ftalat didapatkan dengan cara mengesterifikasi ftalat anhidrida dengan alkohol dengan adanya katalis asam sulfat, dietil ftalat juga merupakan senyawa organik (ester) dengan nama lainnya yaitu dietil ester ftalat yang mempunyai rumus kimia $C_6H_4(COOC_2H_5)_2$ yang pada kondisi

normal merupakan cairan kental, tidak mudah menguap, tidak mengeluarkan bau, sedikit larut dalam air dan sedikit larut dalam minyak nabati, larut dalam etanol serat memiliki sifat yang cukup stabil. (Faith and Keyes, 1952).

Dietil ftalat akan sangat berbahaya jika terbakar karena senyawa ini akan terurai dan melepaskan gugus ftalat. Untuk itu dalam proses penyimpanannya harus dijauhkan dari api, panas dan matahari karena memiliki sifat mudah terbakar.

1.2.5 Pemilihan Proses

Dalam pembuatan suatu ester ialah hanya melalui proses esterifikasi. Esterifikasi adalah salah satu jenis dalam makna reaksi kimia, dimana terjadi pembentukan senyawa ester melalui prekursor dan mekanisme tertentu. Reaksi esterifikasi merupakan reaksi umum yang banyak digunakan dalam berbagai industri seperti industri parfum, industri tekstil, polimer, dan lain-lain.

Esterifikasi merupakan reaksi antara asam karboksilat atau turunannya dengan alkohol melalui pelarut air yang menghasilkan produk hasil reaksi berupa senyawa ester. Senyawa ester yang terbentuk tergantung dari asam karboksilat dan alkohol yang digunakan sebagai prekursor.

Dalam reaksi ini, prekursor berarti bahan yang digunakan untuk bereaksi yaitu asam karboksilat dan juga alkohol. Kedua senyawa ini merupakan senyawa organik dasar yang memiliki

struktur tertentu dan memungkinkan terjadinya reaksi antar kedua senyawa ini.

Pada proses pembuatan dietil ftalat sendiri menggunakan proses esterifikasi, namun proses esterifikasi ada beberapa macam, yaitu :

1. Esterifikasi dengan Asam Karboksilat (Fischer)

Pembuatan ester dengan asam karboksilat dan alkohol merupakan cara yang paling umum dan paling sering dilakukan dalam pembuatan ester. Reaksi ini juga disebut dengan reaksi Fischer karena yang pertama kali menemukan reaksi ini adalah Fischer.

Pada reaksi ini digunakan katalis berupa asam (biasanya asam sulfat pekat) dengan diikuti proses pemanasan pada reaksinya (biasanya menggunakan proses refluks). Dalam prosesnya, asam karboksilat dan alkohol dengan jumlah tertentu secara stoikiometrik akan dipanaskan secara bersamaan dengan ditambah katalis asam untuk mempercepat laju reaksi.

Pemanasan dilakukan dengan proses refluks dimana pada proses ini terjadi penguapan dan pencairan kembali sehingga akan menghasilkan larutan homogen yang mempercepat reaksi.

Kebutuhan katalis asam sulfat sebanyak 2 % dari berat ftalat anhidrida. Reaksi terjadi pada kondisi operasi suhu 100°C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 1 sebesar 100% dan konversi

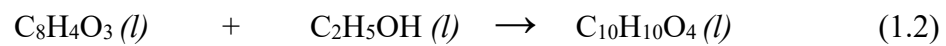
reaksi 2 sebesar 90%, dijalankan di dalam reaktor Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Perbandingan mol antara ftalat anhidrida dan etanol yaitu 1 : 2,7.

(U.S Patent No. 2618651, 1952),

(Ullman, 2003)

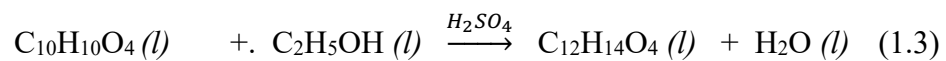
Reaksi pembentukan dietil ftalat dengan reaksi esterifikasi adalah sebagai berikut :

Reaksi (1):



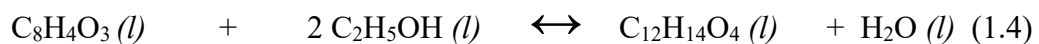
Ftalat Anhidrida Etanol Monoetil Ftalat

Reaksi (2):



Monoetil Ftalat Etanol Dietil Ftalat Air

Reaksi pembentukan dietil ftalat, dapat disederhanakan dengan cara dikurangi sehingga dapat dinyatakan sebagai berikut:



Ftalat Anhidrida Etanol Dietil Ftalat Air

(Ullmann, 2003)

2. Esterifikasi menggunakan katalis sodium bisulfat

Proses ini sama dengan di atas, yaitu mereaksikan antara etanol dan ftalat anhidrida tetapi dengan sodium bisulfat sebagai katalis. Kebutuhan katalis sodium bisulfat sebanyak 2% berat ftalat anhidrida. Katalis tidak di jual di Indonesia, jadi harus impor dari luar negeri (India dan China). Kondisi suhu reaktor 110°C. Dengan konversi yang dihasilkan sebesar 85%.

Pemilihan proses yang akan dipilih ditinjau dari segi teknis dan ekonomis membandingkan katalis asam sulfat dan sodium bisulfat, ditunjukkan pada Tabel berikut :

Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Dietil Ftalat

No	Parameter	Proses 1	Proses 2
1	Fase Reaksi	Fase Cair ***	Fase Cair ***
2	Reaktor	100-165°C ***	110°C ****
3	Konversi	90% *****	85% ***
4	Suhu operasi	100-165°C ***	110°C ****
5	Parameter	Proses 1	Proses 2
6	Tekanan	1-7 atm**	4 atm***
7	Katalis	Asam sulfat(lebih kuat) ****	Sodium bisulfat ***
8	Kebutuhan katalis	2 % dari berat Ftalat Anhidrida ***	2 % dari berat Ftalat Anhidrida ***
9	EP	486,61 \$/kmol ***	486,61 \$/kmol ***
10	Harga katalis	\$ 0,35 / kg ****	\$ 0,5 / kg **
Jumlah		30 *	28 *

Keterangan :

***** = Sangat baik

**** = Baik

*** = Cukup Baik

** = Buruk

* = Sangat Buruk

Berdasarkan pertimbangan di atas, didapatkan jumlah bintang dengan proses 1 yang menggunakan katalis asam sulfat sebesar 30 bintang dan proses 2 yang menggunakan katalis sodium bisulfat sebesar 28 bintang. Oleh karena itu, dalam prarancangan pabrik ini digunakan katalis asam sulfat.

1.2.6 Spesifikasi Kegunaan Produk

Dietil ftalat memiliki peran yang sangat penting dalam dunia industri seperti :

- Berguna dalam proses *cellulose acetate* sebagai *plasticizer*, *Plasticizer* berfungsi agar bahan yang dihasilkan memiliki kelenturan yang baik.
- Berperan dalam pembuatan dope.
- Memiliki fungsi sebagai *fixative* dalam industri *essense* dan *flavor*, dimana *fixative* ini berfungsi untuk membuat *essense* atau *flavor* bisa bertahan dalam substrat. (Kamrin and Mayor, 1991)

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tujuan dari tinjauan termodinamika adalah untuk mengetahui reaksi dapat berjalan secara spontan atau tidak dan reaksi tersebut bersifat endotermis atau eksotermis dilihat dari perhitungan energi Gibbs dan panas reaksi.

Data-data yang digunakan untuk melakukan tinjauan termodinamika yaitu entalpi panas pembentukan dan energi Gibbs pada masing-masing bahan baku dan produk.

1. Menghitung panas pembentukan reaksi pada suhu 298 K

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}\Delta H_R(298 K) &= \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{reaktan} & (1.5) \\ &= \Delta H_{\circ f} \text{MEP} - (\Delta H_{\circ f} \text{PA} + \Delta H_{\circ f} \text{ET}) \\ &= (-663 - ((-393,130) + (-235))) \text{ kJ/mol} \\ &= -34,870 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}\Delta H_R(298 K) &= \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{reaktan} \\ &= (\Delta H_{\circ f} \text{DEP} + \Delta H_{\circ f} \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_{\circ f} \text{ET} + \Delta H_{\circ f} \text{MEP}) \\ &= (-688,300 + (-241,800)) - (-235 + (-663)) \text{ kJ/mol} \\ &= -32,000 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Dari perhitungan panas reaksi pembentukan menunjukkan bahwa $\Delta H_{R(298\text{ K})}$ reaksi 1 dan 2 bernilai negatif sehingga terbukti reaksi ini merupakan reaksi eksotermis atau reaksi yang menghasilkan panas sehingga membutuhkan pendingin.

2. Menghitung energi bebas Gibbs reaksi pada suhu 298 K

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ (298\text{ K}) &= \Sigma \Delta G^\circ_f \text{produk} - \Sigma \Delta G^\circ_f \text{reaktan} && (1.6) \\ &= \Delta G^\circ_f \text{MEP} - (\Delta G^\circ_f \text{PA} + \Delta G^\circ_f \text{ET}) \\ &= (-526) - (-386,430 + (-168,290)) \text{ kJ/mol} \\ &= -28,720 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi 2 :

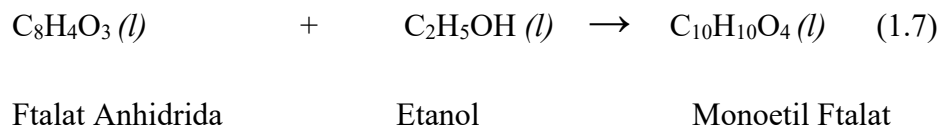
$$\begin{aligned}\Delta G^\circ (298\text{ K}) &= \Sigma \Delta G^\circ_f \text{produk} - \Sigma \Delta G^\circ_f \text{reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{DEP} + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^\circ_f \text{ET} + \Delta G^\circ_f \text{MEP}) \\ &= (-495 + (-228,6)) - (-168,290 + (-526)) \text{ kJ/mol} \\ &= -28,320 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Didapat $\Delta G^\circ < 0$ sehingga kedua reaksi berlangsung secara spontan.

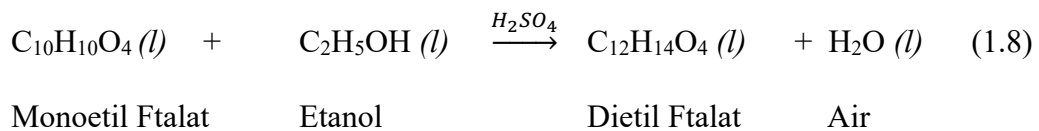
1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan dietil ftalat yang terjadi dapat dituliskan dengan persamaan reaksi sebagai berikut :

Reaksi (1) :



Reaksi (2):



Dalam eksperimen melakukan esterifikasi ftalat anhidrida dengan etanol dan katalis asam sulfat dengan jumlah katalis yang digunakan yaitu 2% dari berat ftalat anhidrida. Reaksi dijalankan pada fase cair – cair dengan suhu 100 °C dengan perbandingan mol ftalat anhidrida dan etanol sebesar 1 : 2,7. (Skrzypek et al., 1994)

Reaksi pertama berlangsung cepat tanpa katalis dan terkonversi seluruhnya (konversi 100% terhadap ftalat anhidrida). Sementara pada reaksi kedua berjalan lebih lambat dan memerlukan bantuan katalis dengan konversi 90% terhadap monoetil ftalat. Maka reaksi yang digunakan dalam tinjauan ialah reaksi kedua sebagai reaksi kontrol.

Reaksi pembentukan dietil ftalat merupakan reaksi esterifikasi orde 2. Persamaan konstanta kecepatan reaksi ditentukan dari percobaan atau eksperimen. Berikut ini merupakan konstanta kecepatan reaksi :

$$k_{\tau} = 2,1 \cdot 10^{-5} - 0,0008896C + 1,228 \cdot 10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right] \left[\frac{10^{15,184909 - \frac{4.515,8672}{T}}}{10^5 \cdot 0,012058} \right]$$

$$k = 0,8579 \text{ dm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ min}^{-1}$$

Dimana :

k_{τ} = Konstanta laju reaksi

C = Persentase berat asam sulfat terhadap umpan

B/M = Perbandingan mol alkohol dengan monoester

T = Suhu (K)

(Groggins P.H., 1958)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Produk Utama

1. Dietil Ftalat

Sifat Fisik

Bentuk	: <i>Oily liquid</i>
Warna	: Tidak Berwarna/bening
Rumus molekul	: $C_{12}H_{14}O_4$
Wujud	: Cairan
Bau	: Tidak Berbau
Kemurnian	: 99,5%
Impuritas	: Monoetil Ftalat 0,50%
Berat Molekul	: 222.24 g/mol
<i>Solubility in water</i>	: 0.0108 g/100g
Titik Didih	: 295 C
Titik Lebur	: -40.5 C
Titik Nyala	: 161.1 C
Berat Jenis	: 1.12 g/cm ³
Korosivitas	: Korosif

(Yaws,C,1999)

2.1.2 Produk Intermediet

1. Monoetil Ftalat

Sifat Fisik

Bentuk	: <i>Liquid</i>
Rumus Molekul	: $C_{10}H_{10}O_4$
Berat Molekul	: 194,19 g/mol
Densitas	: 1,12 g/cm ³
Titik Didih	: 297 °C (760 mmHg)
Korosivitas	: Korosif
Kemurnian	: 99,5%

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu

2.2.1 Bahan Baku

a. Ftalat Anhidrida (PT. Petrowidada, 2022)

Sifat Fisik (Science Lab.com, 2013)

Bentuk	: Kristal putih
Wujud	: Padatan
Rumus molekul	: $C_8H_4O_3$
Kemurnian	: 99,7%
Impuritas	: Air 0,3%
Berat Molekul	: 148,13 g/mol
Titik Didih	: 295 °C
Titik Leleh	: 131 °C

Berat Jenis	: 1,53 °C
Densitas	: 6,6 °C
Toksisitas	: Mengiritasi, mudah terbakar

(Yaws.C,1999)

b. Etanol (PT. Energi Agro Nusantara)

Rumus molekul	: C ₂ H ₅ OH
Wujud	: Cairan
Bau	: Bau terbakar yang kuat
Warna	: Tidak Berwarna
Kemurnian	: 95 %
Impuritas	: 5 %
Berat Molekul	: 46,068 g/mol
<i>Solubility in water</i>	: 57,9 g/100g
Titik Didih	: 78,37 °C
Titik Lebur	: -114,14 °C
Titik Nyala	: 13 °C (55,4 F)
Berat jenis	: 789 kg/m ³

(Yaws,C1999)

2.2.2 Bahan Pembantu

a. Asam sulfat sebagai katalis (PT. Petrokimia Gresik)

Rumus Molekul	: H ₂ SO ₄
Wujud	: Cairan Higroskopis
Bau	: Tidak Berbau
Warna	: Tidak Berwarna
Kemurnian	: 98%
Impuritas	: 2%
Berat Molekul	: 98,08 g/mol
<i>Solubility in Water</i>	: Terlarut penuh
Titik Didih	: 337 °C
Titik Lebur	: 10 °C
Titik Nyala	: Tidak mudah terbakar
Berat Jenis	: 1,84 g/cm ³

(Yaws,C,1999)

b. Natrium Hidroksida sebagai penetral

Rumus Molekul	: NaOH
Wujud	: Cairan
Bau	: Tidak berbau
Warna	: Tidak Berwarna
Kemurnian	: 50%
Impuritas	: 50% air
Berat Molekul	: 39,9971 g/mol

<i>Solubility in Water</i>	: 111 g/100ml (20 °C)
Titik Didih	: 1390 °C
Titik Lebur	: 318 °C
Titik Nyala	: Tidak mudah terbakar
Berat Jenis	: 2,13 g/cm

(Yaws,C1999)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian Kualitas (*Quality control*) merupakan pengawasan mutu usaha untuk mempertahankan mutu atau kualitas dari suatu barang yang dihasilkan, supaya sesuai dengan spesifikasi produk yang telah ditetapkan berdasarkan kebijaksanaan pimpinan perusahaan (Assauri, 1998), sedangkan kualitas merupakan perbaikan yang dilakukan secara terus-menerus (Dening, 1992). Dapat diambil kesimpulan bahwa pengendalian kualitas merupakan suatu perlakuan untuk mempertahankan serta meningkatkan kualitas produk agar layak dipasarkan kepada konsumen. Pengendalian kualitas pada pabrik dietil ftalat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas baku diartikan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan dalam proses yang akan berpengaruh terhadap kualitas produk. Kegiatan proses produksi

diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta tepat waktu sesuai jadwal. Oleh sebab itu dibutuhkan pengujian terhadap kualitas bahan baku seperti ftalat anhidrida, etanol, dan juga bahan pendukung lainnya seperti asam sulfat agar sesuai dengan proses yang diharapkan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pada setiap tahapan proses yang di mulai dari bahan baku sampai menjadi produk dilakukan pengendalian. Pengendalian proses produksi meliputi aliran dan alat sistem kontrol seperti sensor, aktuator, kontroler dan indikator. Dalam hal ini, dibutuhkan pengawasan terhadap jalannya proses produksi agar kualitas produk tetap terjaga. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kendali terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat kontrol yang harus pada kondisi antara lain :

1. *Temperatur Controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu serta dapat melakukan pengendalian.

2. *Level Controller (LC)*, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
3. *Level Indicator Controller (LI)* adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.
4. *Pressure Controller (PC)*, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
5. *Flow Controller (FC)*, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
6. *Weight control (WC)*, adalah alat yang memiliki *set point* atau batas nilai berat berdasarkan batas maksimal kemampuan dari alat penampung.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas produk harus terjaga kualitasnya dengan cara pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol agar layak dipasarkan kepada konsumen. Adanya penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku buruk, operasi dan kerusakan alat. Dari hasil monitor, analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan dapat diketahui apabila terjadi penyimpangan. Untuk mengetahui apakah produk sudah sesuai dengan standar, maka dilakukan pengujian terhadap produk seperti

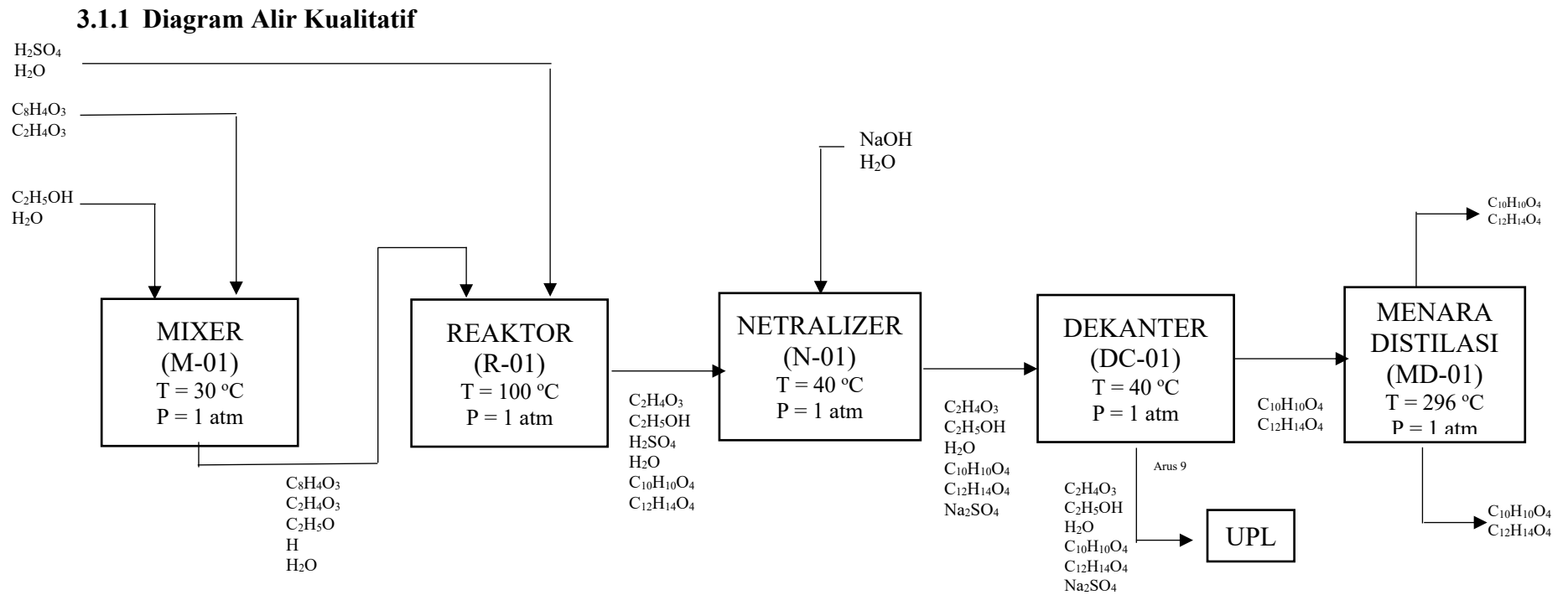
pengujian densitas, viskositas, komposisi komponen produk dan kemurnian produk.

2.3.4 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

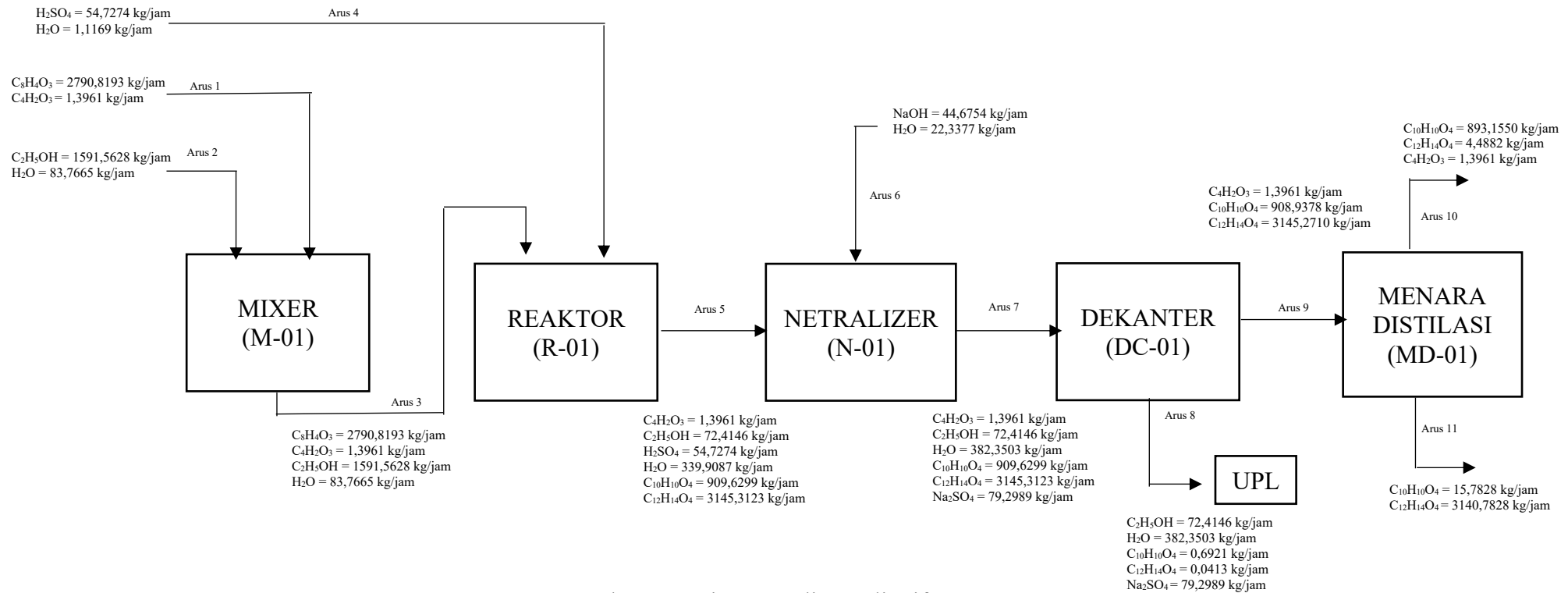
BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kuantitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan dietil ftalat dengan menggunakan bahan baku ftalat anhidrida dan etanol secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap, yaitu :

1. Persiapan bahan baku
2. Reaksi pembentukan
3. Pemurnian produk

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Mula-mula ftalat anhidrida dalam fase padatan disimpan dalam silo (SL-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm kemudian dicampur dengan etanol dari tangki penyimpanan (T-01) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya, ftalat anhidrida dilarutkan dengan etanol di dalam *mixer* (M-01).

Katalis asam sulfat (98,00%) disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) dengan kondisi operasi 1 atm 30°C. Sedangkan untuk penetral katalis yaitu natrium hidroksida (95,00%) disimpan pada tangki penyimpanan (T-03) dengan kondisi operasi 1 atm 30°C.

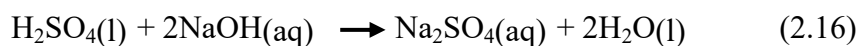
3.2.2 Reaksi Pembentukan

Output mixer beserta katalis H₂SO₄ dari tangki penyimpanan (T-02) dimasukkan ke dalam reaktor (R-01). Komposisi katalis H₂SO₄ (98%) masuk reaktor adalah 2% dari berat ftalat anhidrida umpan. Reaksi pembentukan dietil ftalat bersifat eksotermis sehingga reaktor (RATB) berjalan secara isotermis dengan koil pendingin untuk mengambil panas yang dihasilkan oleh reaksi,

sehingga suhu reaktor dijaga 100°C. Pendingin yang digunakan adalah air yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 45°C. Proses reaksi dietil ftalat membutuhkan waktu kurang lebih 400 menit dengan konversi 90% pada suhu 100°C dan tekanan operasi 1 atm.

3.2.3 Pemurnian Produk

Produk dari reaktor menuju Netralizer (N-01) dengan kondisi operasi 40°C pada 1 atm untuk menetralkan asam sulfat menggunakan natrium hidroksida sehingga terbentuk larutan garam natrium sulfat dan air. Reaksi dijalankan secara isotermis dengan persamaan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, produk keluar N-01 dipisahkan menggunakan dekanter (D-01) dengan kondisi operasi 40°C pada 1 atm. Produk D-01 mengandung fraksi ringan dan fase berat yang dipisahkan berdasarkan densitas dan kelarutan.

Fraksi ringan D-01 dimurnikan dengan dialirkan ke Menara Distilasi (MD-01) dengan kondisi pada suhu 296 °C dan tekanan 1 atm. Didalam Menara Distilasi, produk dipisahkan berdasarkan titik didihnya. Hasil bawah Menara Distilasi-01 terdiri dari monoetil ftalat dan dietil ftalat dengan kemurnian produk 99,5%, sedangkan hasil atas Menara Distilasi yaitu monoetil ftalat dengan sedikit

impuritis berupa dietil ftalat dan maleic anhidrida dialirkan ke Tangki produk samping (T-05).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (R-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Kode	: R-01
Fungsi	: Proses reaksi esterifikasi ftalat anhidrida dengan etanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan dietil ftalat dan air
Tipe/jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp. 15.912.784.806
Kondisi Operasi	
Suhu	: 100°C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isothermal
Kode	: R-01

Tabel 3. 2 ...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 3,6122 m
Tebal <i>shell</i>	: 1,0000 in
Tinggi total	: 6,6128 m
Jenis <i>head</i>	: Torispherical flanged & dished head
Tipe pengaduk	: Turbine with 6 flat blades
Diameter pengaduk	: 1,2041 m
Kecepatan pengaduk	: 68 rpm
Power/tenaga pengadukan	: 25 hP
Jumlah <i>baffle</i>	: 4
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2047 m
Jenis <i>vessel</i>	: Koil
Mode transfer panas	
- UD	: 141,3293 btu/jam ft ² °F
- Luas transfer panas	: 15,942 m ²
Dimensi Koil	
- NPS	: 2,5 in
- Schedule Number	: 40

Tabel 3. 3 ,, (lanjutan)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
- Jumlah lilitan	: 4
- Tinggi tumpukan koil	: 0,3500 m

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Spesifikasi *Mixer*

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Mixer* (M-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum <i>Mixer</i> (M-01)	
Nama Alat	: <i>Mixer</i>
Kode	: M – 01
Fungsi	: Melarutkan ftalat anhidrida dan etanol agar homogen
Jumlah	: 1
Harga	: Rp. 13.983.118.208
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 grade D type 340</i>

Tabel 3. 5 ...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Mixer (M-01)	
Diameter <i>shell</i> (ID)	: 1,3478 m
Tinggi shell	: 2,0217 m
Volume shell	: 1,5376 m ³
Volume head	: 0,1473 m ³
Volume mixer	: 1,6850 m ³
Tinggi mixer	: 2,0261 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1548 in
Tebal <i>head</i>	: 0,0872 in
Dimensi Pengaduk	
Pengaduk	: <i>Turbin 6 curved blade</i>
Jarak pengaduk	: 0,4493 m
Diameter pengaduk	: 0,4043 m
Panjang blade	: 0,1011 m
Lebar blade	: 0,0809 m
Tinggi cairan	: 1,3478 m
Daya motor	: 3 hP
Kecepatan putar	: 100 rpm

2. Spesifikasi *Neutralizer*

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Neutralizer* (N-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Nama Alat	: <i>Neutralizer</i>
Kode	: N – 01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi netralisasi asam sulfat sebagai katalis di Reaktor (R-01) dengan natrium hidroksida menjadi natrium sulfat
Jumlah	: 1
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Harga	: Rp. 6.374.028.648
Kondisi Operasi	
Suhu	: 40°C
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter	: 1,8787 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,005 m
OD <i>shell</i>	: 74,341 in
ID <i>shell</i>	: 73,966 in
Tinggi <i>shell</i>	: 2,958 m

Tabel 3. 7 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Tebal <i>head</i>	: 0,006 m
<i>Depth of dish</i> (b)	: 0,307 m
Tinggi head (OA)	: 0,365 m
Tinggi	: 3,687 m
Dimensi Pengaduk	
Pengaduk	: Turbine 6 flat blade
Jarak pengaduk	: 0,8544 m
Diameter pengaduk	: 0,6572 m
Panjang blade	: 0,1643 m
Lebar blade	: 0,1117 m
Tinggi cairan	: 1,6490 m
Kecepatan Putar	: 100 rpm
Daya motor	: 75 hP

3. Spesifikasi *Decanter*

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Decanter* (DC-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum <i>Decanter</i> (DC-01)	
Nama alat	: <i>Decanter</i>
Kode	: DC-01
Fungsi	: Tempat terjadinya pemisahan berdasarkan densitas produk dan hasil samping dari <i>Neutralizer</i> (N-01)
Jumlah	: 1
Material	: Stainless steel SA 167 Grade 11 Type 316
Harga	: Rp. 183.866.211,0014
Kondisi Operasi	
Suhu	: 40°C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
Diameter <i>shell</i> (ID)	: 6,0723 m
Panjang <i>shell</i>	: 12,1446 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1567 in
Jenis head	: <i>Torispherical</i>
Tinggi head	: 0,3398 m
Tebal head	: 0,2500 in

4. Spesifikasi Menara Distilasi

Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)	
Nama alat	: Menara Distilasi
Kode	: MD-01
Fungsi	: Memurnikan dietil ftalat
Jenis	: Sieve tray distillation tower
Tipe	: Tray
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp. 16.492.241.956,4904
Kondisi Operasi	
- Umpan	
Suhu	: 297,6367 °C
Tekanan	: 1 atm
- Distilat	
Suhu	: 281,4173 °C
Tekanan	: 0,9526 atm
- Bottom	
Suhu	: 305,9900 °C
Tekanan	: 1,3 atm

Tabel 3. 10... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)	
Shell	
Diameter	: 0,3973 m
Tinggi	: 6,8620 m
Tebal	: 0,1351 in
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Head	
Jenis	: <i>Torispherical</i>
Tebal	: 0,1516 in
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Tipe Tray	
Jenis tray	: Sieve
Jumlah plate actual	: 12 buah
Panjang Weir	: 0,2980 m
Diameter hole	: 10 mm
Tray thickness	: 3 mm
Tray spacing	: 0,45 m
Jumlah lubang	: 120 buah

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

1. Silo

Tabel 3. 11 Spesifikasi Silo (SL-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Silo (SL-01)	
Nama alat	: Silo
Kode	: SL-01
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpan bahan baku ftalat anhidrida
Material	: <i>Stainless Steel SA-283 Grade C</i>
Lama penyimpanan	: 14 hari
Fasa	: Padat
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
- Suhu	: 30°C
- Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
Volume tangki	: 868,884 m ³ / 14 hari
Diameter	: 5,182 m
Tinggi	: 7,430 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,250 in
Harga	: Rp. 1.378.067.965

2. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 12 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Jumlah Alat = 5)

No	Spesifikasi	Nama Alat				
		T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
1	Fungsi	Menyimpan bahan baku etanol selama 7 hari	Menyimpan bahan baku asam sulfat (H_2SO_4) selama 7 hari	Menyimpan NaOH selama 7 hari	Menyimpan produk yaitu dietil ftalat (DEP) selama 14 hari	Menyimpan produk samping yaitu monoetil ftalat (MEP) selama 14 hari
2	Jenis	Silinder	Silinder	Silinder	Silinder	Silinder
3	Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit

Tabel 3. 13 ... (lanjutan)

No	Spesifikasi	Nama Alat				
		T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
4	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA- 283 Grade C</i>
5	Kondisi Operasi :- Suhu: - Tekanan:	30 °C 1 atm	30 °C 1 atm	30 °C 1 atm	30 °C 1 atm	30 °C 1 atm
6	Diameter	18,2880 m	4,5720 m	3,0480 m	18,2880 m	10,6680 m
7	Tinggi	7,32 m	3,66 m	3,66 m	7,32 m	5,49 m
8	Tebal Shell	0,19 in	0,19 in	0,19 in	0,25 in	0,25 in
9	Jenis Head	<i>Torispherical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>
10	Tebal Head : Tinggi Total :	0,19 in 8,00 in	0,19 in 3,73 in	0,19 in 3,70 in	0,19 in 7,57 in	0,19 in 5,63 in

Tabel 3. 14 ... (lanjutan)

No	Spesifikasi	Nama Alat				
		T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
11	Harga :	Rp.7.967.535.810	Rp.1.593.507.162	Rp.1.014.050.012	Rp.7.967.535.810	Rp.1.768.105.773

3. Akumulator

Tabel 3. 15 Spesifikasi Akumulator (ACC-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Akumulator (ACC-01)	
Nama alat	: Akumulator
Kode	: ACC-01
Fungsi	: Menampung hasil atas pada MD-01 yang telah dikondensasi
Jumlah	: 1
Material	: <i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 303 °C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
Volume	: 0,0141 m ³
Diameter <i>shell</i> (ID)	: 0,1416 m
Panjang shell	: 0,8493 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Diameter head	: 0,3048 m
Tinggi head	: 0,0793 m
Tebal head	: 0,1875 in

4. Alat transportasi bahan padat

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Screw Conveyor* dan *Bucket Elevator*

Parameter	SC – 01	BE-01
Spesifikasi	<i>Screw Conveyor</i>	<i>Bucket elevator</i>
Fungsi	Mengangkut ftalat anhidrida dari SL-01	Memindahkan ftalat anhidrida menuju SL-01
Kondisi Operasi		
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Suhu	30°C	30°C
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Continuous Bucket Elevator</i>
Kapasitas	2792,2154 Kg/jam	2792,2154 Kg/jam
<i>Speed</i>	30 rpm	225 ft/min
Motor <i>Power</i>	5,00 hP	
Dimensi		
- Panjang	8,6210 m	2 m
- Diameter	9 in	Head : 20,0000 in Tail : 14,0000 in
Material	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Konstruksi	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>

5. Alat transportasi bahan cair

Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa (Jumlah alat = 9)

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki penyimpanan etanol (T- 01) untuk diumpankan ke <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan keluaran <i>Mixer</i> (M-01) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran tangki penyimpanan asam sulfat (T- 03) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran Reaktor (R-01) untuk diumpankan ke <i>Neutralizer</i> (N- 01)	Mengalirkan keluaran Tangki Penyimpanan NaOH untuk diumpankan ke <i>Neutralizer</i> (N- 01)
Kondisi Operasi :					
Viskositas	0,916 cP	2,264 cP	4,275 cP	4,411 cP	988,788 cP
Kapasitas	2,530 m ³ /jam	5,136 m ³ /jam	0,039 m ³ /jam	4,887 m ³ /jam	0,050 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	10,076 m	8,690 m	10,600 m	10,534 m	6,670 m

Tabel 3. 18 ... (lanjutan)

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Suhu Fluida	30 °C	100°C	100 °C	40 °C	40 °C
<i>Submersibility</i>	<i>immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>Immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>immersed</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>
- Flow Area	1,5000 in ²	3,3500 in ²	0,104 in ²	3,3500 in ²	0,104 in ²
- OD	1,66 in	2,38 in	0,540 in	2,38 in	0,540 in
- ID	2,067 in	2,067 in	0,364 in	2,067 in	0,364 in
- IPS	1,25 in	2,00 in	0,25 in	2,00 in	0,25 in
- No. Sch	40	40	40	40	40
<i>Power Motor</i>	0,5 HP	1,50 HP	0,05 HP	1,5 HP	0,05 HP
Material Konstruksi	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Harga	Rp 34.032.179	Rp.48.473.819	Rp 34.032.179	Rp.48.473.819	Rp 34.032.179

Tabel 3. 19 ... (lanjutan)

Parameter	P-06	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan keluaran <i>Neutralizer</i> (N-01) untuk diumpankan ke <i>Decanter</i> (DC- 01)	Mengalirkan keluaran <i>Decanter</i> (DC-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01)	Mengalirkan keluaran <i>Condensor</i> (CD-01) untuk diumpankan ke T-05	Mengalirkan keluaran <i>Reboiler</i> (RB-01) untuk diumpankan ke Tangki – 04
Kondisi Operasi :				
Viskositas	4,184 cP	0,140 cP	6,661 cP	8,545 cP
Kapasitas	4,897 m ³ /jam	5,839 m ³ /jam	4,122 m ³ /jam	2,929 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	15,086 m	19,069 m	12,998 m	12,261 m
Suhu Fluida	40 °C	296,64 °C	30 °C	30 °C
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>Immersed</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage</i> <i>Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage</i> <i>Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage</i> <i>Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage</i> <i>Centrifugal pump</i>

Tabel 3. 20 ... (lanjutan)

Parameter	P-06	P-07	P-08	P-09
- Flow Area	3,3500 in ²	3,3500 in ²	3,3500 in ²	2,04 in ²
- OD	2,38 in	2,38 in	2,38 in	1,9 in
- ID	2,067 in	2,067 in	2,067 in	1,610 in
- IPS	2,00 in	2,00 in	2,00 in	1,5 in
- No. Sch	40	40	40	40
<i>Power Motor</i>	2 HP	3 HP	2 HP	1,5 HP
Material Konstruksi	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Harga	Rp.48.473.819	Rp 34.032.179	Rp.48.473.819	Rp.48.473.819

3.3.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Spesifikasi Heater

Tabel 3. 21 Spesifikasi Heater (Jumlah alat = 4)

No	Spesifikasi	Nama Alat			
		HE-01	HE-02	HE-04	HE-05
1	Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran M-01 untuk diumpankan ke R-01	Menaikkan temperatur H ₂ SO ₄ untuk diumpankan ke R-01	Menaikkan temperatur NaOH untuk diumpankan ke N-01	Menaikkan temperatur dari DC-01 untuk diumpankan ke MD-01
2	Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
3	Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
4	Tipe	Steam	Steam	Steam	Steam

Tabel 3. 22 ... (lanjutan)

No	Spesifikasi	Nama Alat			
		HE-01	HE-02	HE-04	HE-05
5	Spesifikasi <i>Annulus</i> : - Aliran Fluida : - Flow Area : - Diameter : - ΔP :	Cold Fluid 3,140 in ² 4,026 in 0,0083 psi	Cold Fluid 1,190 in ² 2,067 in 0,0033 psi	Cold Fluid 1,190 in ² 2,067 in 0,0026 psi	Cold Fluid 3,140 in ² 4,026 in 1,4619 psi
6	Spesifikasi Inner Pipe : - Aliran fluida : - Flow area : - Diameter : - ΔP :	Hot Fluid 7,88 in ² 3,068 in 0,03139 psi	Hot Fluid 1,50 in ² 1,380 in 0,00011 psi	Hot Fluid 1,50 in ² 1,380 in 0,00016 psi	Hot Fluid 7,88 in ² 3,068 in 0,03139 psi
7	Jumlah hairpin	1	1	1	1

Tabel 3. 23 ... (lanjutan)

No	Spesifikasi	Nama Alat			
		HE-01	HE-02	HE-04	HE-05
8	Luas transfer panas	73,360 ft ²	8,688 ft ²	8,688 ft ²	73,360 ft ²
9	Dirt factor (Rd)	0,063	0,185	0,976	0,023
10	Harga	Rp. 89.147.253	Rp. 74.289.378	Rp. 74.289.378	Rp. 89.147.253

2. Spesifikasi Cooler

Tabel 3. 24 Spesifikasi Cooler (Jumlah alat = 2)

No	Spesifikasi	Nama Alat	
		HE-03	HE-06
1	Fungsi	Menurunkan suhu keluaran R-01 untuk menuju N-01	Menurunkan suhu keluaran RB-01 untuk menuju T-04
2	Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
3	Jumlah	1 unit	1 unit
4	Tipe	Air Pendingin	Air Pendingin
5	Spesifikasi <i>Annulus</i> : - Aliran Fluida : - Flow Area : - Diameter : - ΔP :	Cold Fluid 3,140 in ² 4,026 in 5,1497 psi	Cold Fluid 3,140 in ² 4,026 in 1,7343 psi
6	Spesifikasi Inner Pipe : - Aliran fluida : - Flow area : - Diameter : - ΔP :	Hot Fluid 7,88 in ² 3,068 in 0,0870 psi	Hot Fluid 7,88 in ² 3,068 in 0,0175 psi
7	Jumlah hairpin	2	1
8	Luas transfer panas	146,720 ft ²	73,360 ft ²
9	Dirt factor (Rd)	0,006	0,019
10	Harga	Rp. 92.861.722	Rp. 89.147.253

3. Spesifikasi Condenser

Tabel 3. 25 Spesifikasi *Condenser* (CD-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum <i>Condenser</i> (CD-01)	
Nama alat	: Condenser
Kode	: CD-01
Fungsi	: Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil atas
Jumlah	: 1
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Spesifikasi <i>Annulus</i>	
- Aliran Fluida	: Hot Fluid
- Flow Area	: 3,14 in
- Diameter	: 4,026 in
- ΔP	: 0,6777 psi
Spesifikasi Inner Pipe	
- Aliran Fluida	: Cold Fluid ;Water
- Flow Area	: 7,38 in
- Diameter	: 3,068 in
- ΔP	: 0,00002 psi
Panjang hairpin	: 20 ft
Jumlah hairpin	: 23
Luas transfer panas	: 180,627 ft ²
Dirt factor (Rd)	: 0,0158
Harga	: Rp. 118.863.005

4. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3. 26 Spesifikasi Reboiler (RB-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Reboiler (RB-01)	
Nama alat	: Reboiler
Kode	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan cairan hasil bawah MD
Jumlah	: 1
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Spesifikasi Annulus	
- Aliran Fluida	: Cold Fluid
- Flow Area	: 3,14 in
- Diameter	: 4,026 in
- ΔP	: 1,8602 psi
Spesifikasi Inner Pipe	
- Aliran Fluida	: Hot Fluid ; Steam
- Flow Area	: 7,38 in
- Diameter	: 3,068 in
- ΔP	: 0,000038 psi
Panjang hairpin	: 15 ft
Jumlah hairpin	: 4
Dirt factor (Rd)	: 0,0039
Harga	: Rp. 182.008.976

3.4 Neraca Massa

Produk	: Dietil ftalat
Kapasitas Perancangan	: 25.000 ton/tahun
Waktu operasi selama 1 tahun	: 330 hari
Waktu operasi selama 1 hari	: 24 jam

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 27 Neraca Massa Total

No	Komponen	Input	Output	
		Umpan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Limbah (kg/jam)
1	H ₂ O	107,2210		382,3503
2	C ₂ H ₅ OH	1591,5628		72,4145
3	H ₂ SO ₄	54,7274		
4	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961	1,3961	
5	C ₁₀ H ₁₀ O ₄		908,9378	0,6920
6	C ₈ H ₄ O ₃	2790,8193		
7	C ₁₂ H ₁₄ O ₄		3145,2710	0,0412
8	NaOH	44,6754		
9	Na ₂ SO			79,2989
Subtotal		4590,4021	4055,6049	534,7972
Total		4590,4021	4590,4021	

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Mixer

Tabel 3. 28 Neraca Massa Mixer

No	Komponen	Input		Output
		Arus 1	Arus 2	Arus 3
1	H ₂ O		83,7664	83,7664
2	C ₂ H ₅ OH		1591,5628	1591,5628
3	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961		1,3961
4	C ₈ H ₄ O ₃	2790,8193		2790,8193
Subtotal		2792,2154	1675,3292	4467,5447
Total		4467,5447		4467,5447

2. Reaktor

Tabel 3. 29 Neraca Massa Reaktor

No	Komponen	Input		Output
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	H ₂ O	83,7664	1,1168	339,9087
2	C ₂ H ₅ OH	1591,5628		72,4146
3	H ₂ SO ₄		54,7274	54,7274
4	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961		1,3961
5	C ₈ H ₄ O ₃	2790,8193		
6	C ₁₀ H ₁₀ O ₄			909,6299
7	C ₁₂ H ₁₄ O ₄			3145,3123
Subtotal		4467,5447	55,8443	4523,3890
Total		4523,3890		4523,3890

3. Neutralizer

Tabel 3. 30 Neraca Massa *Neutralizer*

No	Komponen	Input		Output
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
1	H ₂ O	339,9087	22,3377	382,3503
2	C ₂ H ₅ OH	72,4146		72,4146
3	H ₂ SO ₄	54,7274		
4	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961		1,3961
5	C ₁₀ H ₁₀ O ₄	909,6299		909,6299
6	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3145,3123		3145,3123
7	NaOH		44,6754	
8	Na ₂ SO			79,2989
Subtotal		4523,3890	67,0132	4590,4022
Total		4590,4022		4590,4022

4. Decanter

Tabel 3. 31 Neraca Massa *Decanter*

No	Komponen	Input	Output	
		Arus 7	Fase Aqua Arus 8	Fase Organik Arus 9
1	H ₂ O	382,3503	382,3503	
2	C ₂ H ₅ OH	72,4146	72,4146	
3	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961		1,3961
4	C ₁₀ H ₁₀ O ₄	909,6299	0,6921	908,9378
5	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3145,3123	0,0413	3145,2710
6	Na ₂ SO	79,2989	79,2989	
Subtotal		4590,4022	534,7972	4055,6050
Total		4590,4022	4590,4022	

5. Menara Distilasi

Tabel 3. 32 Neraca Massa Menara Distilasi

No	Komponen	Input	Output	
		Arus 9	Distilat Arus 10	Bottom Arus 11
1	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961	1,3961	
2	C ₁₀ H ₁₀ O ₄	908,9378	893,1550	15,7828
3	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3145,2710	4,4882	3140,7828
Subtotal		4055,6050	899,0393	3156,5656
Total		4055,6050	4055,6050	

3.5 Neraca Panas

1. Mixer

Tabel 3. 33 Neraca Panas Mixer

Komponen	Q Input	Q Output
H ₂ O	1756,7819	1756,7819
C ₂ H ₅ OH	18628,5902	18628,5902
C ₄ H ₂ O ₃	8,5593	21,5085
C ₈ H ₄ O ₃	15258,3291	20473,2572
Panas Pelarutan	993944,9336	
Pendingin		9888817,0562
Total	1029697,1940	1029697,1940

2. Reaktor

Tabel 3. 34 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Q Input	Q Output
H₂O	26611,1202	105662,1307
C₂H₅OH	292640,8894	13314,8830
H₂SO₄	6069,5117	6069,5117
C₄H₂O₃	348,8623	348,8623
C₈H₄O₃	325200,5090	
C₁₂H₁₄O₄		136835,8520
C₁₀H₁₀O₄		336508,7425
Q reaksi	815278,6456	
Pendingin		872509.5560
Total	1466149,5380	1466149,5380

3. Neutralizer

Tabel 3. 35 Neraca Panas *Neutralizer*

Komponen	Q Input	Q Output
H₂O	22761,8725	24025,1110
C₂H₅OH	2557,4504	2557,4504
H₂SO₄	1181,4795	
C₄H₂O₃	65,2899	65,2899
C₁₀H₁₀O₄	21312.0139	21312,0139

Tabel 3. 36 ... (lanjutan)

Komponen	Q Input	Q Output
C₁₂H₁₄O₄	80294,5243	80294,5243
NaOH	1459,2296	
Na₂SO		1908,3535
Q reaksi	160308,5572	
Pendingin		161686,0280
Total	289940,4174	289940,4174

4. Decanter

Tabel 3. 37 Neraca Panas *Decanter*

Komponen	Q Input	Q Output (Atas)	Q Output (Bawah)
H₂O	24025,1110		24025,1110
C₂H₅OH	2557,4504		2557,4504
C₄H₂O₃	65,2899	65,2899	
C₁₀H₁₀O₄	21312,0139	21295,7996	16,2144
C₁₂H₁₄O₄	80294,5243	80293,4702	1,0542
Na₂SO	1908,3535		1908,3535
Total	289940,4174	289940,4174	

5. Menara Distilasi

Tabel 3. 38 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Q Input	Q Output (Atas)	Q Output (Bawah)
$C_4H_2O_3$	48302,28	45085,27	50323,0864
$C_{10}H_{10}O_4$	89785,15	83980,36	93414,5676
$C_{12}H_{14}O_4$	117632,71	109921,03	122464,8058
Hvap	157685,1150		
Q pendingin		81301,5375	
Total	413405,2523	413405,2523	

6. Heater 1 (HE-01)

Tabel 3. 39 Neraca Panas Heater 1 (HE-01)

Komponen	Qin (kj/jam)		Qout (Kj/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H_2O		1756,7819	26260,97392
C_2H_5OH (ET)		18628,59026	292640,8894
$C_4H_2O_3$ (MA)	21,5086		348,8623468
$C_8H_4O_3$ (PA)	20473,2572		325200,509
Hvap			2210119,3296
Q steam	2813690,4263		
Total	2854570,564		2854570,564

7. Heater 2 (HE-02)

Tabel 3. 40 Neraca Panas Heater 2 (HE-02)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (Kj/Jam)
	Arus 4	Arus 5
H ₂ O	23,4238	350,1463
H ₂ SO ₄	391,7729	6069,5117
Q steam	6004,4614	
Total	6419,6580	6419,6580

8. Cooler 1 (HE-03)

Tabel 3. 41 Neraca Panas Cooler 1 (HE-03)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (Kj/Jam)
	Arus 5	Arus 7
Air (H ₂ O)	26611,1202	5333,6734
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	292640,8894	56208,8732
H ₂ SO ₄	6069,5117	1181,4795
MA (C ₄ H ₂ O ₃)	348,8623	65,2899
PA (C ₈ H ₄ O ₃)	325200,5090	62001,0270
DEP (C ₁₂ H ₁₄ O ₄)	0,0000	0,0000
MEP (C ₁₀ H ₁₀ O ₄)	0,0000	0,0000
Q Pendingin		526080,5497
Total	650870,8927	650870,8927

9. Heater 3 (HE-04)

Tabel 3. 42 Neraca Panas Heater 3 (HE-04)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (Kj/Jam)
	Arus 4	Arus 5
H ₂ O	468,4752	1403,5983
NaOH	486,4914	1459,2296
Q steam	1907,8612	
Total	2862,8278	2862,8278

10. Heater 4 (HE-05)

Tabel 3. 43 Neraca Panas Heater 4 (HE-05)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (Kj/Jam)
	Arus 9	Arus 10
MA (C ₄ H ₂ O ₃)	7,6116	690,5929
MEP (C ₁₀ H ₁₀ O ₄)	10664,0084	304854,0580
DEP (C ₁₂ H ₁₄ O ₄)	36765,0931	1121637,4160
Q steam	1379745,3539	
Total	1427182,0670	1427182,0670

11. Cooler 2 (HE=06)

Tabel 3. 44 Neraca Panas Cooler 2 (HE-06)

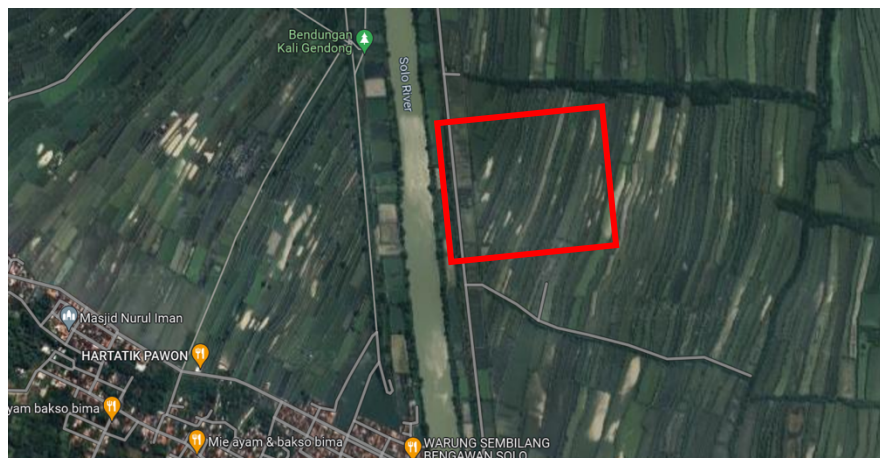
Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (Kj/Jam)
	Arus 13	Arus 14
MA (C₄H₂O₃)	0,0000	0,0000
MEP (C₁₀H₁₀O₄)	5523,1897	59,6606
DEP (C₁₂H₁₄O₄)	1169817,8393	11754,2450
Q Pendingin		1163527,1234
Total	1175341,0290	1175341,0290

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

5.1 Lokasi Pabrik

Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik penting menjadi untuk dapat dipertimbangkan karena dapat mempengaruhi keberlangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional yang terdiri atas produksi hingga distribusi dan pemasaran. Terdapat beberapa faktor yang yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik diantaranya yaitu, ketersediaan bahan baku, pemasaran produk, ketersediaan sarana penunjang (utilitas), transportasi dan lain sebagainya. Atas pertimbangan tersebut, perancangan pabrik dietil ftalat dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kabupaten Gresik, Jawa Timur seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.1. Faktor dalam pertimbangan pemilihan lokasi sebagai berikut.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Dietil Ftalat

5.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat penting untuk dapat menjadi faktor suatu pabrik dapat berdiri. Kemudahan akses untuk mendapatkan bahan baku juga harus diperhatikan untuk mengurangi biaya transportasi. Berikut ini tabel ketersediaan bahan baku

Tabel 4. 1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan Baku	Sumber Bahan Baku	Kapasitas Sumber Pabrik (ton/tahun)	Kebutuhan Pabrik (ton/tahun)
$C_8H_4O_3$	PT. Petrowidada, Gresik	70.000	22.114
C_4H_5OH	PT. Energi Agro Nusantara	30.000	13.269
H_2SO_4	PT Petrokimia Gresik	1.170.000	442
NaOH	PT Tjiwi Kimia Sidoarjo	20.000	19

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik yang berdekatan dengan kawasan industri menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi pendirian pabrik ini. Gresik merupakan lokasi yang prospektif dalam pemasaran produk karena berada

berada relatif dekat dengan kawasan industri besar di Indonesia seperti Cilegon, Banten dan Cikampek, Jawa Barat serta lokasi yang tidak jauh dari pelabuhan menguntungkan untuk transportasi.

c. Utilitas

Utilitas merupakan penunjang utama dalam mendirikan suatu pabrik. Utilitas dan sarana pendukung lainnya mudah didapatkan di Gresik, karena Gresik merupakan Kawasan Industri. Kebutuhan air dapat diambil dari sungai Bengawan Solo. Kebutuhan listrik dapat diperoleh dari PT Perusahaan Listrik Negara (PT PLN), akan tetapi untuk dapat menghindari pemberhentian proses akibat gangguan transmisi aliran listrik PT PLN maka pabrik memiliki generator cadangan.

d. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai menjadi faktor penting karena berkaitan dengan proses transportasi untuk penyediaan bahan baku, pengangkutan dan pengiriman produk. Dari segi sarana transportasi darat, Gresik merupakan lokasi yang strategis karena berdekatan dengan sarana transportasi yang menghubungkan dengan berbagai kota dengan Kawasan industri lainnya melalui Tol Trans-Jawa. Selain itu untuk menunjang sarana transportasi laut, Gresik merupakan lokasi yang berdekatan dengan dua Pelabuhan yaitu Pelabuhan Gresik yang berada di Kabupaten Gresik dan Pelabuhan Tanjung Perak yang berada di Surabaya, serta untuk transportasi udara berdekatan dengan Bandara Juanda, Sidoarjo, Jawa Timur.

e. Tenaga Kerja

Pendirian pabrik membutuhkan tenaga kerja terampil serta membuka lapangan pekerjaan. Tenaga kerja berkualitas dengan keterampilan dan pendidikan yang mumpuni merupakan suatu hal yang penting agar proses dari sisi bisnis dan teknis pabrik dapat berjalan dengan baik. Pulau Jawa memiliki berbagai perguruan tinggi dengan kualitas yang sangat baik dengan harapan lulusan terbaik dari perguruan tinggi tersebut dapat menjadi tenaga kerja pabrik ini. Dengan berdirinya pabrik ini, diharapkan dapat mengurangi tingkat pengangguran di Jawa Timur.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi sebuah pabrik turut mempertimbangkan rencana perluasan area pabrik untuk 10 sampai dengan 20 tahun kedepan. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk yang menuntut adanya peningkatan kapasitas pabrik yang membutuhkan perluasan lahan. Kabupaten Gresik berada di pinggiran kota yang memiliki memiliki banyak lahan kosong, sehingga memenuhi kriteria ini.

b. Perizinan

Gresik telah bertansformasi menjadi kawasan industri melalui penetapan Gresik sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK). Hal tersebut ditetapkan melalui Peraturan Pemerintah nomor 71 tahun 2021 dengan kegiatan utama berupa industri smelter nikel dan baja, elektronik,

petrokimia, dan energi. Hal ini tentu saja memudahkan perizinan untuk mendirikan pabrik.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik $C_{12}H_{14}O_4$. Hal ini dikarenakan dapat meningkatkan jumlah ketersediaan lapangan kerja masyarakat sekitar serta membantu meningkatkan perekonomian sekitar secara keseluruhan.

5.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*plant layout*) dalam pra rancangan pabrik merupakan bagian yang penting sebagai tempat keseluruhan bagian yang ada di pabrik yang terdiri atas tempat perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, unit pendukung proses, fasilitas kegiatan internal dan eksternal, dan sebagainya. Tata letak pabrik harus dirancang untuk mendukung efisiensi proses produksi pabrik dan berjalan secara optimal. Selain itu, keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dalam bekerja turut dipertimbangkan. Penataan letak pabrik dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut:

- a. Urutan proses produksi
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.

- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

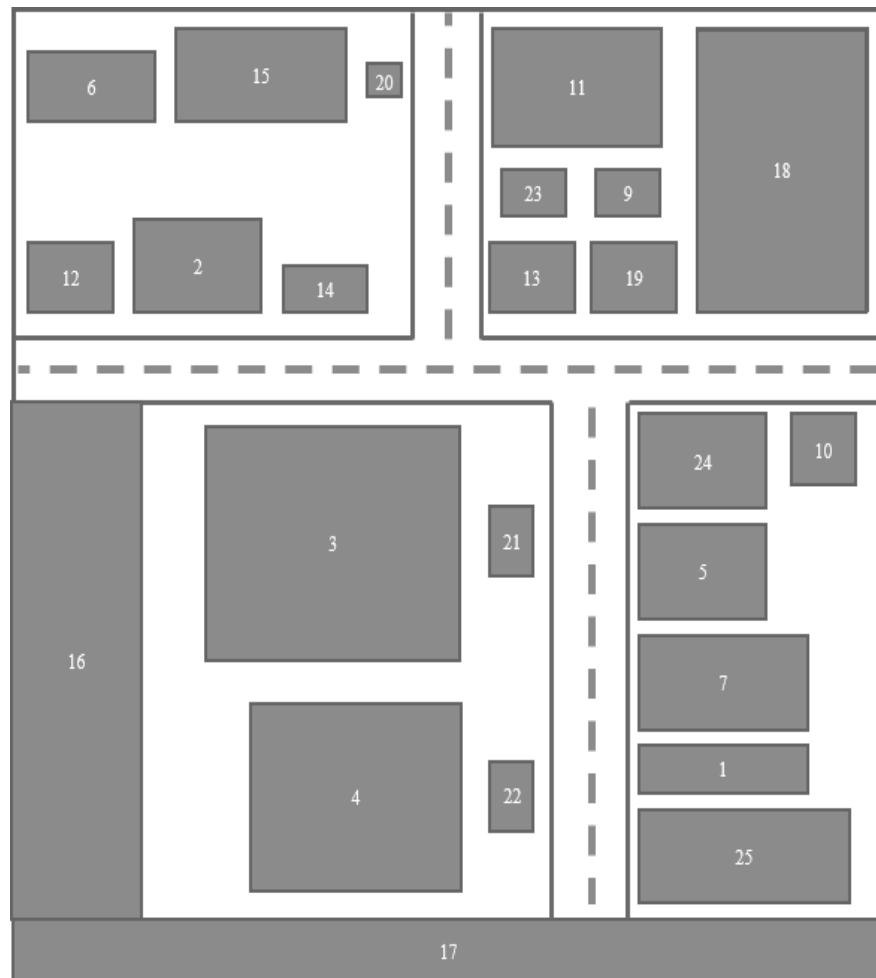
Berdasarkan pertimbangan faktor dalam penataan letak pabrik, diharapkan dapat memberikan beberapa keuntungan sebagai berikut:

- a. Mempermudah material handling.
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perawatan.
- c. Meningkatkan keselamatan kerja.
- d. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses menjadi lebih baik.

Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah

No	Nama Bangunan	Bangunan		
		Panjang	Lebar	Luas (m2)
1	Area penyimpanan bahan baku	20	10	200
2	Area penyimpanan produk	30	20	600
3	Area produksi	50	50	2500
4	Area utilitas	40	20	800
5	Bengkel	15	10	150
6	Gedung serbaguna	30	15	450
7	Gudang peralatan	40	10	400
8	Jalan	60	40	2400
9	Kantin	5	8	40
10	Kantor proses dan produksi	15	15	225
11	Kantor utama	30	15	450
12	Laboratorium	15	5	75
13	Masjid	15	10	150
14	Parkir truk	15	10	150
15	Parkir utama	30	20	800
16	Perluasan area 1	11	30	330
17	Perluasan area 2	21	14	294
18	Perumahan / mess	50	25	1250
19	Poliklinik	15	10	150
20	Pos keamanan	8	7	56
21	Ruang kendali proses	15	10	150
22	Ruang kendali utilitas	15	10	150
23	Taman	10	5	50
24	Unit pemadam kebakaran	20	10	200
25	Unit pengolahan limbah	25	15	375
Luas tanah				20000
Luas bangunan				12195
Total				32195



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout) Skala 1:2000

5.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout)

Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perencanaan tata letak proses untuk mendapatkan keuntungan dari segi efisiensi biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi, yaitu sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk

Tata letak peralatan proses yang dirancang sesuai dengan alur proses dapat memberikan keuntungan pada aspek ekonomi, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi

2. Aliran udara

Kelancaran sirkulasi udara dan gas buang di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan. Sirkulasi udara yang lancar penting untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada area proses harus memadai dengan pertimbangan proses produksi berjalan 24 jam per hari, terutama pada area berbahaya. Hal ini bertujuan untuk mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan dalam pabrik akibat pencahayaan yang minim.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan layout alat proses, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugas perlu diprioritaskan.

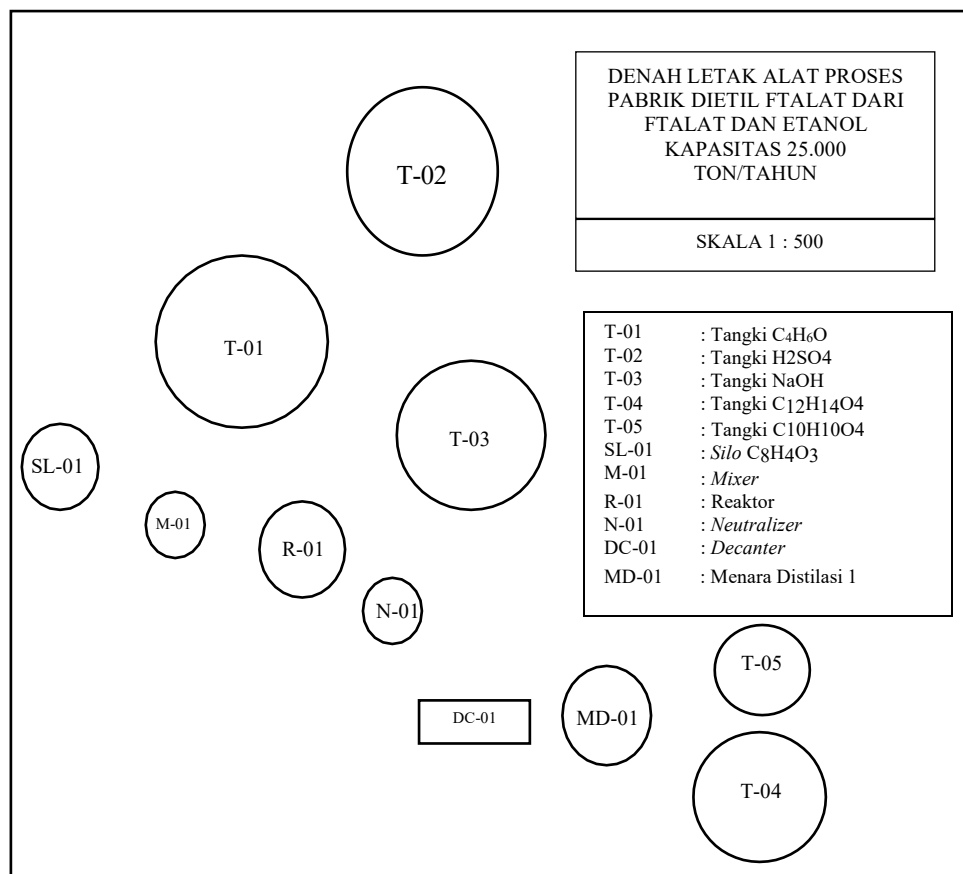
5. Jarak antar alat proses

Jarak antar alat proses harus diperhitungkan dalam perancangan tata letak proses, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan

agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat-alat yang lain.

6. Pertimbangan ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang optimum diharapkan dapat meminimalisir pengeluaran biaya operasi dan dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengutamakan aspek keamanan dan keselamatan pekerja.



Gambar 4. 3 Tata Letak Pabrik

5.4 Organisasi Perusahaan

5.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik dietil ftalat yang dalam pra rancangan ini direncanakan akan memiliki bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu bentuk perusahaan yang modal pendiriannya didapatkan dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut yang dimiliki pemegang saham sebagai bentuk sebagian kepemilikan atas perusahaan tersebut dengan ikut menyetorkan modal. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Adapun alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

1. Mudah mendapatkan modal melalui penjualan surat berharga perusahaan (saham).
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan structural perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, dimana pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan.
5. Efisiensi dari manajemen dimana pemegang saham duduk dalam dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya direktur utama perusahaan yang berpengalaman
6. Lapangan usaha lebih luas.

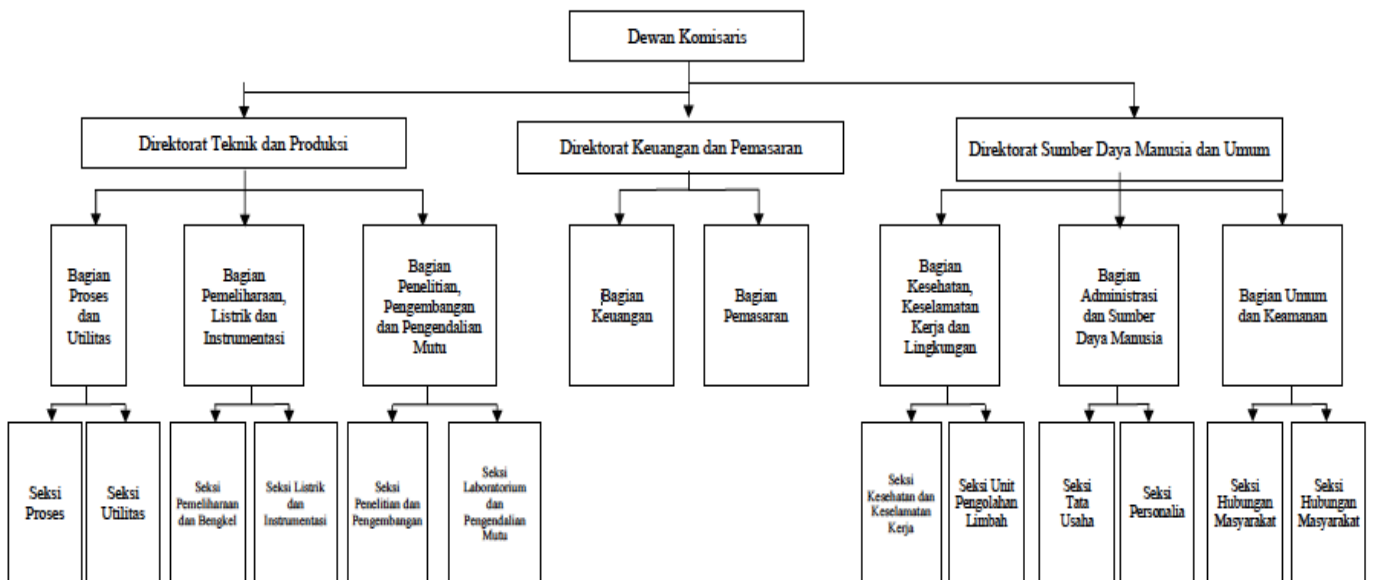
5.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktivitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Dengan adanya struktur yang baik maka antara jabatan dapat memahami batasan masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Terdapat dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris. Dalam menjalankan tugas perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

5.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik

perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut.

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

2. Dewan komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggungjawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

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

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggungjawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut :

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
- b. Bertanggung jawab 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 pemegang saham.
- e. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, diantaranya:

- 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.
- 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.

- 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.

4. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggungjawab kepada direktorat yang menaunginya. Bagian-bagian tersebut terdiri dari :

- Bagian Proses dan Utilitas
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas
- Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

- Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

- Bagian Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

- Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

- Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.

- Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

- Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.

5. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya.

Seksi-seksi tersebut terdiri dari :

- Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

- Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

- Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

- Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

- Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

- Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.
- Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
- Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.
- Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis dibidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta asset perusahaan.
- Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.
- Seksi Hubungan Masyarakat

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

- Seksi Keamanan

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

5.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan

1. Status Karyawan

Berdasarkan status dan sistem upah, karyawan dapat digolongkan menjadi 3, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.

c. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik hanya bila diperlukan. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan atas hasil kerjanya yang telah disetujui.

2. Penggolongan Jabatan

Jabatan dari struktur organisasi perusahaan perlu dibebankan pada individu dengan tingkat pendidikan dan keahlian yang sesuai. Karyawan pada perusahaan ini terdiri berbagai jenjang pendidikan tertinggi dijabarkan sebagai berikut:

- a. Direktur Utama : S-2 semua jurusan
- b. Direktur : S-2 semua jurusan
- c. Kepala Bagian : S-1 semua jurusan
- d. Kepala Seksi : S-1 semua jurusan
- e. Staff Ahli : S-1 semua jurusan
- f. Sekretaris : S-1 semua jurusan
- g. Karyawan dan Operator : D-4/S-1 jurusan teknik
- h. Dokter : S-1 kedokteran
- i. Perawat : D4/S-1 keperawatan
- j. Supir : SMP-SMA dilengkapi dengan SIM A/B
- k. *Cleaning Service* : SMP-SMA
- l. Satpam : SMP-SMA dilengkapi dengan sertifikat Satpam

3. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan yang diperlukan dalam aktivitas perusahaan garus ditentukan secara tepat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara baik dan efisien. Jumlah karyawan yang diperlukan beserta gaji dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Jumlah dan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp.	Total Gaji (Per Tahun), Rp.
Direktur Utama	1	45.000.000	540.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	360.000.000
Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	30.000.000	360.000.000
Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	30.000.000	360.000.000
Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	17.000.000	204.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Keuangan	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	15.000.000	180.000.000
Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	15.000.000	180.000.000

Tabel 4. 4...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp.	Total Gaji (Per Tahun), Rp.
Ka. Sek. Proses	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	11.000.000	132.000.000
Ka. Sek. Tata Usaha	1	9.000.000	108.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	9.000.000	108.000.000
Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	9.000.000	108.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	7.000.000	84.000.000
Karyawan Proses	6	7.000.000	504.000.000
Karyawan Utilitas	4	7.000.000	336.000.000

Tabel 4. 5...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp.	Total Gaji (Per Tahun), Rp.
Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	8	7.000.000	672.000.000
Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8	7.000.000	672.000.000
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6	7.000.000	504.000.000
Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Tata Usaha	5	5.000.000	300.000.000
Karyawan Personalia	5	5.000.000	300.000.000
Karyawan Hubungan Masyarakat	5	5.000.000	300.000.000
Karyawan Keamanan	10	5.000.000	600.000.000
Operator	51	5.000.000	3.060.000.000
Dokter	2	12.000.000	288.000.000

Tabel 4. 6...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp.	Total Gaji (Per Tahun), Rp.
Perawat	6	6.000.000	432.000.000
Sopir	6	4.500.000	324.000.000
<i>Cleaning Service</i>	10	4.500.000	540.000.000
Satpam	4	4.500.000	216.000.000
Total	172	491.500.000	14.604.000.000

5.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik dietil ftalat direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam dalam 1 hari. Perbaikan, perawatan (*maintenance*), dan *shut down* dapat dilakukan pada sisa hari diluar hari libur. Untuk menjaga proses produksi secara *continue*, pemberlakuan jam kerja shift diperuntukkan bagi karyawan yang terlibat langsung dibidang teknikal proses.

1. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung proses produksi maupun pengamanan pabrik. Karyawan yang tergolong bekerja secara non-shift adalah direktur beserta jajaran, kepala bagian, kepala seksi, serta karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan non-shift akan

bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam, hari kerja : Senin-Jumat, 07.00-16.00 WIB
Jam istirahat : Senin-Kamis, 12.00-13.00 WIB
Jumat, 11.30-13.30 WIB

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang terlibat langsung dalam menangani proses produksi serta pengamanan. Sebagian dari bagian teknikal, Gudang, dan bagian lain harus bekerja atau siaga demi kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

Pembagian jam kerja shift sebagai berikut:

Shift I : pukul 07.00-15.00 WIB
Shift II : pukul 15.00-23.00 WIB
Shift III : pukul 23.00-07.00 WIB

Pembagian jam kerja shift berlangsung selama 8 jam tiap shift dengan 3 kelompok shift dalam 1 hari. Pergantian jam kerja kelompok shift dilakukan setiap 3 hari kerja dengan maksimal hari bekerja yaitu 3 hari dan diikuti 1 hari libur. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapatkan giliran shift dan 1 regu libur. Jadwal pembagian shift (siklus) karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 7 Jadwal Shift Karyawan

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

Tabel 4.4 Jadwal Shift Karyawan (lanjutan)


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

Keterangan:

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

A, B, C, dan D : Regu kerja

I, II, dan III : Shift ke-

 : Libur

5.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan memiliki hak ketenaga kerjaan yang harus diberikan oleh perusahaan. Hak-hak tersebut yaitu:

1. Tunjangan

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

2. Hari Libur Nasional

Hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja bagi karyawan non-shift dan dihitung sebagai hari kerja lembur bagi karyawan shift.

3. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
- c. Cuti melahirkan bagi karyawan selama 3 bulan (1 bulan sebelum melahirkan dan 2 bulan setelah melahirkan).

4. Fasilitas karyawan

Fasilitas karyawan disediakan guna meningkatkan produktifitas karyawan.

a. Poliklinik

Poliklinik yang disediakan oleh perusahaan bertujuan untuk menangani dan menjaga kesehatan karyawan dan berpengaruh terhadap produktifitas pabrik.

b. Pakaian kerja

Perusahaan memberikan pakaian kerja untuk memberikan identitas perusahaan pada karyawan dari karyawan perusahaan lain maupun masyarakat umum.

c. Makan dan minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang.

d. Tempat ibadah

Tempat ibadah berupa masjid disediakan guna memfasilitasi kegiatan ibadah karyawan muslim.

f. Transportasi Perusahaan

Transportasi Perusahaan menyediakan bus antar jemput di titik tertentu untuk mempermudah akomodasi karyawan.

5. Jaminan ketenagakerjaan

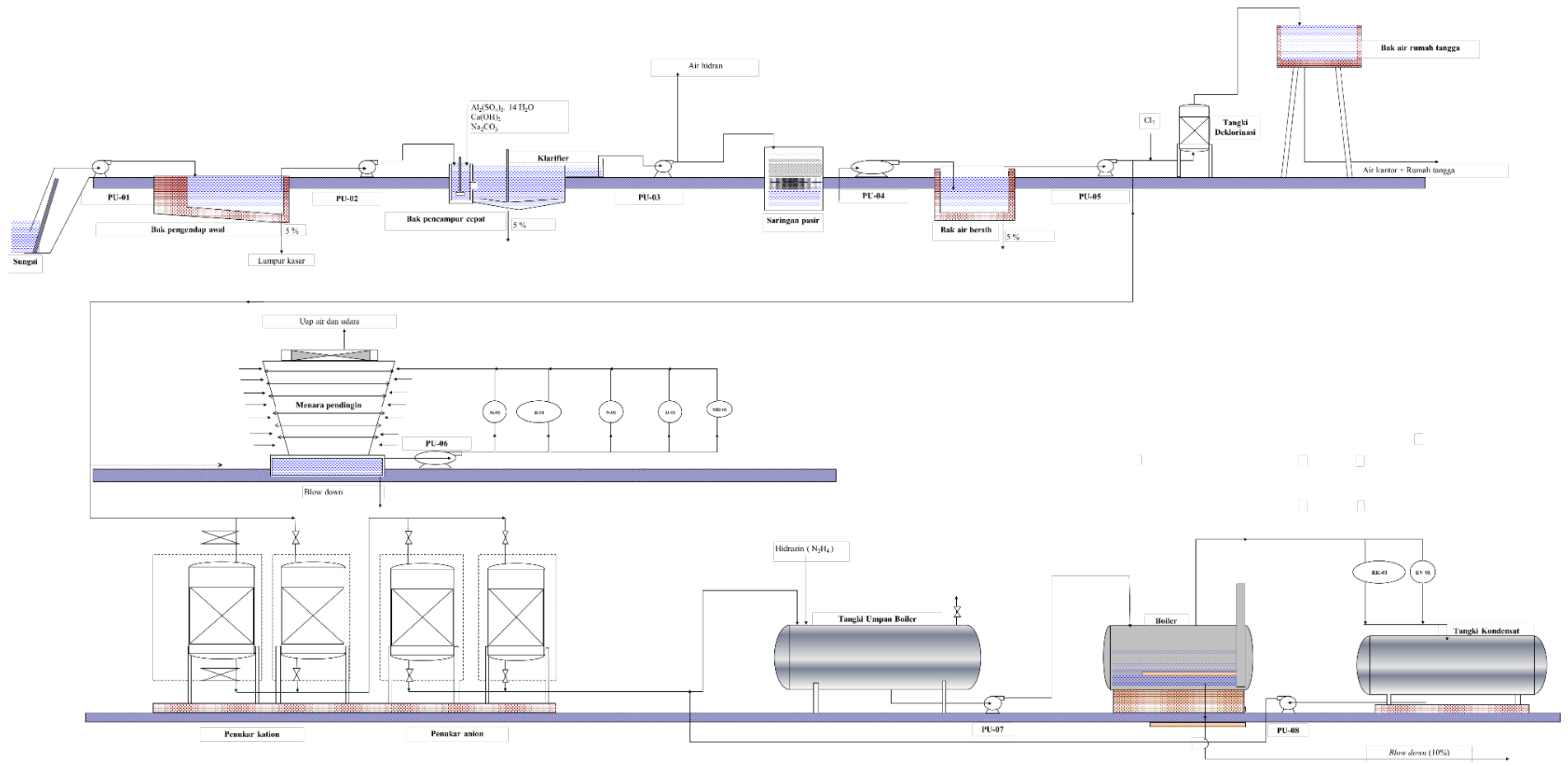
Perusahaan mendaftarkan karyawan sebagai peserta Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) dengan 4 jaminan, yaitu Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JKM), Jaminan Hari Tua (JHT) dan Jaminan Pensiun (JP).

BAB V

UTILITAS

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

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



Gambar 5. 1 Unit Utilitas

Keterangan :

1. PU-01-08 : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. FU-02 : Saringan Pasir
4. BO-01 : *Boiler*
5. CL-01 : Klarifier
6. BU-01 : Bak Pengendapan awal
7. BU-02 : Bak Penyampur Cepat
8. BU-03 : Bak Pengendapan Sementara
9. BU-04 : Bak Air Bersih
10. BU-05 : Bak Air Rumah Tangga
11. TU-01 : Tangki Deklorinasi
12. CT-01 : *Cooling Tower*
13. TU-02 : Tangki NaCl
14. TU-03 : Tangki NaOH
15. TU-04 : Tangki Kation
16. TU-05 : Tangki Anion
17. TU-06 : Tangki Umpan Boiler
18. TU-07 : Tangki Kondensat

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik. Dalam perancangan pabrik $C_{12}H_{14}O_4$ ini, sumber air yang digunakan adalah sumber air Sungai Bengawan Solo. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air yaitu :

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan relatif murah, sedangkan pengolahan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi karena lebih banyak kandungan garam mineral di dalamnya yang perlu dipisahkan. Tetapi dengan faktor letak pabrik yang dekat dengan sumber air sungai.
- b. Air Sungai merupakan sumber kontinyu yang tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari. Berikut ini merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk aktivitas pabrik dietil ftalat yang akan berdiri di Gresik, Jawa Timur

5.1.1 Air Kebutuhan Umum

5.1.1.1 Air Domestik (*Domestic water*)

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

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah, kg/jam
Kantor	662,5536
Mess	181,25
Jumlah	843,8036

6.1.1.2 Air Layanan Umum (*Service Water*)

Service water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lainlain. Kriteria *service water* yang digunakan sama seperti *domestic water*. Dan kebutuhan air hydrant pada kebutuhan air yang digunakan untuk pemadam kebakaran apabila terjadi timbulnya api atau kebakaran suatu tempat di dalam pabrik, kebutuhan air hydrant bersifat kondisional yang sewaktu-waktu dibutuhkan ketika kebutuhan mendesak yang harus dipadamkan apabila terjadi kebakaran. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

- Syarat fisika, meliputi :
 - Suhu : dibawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau

b. Syarat Kimia, meliputi :

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

Total perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (service water) seperti bengkel, laboratorium 500 kg/jam.

6.1.1.3 Air Pendingin

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

- a. Air pendingin diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar.
- b. Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan.
- c. Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi.
- d. Tidak terdekomposisi.

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

- a. Besi, karena dapat menyebabkan korosi.
- b. Silika, karena dapat menyebabkan kerak.
- c. Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.

- d. Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film corrosion inhibitor, penurunan heat exchanger coefficient dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini perancangan dibuat over design sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin menjadi sebesar 3783,1350 kg/jam.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Koil Pendingin	R-01	13,9251
2	Koil Pendingin	N-01	2580,4737
3.	Cooler 1	HE-04	279,1068
4.	Cooler 2	HE-06	279,1068
Jumlah			3152,6123

6.1.1.4 Total Kebutuhan Air

Tabel 5. 2 Total Kebutuhan Air

No	Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	<i>Domestic Water</i>	843,8036
2	<i>Service Water</i>	500
3	<i>Cooling Water</i>	3783,1347
4	<i>Steam Water</i>	1476,6748
Jumlah		6603,6131

5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Unit Pembangkit Steam bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi. Direncanakan boiler menghasilkan steam jenuh (saturated steam) pada tekanan 1 atm dan suhu 150 °C.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater 1</i>	HE-01	1024,1844
<i>Heater 2</i>	HE-02	2,1867
<i>Heater 3</i>	HE-04	0,6948
<i>Heater 5</i>	HE-05	203,4965
Total		1230,56

5.3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

Kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari PLN, selain dari PLN listrik cadangan didapatkan dari generator pabrik apabila listrik dari PLN mengalami kendala. Hal ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu dan tidak ada gangguan listrik yang padam. Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain :

- Listrik untuk AC
- Listrik untuk laboratorium dan bengkel
- Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- Listrik untuk penerangan
- Listrik untuk instrumentasi

Kelebihan menggunakan listrik PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangan menggunakan listrik PLN adalah kontinyu dari penyediaan listrik tenaganya tidak tetap dan kurang terjamin.

Tabel 5. 4 Daya Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	3,0000	2237,1000
Reaktor	R-01	25,0000	18642,5000
Neutralizer	N-01	75,0000	55927,5000
Screw Conveyor	SC-01	5,0000	3728,5000
Pompa Proses	P-01	0,5000	372,8500
	P-02	1,5000	1118,5500
	P-03	0,0500	37,2850
	P-04	1,5000	1118,5500
	P-05	0,0500	37,2850
	P-06	2,0000	1491,4000
	P-07	3,0000	2237,1000
	P-08	2,0000	1491,4000
	P-09	1,5000	1118,5500
Total		120,1000	89558,5700

Tabel 5. 5 Daya Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Kompresor Udara Tekan	KU-01	0,2500	186,4250
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	1,5000	1118,5500
Pompa	PU-01	0,7500	559,2750
	PU-02	0,7500	559,2750
	PU-03	0,3333	248,5667
	PU-04	0,3333	248,5667
	PU-05	0,2500	186,4250
	PU-06	0,2500	186,4250
	PU-07	0,2500	186,4250
	PU-08	0,2500	186,4250
Total		4,9167	3666,3583

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	89,5586
2.	Utilitas	3,6664
3.	Alat Kontrol	23,3062

Tabel 5. 7 ... (lanjutan)

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
4.	Penerangan	13,9837
5.	Peralatan Kantor	13,9837
6.	Bengkel, Laboratorium	13,9837
7.	Perumahan	10,0000
	Total	168,4824

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat controller memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic terutama alat – alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 3,7382 m³ /jam dengan tekanan 5,5 atm.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 2.488,77 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan bahan sisa buangan dari suatu proses produksi industri pabrik yang sudah tidak terpakai lagi. Pengolahan limbah pabrik diethyl ftalat ini berupa cair. Limbah dari proses produksi pabrik harus dikondisikan agar tidak terjadi pencemaraan lingkungan seperti kematian ikan, merusak tanaman, keracunan pada hewan maupun gangguan kesehatan manusia. Limbah ini diolah di Unit Pengolahan Limbah yang menghasilkan sebagai berikut :

5.6.1 Limbah Cair

Limbah cair adalah suatu limbah yang sudah terbuang oleh proses produksi dan tidak digunakan lagi yang berupa cairan terutama suatu senyawa organik yang tidak bisa diuraikan mikroorganisme di alam dan dihasilkan dari arus keluaran unit evaporator berupa uap air dan langsung dibuang kembali ke sungai, limbah lainnya berasal dari :

- Limbah sanitasi

Limbah sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Limbah sanitasi berasal dari air hasil buangan limbah domestik yang dipakai sebagai keperluan pabrik maupun perkantoran. Air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain :

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Discounted Cash Flow* (DCF)
- d. *Break Event Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Total Capital Investment terdiri dari :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Total Production Cost terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan modal

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya *variable* (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami perubahan yang cukup signifikan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang dirikan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun itu juga.

Indeks harga tahun 2027 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks Harga

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1970	125,7
1971	132,3
1972	137,2
1973	144,1
1974	165,4
1975	182,4

Tabel 6. 1... (lanjutan)

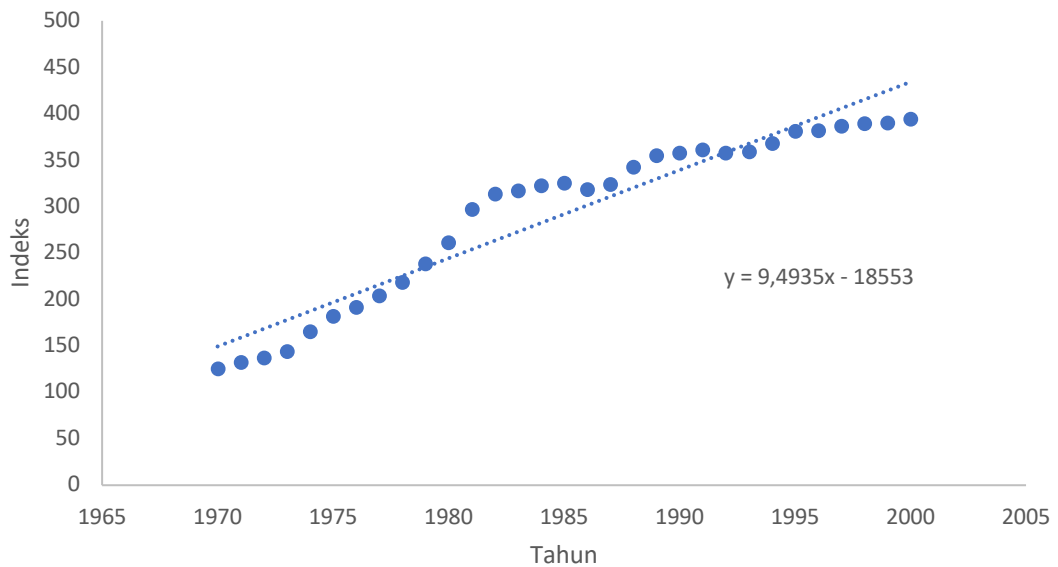
1976	192,1
1977	204,1
1978	218,8
1979	238,7
1980	261,2
1981	297
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2

Tabel 6. 1... (lanjutan)

1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	443,9
2002	452,9
2003	462,4
2004	471,9
2005	481,4
2006	490,9
2007	500,4
2008	509,9
2009	519,4

Tabel 6. 1... (lanjutan)

2010	528,9
2011	538,4
2012	547,9
2013	557,4
2014	566,9
2015	576,4
2016	585,8
2017	595,3
2018	604,8
2019	614,3
2020	623,8
2021	633,3
2022	642,8
2023	652,3
2024	661,8
2025	671,3
2026	680,8
2027	690,3



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Dari indeks harga di atas maka diperoleh persamaan regresi linier adalah :

$$y = 9,4935 x - 18553$$

Persamaan regresi linier tersebut digunakan untuk mencari indeks harga padatahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik akan didirikan pada tahun 2027. Indeks harga pada tahun 2027 adalah **690,3**. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah **566,9**.

Harga peralatan pada tahun 2027 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

Harga alat pada tahun akan di didikan (metode index)

$$EX = (NX/NY)*EY$$

Dimana :

EX = Harga tahun pembelian

EY = Harga tahun referensi

NX = Indeks harga pada tahun pembelian

NY = Indeks harga pada tahun referensi

Jika kapasitas alat tidak ada di referensi, maka harga alat dihitung menggunakan metode six tenths factor:

$$E_b = E_a \cdot (C_b/C_a)^{0,6}$$

Dimana :

Ea = harga alat a

Eb = harga alat b

Ca = kapasitas alat a

Cb = kapasitas alat b

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 25.000 Ton/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 Tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2027
5. Indeks Harga Tahun 2027 = 690,3
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/*man hour*
7. Upah Buruh Indonesia = Rp 20.000/*man hour*
8. Kurs Dollar = Rp 15.252 = 1 \$
9. Harga C₁₂H₁₄O₄ = Rp 61.008.000 /ton
10. UMR Gresik = Rp 4.522.030

6.3.2 Total Capital Investment

Total Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik.

Total capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi:

- *Purchased Equipment Cost*
- *Equipment Installation*
- *Piping*
- *Instrumentation*
- *Insulation*
- *Electrical*
- *Building*
- *Land and Yard Improvement*
- *Utility*
- *Engineering Cost*
- *Construction Cost*
- *Contractor fee*
- *Contingency*

$$\text{Physical Plant Cost (PPC)} = 1 + 2 + \dots + 8 + 9$$

$$\text{Direct Plant Cost (DPC)} = \text{PPC} + 10 + 11$$

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{DPC} + 12 + 13$$

Tabel 6. 2 *Pyhsical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	79.520.724.759,93	5.213.789,98
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	19.880.181.189,98	1.303.447,49
3	Instalasi cost	13.189.595.626,99	864.778,10
4	Pemipaan	44.101.582.895,67	2.891.527,86
5	Instrumentasi	15.979.598.920,56	1.047.705,15
6	Insulasi	3.079.733.602,70	201.923,26
7	Listrik	7.952.072.475,99	521.379,00
8	Bangunan	56.772.000.000	3.722.265,93
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	700.000.000.000	45.895.620,25
Total		940.475.489.471,83	61.662.437,02

Tabel 6. 3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	188.095.097.894,37	12.332.487,40
2	<i>Direct Plant Cost</i>	1.128.570.587.366,19	73.994.924,43
Total		1.316.665.685.260,56	86.327.411,83

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	1.128.570.587.366,19	73.994.924,43
2	<i>Cotractor's fee</i>	45.142.823.494,65	2.959.796,98
3	<i>Contingency</i>	112.857.058.736,62	7.399.492,44
Total		1.286.570.469.597,46	84.354.213,85

b. Working Capital Investment

Working capital investment adalah total biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang di tentukan, meliputi:

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extented Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	88.953.341.822,41	5.832.241,14
2	<i>Inproses Inventory</i>	61.599.564.172,36	4.038.786,01
3	<i>Product Inventory</i>	28.746.463.280,44	1.884.766,80
4	<i>Extended Credit</i>	178.175.149.450,68	11.682.084,28
5	<i>Available Cash</i>	123.199.128.344,73	8.077.572,01
	Total	480.673.647.070,62	31.515.450,24

6.3.3 Total Production Cost

a. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dalam pembuatan suatu produk.

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, meliputi :

- *Raw material*
- Tenaga kerja
- *Supervisor*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*
- *Royalties and patent*

- *Utilities*

Tabel 6. 6 *Direct Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp978.486.760.046,54	\$64.154.652,51
2	<i>Labor</i>	Rp14.604.000.000,00	\$957.513,77
3	<i>Supervision</i>	Rp2.190.600.000,00	\$143.627,07
4	<i>Maintenance</i>	Rp77.194.228.175,85	\$5.061.252,83
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp11.579.134.226,38	\$759.187,92
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp9.799.633.219,79	\$1.285.029,27
7	<i>Utilities</i>	Rp9.548.843.746,03	\$626.071,58
Total		Rp1.103.403.199.414,58	\$72.987.334,95

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidaklangsung karena operasional atau berjalannya pabrik, meliputi:

- a. *Payroll overhead*
- b. *Laboratory*
- c. *Plant overhead*
- d. *Packaging*
- e. *Shipping*

Tabel 6. 7 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.920.800.000,00	\$191.502,75
2	<i>Laboratory</i>	Rp2.190.600.000,00	\$143.627,07
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp10.222.800.000,00	\$670.259,64
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp97.996.332.197,87	\$6.425.146,35
Total		Rp113.330.532.197,87	\$7.430.535,81

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, meliputi:

- a. Depresiasi
- b. *Property tax*
- c. *Insurance*

Tabel 6. 8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp102.925.637.567,80	\$6.748.337,11
2	<i>Property taxes</i>	Rp12.865.704.695,97	\$843.542,14
3	<i>Insurance</i>	Rp12.865.704.695,97	\$843.542,14
Total		Rp128.657.046.959,75	\$8.435.421,38

Tabel 6. 9 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp1.103.403.199.414,58	\$72.987.334,95
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp113.330.532.197,87	\$7.430.535,81
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp128.657.046.959,75	\$8.435.421,38
Total		Rp1.345.390.778.572,20	\$88.853.292,14

4. *General Expense*

General Expense adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost, meliputi :

a. *Administration*

b. Sales expense

c. Research

d. Finance

Tabel 6. 10 General Expense

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp81.311.424.707,52	\$5.331.197,53
2	Sales Expense	Rp135.519.041.179,20	\$8.885.329,21
3	Research	Rp81.311.424.707,52	\$5.331.197,53
4	Finance	Rp35.344.882.333,36	\$2.317.393,28
Total		Rp333.486.772.927,60	\$21.865.117,55

Tabel 6. 11 Total Production Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp1.345.390.778.572,20	\$88.853.292,14
2	General Expenses (GE)	Rp333.486.772.927,60	\$21.865.117,55
Total		Rp1.678.877.551.499,80	\$110.718.409,70

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk layak atau tidaknya dari suatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

6.4.1 Return On Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah kecepatan pengembalian banyaknya modal investasi, dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap

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

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risky yaitu 11% dan high risk yaitu 44%.

Profit = Sales Price – Total Product Cost

Pajak = 20 %

Hasil Penjualan = Rp. 1.959.926.643.957

Biaya Produksi = Rp. 1.678.877.551.499

Keuntungan sebelum pajak = Hasil penjualan – biaya produksi
= Rp281.049.092.457,68

Keuntungan setelah pajak = 20% x Keuntungan
= Rp224.839.273.966,14

ROI sebelum pajak =

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

= 21,84 %

ROI setelah pajak =

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

$$= 17,48 \%$$

<http://perpajakan.ddtc.co.id/peraturan-pajak>

6.4.2 Pay Out Time

Pay Out Time (POT) adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Fixed Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

- POT sebelum pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Taxes} + 0,1 \text{ FCI})} \times 100\%$$

$$= 3,3 \text{ Tahun}$$

- POT setelah pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit After Taxes} + 0,1 \text{ FCI})} \times 100\%$$

$$= 3,9 \text{ Tahun}$$

Batasan maksimum *Pay Out Time (POT)* setelah pajak untuk skala industri kimia *Low risk* yaitu 5 tahun dan *High risk* yaitu 2 tahun.

6.4.3 Break Even Point

Break Event Point (BEP) adalah suatu titik impas (hal tersebut pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Total Kapasitas pabrik pada saat *sales value = total cost*. Suatu pabrik akan mengalami jika beroperasi di bawah standar *Break Event Point* (BEP) dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas *Break Event Point* (BEP). Harga *Break Event Point* (BEP) pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$BEP = \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} x 100\%$$
$$= 48,53 \%$$

Keterangan :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Sales price

- *Fixed Cost (Fa)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.
- *Variabel Cost (Va)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- *Ragulated Cost (Ra)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi. Biaya- biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	Rp102.925.637.567	\$6.748.337
2	<i>Proerty Taxes</i>	Rp12.865.704.695	\$843.542
3	Asuransi	Rp12.865.704.695	\$843.542
Total		Rp128.657.046.959	\$8.435.421

Tabel 6. 13 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp14.604.000.000	Rp957.514
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.920.800.000	Rp191.503
3	<i>Supervision</i>	Rp2.190.600.000	Rp143.627
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp10.222.800.000	Rp670.260
5	Laboratorium	Rp2.190.600.000	Rp143.627
6	<i>General Expense</i>	Rp333.486.772.928	Rp21.865.118
7	<i>Maintenance</i>	Rp77.194.228.176	Rp5.061.253
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp11.579.134.226	Rp759.188
Total		Rp454.388.935.330	Rp29.792.089

Tabel 6. 14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp978.486.760.047	Rp64.154.653
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp97.996.332.198	Rp6.425.146
3	<i>Utilities</i>	Rp9.548.843.746	Rp626.072
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp9.799.633.220	Rp642.515
Total		Rp1.095.831.569.210	Rp71.848.385

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi pabrik yang mana biaya untuk mengoperasikan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut dan membayar sejumlah fixed cost.

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

$$= 24,97 \%$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*).

Dihitung dengan persamaan:

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

Keterangan :

$$R = S$$

FC = Fixed Capital

CF = Annual Cash Flow (After Profit + taxes + depresiasi inance)

I = Discounted cash flow rate

n = Umur Pabrik (10 Tahun)

$$\begin{aligned} \text{Salvage Value} &= \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp}102.925.637.567,80 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Annual profit} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp}363.109.793.867,30 \end{aligned}$$

Discounted cash flow rate dihitung secara trial and error,

$$R = \text{Rp. } 10.665.183.899.249,70$$

$$S = \text{Rp. } 10.665.183.899.249,70$$

$$R-S = 0$$

Dari Trial dan error di peroleh :

$$\text{Harga } i = 0.1969$$

$$\text{Sehingga DCFR} = 19,69 \%$$

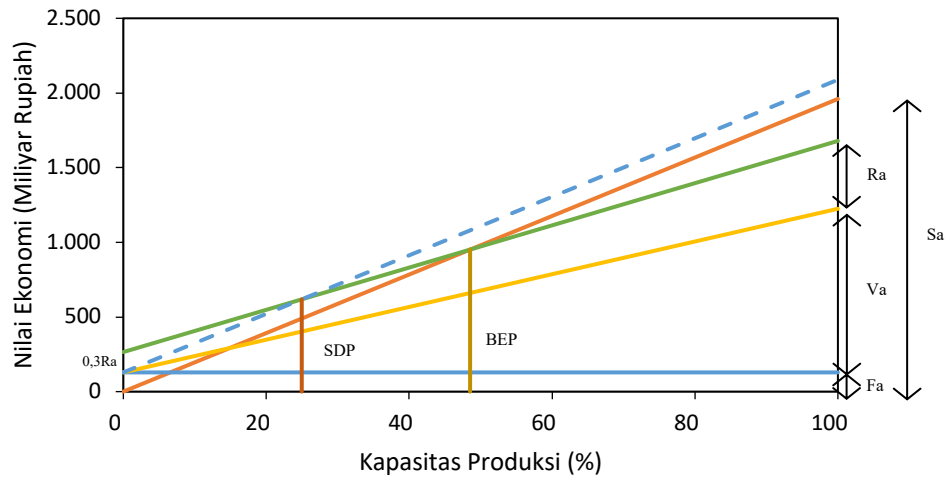
$$\text{Bunga bank Indonesia} = 5,75 \%$$

$$\text{DCFRR minimum} = 8,63 \%$$

Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/tidak
ROI sebelum pajak	21,84%	ROI <i>before taxes</i> Minimum <i>low</i> 11%	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	17,48%			
POT sebelum pajak	3,35 tahun	POT <i>before taxes</i> Maksimum <i>low</i> 5 thn	Aries Newton, P.196	Layak
POT setelah pajak	3,93 tahun			
BEP	48,53%	Kisaran 40-60%	Aries Newton	Layak
SDP	24,97 %	Kisaran 20-30%		Layak
DCFRR	19,69%	>1,5 bunga bank = minimum	8,63%	Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik dietil ftalat dari ftalat anhidrida dan etanol di tampilkan sebagai berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Pabrik ini menghasilkan produk utama yaitu dietil ftalat.
2. Lokasi pabrik dipilih di Gresik, Jawa Timur, disebabkan dekat dengan sumber bahan baku dan Laut Jawa.
3. Prospek pabrik dietil ftalat sangat menjanjikan sebagai bahan resin yang merupakan bahan tambahan dalam pembuatan polimer, hal ini dapat mengurangi pengimporan DEP dari luar negeri lagi.
4. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 172 orang
5. Berdasarkan uraian proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, maka pabrik dietil ftalat tergolong pabrik beresiko rendah.
6. Parameter kelayakan dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp. 1.959.926.643.957 dan keuntungan bersih sebesar Rp 224.839.273.966 Break Even Point (BEP) 48,53 %, Shut Down Point (SDP) 24,97 %, Return On Investment (ROI) sesudah pajak 17,48 %, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 3,9 tahun.

7.2 Saran

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

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, "Export - Import Sektor Industri"
- Brown, G.G. 1950. "Unit Operation", John Wiley and Sons Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1959. "Equipment Design", John Willey & Sons,inc., New York.
- Coulson, J.M. 1983. "Chemical Engineering", Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore
- Faith Keyes and Clark. 1975. "Industrial Chemical", 4,h Edition, Jonh Wiley and Sons Inc, New York.
- Geankoplis, J.C. 1978. "Transport Process and Unit Operation" Third Edition, Prentice Hall International Inc., United States of America.
- Harga Bahan, www.indonesian.alibaba.com diakses pada tanggal 2 September 2023
- Harga Alat, www.matche.com, diakses pada 2 September 2023
- Indeks Bunga Bank, www.bi.go.id diakses tanggal 5 September 2023
- Indeks Harga www.chemengonline.com/pci diakses pada tanggal 2 September 2023
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1982, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd Edition, vol. 4, New york., Interscience Publishing Inc.
- Mc Cabe, W. L. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, (3rd ed) .

- Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha , Ltd.
- Mulyono, P. 2021. Ekonomi TEKNIK: Lengkap dengan Evaluasi Ekonomi Pabrik Kimia Dan Soal - Penyelesaian. UGM PRESS.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. 1991. Plant design and economics for chemical engineers (4th ed.). McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Peters, M. S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West. 2004. Plant design and economics for chemical engineers (5th ed.). McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Seader, J.D., and Henley, E.J. 2006, Separation Process Principles, Second Edition, New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Wallas. S.M. 1988. Chemical Process Equipment. Butterworth Publishers, Stoneham USA.
- Ullmann. 2003. Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry 7th ed. VCH Verlagsgesell Scahft. Wanheim : Germany.
- Ulrich, G. D. 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- US Patent No. 2618651. 1952. *Preparation of Dimethyl and Diethyl Phthalate from Phthalic Anhydride*. United States Patent Office : USA.

Yaws, C. L. 1999. Livro - *[Handbook] - Chemical Properties Handbook - C.L.*

Yaws, 1996 .pdf (pp. 1–772).

LAMPIRAN

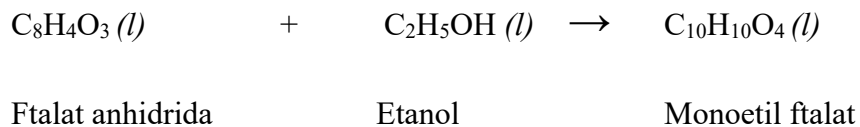
LAMPIRAN 1

PERANCANGAN REAKTOR ALIR TANGKI BERPENGADUK

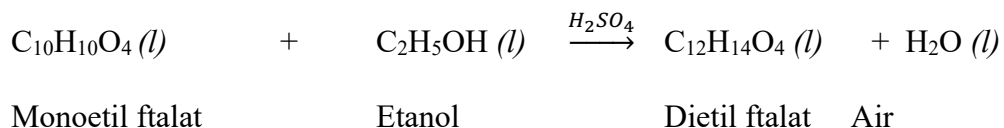
Fungsi	: Mereaksikan ftalat anhidrida dan etanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan dietil ftalat dan air
Jenis Reaktor	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Kondisi Operasi	: Tekanan (P) = 1 atm dan suhu (T) = 100°C
Sifat Reaksi	: Eksotermis

Reaksi pembentukan dietil ftalat yang terjadi dapat dituliskan dengan persamaan reaksi sebagai berikut :

Reaksi (1) :



Reaksi (2):



Dalam eksperimen melakukan esterifikasi ftalat anhidrida dengan etanol dan katalis asam sulfat dengan jumlah katalis yang digunakan yaitu 2% dari berat ftalat anhidrida. Reaksi dijalankan pada fase cair – cair dengan suhu 100 °C

dengan perbandingan mol ftalat anhidrida dan etanol sebesar 1 : 2,7. (Skrzypek et al., 1994)

Data-data yang digunakan untuk melakukan tinjauan termodinamika yaitu entalpi panas pembentukan dan energi gibbs pada masing-masing bahan baku dan produk.

Menghitung panas pembentukan reaksi pada suhu 298 K

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R(298\text{ K})} &= \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{reaktan} & (1.5) \\
 &= \Delta H_{\circ f} \text{MEP} - (\Delta H_{\circ f} \text{PA} + \Delta H_{\circ f} \text{ET}) \\
 &= (-663 - ((-393,130) + (-235))) \text{ kJ/mol} \\
 &= -34,870 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R(298\text{ K})} &= \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta H_{\circ f} \text{reaktan} \\
 &= (\Delta H_{\circ f} \text{DEP} + \Delta H_{\circ f} \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_{\circ f} \text{ET} + \Delta H_{\circ f} \text{MEP}) \\
 &= (-688,300 + (-241,800)) - (-235 + (-663)) \text{ kJ/mol} \\
 &= -32,000 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan panas reaksi pembentukan menunjukkan bahwa $\Delta H_{R(298\text{ K})}$ reaksi 1 dan 2 bernilai negatif sehingga terbukti reaksi ini merupakan reaksi eksotermis atau reaksi yang menghasilkan panas sehingga membutuhkan pendingin.

Menghitung energi bebas Gibbs reaksi pada suhu 298 K

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ (298 K) &= \Sigma \Delta G_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta G_{\circ f} \text{reaktan} && (1.6) \\ &= \Delta G_{\circ f} \text{MEP} - (\Delta G_{\circ f} \text{PA} + \Delta G_{\circ f} \text{ET}) \\ &= (-526) - (-386,430 + (-168,290)) \text{ kJ/mol} \\ &= -28,720 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ (298 K) &= \Sigma \Delta G_{\circ f} \text{produk} - \Sigma \Delta G_{\circ f} \text{reaktan} \\ &= (\Delta G_{\circ f} \text{DEP} + \Delta G_{\circ f} \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_{\circ f} \text{ET} + \Delta G_{\circ f} \text{MEP}) \\ &= (-495 + (-228,6)) - (-168,290 + (-526)) \text{ kJ/mol} \\ &= -28,320 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Didapat $\Delta G^\circ < 0$ sehingga kedua reaksi berlangsung secara spontan.

Reaksi pertama berlangsung cepat tanpa katalis dan terkonversi seluruhnya (konversi 100% terhadap ftalat anhidrida). Sementara pada reaksi kedua berjalan lebih lambat dan memerlukan bantuan katalis dengan konversi 90% terhadap monoetil ftalat. Maka reaksi yang digunakan dalam tinjauan ialah reaksi kedua sebagai reaksi kontrol. Reaksi pembentukan dietil ftalat merupakan reaksi esterifikasi orde 2. Perbandingan mol antara ftalat anhidrida dan Etanol yaitu 1 : 2. Persamaan konstanta kecepatan reaksi ditentukan dari percobaan atau eksperimen. Berikut ini merupakan konstanta kecepatan reaksi :

$$k_{\tau} = 2,1 \cdot 10^{-5} - 0,0008896C + 1,228 \cdot 10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right] \left[\frac{10^{15,184909 - \frac{4.515,8672}{T}}}{10^5 \cdot 0,012058} \right]$$

$$k = 0,8579 \text{ dm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ min}^{-1}$$

Dimana :

$k\tau$ = Konstanta laju reaksi

C = Persentase berat asam sulfat terhadap umpan

B/M = Perbandingan mol alkohol dengan monoester

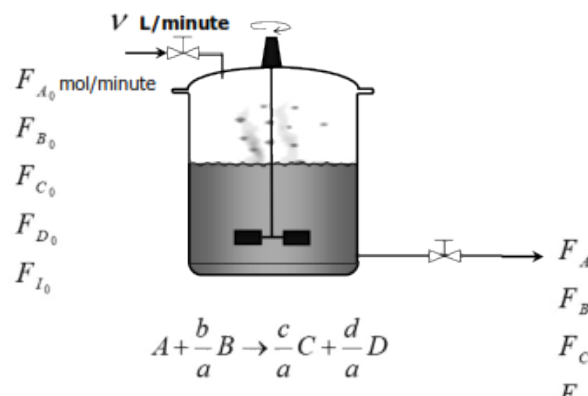
T = Suhu (K)

(Groggins P.H., 1958)

Model matematis perancangan reaktor :

Asumsi :

1. *Isothermal*
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. *Steady State*



Gambar 1 Skema Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan :

$$(Rate\ of\ Flow\ o\ Input) - (Rate\ of\ Flow\ of\ Output) - (Rate\ of\ Reaction)$$

$$= Rate\ of\ Acc$$

Melalui kondisi stoikiometri : $FA = FAO - FAO.X$ dapat

dirubah menjadi :

$$FAO.X = FAO - FA$$

$$FAO - FA - (-ra)V = 0$$

$$FAO = (-ra) \cdot V$$

$$V = (FAO \cdot X) / (k \cdot C_A \cdot C_B)$$

$$V = (FAO.X) / k ((C_{A0}(1-X)) \cdot (C_{B0} - C_{A0}.X))$$

Sehingga diperoleh :

$$V = 30,8317 \text{ m}^3$$

Komposisi umpan masuk ke reaktor :

1. Reaksi Stoikiometri :

Reaksi 1 : (konversi 100%)

Reaksi	$C_8H_4O_3$	+	C_2H_5OH	\rightarrow	$C_{10}H_{10}O_4$
Mula-mula	6,7534		12,3913		
Bereaksi	6,7534		6,7534		6,7534
Setimbang	0		5,6379		6,7534

Reaksi 2 : (konversi 90%)

Reaksi	$C_{10}H_{10}O_4$	+	C_2H_5OH	\rightarrow	$C_{12}H_{14}O_4$	+	H_2O
Mula-mula	6,7534		5,6379				
Bereaksi	5,0741		5,0741		5,0741		5,0741
Setimbang	1,6792		0,5638		5,0741		5,0741

2. Neraca Massa Reaktor

No	Komponen	Input		Output
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	H ₂ O	83,7664	1,1168	339,9087
2	C ₂ H ₅ OH	1591,5628		72,4146
3	H ₂ SO ₄		54,7274	54,7274
4	C ₄ H ₂ O ₃	1,3961		1,3961
5	C ₈ H ₄ O ₃	2790,8193		
6	C ₁₀ H ₁₀ O ₄			909,6299
7	C ₁₂ H ₁₄ O ₄			3145,3123
Subtotal		4467,5447	55,8443	4523,3890
Total		4523,3890		4523,3890

3. Komposisi Umpan Reaktor

Komponen	BM	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	Fv (L/jam)
H ₂ O	18	4,7157	84,8833	955,7621	0,0888	88,8122
C ₂ H ₅ OH	46	34,5992	1591,5628	710,3349	2,2406	2240,5807
H ₂ SO ₄	98	0,5584	54,7274	1739,3165	0,0315	31,4649
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,0142	1,3961	1261,0756	0,0011	1,1071
C ₈ H ₄ O ₃	148	18,8569	2790,8193	1236,9192	2,2563	2256,2664
C ₁₀ H ₁₀ O ₄	194	0,0000	0,0000	1117,8417	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	222	0,0000	0,0000	1037,4706	0,0000	0,0000
Total		58,7445	4523,3890	8058,7206	4,6182	4618,2314

4. Perancangan Reaktor

$$V_{\text{shell}} = 30,8317 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak. Dengan perancangan $H = 1,5D$ sehingga :

$$D = 3,6122 \text{ m}$$

$$H = 5,4183 \text{ m}$$

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

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

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144} \quad (\text{dipilih } sf = 2 \text{ in})$$

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

$$V_{\text{head}} = 2(V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$V_{\text{head}} = 0,0137 \text{ m}^3$$

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

$$V_{\text{reaktor}} = 37,0117 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{bottom}} = 0,5 V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{bottom}} = 0,0068 \text{ m}^3$$

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

$$V_{\text{cairan}} = 36,9912 \text{ m}^3$$

$$h \text{ cairan} = 3,6115 \text{ m}$$

$$V \text{ cairan dalam shell} = 36,9730 \text{ m}^3$$

Tekanan desain reaktor :

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

$$\begin{aligned} \text{Vol cairan} &= h \text{ cairan} \times (\pi D^2/4) h_{\text{cairan}} \\ &= 3,6115 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= 18358,5115 \text{ N/m}^2 \\ &= 4,6427 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ reaksi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P \text{ reaksi} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 19,3386 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,2 \cdot P_{\text{operasi}} \\ &= 23,2064 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 23,2064 \text{ psia}$$

Menghitung tebal shell :

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

(Brownell & Young, 1959,p.254)

Dirancang menggunakan bahan *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

Dimana :

$$r = 0,5 \times \text{Diameter tangki} = 71,1060 \text{ in}$$

- E = efisiensi pengelasan = 80 %
 C = faktor korosi = 0,1250
 F = Tegangan yang diijinkan = 18.750 psia

Sehingga, didapatkan nilai ts :

ts = 0,2351 in, digunakan tebal standar 1 in

ts = 1 in (Brownell & Young, 1959)

ID Shell = 142,2120 in

OD Shell = 144,2120 in

OD Standar = 144 in

icr = 3,375

r = 144

E = 80 %

C = 0,1250

F = 18750 (Brownell & Young, 1959)

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA- 167 Grade 11 Type 316*

(Brownell & Young, 1959,p.342)

Bentuk head : *Torispherical Flanged & Dished Head*

(Brownell & Young, 1959,p.87)

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

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

w = 2,3830

th = 0,3462 in

th standar = 0,3125 (digunakan tebal standar 5/16 in)

Menentukan Tinggi Reaktor Total

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

sf = 2,5 in

ID = OD standar – (2*ts)

= 142 in

a = 71,0000 in

AB = 67,6250 in

BC = 140,6250 in

AC = 123,2974 in

b = 20,7026 in

Tinggi head total (OA) = sf + b + th

= 23,5151 in

Tinggi reaktor total = 2 x tinggi head total + tinggi shell

= 6,6128 m

Menghitung Spesifikasi Pengaduk

Kondisi Operasi :

Toperasi = 100°C

μ = 1,6190 Cp

ρ = 904,4326 kg/m³

= 56,4619 lb/ft³

= 0,0327 lb/in³

V cairan yang diaduk = 36,9912 m³

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

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Wb/Di = 0,17$$

$$L/Di = 0,25$$

$$Dt = 142,2120 \text{ in}$$

Jumlah baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lain)

Jumlah blade = 6

Keterangan :

- Di = diameter pengaduk
- Dt = diameter dalam reaktor
- ZL = tinggi cairan dalam reaktor
- wb = lebar baffle
- Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki
- L = lebar pengaduk

Maka diperoleh :

Diameter pengaduk (DI) =	Dt/3	47,4040	in
Jarak Pengaduk dari dasar tangki(Zi) =	Di*1,3	61,6252	in
Tinggi Pengaduk (ZL) =	Di*3,9	184,8756	in
Lebar pengaduk (L) =	Di*0,25	11,8510	in
Lebar baffle (Wb) =	Di*0,17	8,0587	in

Menghitung jumlah impeller :

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

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

$$= 3,4348 \text{ m}$$

$$= 11,2688 \text{ ft}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \text{WELH} / D$$

$$= 0,9509$$

$$= 1 \text{ pengaduk}$$

Maka jumlah pengaduk yang dibutuhkan adalah 1 buah.

Menghitung Putaran Pengaduk

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

$$N = 57,7698 \text{ rpm}$$

$$= 0,9628 \text{ rps}$$

$$= 3466,1872 \text{ rph}$$

Jenis Motor dipilih : fixed speed belt (karena paling ekonomis dan mudah dalam)

pemasangan serta perbaikannya

Kecepatan standar pengaduk = 68 rpm

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

Menghitung Power Pengaduk :

Diketahui :

$$\rho = 904,4326 \text{ kg/m}^3 = 56,4619 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 1,6190 \text{ Cp}$$

$$D_i = 3,9503 \text{ ft}$$

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

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

$$Re = 917867,2494$$

$$P_a = 19991,6164 \text{ Watt}$$

$$= 42,7585 \text{ kW}$$

$$= 26,8092 \text{ hP}$$

Maka, berdasarkan Peters & Timmerhaus, 1991 hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 89% :

Sehingga, nilai $P = 23,8602 \text{ hP} = 25 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 25 \text{ hP}$ (berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p. 358)

5. Perancangan Koil Pendingin Reaktor

Kondisi Operasi :

$$\text{Suhu fluida panas masuk reaktor} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$- \text{ Suhu fluida panas keluar reaktor} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$- \text{ Suhu fluida pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$- \text{ Suhu fluida pendingin keluar} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

Kebutuhan air pendingin :

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

$$m = 13,9251 \text{ kg/jam}$$

Kecepatan volumetrik air :

$$Q_v = 0,0140 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Luas perpindahan panas :

$$\Delta T_{LMTD} = 111,958 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$Q = 872,5096 \text{ kJ/jam}$$

$$A = 0,0985 \text{ ft}^2 = 0,0092 \text{ m}^2$$

Luas selubung reaktor

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

$$A = 72,6717 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor, maka rancangan menggunakan koil pendingin.

$$T_{av} = 310,5 \text{ K}$$

$$\rho = 1016,0968 \text{ kg/m}^3$$

$$c_p = 4,1838 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$k = 0,6222 \text{ W/m.K}$$

$$\mu = 0,6991 \text{ cP}$$

Menentukan Layout Koil :

Ukuran pipa koil berada pada kisaran 0,5-2,5 in (Perry, 1999)

$$\text{IPS} : 2,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} : 2,88 \text{ in}$$

$$\text{ID} : 2,469 \text{ in}$$

$$\text{Sch. Number} : 40$$

Flow area : 4,79 in²

Surface area per lin ft, At : 0,753 ft²/ft

Susunan koil : Helix

Diameter helix, dhe : 2,8897 m

Jarak antar lilitan, jsp : 1,44 in

Menghitung Koefisien Transfer Panas :

$$h_o = \frac{0,87k}{Dt} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$$\left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} = 1$$

Dt = 11,8510 ft
k = 0,1175 btu/jam.ft.F
Cp = 34,0698 btu/lb.F
L = 3,9503 ft
N = 4080 rph
ρ = 58,0646 lb/ft³
μ = 3,9165 lb/ft.jam

ho = 865,9004 btu/jam.ft²F

Koefisien transfer panas dalam koil dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\frac{h_i ID}{k} = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left[1 + \frac{3,5 ID}{dhe} \right]$$

$$Re = \frac{Gt ID}{\mu}$$

$$Pr = \frac{Cp \mu}{k}$$

Fluks massa pendingin total

Gt = 251999,6356 lb/ft.jam

Fluks massa tiap set koil

Kecepatan medium pendingin, Gi = 1872178,422 lb/ft²jam

Re = 43975,0996

$$Pr = 4,6978$$

$$hi = 399,4268 \text{ btu/ft}^2\text{jam.F}$$

$$hio = 342,4253 \text{ btu/ft}^2\text{jam.F}$$

Menghitung Uc dan Ud :

$$Uc = (hio \cdot hc) / (hio + hc)$$

$$Uc = 245,3582 \text{ btu/ft}^2\text{jam.F}$$

$$Rd \text{ min} = 0,003$$

$$Ud = 141,3293 \text{ btu/ft}^2\text{jam.F}$$

$$Rd = 0,003$$

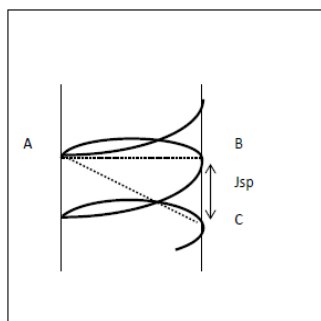
$$A \text{ aktual} = 96,0614 \text{ ft}^2$$

Menghitung Panjang Koil :

$$Lc = 127,5716 \text{ ft}$$

$$= 38,8838 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah lengkungan koil dan tinggi tumpukan koil :



$$AB = DC$$

$$BC = Jsp$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$= \sqrt{(DC)^2 + (Jsp)^2}$$

$$\text{Keliling busur AB} = 14,8848 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AC} = 14,8850 \text{ ft}$$

$$KL = 29,7698 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil = 4
 Tinggi tumpukan koil = 1,1484 ft
 = 0,3500 m
 Volume koil, Vc = 0,1633 m
 Tinggi cairan, Hl = 3,6148 m

Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan dalam shell, maka koil tidak tercelup dalam cairan

Menghitung Pressure Drop Koil :

Faktor friksi, f = 0,0065

$$\Delta P = \frac{f \times Gt^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times S \times \phi t}$$

$$\phi t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,19} = 1$$

S = spesifik gravity = 62,4664 lb/ft3
 L = panjang koil = 3,2963 ft
 Gt = 921,4468 lb/jam.ft2

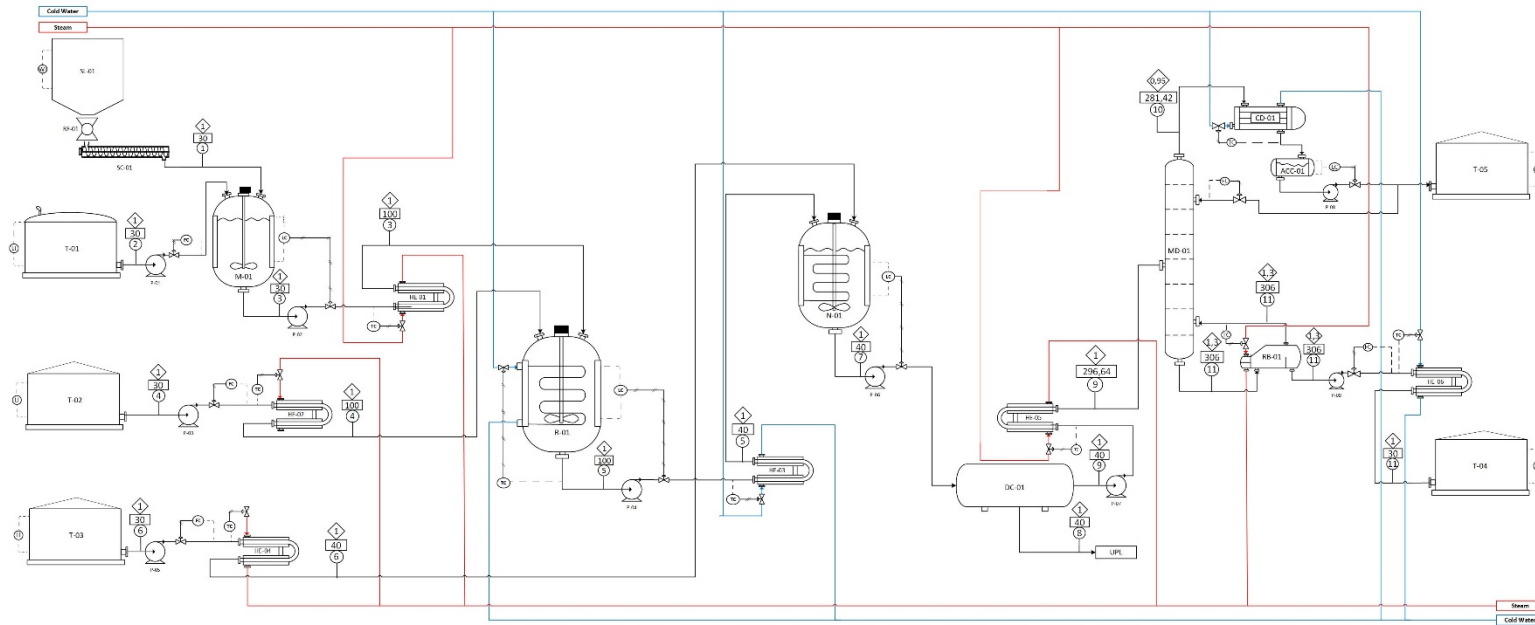
$\Delta P = 0,006502$ psi

Syarat $\Delta P < 10$ psi

LAMPIRAN 2

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PRA RANCANGAN PABRIK DIETHYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN ETANOL
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H ₂ O		83,77	83,77	1,12	339,91	22,34	382,35	382,35			
C ₂ H ₅ OH		1591,56	1591,56		72,41		72,41	72,41			
H ₂ SO ₄				54,73	54,73						
C ₈ H ₆ O ₃	1,40		1,40		1,40		1,40		1,40	1,40	
C ₁₀ H ₁₀ O ₄					909,63		909,63	0,69	908,94	893,16	15,78
C ₈ H ₆ O ₃	2790,82		2790,82								
C ₁₂ H ₁₄ O ₄					3145,31		3145,31	0,04	3145,27	4,49	3140,78
NaOH						44,68					
Na ₂ SO ₄							79,30	79,30			
TOTAL	2792,22	1675,33	4467,54	55,84	4523,39	67,01	4590,40	534,80	4055,60	899,04	3156,57

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
TC	Temperature Controller
WI	Weight Indicator

Keterangan Alat	
CL	Cooler
DC	Dekanter
HE	Heat Exchanger
M	Mixer
N	Neutralizer
R	Reaktor
T	Tangki
P	Pompa
MD	Menara Distilasi
ACC	Accumulator
RD	Reboiler
CD	Condenser
SI	Silo
SC	Screw Conveyor
RF	Rotary Feeder

	PRODI STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
	<p align="center">PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK DIETHYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN ETANOL KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN</p>
DISUSUN OLEH : Triyella Larissa (1952111) Akmal Ramadhan (1952112)	
DOSEN PEMBIMBING : Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.	

LAMPIRAN 3

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Brisyela Larriza
No. MHS : 19521111
2. Nama Mahasiswa : Akmal Ramadhan
No. MHS : 19521122

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK DIETHYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE
DAN ETANOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON /TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	5 OKTOBER 2022	Perkenalan dan konsultasi pemilihan judul	Jf
2.	20 OKTOBER 2022	Konsultasi mengenai data impor dan ekspor	Jf
3.	18 NOVEMBER 2022	Konsultasi mengenai data konsumsi dan pemilihan proses	Jf
4.	19 DESEMBER 2022	Konsultasi mengenai data, proses dan spesifikasi bahan	Jf
5.	23 MARET 2023	Konsultasi mengenai diagram alir	Jf
6.	6 APRIL 2023	Konsultasi mengenai diagram alir dan uraian proses	Jf

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 April 2023

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

- *) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Brisuela Larriza
 No. MHS : 19521111
2. Nama Mahasiswa : Akmal Ramadhan
 No. MHS : 19521122

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK DIETHYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN
 ETANOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 09 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	31 MEI 2023	Konsultasi mengenai neraca massa	<i>[Signature]</i>
2.	4 AGUSTUS 2023	Konsultasi reaktor	<i>[Signature]</i>
3.	22 AGUSTUS 2023	Konsultasi neraca panas dan alat pemisah	<i>[Signature]</i>
4.	1 SEPTEMBER 2023	Konsultasi MP, Tangki dan pompa	<i>[Signature]</i>
5.	4 SEPTEMBER 2023	Konsultasi PEFD dan Utilitas	<i>[Signature]</i>
6.	5 SEPTEMBER 2023	Konsultasi lokasi pabrik dan evaluasi ekonomi	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 6-9-2023

Pembimbing,

[Signature]

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy