

No : TA/TK/2022/

**PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN N-BUTANOL**

KAPASITAS 8000 TON / TAHUN

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



Oleh :

Nama : Vannisya Rifina Putri Nama : Erika Putri Ayu Pratama

NIM : 18521032 NIM : 18521047

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN N-BUTANOL KAPASITAS 8000 TON / TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Vannisya Rifina Putri Nama : Erika Putri Ayu Pratama

NIM : 18521032 NIM : 18521047

Yogyakarta, 15 Oktober 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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

Tanda tangan



Vannisya Rifina Putri

NIM. 18521032



Erika Putri Ayu Pratama

NIM. 18521047

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT
ANHIDRIDA DAN N-BUTANOL KAPASITAS. 8000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Vannisya Rifina Putri

Nama : Erika Putri Ayu Pratama

NIM : 18521032

NIM : 18521047

Yogyakarta, 15 Oktober 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,



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



18/10 2022

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT
ANHIDRIDA DAN BUTANOL KAPASITAS 8000 TON /TAHUN
PRANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Vannisya Rifina Putri

Nama : Erika Putri Ayu Pratama

NIM : 18521032

NIM : 18521085

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, 15 Oktober 2022

Tim Penguji,

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



Ketua

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.



Anggota I

Venitalitya Alethea SA, S.T., M.Eng.



Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR



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 Dibutil Ftalat dari Ftalat Anhidrida dan N-Butanol Kapasitas 8.000 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. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan salam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
7. Seluruh *civitas* akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. 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, 15 Oktober 2022

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

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.

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 Tanto dan Mama Endah 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 Mama dan Ayah. Adikku, Syifa Ramadhini yang senantiasa memberikan semangat, doa untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Mas Arif Zaki,

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 hingga sudah di dunia kerja. 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..

Terima kasih untuk partner Tugas Akhir saya, Erika Putri Ayu Pratama yang sudah hadir dan kebersamai 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 Erika nantinya dijabah oleh Allah Subhanahu Wa Ta'ala.

Terima kasih Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku dosen pembimbing 1 dan Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing 2 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 besar dan tentunya ada Selebew didalamnya, Nabilla, Ifada, Desvy, Widiya, Intan, Naritha, Rara, Rusdi, Fatur, Alvian Sulthan, Edo, Daffa, Tama, Ariq, Kevin, Dery, Farid, Ais. Terimakasih sudah hadir dari awal menjadi mahasiswa baru 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.

YTТА yang tidak bisa saya sebutkan karena suatu dan lain hal. Terimakasih selalu ada baik ketika saya tertawa terbahak-bahak hingga menangis tersedu-sedu. Semua usaha, doa, semangat, motivasi, dan bantuan kalian mungkin ga akan lekang dari waktu. Semoga rahasia kita tetap tersimpan dengan baik sebagaimana mestinya.

Terimakasih 3 Jagoan, Falih dan Zuhri 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.

Terima kasih Inti LEM FTI UII 2021/2022, Fauzan, Erine, Syaila, Akmal, Idelia yang sudah menemani saya di semester akhir perkuliahan dengan segala padatnya aktivitas forum kelembagaan. Saya tidak akan pernah menyesal masih berada dalam lingkungan Lembaga di tahun terakhir saya berkuliah karena kalian hehehe.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2018 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.

Last but not least, I wanna thank me. I wanna thank me for believing in me, I wanna thank me for doing all this hard work, I wanna thank me for having no days off. I wanna thank me for never quitting.

Wassalamualikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 15 Oktober 2022

Vannisya Rifina Putri



LEMBAR PERSEMBAHAN



Assalamu'alaikum Wr., Wb

Allhamdulillah rabbil alamiin dengan memanjatkan syukur kepada Allah SWT. Tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW. Atas berkat rahmat-Nya saya dapat menikmati kesempatan menuntut ilmu dibangku perkuliahan.

Penyusunan tugas akhir prarancangan ini disusun sebagai penerapan ilmu teknik yang diperoleh selama masa perkuliahan dan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri di Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan yang baik ini, saya ingin mengucapkan terima kasih kepada Bapak Marsudi dan Ibu Rusmiyati selaku orang tua saya, yang tidak pernah berhenti mendoakan yang terbaik untuk saya. Terimakasih atas segala pemenuhan kebutuhan baik finansial dan non finansial. Terima kasih selalu memprioritaskan kebutuhan anaknya terutama dibidang akademik. Semoga segala upaya dibalas Allah dengan kebahagiaan yang berlipat ganda dan dicukupkan atas segala yang telah diberikan oleh Allah.

Untuk Popy Maretasari dan Andika Lingga Pradana selaku kakak saya yang tidak pernah berhenti mendoakan yang terbaik untuk saya, terima kasih selalu memberikan nasihat-nasihat terbaik untuk saya, selalu memahami kondisi saya. Terima kasih sudah menyayangi saya.

Terima kasih kepada Ibu Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan, arahan, support selama ini sehingga tugas akhir prarancangan ini dapat selesai dengan baik.

Untuk Keluarga Tunas Bakti terima kasih selalu mensupport dalam keadaan apapun, memberikan afirmasi positif dan tenaganya untuk selalu menghibur serta selalu mengingatkan arti kata syukur.

Untuk Nayura, Fathonah, Fery, Wahid, Dian sahabat Keri - Keri Kenangane terima kasih sudah menyediakan tempat berkeluh kesah selama ini. Semoga kita semua diberikan kelancaran dalam menjani kehidupan ini.

Tidak lain dan tidak bukan Vannisya Rifina Putri si wanita handal dalam segala kondisi , terima kasih sudah membersamai sejak dari awal perkuliahan hingga TA tiada kata selain maaf dan kamu hebat. Semoga ilmu serta pengalaman luar biasa ini dapat diterapkan kebermanfaatannya. Semoga segala kebaikan mu selama ini dibalas Allah dengan pahala yang berlipat ganda.

Naritha, Ifada, Desvy, Widi, Rara, Bila, Vanni, Intan perempuan-perempuan Selebew yang selalu membagikan ilmunya dari awal hingga akhir. Terima kasih sudah melengkapi akhir kisah dan mengukir kenangan dibangku perkuliahan, Semoga Allah memberikan kalian kebahagiaan dunia akhirat.

Alfedo, Alvian, Ariq, Axel, Dery, Fatur, Kevin, Rusdi, Sulthan, Tama, Ais, Farid member Grup Kompetitif terima kasih sudah mensupport dan mewarnai dunia perkuliahan. Terima kasih sudah membantu terutama dalam penyelesaian tugas akhir ini. Semoga kebaikan kalian semua dilipat gandakan oleh Allah.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2018 yang memberikan support, afirmasi positif dan doa selama penyusunan tugas akhir prarancangan. Semoga kita semua selalu sukses dengan prosesnya masing – masing, aamiin.

Terakhir tapi bukan paling akhir, terima kasih untuk saya sendiri senajan dalam ra alus sik penting wani terus.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Erika Putri Ayu Pratama

Teknik Kimia 2018

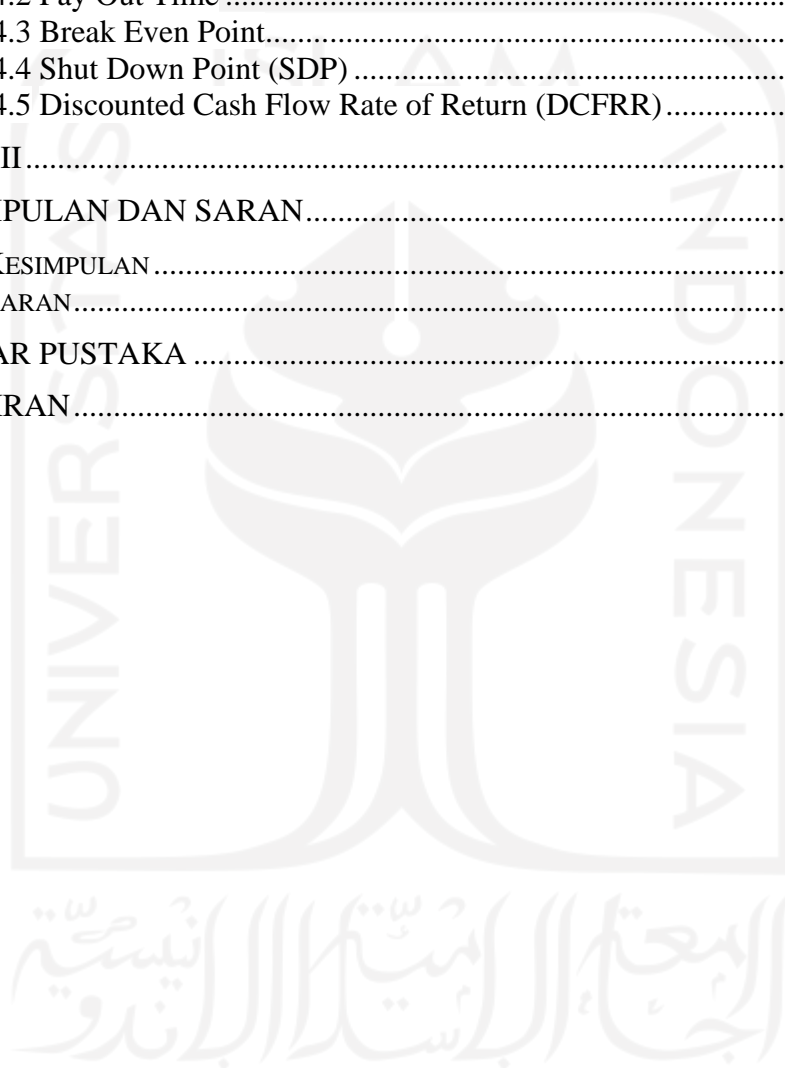


DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	II
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	III
KATA PENGANTAR	V
LEMBAR PERSEMBAHAN	VII
LEMBAR PERSEMBAHAN	XI
DAFTAR ISI.....	XIV
DAFTAR TABEL.....	XVII
DAFTAR GAMBAR	XXI
DAFTAR LAMPIRAN.....	XXII
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	XXIII
ABSTRAK.....	XXVI
ABSTRACT.....	XXVII
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 PENENTUAN KAPASITAS PABRIK.....	3
1.1.2 Kapasitas Produksi Pabrik Komersial yang Sudah Ada	5
1.3 TINJAUAN PUSTAKA	6
1.3.1 Proses Pembuatan Dibutil Ftalat	6
1.3.2 Pemilihan Proses	8
1.3.3 Kegunaan Produk	10
1.4 TINJAUAN TERMODINAMIKA DAN KINETIKA	11
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	11
1.4.2. Tinjauan Kinetika.....	15
BAB II.....	17
PERANCANGAN PRODUK.....	17
2.1 SPESIFIKASI PRODUK.....	17
2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU	19
2.3 SPESIFIKASI BAHAN PENDUKUNG	21
2.4 PENGENDALIAN KUALITAS.....	24
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	24
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses	24
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk	26
3.1 DIAGRAM ALIR PROSES DAN MATERIAL.....	28
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	28

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	29
3.2 URAIAN PROSES	31
3.3 SPESIFIKASI ALAT UTAMA	33
3.4 SPESIFIKASI ALAT PEMISAH	35
3.5 SPESIFIKASI ALAT PENYIMPANAN BAHAN	44
3.6 SPESIFIKASI ALAT TRANSPORTASI BAHAN.....	49
3.7 SPESIFIKASI ALAT PENUKAR PANAS	56
3.8 NERACA MASSA.....	69
3.8.1 Neraca Massa Total.....	69
3.8.2 Neraca Massa Alat	70
BAB IV	80
PERANCANGAN PABRIK.....	80
4.1 LOKASI PABRIK	80
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	81
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	83
4.2 TATA LETAK PABRIK	84
4.3 TATA LETAK MESIN/ALAT PROSES (<i>MACHINES LAYOUT</i>)	88
4.4. ORGANISASI PERUSAHAAN.....	90
4.4.1 Bentuk Perusahaan	90
4.4.2 Struktur Organisasi	92
4.4.3 Tugas dan Wewenang	94
4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan	100
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	105
4.4.6 Ketenagakerjaan.....	108
BAB V.....	110
UTILITAS.....	110
5.1 UNIT PENYEDIAAN DAN PENGOLAHAN AIR.....	113
5.1.1 Air Kebutuhan Umum.....	113
5.2 UNIT PEMBANGKIT <i>STEAM</i> (<i>STEAM GENERATION SYSTEM</i>).....	118
5.3 UNIT PEMBANGKIT LISTRIK (<i>POWER PLANT SYSTEM</i>)	118
5.4 UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN	121
5.5 UNIT PENYEDIA BAHAN BAKAR.....	121
5.6 UNIT PENGOLAHAN LIMBAH	122
5.6.1 Limbah Cair	122
5.7 SPESIFIKASI ALAT UTILITAS	123
5.7.1 Perancangan Alat Pengolahan Air	123
5.7.2 Pengolahan Air Sanitasi (<i>Domestic Water</i>).....	130
5.7.3 Pengolahan Air Pendingin	133
5.7.4 Pengolahan Air Proses	136
BAB VI	150
EVALUASI EKONOMI.....	150
6.1. EVALUASI EKONOMI	150

6.2. PENAKSIRAN HARGA PERALATAN.....	151
6.3. PERHITUNGAN BIAYA.....	154
6.3.1 Dasar Perhitungan	154
6.3.2 Total Capital Investment.....	155
6.3.3 Total Production Cost	158
6.4 ANALISA KELAYAKAN	161
6.4.1 Return Of Investment (ROI)	161
6.4.2 Pay Out Time	162
6.4.3 Break Even Point.....	163
6.4.4 Shut Down Point (SDP)	165
6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR).....	165
BAB VII.....	169
KESIMPULAN DAN SARAN.....	169
7.1 KESIMPULAN	169
7.2 SARAN.....	171
DAFTAR PUSTAKA	172
LAMPIRAN.....	174



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Indonesia Terhadap Dibutil Ftalat	3
Tabel 1.2 Data Pabrik Dibutil Ftalat Di Dunia	5
Tabel 1.3 Jenis Katalis Yang Dapat Digunakan Dalam Proses Esterifikasi	9
Tabel 1.4 Harga $\Delta H^{\circ}f$ Masing - Masing Komponen.....	11
Tabel 1.5 Nilai Cp Untuk Masing – Masing Komponen	12
Tabel 1.6 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Masing-Masing Komponen.....	14
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk.....	17
Tabel 2.2 Identifikasi <i>Hazard</i> Pada Produk	18
Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku	19
Tabel 2.4 Identifikasi <i>Hazard</i> Pada Bahan Baku	20
Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Pendukung.....	21
Tabel 2.6 Identifikasi <i>Hazard</i> Pada Bahan Pendukung	22
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01) (Jumlah Alat = 1)	33
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Melter</i> (MT-01) (Jumlah Alat = 1)	35
Tabel 3.3 Spesifikasi <i>Neutralizer</i> (N-01) (Jumlah Alat = 1).....	37
Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DC-01) (Jumlah Alat = 1)	38
Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) (Jumlah Alat = 1).....	40
Tabel 3.6 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02) (Jumlah Alat = 1).....	42
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki (Jumlah Alat = 4)	44
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki.....	45
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Silo</i> (SL-01) (Jumlah Alat = 1).....	46
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (Jumlah Alat = 2).....	48
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 12).....	49
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair	50
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair	52
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair	53
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat (Jumlah Alat = 2).....	55
Tabel 3.16 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-01) (Jumlah Alat = 1).....	56

Tabel 3.17 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-01) (Jumlah Alat = 1)	57
Tabel 3.18 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-02) (Jumlah Alat = 1).....	58
Tabel 3.19 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-02) (Jumlah Alat = 1)	59
Tabel 3.20 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-03) (Jumlah Alat = 1).....	60
Tabel 3.21 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-03) (Jumlah Alat = 1)	61
Tabel 3.22 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-04) (Jumlah Alat = 1).....	62
Tabel 3.23 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-04) (Jumlah Alat = 1)	63
Tabel 3.24 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-05) (Jumlah Alat = 1)	64
Tabel 3.25 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-01) (Jumlah Alat = 1).....	65
Tabel 3.26 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-02) (Jumlah Alat = 1).....	66
Tabel 3.27 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01) (Jumlah Alat = 1).....	67
Tabel 3.28 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-02) (Jumlah Alat = 1).....	68
Tabel 3.29 Neraca Massa <i>Overall</i>	69
Tabel 3.30 Neraca Massa <i>Melter</i> (MT-01)	70
Tabel 3.31 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	70
Tabel 3.32 Neraca Massa <i>Neutralizer</i> (N-01).....	71
Tabel 3.33 Neraca Massa <i>Decanter</i> (DC-01).....	71
Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	72
Tabel 3.35 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02).....	72
Tabel 3.36 Neraca Panas <i>Melter</i> (MT-01)	73
Tabel 3.37 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	73
Tabel 3.38 Neraca Panas <i>Neutralizer</i> (N-01).....	74
Tabel 3.39 Neraca Panas <i>Decanter</i> (DC-01).....	74
Tabel 3.40 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	75
Tabel 3.41 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02).....	75
Tabel 3.42 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-01).....	76
Tabel 3.43 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	76
Tabel 3.44 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-02).....	76
Tabel 3.45 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	77
Tabel 3.46 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-03).....	77
Tabel 3.47 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	78
Tabel 3.48 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-04).....	78

Tabel 3.49 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04).....	79
Tabel 3.50 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-05).....	79
Tabel 4.1 Ketersediaan Bahan Baku	81
Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah.....	86
Tabel 4.3 Jumlah Dan Gaji Karyawan	102
Tabel 4. 4 Jadwal Shift Karyawan	107
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik	114
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin	116
Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Denim	117
Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air	117
Tabel 5.5 Kebutuhan <i>Steam</i>	118
Tabel 5.6 Daya Alat Proses.....	119
Tabel 5.7 Daya Alat Utilitas.....	120
Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	121
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Screening</i>	123
Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal.....	123
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Penggumpal.....	124
Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Larutan Alum	126
Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Pengendapan I.....	127
Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Pengendapan II.....	128
Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Saringan Pasir / Sand Filter.....	129
Tabel 5.16 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara	129
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Klorinasi.....	130
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Kaporit.....	131
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Air Bersih	132
Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Air Bertekanan	133
Tabel 5.21 Spesifikasi Bak Air Pendingin	133
Tabel 5.22 Spesifikasi Cooling Tower.....	134
Tabel 5.23 Spesifikasi Blower Cooling Tower	135
Tabel 5.24 Spesifikasi Mixed Bed	136
Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki NaCl	137
Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki NaOH	138

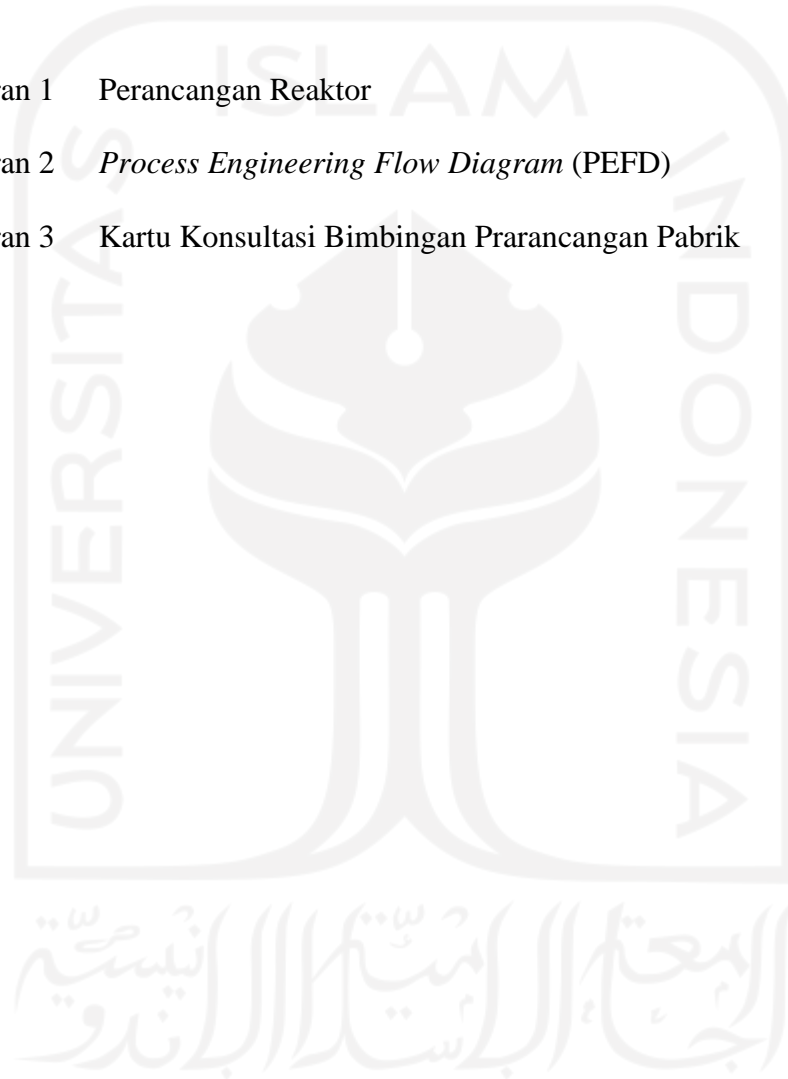
Tabel 5.27 Spesifikasi Tangki Dearator.....	138
Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki N ₂ H ₄	139
Tabel 5.29 Spesifikasi Bak Air Pendingin	140
Tabel 5.30 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler	141
Tabel 5.31 Spesifikasi Tangki Air Demin.....	142
Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (Jumlah Alat = 21).....	142
Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas	144
Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas	145
Tabel 5.35 Spesifikasi Pompa Utilitas	146
Tabel 5.36 Spesifikasi Pompa Utilitas	147
Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa Utilitas	148
Tabel 5.38 Spesifikasi Pompa Utilitas	149
Tabel 6. 1 Indeks Harga	151
Tabel 6. 2 <i>Pyhsical Plant Cost</i> (PPC).....	156
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	156
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment (FCI)	157
Tabel 6. 5 Working Capital Investment	157
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost	158
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost	159
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	160
Tabel 6. 9 Manufacturing Cost (MC).....	160
Tabel 6. 10 General Expense	161
Tabel 6. 11 Total Production Cost	161
Tabel 6. 12 Fixed Cost (Fa).....	164
Tabel 6. 13 Regulated Cost (Ra).....	164
Tabel 6. 14 Variable Cost (Va)	165
Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	167

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Data Impor Dibutil Ftalat	4
Gambar 1.2 Reaksi Esterifikasi Dibutil Ftalat	10
Gambar 3.1 Diagram Kualitatif.....	28
Gambar 3.2 Diagram Kuantitatif.....	30
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Dibutil Ftalat.....	80
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) Skala 1:2000.....	88
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	90
Gambar 4.3 Struktur Organisasi Perusahaan	93
Gambar 5.1 Unit Utilitas	111
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat	153
Gambar 6.2 Grafik <i>Break Even Point</i>	168

DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran 1 Perancangan Reaktor
- Lampiran 2 *Process Engineering Flow Diagram (PEFD)*
- Lampiran 3 Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik



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/jam ft 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 ft²°F
c : Panas spesifik, Btu/jam ft²°F
jH : Heat transfer factor
hi : Inside film coeficien, Btu/jam ft²°F
ho : Outside film coeficien, Btu/jam ft²°F
LMTD: Long mean temperature different, °F
K : Konstanta kinetika reaksi, /menit
Nt : Jumlah tube
BS : Baffle spacing, in
PT : Tube pitch, in

ABSTRAK

Salah satu sektor industri yang sedang berkembang di Indonesia dan di dunia saat ini yaitu industri polimer. Dalam produksi bahan polimer. Dibutil ftalat adalah senyawa organik dengan rumus kimia $C_{16}H_{22}O_4$. Dibutil ftalat kerap digunakan dalam proses pembuatan *plasticizer*, PVC, *fiberglass*, dan bahan adhesif. Perancangan pabrik ini dengan kapasitas 8.000 ton/tahun diharapkan mampu memenuhi kebutuhan dibutil ftalat dalam negeri maupun ekspor. Proses yang digunakan dalam pembuatan dibutil ftalat adalah proses Esterifikasi dan terbagi menjadi 3 tahapan. Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku, tahap kedua yaitu reaksi esterifikasi di dalam reaktor CSTR dengan suhu $100^{\circ}C$ pada tekanan 1 atm, dan tahap ketiga yaitu pemisahan dan pemurnian produk. Lokasi pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol direncanakan untuk didirikan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan lahan seluas 24.000 m^2 . Dalam pengoperasiannya, pabrik ini akan bekerja 330 hari/tahun operasi. 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 152.854.116.791,16 dengan setiap tahun total penjualan Rp 917.400.000.000,00. Analisa kelayakan dilihat dari nilai *Return of Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 11,33%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 4,29 tahun, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 21,59%, *Break Event Point* (BEP) sebesar 55,07%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,12%. Dari parameter kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik dibutil ftalat ini layak untuk didirikan.

Kata - kata kunci : Dibutil Ftalat, Esterifikasi, Ftalat Anhidrida, N-Butanol.

ABSTRACT

One of the growing industrial sectors in Indonesia and in the world today is the polymer industry. In the production of polymeric materials. Dibutyl phthalate is an organic compound with the chemical formula $C_{16}H_{22}O_4$. Dibutyl phthalate is often used in the manufacture of plasticizers, PVC, fiberglass, and adhesives. The design of this factory with a capacity of 8,000 tons/year is expected to be able to meet domestic and export dibutyl phthalate needs. The process used in the manufacture of dibutyl phthalate is the esterification process and is divided into 3 stages. The first stage is the preparation of raw materials, the second stage is the esterification reaction in the CSTR reactor with a temperature of $100^{\circ}C$ at a pressure of 1 atm, and the third stage is the separation and purification of the product. The location of the factory for dibutyl phthalate from phthalic anhydride and n-butanol is planned to be established in the Gresik Industrial Estate, East Java with an area of 24,000 m². In operation, this plant will work 330 days/year of operation. In supporting the production process, water is needed for the utility process and electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. The parameters of the feasibility of establishing a factory using an economic analysis of factory profits after tax are Rp 152.854.116.791,16 with a total sales of Rp 917.400.000.000,00. each year. The feasibility analysis is seen from the Return of Investment (ROI) after tax of 11,33%, Pay Out Time (POT) after tax for 4,29 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 21,59%, Break Event Point (BEP) is 55,07%, and Shut Down Point (SDP) is 20.12%. From the above feasibility parameters, it can be concluded that this dibutyl phthalate plant is feasible to establish.

Keywords : Dibutil Ftalat, Esterifikasi, Ftalat Anhidrida, N-Butanol.

BAB I

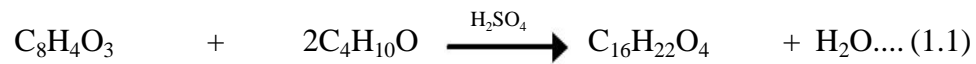
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Salah satu sektor industri yang sedang berkembang di Indonesia dan di dunia saat ini yaitu industri polimer. Dalam produksi bahan polimer, selain sebagai bahan baku *plasticizer* juga diperlukan bahan sebagai bahan tambahan pada plastik dengan tujuan meningkatkan kekuatan, sifat transparansi, dan plastisitasnya agar mudah dibentuk (*flexible*) untuk mempermudah proses fabrikasi (*flowing, casting dan finishing process*).

Ftalat *plasticizer* diperoleh dari reaksi antara ftalat anhidrida dan alkohol dari *range* methanol sampai *tridecyl alcohol* (C1-C13). Dibutil ftalat merupakan salah satu dari jenis ftalat dimana dibutil ftalat ini sebagai senyawa yang dapat menjadi *plasticizer* pada industri bahan-bahan plastik, laboratorium kimia, *intermediate* kimia, dan produk perawatan pribadi (*Maximize Market Research PVT.LTD,2022*).

Dibutil ftalat merupakan senyawa organik yang memiliki rumus kimia $C_{16}H_{22}O_4$ yang diperoleh dari reaksi antara ftalat anhidrida dan 2 molekul *n*-butanol dengan tahap reaksi esterifikasi dan disertai dengan pengeluaran air. Reaksi yang terjadi sebagai berikut (Keyes,1975) :



Ftalat Anhidrida N-Butanol Dibutil Ftalat Air

Pada proses reaksi esterifikasi dibutil ftalat, terdapat asam sulfat yang digunakan sebagai katalis dengan tujuan untuk mempercepat waktu reaksi yang dapat membuat efek samping pada reaksi sangat kecil. Produk berupa dibutil ftalat yang diperoleh dari hasil esterifikasi sebesar 99%.

Pendirian pabrik dibutil ftalat di Indonesia didasarkan karena masih minimnya pabrik dibutil ftalat di Indonesia. Dengan meningkatnya inovasi produk plastik yang menggunakan *plasticizer*, tentunya permintaan dibutil ftalat akan mengalami kenaikan seiring dengan gaya hidup masyarakat fluktuatif tentang peningkatan konsumsi *plasticizer* pada penggunaan barang/produk pribadi sesuai permintaan konsumen pasar domestik dan ekspor.

Ester asam ftalat 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 2%. Sehingga kebutuhan *plasticizer* sebanyak 12.910 ton.

Menurut (*Maximize Market Research, 2022*) pemasaran dibutil ftalat diproyeksikan mengalami kenaikan dari tahun 2019 - 2026. Pada tahun 2026 diperkirakan pemasaran dibutil ftalat sebanyak US \$645,5 juta.

Dari data yang sudah dikaji, dapat disimpulkan bahwa kebutuhan dibutil ftalat diestimasikan semakin meningkat seiring dengan permintaan produk dengan menggunakan *plasticizer* sesuai dengan pasar permintaan konsumen.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam suatu prarancangan pabrik kimia, penentuan kapasitas produksi akan berpengaruh pada perhitungan ekonomi maupun teknis. Penentuan kapasitas rancangan pabrik dibutil ftalat ini mempertimbangkan beberapa hal seperti proyeksi konsumsi dibutil ftalat baik di Indonesia dan dunia, kapasitas produksi dibutil ftalat komersial yang sudah ada, dan kapasitas minimal atau maksimal yang terpasang.

1.1.1 Kebutuhan Impor Dibutil Ftalat

Tabel 1.1 Data Impor Indonesia Terhadap Dibutil Ftalat

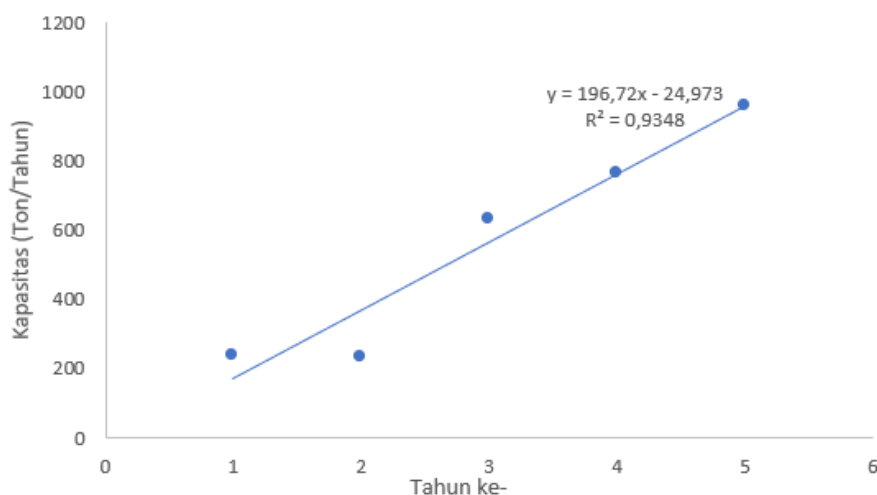
Tahun	Jumlah (Ton)
2017	238,803
2018	234,353
2019	632,248

Tabel 1.1...(lanjutan)

Tahun	Jumlah (Ton)
2020	119,616
2021	185,057

(BPS, 2022)

Pada tabel 1.1. data impor Indonesia terhadap dibutil ftalat mengalami kenaikan dan penurunan. Namun kebutuhan dibutil ftalat diprediksi akan mengalami peningkatan pada tahun-tahun berikutnya seiring dengan bertambahnya industri yang menggunakan bahan dari plastik. Dari data pada tabel 1.1, lalu dilakukan regresi linier dan ditunjukkan pada gambar 1.1 :



Gambar 1.1 Proyeksi Data Impor Dibutil Ftalat

(Sumber : BPS, 2022)

Sehingga dari hasil regresi di atas, kebutuhan dibutil ftalat yang dapat diperkirakan pada tahun 2026 di tahun ke 10 adalah sebagai berikut:

$$y = 196,72x - 24,973$$

$$y = 196,72(10) - 24,973$$

$$y = 1942,227 \text{ ton/tahun}$$

1.1.2 Kapasitas Produksi Pabrik Komersial yang Sudah Ada

Di Indonesia terdapat 2 pabrik dibutil ftalat yaitu : PT. Indo Polimers Adiputra dengan kapasitas 7.200 ton/tahun dan PT. Buana *Chemical Industries* yang berkapasitas 10.000 ton/tahun (Indochemical'CIC',2013). Industri dibutil ftalat di luar negeri ditunjukkan pada Tabel 1.2 :

Tabel 1.2 Data Pabrik Dibutil Ftalat di dunia

No.	Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Henan Premtec Enterprise Corporation	Henan, China	35.000
2.	Jinan Yuntian Chemical Co., Ltd	Shandong, China	100.000
3.	Dezhou Jupont Chemical Co., Ltd	Shandong, China	6.000
4.	Tianjin Kaifengshun Chemicals Co., Ltd	Tianjin, China	120.000
5.	Puyang Yongo Chemical Company Ltd	Henan, China	40.000
6.	Zhengzhou Mahaco Industrial Corp Ltd	Henan, China	36.000

Selain mengkaji data kapasitas pabrik yang sudah berdiri di Indonesia dan dunia, pertimbangan kapasitas produksi dibutil ftalat didasari dari estimasi perkembangan produksi dibutil ftalat di dunia. Pemasaran dibutil ftalat diproyeksikan mengalami kenaikan dari tahun 2019 - 2026. Pada tahun 2026 diperkirakan pemasaran dibutil ftalat sebanyak US \$645,5 juta dan estimasi konsumsi *plasticizer* di Indonesia sebanyak 2%. Sehingga kebutuhan *plasticizer* sebanyak 12.910 ton. Dari data estimasi konsumsi untuk Indonesia sebanyak 12.910 ton, diambil peluang sebesar 60% dimana kapasitas yang didapat sebesar 7.746 ton sebagai pertimbangan kapasitas minimal dari pabrik dibutil ftalat di Indonesia dan dunia.

Berdasarkan berbagai pertimbangan, kapasitas yang digunakan pada produksi prarancangan pabrik dibutil ftalat yang akan didirikan pada tahun 2026 sebesar 8.000 ton/tahun. Selain untuk pemenuhan kebutuhan dibutil ftalat dalam negeri, kapasitas tersebut juga dirancang untuk dapat menembus pasar bebas dan diekspor ke beberapa Kawasan Asia Tenggara agar dapat bersaing dengan perusahaan asing dalam hal ekspor produk.

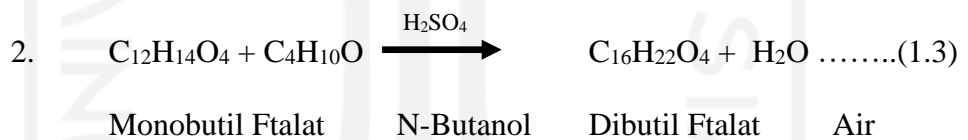
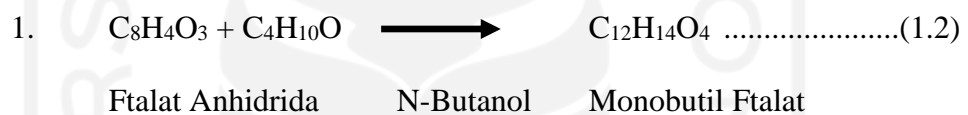
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Proses Pembuatan Dibutil Ftalat

Dibutil ftalat merupakan senyawa organik yang umumnya digunakan sebagai *plasticizer*. Pada umumnya dibutil ftalat bersifat bening atau kekuningan serta berminyak dalam suhu kamar. Dibutil ftalat dapat larut dalam pelarut organik dan dapat bercampur dengan *plasticizer* PVC lainnya. Penambahan dibutil ftalat ke

dalam plastik dan resin akan meningkatkan kemampuan bahan selama proses fabrikasi, serta dapat memodifikasi dan meningkatkan sifat elastisitas dari *plasticizer* yang tidak ditunjukkan dari bahan baku awal sebelum pencampuran (Ullmann, 2012).

Dibutil ftalat diproduksi dengan mereaksikan antara ftalat anhidrida dan N-butanol dengan reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam sulfat. Reaksi dijalankan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 80-150°C. Reaksi berlangsung dalam fase cair, dengan persamaan reaksi sebagai berikut (Berman dkk., 1948) :



Pada reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pendingin sebagai pemanas. Reaktor dipanaskan sampai temperatur 100°C yang mana air (40%) dan N-butanol (60%) dapat didistilasi pada *temperature Column* kira-kira pada suhu 113,95 °C. Kemudian distilat (hasil atas) didinginkan dan dipisahkan dengan proses distilasi. N-butanol dikembalikan ke dalam kolom dan air digunakan kembali atau dibuang. Dalam keadaan optimum air akan dikeluarkan dari reaktor dan dipindahkan dibutil ftalat pada kolom distilasi. Beberapa senyawa pengotor yang

volatil akan dipindahkan dalam keadaan uap yang akan dikondensasikan, kemudian akan diperoleh dibutil ftalat dengan kemurnian 99% (Keyes,1975).

1.3.2 Pemilihan Proses

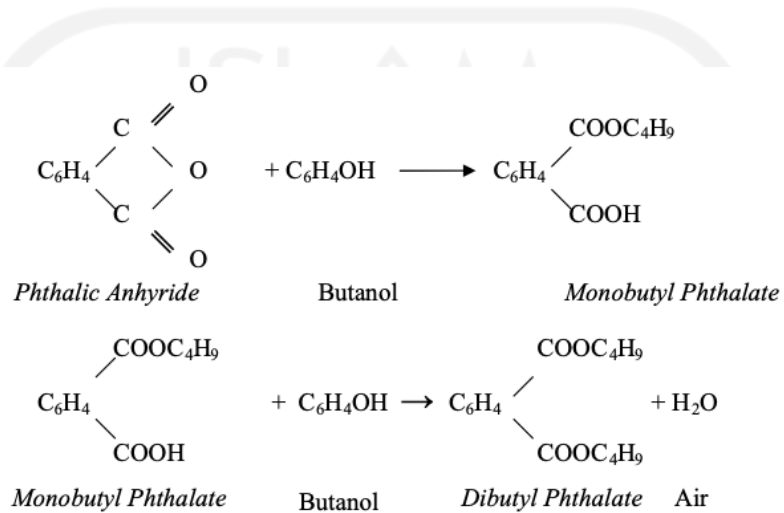
Proses yang digunakan dalam produksi dibutil ftalat hanya terdapat satu macam proses, yaitu reaksi esterifikasi. Secara umum dibutil ftalat diproduksi dengan mereaksikan ftalat anhidrida dan n-butanol. Pada tahap pertama alkoholisi ftalat anhidrida yang akan menghasilkan monoester berlangsung dengan cepat yang umumnya reaksi dimulai pada suhu tinggi dan berlangsung secara eksotermis. Tahap kedua merupakan perubahan monoester menjadi diester dengan adanya pembentukan air. Reaksi ini bersifat *irreversible* dan berlangsung lebih lambat daripada yang pertama, maka dari itu dibutuhkan penambahan katalis untuk mempercepat reaksi. Untuk menggeser kesetimbangan kearah diester, air reaksi dihilangkan dengan proses distilasi. Laju reaksi dapat dipengaruhi oleh pilihan katalis dan suhu reaksi. Untuk laju konversi yang cepat, umumnya suhu reaksi yang digunakan yaitu bersuhu tinggi, namun tetap dipengaruhi oleh titik didih alkohol dan atau jenis katalis (Ullmann, 2012). Katalis asam dapat digunakan dalam proses esterifikasi pada suhu 140-165°C. Penggunaan diatas suhu tersebut dapat menghasilkan reaksi samping yang tidak diinginkan seperti degradasi alkohol dengan pembentukan olefin, eter dan produk berwarna. Beberapa jenis katalis yang dapat digunakan dalam proses esterifikasi adalah sebagai berikut (Ullmann, 2012).

Tabel 1.3 Jenis Katalis yang Dapat Digunakan Dalam Proses Esterifikasi

Katalis	Sifat
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	<ul style="list-style-type: none"> • Biaya relatif murah • Umumnya digunakan dalam skala industri dalam waktu yang lama. • Jumlah produk samping relatif tinggi (Skrzypek, et al.,1994) • Bebas dari banyak kekurangan asam mineral
Asam Sulfonat (contoh : asam metanasulfonat, asam p-toluenasulfat)	<ul style="list-style-type: none"> • Korosif • Relatif mahal • Beracun • Pendaauran lang katalis yang sulit (Scott, et al., 1976) • Tingkat produk samping rendah
Titanat	<ul style="list-style-type: none"> • Aktivitas jauh lebih sedikit daripada asam sulfat (Skrzypek, et al.,1994)

Untuk mempercepat reaksi esterifikasi digunakan katalis asam sulfat dikarenakan dalam skala industri asam sulfat paling umum digunakan, serta mudah didapatkan. Kebutuhan asam sulfat sebagai katalis adalah sebanyak 1% berat dari

jumlah produk. Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilapisi jaket untuk mempertahankan panas di dalam reaktor pada suhu 80-150°C (Berman, 1948). Reaksi esterifikasi yang terjadi pada dibutil ftalat dapat dilihat pada gambar 1.2 sebagai berikut :



Gambar 1.2 Reaksi Esterifikasi Dibutil Ftalat

1.3.3 Kegunaan Produk

Macam-macam kegunaan dibutil ftalat adalah sebagai berikut:

1. *Plasticizer* pada vernis nitroselulosa.
2. *Plasticizer* untuk polivinil asetat, resin alkid, etil selulosa dan neoprene.
3. Bahan tambahan produksi cat, perekat, kulit buatan, tinta cetak, kaca.
4. Pelarut pada Industri Tekstil.
5. Pelarut untuk pembuatan parfum.

(Xinyang No.10 Chemical Co.,Ltd.)

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*).

Reaksi pembuatan dibutil ftalat berlangsung secara eksotermis. Hal ini dapat ditinjau dari ΔH reaksi (298,15 K) di bawah ini :

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



Harga $\Delta H^\circ f$ masing-masing komponen pada 298,15 K dapat dilihat pada tabel 1.4

Tabel 1.4 Harga $\Delta H^\circ f$ Masing - Masing Komponen

Komponen	Harga $\Delta H^\circ f$ (kJ/mol)
H ₂ O	-285,830
C ₄ H ₁₀ O	-274,680
C ₈ H ₄ O ₃	-460,370
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	-778,000
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	-575,560

Tabel 1.5 Nilai Cp Untuk Masing – Masing Komponen

Komponen	Cp			
	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
C ₄ H ₁₀ O	83,877	5,6628E-01	-1,7208E-03	2,2780E-06
C ₈ H ₄ O ₃	- 105,627	1,9840E+00	-3,8847E-03	2,8513E-06
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	230,175	1,5996E+00	-3,4574E-03	3,4963E-06
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	125,381	1,5763E+00	3,4735E-03	3,3343E-06

Maka,

ΔH reaksi 1

$$\begin{aligned}\Delta H_{r1} &= \sum \Delta H^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta H^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^{\circ}_f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4) - (\Delta H^{\circ}_f \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 + (\Delta H^{\circ}_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O})) \\ &= ((-575,560) - (-460,370 + (-274,68))) \text{ kJ/mol} \\ &= 159,4900 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r1} &= \sum \Delta H_{298} r1 + \int_{298}^{373} A + BT + CT^2 + DT^3 dT \\ &= 159,4900 + 8,4998 \times 10^3 \\ &= 8659,2743 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

ΔH reaksi 2

$$\begin{aligned}\Delta H_{r2} &= \sum \Delta H^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta H^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^{\circ}_f \text{ C}_{16}\text{H}_{22}\text{O}_4 + \Delta H^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}_f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4 + \Delta H^{\circ}_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}) \\ &= ((-778,000 + (-285,830)) - (-575,560 + (-274,680))) \\ &= -213,5900 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r2} &= \sum \Delta H_{298} r1 + \int_{298}^{373} A + BT + CT^2 + DT^3 dT \\ &= -213,5900 + (-5,6686\text{E}+04) \\ &= -56899,4536 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

ΔH reaksi total

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2} \\ &= -54,1000 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H_{R 298,15 K}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

Tabel 1.6 Harga ΔG°_f Masing-Masing Komponen (Yaws,1999)

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
H ₂ O	-228,61
C ₄ H ₁₀ O	-150,67
C ₈ H ₄ O ₃	-143,58
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	-441,40
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	-494,00

Maka,

ΔG reaksi 1

$$\Delta G_{298 r1} = \sum \Delta G^\circ_{f \text{ produk}} - \sum \Delta G^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

$$\Delta G_{298 r1} = (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4}) - (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3} + (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}}))$$

$$\Delta G_{298 r1} = ((-494,00) - (-143,58 + (-150,67))) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298 r1} = - 199,75 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-\Delta G_{298 r1}}{R T} \right|$$

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-(-199,75)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{298} = 80,6233$$

Untuk menghitung nilai K reaksi 1 pada suhu reaksi 373 K maka

$$\ln \frac{K_1}{K_{298}} = \frac{-\Delta H_{r1}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{80,6233} = \left(\frac{-159,4900}{0,008314} \right) \times \left(\frac{1}{373} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K_1}{80,6233} = 12,9437$$

$$K_1 = 1,044 \times 10^3$$

Harga konstanta keseimbangan reaksi 1 sebesar $1,044 \times 10^3$, maka reaksi berlangsung searah dan cepat.

ΔG reaksi 2

$$\begin{aligned} \Delta G_{298 r2} &= \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ \Delta G_{298 r2} &= (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_{16}\text{H}_{22}\text{O}_4 + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4 + \Delta G^{\circ}_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}) \end{aligned}$$

$$\Delta G_{298 r2} = (-441,40 + (-228,61)) - (-494,00 + (-150,67))$$

$$\Delta G_{298 r2} = -25,34 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-\Delta G_{298 r2}}{R T} \right|$$

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-(-25,34)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{298} = 10,2278$$

Untuk menghitung nilai K reaksi 2 pada suhu reaksi 373 K maka

$$\ln \frac{K_2}{-25,34} = \frac{-\Delta H_{r2}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_2}{-25,34} = \left(\frac{-213,5900}{0,008314} \right) \times \left(\frac{1}{373} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K_2}{-25,34} = -17,3343$$

$$K_2 = 439,2519$$

Harga konstanta keseimbangan reaksi 2 sebesar 439,2519 maka reaksi berlangsung searah dan cepat.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Reaksi esterifikasi dalam pembentukan dibutil ftalat adalah reaksi orde 2 terhadap monoester. Dari eksperimen diperoleh persamaan empiris untuk harga k, adalah sebagai berikut (Berman,1949) :

$$k_T = 2,1 \times 10^{-5} - 889 \times 10^{-4}C + 1,228 \times$$

$$10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right] \left[\frac{10^{\left(15,135 - \frac{4516}{T}\right)}}{1205,8} \right] \dots (I.5)$$

Dengan :

k_T : Konstanta laju reaksi dengan katalis ($m^3/kmol \text{ jam}$)

C : Prosen berat katalis dengan umpan (%)

B/M : Rasio mol Butanol dan MBP

T : Temperatur

Pada persamaan diatas dengan suhu reaksi $100^\circ C$ diperoleh nilai k sebesar $2,2140 m^3/kmol \text{ jam}$.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada prarancangan ini, maka mekanisme pembuatan dibutil ftalat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk
Spesifikasi Produk

Spesifikasi	Produk
	Dibutil Ftalat
Wujud	<i>oily liquid</i>
Rumus Molekul	$C_{16}H_{22}O_4$
Berat Molekul, g/mol	278,34
Titik Didih, °C	340
Densitas, g/cm ³	9,58
Titik Leleh, °C	-35
<i>Spesific Gravity</i> , pada 25°C	1,0465
Kelarutan, mg/L	11,2
Temperatur Kritis, °C	500
Tekanan Kritis, atm	17,27
Kemurnian, %	99

Sumber : (Science Lab.com, 2013)

Tabel 2.2 Identifikasi *Hazard* Pada Produk

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia									
dalam Proses									
Komponen	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>		
Dibutil ftalat	-	√	√	-	√	-	-	Sedikit mengiritasi mata. Dapat meledak jika berkontak dengan karbon dioksida.	Disimpan pada tangki penyimpanan dalam keadaan sejuk dan kering serta tahan korosi. Menggunakan sarung tangan dan alat pelindung diri

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku
Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi	Bahan	
	Ftalat	N-Butanol
	Anhidrida	
Wujud	kristal putih	cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	$C_8H_4O_3$	$C_4H_{10}O$
Berat Molekul, g/mol	148,13	74,12
Titik Didih, °C	295	117,7
Densitas, g/cm ³	6,6	2,55
Titik Leleh, °C	131	-89,5
<i>Spesific Gravity</i> , pada 25°C	1,53	0,81
Kelarutan, g/100mL	0,62	73
Kemurnian, %	99,85	98

(Science Lab.com, 2013)

Tabel 2.4 Identifikasi *Hazard* Pada Bahan Baku

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia									
dalam Proses									
Komponen	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>		
Ftalat Anhidrida	√	√	√	√	√	-	-	Mudah meledak jika dicampur dengan etanol, amonia, asam asetat, asam nitratsenyawa peroxi. Tidak berbahaya selama tidak berlebihan dalam kontak. Larut dalam air	Simpan wadah tertutup rapat di tempat kering dan berventilasi baik. Jauhkan dari panas dan sumber api.

Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
N-Butanol	-	√	√	√	√	-	-	Mudah terbakar jika dicampur dengan oksidator, logam basa, halogen.	Disimpan dalam kondisi tertutup rapat dan kering. Jauhkan dari panas dan sumber api

2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung

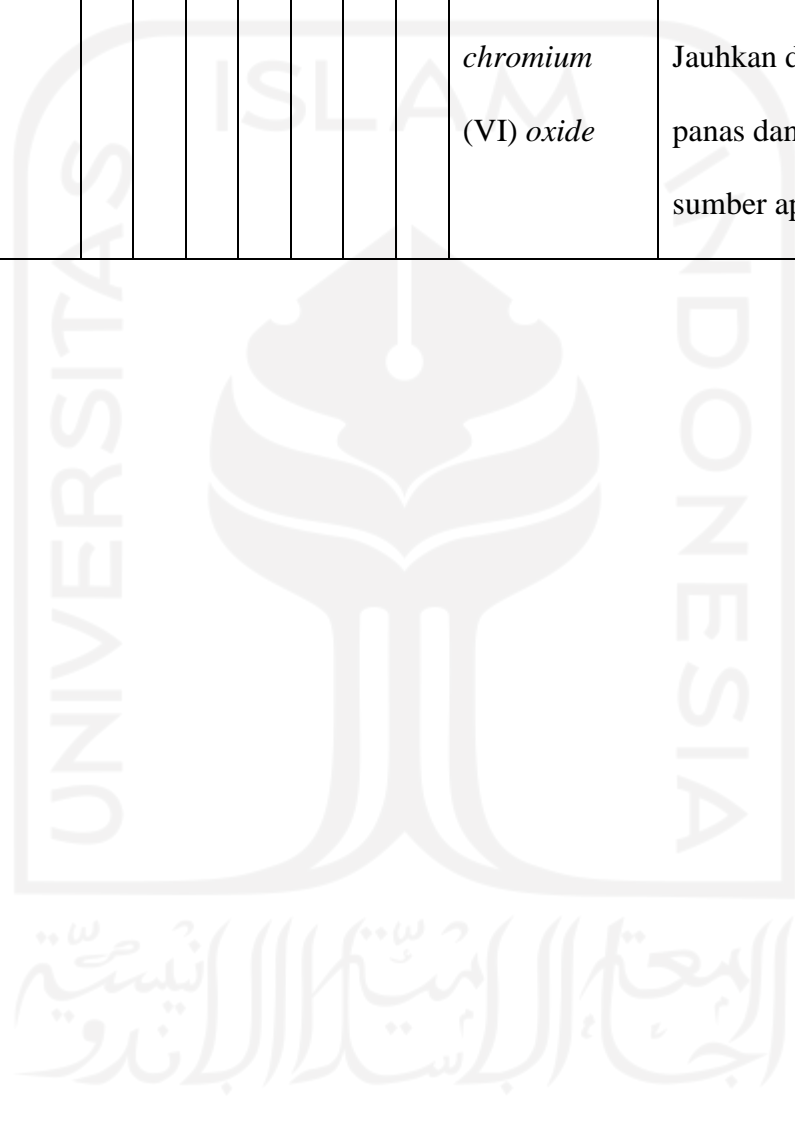
Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Pendukung
Spesifikasi Bahan Pendukung

Spesifikasi	Bahan	
	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida
Wujud	cairan tidak berwarna	cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄	NaOH
Titik Didih, °C	315-338	140
Densitas, g/cm ³	3,40	0,62
Titik Leleh, °C	3-10	12
<i>Specific Gravity</i> , pada 25°C	1,6-1,84	1,53
Kemurnian, %	98	48

Tabel 2.6 Identifikasi *Hazard* Pada Bahan Pendukung

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan									
Kimia dalam Proses									
Komponen	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan	
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>			<i>Radioactive</i>
Asam Sulfat	-	√	√	√	√	√	-	Mudah terbakar jika dicampur dengan senyawa alkali, ammonia, senyawa halogen. Dapat mengiritasi pada pernafasan.	Simpan wadah tertutup rapat di tempat kering dan berventilasi baik. Menggunakan masker dan face shield. Jauhkan dari panas dan sumber api.

N-Butanol	-	√	√	-	√	√	-	Mudah terbakar jika dicampur dengan <i>chromium (VI) oxide</i>	Disimpan dalam kondisi tertutup rapat dan kering. Jauhkan dari panas dan sumber api
-----------	---	---	---	---	---	---	---	--	---



2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau pengendalian mutu adalah kegiatan terpadu mulai dari pengendalian standar mutu bahan, standar proses pengolahan bahan, barang pada masing – masing bahan dan produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian mutu kualitas bahan baku perlu dilakukan untuk memastikan bahwa proses yang terjadi akan menghasilkan produk yang sesuai spesifikasi. Pengendalian kualitas bahan baku umumnya dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan analisis resiko saat bahan bereaksi. Sebelum dilakukan proses produksi bahan baku, bahan baku propilen serta bahan-bahan pembantu perlu dilakukan pengujian. Pengujian dilakukan secara 2 metode yakni kualitatif dan kuantitatif. Kegiatan ini bertujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Pengendalian ini sudah harus dilakukan dari mulai bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan bukan hanya dilakukan dilaboratorium tetapi juga di alat control. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan, pengawasan dilakukan secara *automatic control* dengan menggunakan indikator. Apabila sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya menyala, maka itu merupakan tanda terjadinya penyimpangan pada

indicator yang telah di tetapkan dan di atur baik dari *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, dan *temperature control*.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengontrolan atau pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari segi temperatur maupun tekanan. Alat control yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu antara lain:

a. *Level Control*

Level control adalah alat kontrol yang di pasang pada bagian atas tangki. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

b. *Flow control*

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

c. *Temperature control*

Temperature control adalah alat kontrol yang dipasang didalam setiap alat proses yang digunakan. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

d. *Level indicator*

Level indicator adalah alat untuk mengontrol ketinggian dari larutan pada tangki alat proses.

e. *Pressure control*

Pressure control adalah kontroler yang dipasang pada alat yang memerlukan tekanan diatas tekanan atmosfer.

f. *Weight control*

Weight control memiliki set point atau batas nilai berat berdasarkan batas maksimal kemampuan dari alat penampung.

g. *Volume meter*

Volume meter digunakan untuk mengontrol jumlah volume yang akan keluar.

Apabila pengendalian proses dilakukan suatu kerja pada satu harga tertentu supaya produk yang dihasilkan sesuai dan memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk dapat mengetahui bahan baku atau produk sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah di tentukan. Pengawasan dan pengendalian produksi dilakukan setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dilakukan. Pengawasan ini dilakukan demi kelancaran proses dengan baik.

Kegiatan berjalannya proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang sesuai dengan standar, serta jumlah produksi sesuai dengan rencana pada waktu yang tepat sesuai dengan jadwal.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas pada produk diperlukan untuk menjaga mutu standard dari produk itu sendiri. Upaya yang dapat dilakukan untuk mendapatkan produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari

bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol.

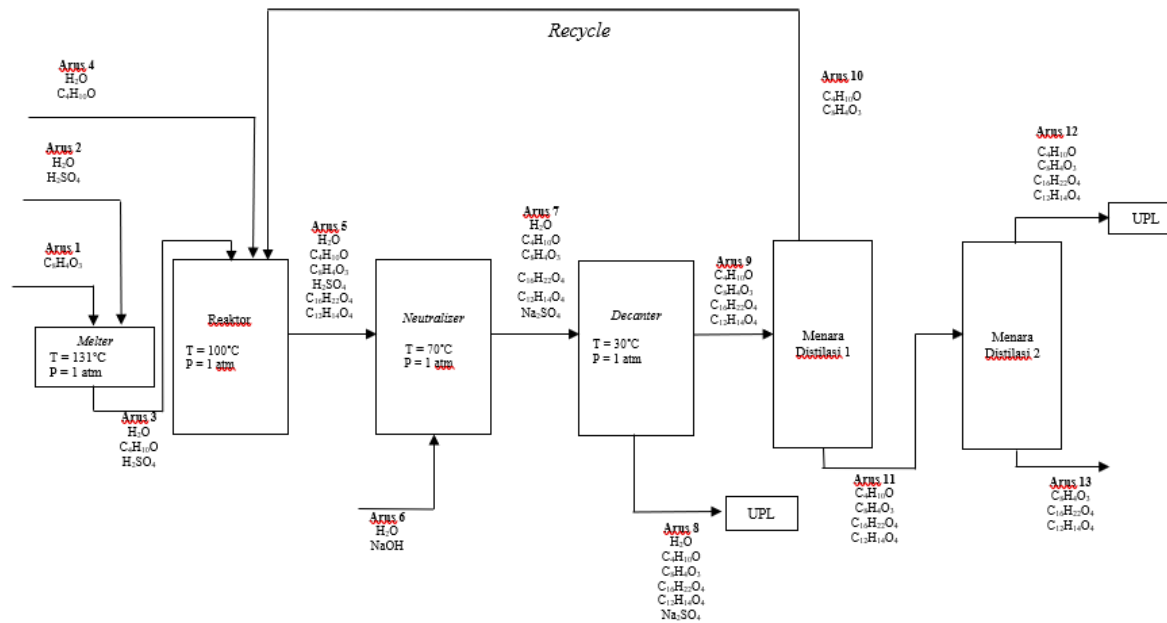


BAB III

PERANCANGAN PROSES

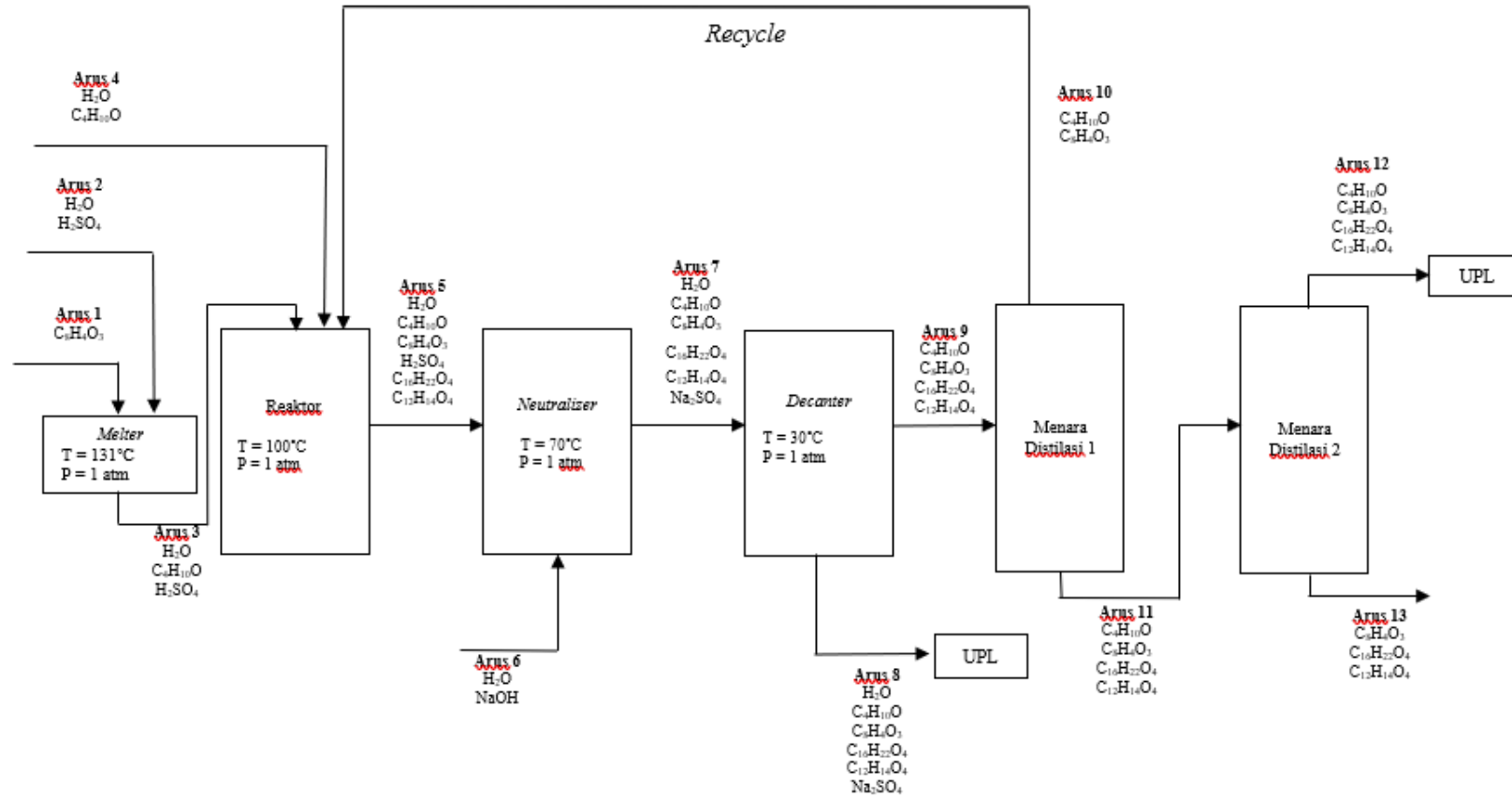
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
H ₂ O		3,2261	3,2261	13,1678	82,4570	139,7973	280,3240	280,3240					
C ₄ H ₁₀ O				641,0248	3098,3077		3098,3077	19,1194	3079,1883	3048,3965	30,7919	30,7919	
C ₈ H ₄ O ₃	751,8137		751,8137		223,8419		223,8419	1,7380	222,1039	2,2210	219,8829	217,6840	2,1988
NaOH						129,0437							
H ₂ SO ₄		158,0785	158,0785		158,0785								
C ₁₆ H ₂₂ O ₄					1020,3077		1020,3077	0,0037	1020,3041		1020,3041	10,2030	1010,1010
C ₁₂ H ₁₄ O ₄					143,7844		143,7844	0,1268	143,6576		143,6576	34,8088	108,8488
Na ₂ SO ₄							229,0526	229,0526					
Total	751,8143	161,3046	913,1183	654,1926	4726,7772	268,8410	4995,6183	530,3643	4465,2539	3050,6175	1414,6364	293,4878	1121,1486

Gambar 3.2 Diagram Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

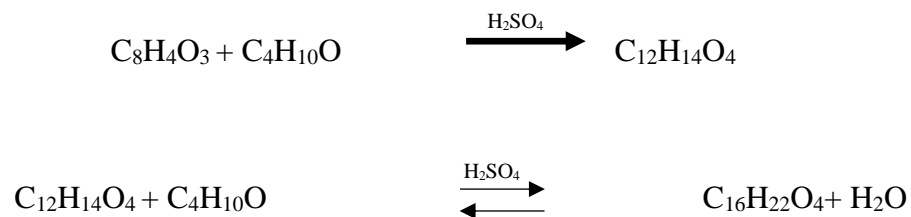
Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah ftalat anhidrida dan n-butanol dengan reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam sulfat dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku

Tahap ini dimaksudkan untuk mempersiapkan bahan baku sebelum masuk reaktor. Bahan baku pembuatan dibutil ftalat yaitu ftalat anhidrida, n-butanol serta katalis asam sulfat. Ketiga bahan baku ini disimpan pada masing-masing tangki penyimpanan dengan kondisi operasi suhu 30°C dengan tekanan 1 atm. Ftalat anhidrida berupa kristal padatan dan asam sulfat diumpankan menuju ke *melter* untuk mencampurkan agar homogen menjadi monobutil ftalat dengan suhu 100°C dan tekanan 1 atm. Setelah fase sudah berubah menjadi cair, ftalat anhidrida dan n-butanol akan diumpankan menuju reaktor untuk direaksikan Bersama asam sulfat sebagai katalis.

2. Tahap reaksi

Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk. Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



Ftalat anhidrida dan n-butanol yang sudah masuk dalam reaktor ditambahkan dengan katalis asam sulfat yang berasal dari tangki penyimpanan dengan tujuan untuk mempercepat laju reaksi. Reaktor beroperasi pada suhu 100° C dan tekanan 1 atm. Reaksi pembentukan dibutil ftalat merupakan reaksi esterifikasi antara ftalat anhidrida dengan n-butanol dengan konversi reaksi sebesar 85%. Katalis asam sulfat berfungsi sebagai katalis untuk meningkatkan kecepatan reaksi dengan jumlah katalis 3% berat dari jumlah n-butanol. Hasil keluaran reaktor merupakan campuran dari dibutil ftalat, monobutil ftalat, asam sulfat, ftalat anhidrida, n-butanol dan air. (Berman, 1948)

3. Tahap pemurnian dan pemisahan produk

Hasil keluaran reaktor diumpankan ke *neutralizer* untuk menetralkan asam dengan penambahan basa yaitu natrium hidroksida. Dalam *neutralizer* terjadi reaksi penggaraman yang dapat membentuk natrium sulfat. Hasil dari *neutralizer* kemudian diumpankan ke dalam *decanter* untuk pemisahan antara butiran natrium sulfat yang terbentuk dengan produk yang diinginkan. Umpan akan dialirkan menuju menara distilasi 1 untuk memisahkan n-butanol, air sebagai hasil distilat dan dibutil ftalat, monobutil ftalat, ftalat anhidrida sedikit sebagai hasil *bottom*. Lalu umpan dari *bottom* menara distilasi 1 akan dialirkan menuju menara distilasi 2 untuk memurnikan produk yaitu dibutil ftalat sebesar 99% dan impuritas berupa monobutil ftalat sebesar 1% disimpan ke tangki penyimpanan produk.

3.3 Spesifikasi Alat Utama

1. Spesifikasi Reaktor (R-01)

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 n-butanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan dibutil ftalat dan air.
Tipe/jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp 147.323.000,00
Kondisi Operasi	
Suhu	: 100°C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: <i>Isothermal</i>
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 1,4730 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,2500 in
Tinggi total	: 2,8594 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Flanged & standar dished head</i>
Tipe pengaduk	: Turbine with 6 flat blades

Tabel 3.1...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Diameter pengaduk	: 0,4910 m
Kecepatan pengaduk	: 190 rpm
Power/tenaga pengadukan	: 15 hP
Jumlah <i>baffle</i>	: 4
Lebar <i>baffle</i>	: 0,0835 m
Jenis <i>vessel</i>	: Jacket
Mode transfer panas	
- UD	: 567,8300 W/m ² K
- Luas transfer area	: 3,9718 m ²
- Tebal jaket	: 0,0064 m

3.4 Spesifikasi Alat Pemisah

1. *Melter* (MT-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi *Melter* (MT-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum *Melter* (MT-01)

Nama Alat	: <i>Melter</i>
Kode	: MT – 01
Fungsi	: Melarutkan ftalat anhidrida dan asam sulfat agar homogen
Jumlah	: 1
Jenis	: <i>Torispherical flanged and dished head</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 131°C
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter <i>shell</i> (ID)	: 0,8541 m
Tinggi <i>shell</i>	: 1,6375 m
Volume <i>shell</i>	: 0,7532 m ³
Volume <i>head</i>	: 0,0268 m ³
Volume <i>melter</i>	: 0,8886 m ³
Tinggi <i>melter</i>	: 2,0873 m

Tabel 3.2...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Melter (MT-01)	
Tinggi <i>head</i> (OA)	: 0,2006 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in
Dimensi Pengaduk	
Pengaduk	: <i>Turbin 6 curved blade</i>
Jarak pengaduk	: 0,3701 m
Diameter pengaduk	: 0,2847 m
Panjang <i>blade</i>	: 0,0712 m
Lebar <i>blade</i>	: 0,0569 m
Tinggi cairan	: 1,1103 m
Daya motor	: 1,5 hP
Kecepatan putar	: 190 rpm
Jenis <i>vessel</i>	: Jaket
Mode transfer panas	
- UD	: 567,8300 W/m ² K
- Luas transfer area	: 4,1289 m ²
- Tebal Jaket	: 0,0048 m

2. *Neutralizer* (N-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi *Neutralizer* (N-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum *Neutralizer* (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	: <i>Torispherical flanged & dished head</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 70°C
Tekanan	: 1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter	: 1,6557 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,0048 m
OD <i>shell</i>	: 66,0000 in
ID <i>shell</i>	: 65,1843 in
Tinggi <i>shell</i>	: 2,5003 m
Tebal <i>head</i>	: 0,0048 m
<i>Depth of dish</i> (b)	: 0,0508 m
Tinggi head (OA)	: 0,3378 m

Tabel 3.3...(lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Tinggi	: 3,1759 m
Dimensi Pengaduk	
Pengaduk	: <i>Turbine 6 flat blade</i>
Jarak pengaduk	: 0,7223 m
Diameter pengaduk	: 0,5556 ,
Panjang <i>blade</i>	: 0,1389 m
Lebar <i>blade</i>	: 0,0945 m
Tinggi cairan	: 1,1306 m
Daya motor	: 1,5 hP
Kecepatan putar	: 381,7782 m
Jenis <i>vessel</i>	: Jaket
Mode transfer panas	
- UD	: 567,8300 W/m ² K
- Luas transfer panas	: 17,8775 m ²
- Tebal jaket	: 0,0048 m

3. *Decanter* (DC-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi *Decanter* (DC-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum *Decanter* (DC-01)

Nama alat	: <i>Decanter</i>
Kode	: DC-01

Tabel 3.4...(lanjutan)

Spesifikasi Umum *Decanter* (DC-01)

Fungsi	: Tempat terjadinya pemisahan berdasarkan densitas produk dan hasil samping dari <i>Neutralizer</i> (N-01)
Jumlah	: 1
Material	: <i>Stainless steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	
a. Diameter	: 0,8033 m
b. Panjang	: 2,6674 m
c. Tebal	: 0,1875 in
<i>Head</i>	
a. Jenis	: <i>Silinder horizontal</i> dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i>
b. Tinggi	: 0,1434 m
c. Tebal	: 0,1875 in

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) (Jumlah alat = 1)
Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)

Nama alat	: Menara Distilasi
Kode	: MD-01
Fungsi	: Memurnikan dibutil ftalat
Jenis	: <i>Sieve tray distillation tower</i>
Tipe	: <i>Tray</i>
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	
a. Umpan	
- Suhu	: 148,72 °C
- Tekanan	: 2,35 atm
b. Distilat	
- Suhu	: 143,22 °C
- Tekanan	: 2,18 atm
c. <i>Bottom</i>	
- Suhu	: 269,58 °C
- Tekanan	: 2,52 atm
<i>Shell</i>	
a. Diameter	
	: 0,6000 m
b. Tinggi	
	: 10,6351 m

Tabel 3.5...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)

- c. Tebal : 0,1875 in
- d. Material : *Stainless Stell SA 167 Grade 11*

Type 316

Head

- a. Jenis : *Thorispherical*
- b. Tebal : 0,1875 in
- c. Material : *Stainless Stell SA 167 Grade 11*

Type 316

Untuk tipe *tray*

- a. Jenis *tray* : *Sieve*
- b. *Hole pitch* : 19 mm
- c. Jumlah *plate* aktual : 9 buah
- d. Diameter *tray* : 0,5488 m
- e. Diameter *hole* : 0,0050 m
- f. *Tray thickness* : 0,0030 m
- g. *Tray spacing* : 0,6000 m
- h. Jumlah lubang : 268 buah
-

5. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.6 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-02)

Nama alat	: Menara Distilasi
Kode	: MD-02
Fungsi	: Memurnikan dibutil ftalat
Jenis	: <i>Sieve tray distillation tower</i>
Tipe	: <i>Tray</i>
Material	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	
a. Umpan	
- Suhu	: 265,20 °C
- Tekanan	: 2,35 atm
b. Distilat	
- Suhu	: 320,59 °C
- Tekanan	: 2,18 atm
c. <i>Bottom</i>	
- Suhu	: 384,86 °C
- Tekanan	: 2,52 atm
<i>Shell</i>	
a. Diameter	: 0,9000 m
b. Tinggi	: 8,3514 m

Tabel 3.6...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-02)

- c. Tebal : 0,3125 in
- d. Material : *Stainless Stell SA 167 Grade 11*

Type 316

Head

- a. Jenis : *Thorispherical*
- b. Tebal : 0,2500 in
- c. Material : *Stainless Stell SA 167 Grade 11*

Type 316

Untuk tipe *tray*

- a. Jenis *tray* : *Sieve*
 - b. *Hole pitch* : 19 mm
 - c. Jumlah *plate* aktual : 7 buah
 - d. Diameter *tray* : 1,2283 m
 - e. Diameter *hole* : 0,0050 m
 - f. *Tray thickness* : 0,0030 m
 - g. *Tray spacing* : 0,1500 m
 - h. Jumlah lubang : 116 buah
-

3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

1. Tangki

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki (Jumlah alat = 4)

Parameter	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan katalis asam sulfat selama 7 hari	Menyimpan bahan baku n-butanol selama 7 hari
Jenis	Silinder <i>vertical</i> dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>	Silinder <i>vertical</i> dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi :		
- Suhu	30°C	30°C
- Tekanan	1 atm	1 atm
Dimensi :		
- Diameter	7,6200 m	24,3840 m
- Tinggi	3,6576 m	9,1440 m
- Tebal <i>shell</i>	0,1875 in	0,2500 in
- Volume	82,0475 m ³	2944,2279 m ³
- Jumlah <i>course</i>	6	6

Tabel 3.7...(lanjutan)

Parameter	T-01	T-02
- Tinggi Puncak	0,1103 in	0,3335 in
<i>Head</i>		
- Tebal head	0,1875 in	0,1875 in
- Tinggi Total	3,7679 m	31,0818 m
Tangki		
Harga	Rp 1.264.919.617	Rp 6.324.598.086

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki

Parameter	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan bahan baku natrium hidroksida selama 7 hari	Menyimpan produk dibutil ftalat selama 14 hari
Jenis	Silinder <i>vertical</i> dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>	Silinder <i>vertical</i> dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C

Tabel 3.8...(lanjutan)

Parameter	T-03	T-04
Kondisi :		
- Suhu	30°C	30°C
- Tekanan	1 atm	1 atm
Dimensi :		
- Diameter	9,1440 m	10,6680 m
- Tinggi	3,6576 m	3,6576 m
- Tebal <i>Shell</i>	0,1875 in	0,1875 in
- Volume	133,3433 m ³	369,8528 m ³
- Jumlah <i>Course</i>	6	6
- Tinggi Puncak <i>Head</i>	5,0273 in	0,1473 in
- Tebal <i>Head</i>	0,1875 in	0,1875 in
- Tinggi Total	3,7853 m	3,8049 m
Tangki		
Harga	Rp 750.495.483	Rp 750.495.483

2. *Silo*Tabel 3.9 Spesifikasi *Silo* (SL-01) (Jumlah alat = 1)**Spesifikasi Umum Silo (SL-01)**

Nama alat	: <i>Silo</i>
Kode	: SL-01

Tabel 3.9...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Silo (SL-01)	
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpan bahan baku ftalat anhidrida
Material	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Lama penyimpanan	: 14 hari
Fasa	: Padat
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
- Suhu	: 30°C
- Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
Volume tangki	: 233,9552 m ³ / 14 hari
Diameter	: 5,1816 m
Tinggi	: 7,4295 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,3125 in
Harga	: Rp 1.148.645.669

3. Accumulator

Tabel 3.10 Spesifikasi *Accumulator* (Jumlah alat = 2)

Parameter	AC-01	AC-02
Fungsi	Menampung keluaran <i>condensor</i> pada MD-01	Menampung keluaran <i>condensor</i> pada MD-02
Jenis	<i>Horizontal cylinder</i>	<i>Horizontal cylinder</i>
Jumlah	1	1
Kondisi Operasi		
Suhu	143,22°C	319,32 °C
Tekanan	2,18 atm	2,18 atm
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167</i> <i>Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167</i> <i>Type 316</i>
Kapasitas	0,8891 m ³	0,0691 m ³
<i>Dimensi shell</i>		
Diameter	0,1717 m	0,0733 m
Panjang	1,0303 m	0,4396 m
Tebal	1,5000 in	0,1875 in
<i>Dimensi head</i>		
Diameter	0,5588 m	0,5588 m
Panjang	0,0804 m	0,0778 m
Tebal	0,1875 in	0,1875 in
Panjang total	1,1911 m	0,592 m

3.6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (jumlah alat = 12)

Parameter	P-01	P-02	P-03
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Tangki Penyimpanan asam sulfat (T-01) untuk diumpankan ke <i>Melter</i> (MT-01)	Mengalirkan keluaran Tangki Penyimpanan n-butanol (T-02) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran <i>Melter</i> (MT-01) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)
Kondisi Operasi :			
Viskositas	19,2710 cP	0,5136 cP	0,8547 cP
Kapasitas	0,1072 m ³ /jam	6,1086 m ³ /jam	0,2154 m ³ /jam
Pump Head	5,8113 m	12,0412 m	4,9808 m
Suhu Fluida	30 °C	100°C	131 °C
Submersibility	<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>
Dimensi Pipa			
- Flow Area	0,1900 in ²	3,3500 in ²	0,3000 in ²

Tabel 3.11...(lanjutan)

Parameter	P-01	P-02	P-03
- OD	0,6750 in	2,3800 in	0,8400 in
- ID	0,4930 in	2,0670 in	0,6220 in
- IPS	0,4000 in	2,0000 in	0,5000 in
- No. Sch	40	40	40
Power Motor	0,7500 hP	2,0000 hP	0,1250 hP
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Konstruksi	<i>SA 167 Grade</i>	<i>SA 167 Grade</i>	<i>SA 167 Grade 11</i>
	<i>11 Type 316</i>	<i>11 Type 316</i>	<i>Type 316</i>
Harga	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	P-04	P-05	P-06
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	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)	Mengalirkan keluaran <i>Neutralizer</i> (N- 01) untuk diumpankan ke <i>Decanter</i> (DC- 01)

Tabel 3.12...(lanjutan)

Parameter	P-04	P-05	P-06
Kondisi Operasi :			
Viskositas	1,1476 cP	224,9709 cP	8,5928 cP
Kapasitas	6,6549 m ³ /jam	0,2454 m ³ /jam	6,2322 m ³ /jam
Pump Head	6,0880 m	6,9196 m	5,9130 m
Suhu Fluida	100 °C	70 °C	30 °C
Submersibility	<i>immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>Immersed</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage</i>	<i>Single Stage</i>	<i>Single Stage</i>
	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
	<i>pump</i>	<i>pump</i>	<i>pump</i>
Dimensi Pipa			
- Flow Area	3,3500 in ²	0,3000 in ²	3,3500 in ²
- OD	2,3800 in	0,8400 in	2,3800 in
- ID	2,0670 in	0,6220 in	2,0670 in
- IPS	2,0000 in	0,5000 in	2,0000 in
- No. Sch	40	40	40
Power Motor	1,0000 hP	0,2500 hP	1,0000 hP
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Konstruksi	<i>SA 167 Grade 11</i>	<i>SA 167 Grade 11</i>	<i>SA 167 Grade 11</i>
	<i>Type 316</i>	<i>Type 316</i>	<i>Type 316</i>
Harga	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	P-07	P-08	P-09
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran <i>Decanter</i> (DC-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi 1 (MD-01)	Mengalirkan keluaran <i>Condensor</i> 1 (CD-01) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran <i>Reboiler</i> I (RB-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi 2 (MD-02)
Kondisi Operasi :			
Viskositas	0,4794 cP	0,2707 cP	0,3460 cP
Kapasitas	6,8577 m ³ /jam	0,0477 m ³ /jam	2,0091 m ³ /jam
Pump Head	13,3952 m	13,1271 m	19,0733 m
Suhu Fluida	148,18 °C	141,8 °C	269,6 °C
Submersibility	<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>
Dimensi Pipa			
- Flow Area	3,3500 in ²	3,3500 in ²	3,3500 in ²
- OD	2,3800 in	2,3800 in	2,3800 in

Tabel 3.13...(lanjutan)

Parameter	P-07	P-08	P-09
- ID	2,0670 in	2,067 in	2,0670 in
- IPS	2,0000 in	2,0000 in	2,0000 in
- No. Sch	40	40	40
Power Motor	2,0000 hP	2,0000 hP	1,0000 hP
Material	<i>Stainless Steel SA</i>	<i>Stainless Steel SA</i>	<i>Stainless Steel SA</i>
Konstruksi	<i>167 Grade 11 Type</i>	<i>167 Grade 11</i>	<i>167 Grade 11 Type</i>
	<i>316</i>	<i>Type 316</i>	<i>316</i>
Harga	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179	Rp 34.032.179

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	P-10	P-11	P-12
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran <i>Condensor 2 (CD- 02) untuk</i> diumpankan ke UPL	Mengalirkan keluaran <i>Reboiler</i> 2 (RB-02) untuk diumpankan ke Tangki penyimpanan (T- 04)	Mengalirkan keluaran Tangki Penyimpanan (T- 04)

Tabel 3.14...(lanjutan)

Parameter	P-10	P-11	P-12
Kondisi Operasi :			
Viskositas	0,4528 cP	2307,1331 cP	16,2439 cP
Kapasitas	0,3353 m ³ /jam	0,1488 m ³ /jam	1,2744 m ³ /jam
Pump Head	3,0838 m	12,1476 m	3,7122 m
Suhu Fluida	213 °C	30 °C	30 °C
Submersibility	<i>immersed</i>	<i>immersed</i>	<i>Immersed</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage</i>	<i>Single Stage</i>	<i>Single Stage</i>
	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi Pipa			
- Flow Area	0,5300 in ²	0,3000 in ²	0,8600 in ²
- OD	1,0500 in	0,8400 in	1,3200 in
- ID	0,824 in	0,6220 in	1,0490 in
- IPS	0,8000 in	0,5000 in	1,0000 in
- No. Sch	40	40	40
Power Motor	0,1250 hP	0,7500 hP	0,1667 hP
Material	<i>Stainless Steel SA</i>	<i>Stainless Steel SA</i>	<i>Stainless Steel SA</i>
Konstruksi	<i>167 Grade 11</i>	<i>167 Grade 11 Type</i>	<i>167 Grade 11</i>
	<i>Type 316</i>	<i>316</i>	<i>Type 316</i>
Harga	Rp 25.450.900,00	Rp 25.450.900,00	Rp 25.450.900,00

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat (Jumlah alat = 2)

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	751,8140 Kg/jam	751,8140 Kg/jam
Speed	40 rpm	225 ft/min
Motor Power	2,00 hP	
Dimensi		
- Panjang	8,6210 m	2 m
- Diameter	9 in	Head : 20,0000 in Tail : 14,0000 in
Material	<i>Stainless Steel SA-</i>	<i>Stainless Steel SA-</i>
Konstruksi	<i>167 Grade 3 Type 304</i>	<i>167 Grade 3 Type 304</i>
Harga	Rp 21.336.910	Rp 123.590.548,30

3.7 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heater (H-01)

Tabel 3.16 Spesifikasi *Heater* (H-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi <i>Heater</i> (H-01)		
Fungsi	: Menaikkan temperatur asam sulfat dari 30°C menjadi 131°C untuk diumpankan ke Melter (MT-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 30 °C	150 °C
Suhu Keluar	: 131 °C	100 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
Hairpin	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0000003 psi	0,000002 psi
Rd	: 0,0854 Btu/jam.ft ² . °F	

2. Cooler (CL-01)

Tabel 3.17 Spesifikasi Cooler (CL-01) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Heater (H-02)		
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran <i>Melter</i> (MT-01) dari 131°C menjadi 100°C untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 131 °C	25 °C
Suhu Keluar	: 100 °C	80 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
Hairpin	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,00006 psi	0,0002 psi
Rd	: 0,1735 Btu/jam.ft ² . °F	

3. Heater (H-02)

Tabel 3.18 Spesifikasi Heater (H-02) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Heater (H-02)				
Fungsi	Menaikkan temperature n-butanol 30°C menjadi 100 °C untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)			
Jumlah	1 alat			
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
<i>Cold Fluid : Tube (water)</i>				
BWG	10			
IDt	0,482	in	0,0122	m
ODt	0,75	in	0,0191	m
<i>Flow area</i>	0,182	in ²	0,0001	m ²
<i>Passes</i>	2			
<i>Hot Fluid : Shell, Produk (Steam)</i>				
IDs	35	in	0,8890	m
<i>Baffle</i>	26,2500	in	0,6668	m
<i>Passes</i>	2			
A	1100,4000	ft ²	102,2305	m ²
Ud	0,0357	Btu/hr ft ² F		
Uc	166,9509	Btu/hr.ft ² .F		
Rd	0,2798			
Rd min	0.003			

4. Cooler (CL-02)

Tabel 3.19 Spesifikasi Cooler (CL-02) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Cooler (CL-02)		
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran dari Reaktor (R-01) dari 100°C menjadi 70°C untuk diumpankan ke <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 100 °C	25 °C
Suhu Keluar	: 70 °C	75 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
Hairpin	: 3 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,500 in	3,500 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0002 psi	0,0135 psi
Rd	: 0,0246 Btu/jam.ft ² . °F	

5. Heater (H-03)

Tabel 3.20 Spesifikasi *Heater* (H-03) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi <i>Heater</i> (H-03)		
Fungsi	: Menaikkan temperatur natrium hidroksida dari 30°C menjadi 70°C untuk diumpankan ke <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 30 °C	150 °C
Suhu Keluar	: 70 °C	75 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,069 in
OD	: 4,500 in	3,500 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,000005 psi	0,0000003 psi
Rd	: 0,1203 Btu/jam.ft ² . °F	

6. Cooler (CL-03)

Tabel 3.21 Spesifikasi Cooler (CL-03) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Cooler (CL-03)		
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran dari <i>Neutralizer</i> (N-01) dari 70°C menjadi 30°C untuk diumpankan ke <i>Decanter</i> (DC-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 70 °C	30 °C
Suhu Keluar	: 30°C	35 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 2 buah	
ID	: 4,026 in	0 in
OD	: 4,500in	3,500in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0002 psi	0,007 psi
Rd	: 0,0312 Btu/jam.ft ² . °F	

7. Heater (H-04)

Tabel 3.22 Spesifikasi *Heater* (H-04) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi <i>Heater</i> (H-04)				
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran dari <i>Decanter</i> (DC-01) 30°C menjadi 148,18°C menuju ke Menara Distilasi 1 (MD-01)			
Jumlah	1 alat			
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
<i>Cold Fluid : Tube (water)</i>				
BWG	10			
IDt	0,482	in	0,0122	m
ODt	0,75	in	0,0191	m
<i>Flow area</i>	0,1820	in ²	0,0001	m ²
<i>Passes</i>	2			
<i>Hot Fluid : Shell, Produk (Steam)</i>				
IDs	35	in	0,8890	m
<i>Baffle</i>	26,2500	in	0,6668	m
<i>Passes</i>	2			
A	324,9104	ft ²	31,8574	m ²
Ud	64,3403	Btu/hr ft ² F		
Uc	178,1885	Btu/hr.ft ² .F		
Rd	0,0099			
Rd min	0,003			

8. Cooler (CL-04)

Tabel 3.23 Spesifikasi Cooler (CL-04) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Cooler (CL-04)		
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran dari distilat Menara Distilasi 1 (MD-01) dari 141,8°C menjadi 100°C untuk dikembalikan ke Reaktor (R-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 141,83 °C	30 °C
Suhu Keluar	: 100 °C	80 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
Hairpin	: 2 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,500 in	3,500 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
Pressure Drop	: 0,0001 psi	0,01 psi
Rd	: 0,0136 Btu/jam.ft ² . °F	

9. Cooler (CL-05)

Tabel 3.24 Spesifikasi Cooler (CL-05) (Jumlah alat = 1)

Spesifikasi Cooler (CL-05)		
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran dari <i>bottom</i> Menara Distilasi 2 (MD-02) dari 386,7°C menjadi 30°C menuju tangki penyimpanan dibutil ftalat (T-04)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	: 386,72 °C	30 °C
Suhu Keluar	: 30 °C	200 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 8 buah	
ID	: 4,026 in	3,068 in
OD	: 4,500 in	3,500 in
A	: 1,178 ft ²	0,917 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,00001 psi	0,00009 psi
Rd	: 0,0130 Btu/jam.ft ² . °F	

10. Condensor (CD-01)

Tabel 3.25 Spesifikasi Condensor (CD-01) (Jumlah alat = 1)

Parameter	CD-01	
Fungsi	Mengembunkan uap (hasil atas) menjadi liquid dari MD-01	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
	ID (in)	2,0670
	OD (in)	2,3800
<i>Annulus</i>	<i>Flow Area (in²)</i>	3,3500
	Rd	0,1032
	ΔP (psi)	0,00000001
	Panjang hairpins (ft)	15
<i>Tube</i>	ID (in)	3,0680
	OD (in)	3,5000
	ΔP (psi)	0,2577
Harga (\$)	7,374	

11. Condensor (CD-02)

Tabel 3.26 Spesifikasi *Condenser* (CD-02) (Jumlah alat = 1)

Parameter	CD-02	
Fungsi	Mengembunkan uap (hasil atas) menjadi liquid dari MD-02	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
	ID (in)	2,0670
	OD (in)	2,3800
<i>Annulus</i>	<i>Flow Area (in²)</i>	3,3500
	Rd	-9,6603
	ΔP (psi)	0,000000000005
	Panjang hairpins (ft)	15
<i>Tube</i>	ID (in)	3,0680
	OD (in)	3,5000
	ΔP (psi)	0,0024
Harga (\$)	7,374	

12. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.27 Spesifikasi *Reboiler* (RB-01) (Jumlah alat = 1)

Parameter	RB-01	
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-01 sebagai hasil bawah	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
<i>Cold fluid</i>	ID (in)	3,0680
	OD (in)	3,5000
	Flow Area (in ²)	2,9300
	ΔP (psi)	0,00006
<i>Hot fluid</i>	Panjang hairpins (ft)	15
	ID (in)	2,0670
	OD (in)	2,3800
	ΔP (psi)	0,0085
Harga (\$)	10,3700	

13. Reboiler (RB-02)

Tabel 3.28 Spesifikasi *Reboiler* (RB-02) (Jumlah alat = 1)

Parameter	RB-02	
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-02 sebagai hasil bawah	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Stell SA 167 Type 316</i>	
Jumlah	1	
Spesifikasi		
<i>Cold fluid</i>	ID (in)	3,0680
	OD (in)	3,5000
	<i>Flow Area</i> (in ²)	2,9300
	ΔP (psi)	0,00007
<i>Hot fluid</i>	Panjang hairpins (ft)	15
	ID (in)	2,0670
	OD (in)	2,3800
	ΔP (psi)	0,0010
Harga (\$)	10,370	

3.8 Neraca Massa

Produk	: Dibutil ftalat
Kapasitas Perancangan	: 8.000 ton/tahun
Waktu operasi selama 1 tahun	: 330 hari
Waktu operasi selama 1 hari	: 24 jam

3.8.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.29 Neraca Massa Overall

No	Komponen	Input		Output	
		Umpan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Limbah(kg/jam)	
1	H ₂ O	156,1913		280,3240	
2	C ₄ H ₁₀ O	641,0248		49,9113	
3	C ₈ H ₄ O ₃	751,8137	2,1988	219,4220	
4	NaOH	129,0437			
5	H ₂ SO ₄	158,0785			
6	C ₁₆ H ₂₂ O ₄		1010,1010	10,2067	
7	C ₁₂ H ₁₄ O ₄			34,9356	
8	Na ₂ SO ₄			229,0526	
	Subtotal	1836,1520	1012,2998	823,8521	
	Total	1836,1520		1836,1520	

3.8.2 Neraca Massa Alat

1. Melter (MT-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa *Melter* (MT-01)

No	Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
		Arus 1	Arus 2	Arus 3
1	H ₂ O		3,2261	3,2261
2	C ₈ H ₄ O ₃	751,8137		751,8137
3	H ₂ SO ₄		158,0785	158,0785
	Subtotal	751,8137	161,3046	913,1183
	Total	913,1183		913,1183

2. Reaktor (R-01)

3.31 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-01)

No	Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4	Arus 10	Arus 5
1	H ₂ O	3,2261	13,1678		82,4570
2	C ₄ H ₁₀ O		641,0248	3048,3965	3098,3077
3	C ₈ H ₄ O ₃	751,8137		2,2210	114,9931
4	H ₂ SO ₄	158,0785			158,0785
5	C ₁₆ H ₂₂ O ₄				1020,3077
6	C ₁₂ H ₁₄ O ₄				143,7844
	Subtotal	913,1183	654,1926	3050,6175	4617,9284
	Total		4617,9284		4617,9284

3. Neutralizer (N-01)

3.32 Tabel Neraca Massa *Neutralizer* (N-01)

No	Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
1	H ₂ O	82,4570	139,7973	280,3240
2	C ₄ H ₁₀ O	3098,3077		3098,3077
3	C ₈ H ₄ O ₃	233,8419		233,8419
4	NaOH		129,0437	0,0000
5	H ₂ SO ₄	158,0785		0,0000
6	C ₁₆ H ₂₂ O ₄	1020,3077		1020,3077
7	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	143,7844		143,7844
8	Na ₂ SO ₄			229,0526
	Subtotal	4726,7772	268,8410	4995,6183
	Total	4995,6183		4995,6183

4 Decanter (DC-01)

Tabel 3.33 Neraca Massa *Decanter* (DC-01)

No	Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Arus 7	Arus 8 (Fraksi Berat)	Arus 9 (Fraksi Ringan)
1	H ₂ O	280,3240	280,3240	
2	C ₄ H ₁₀ O	3098,3077	19,1194	3074,1883
3	C ₈ H ₄ O ₃	233,8419	1,7380	222,1039
4	C ₁₆ H ₂₂ O ₄	1020,3077	0,0037	1020,3041
5	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	143,7844	0,1268	143,6576
6	Na ₂ SO ₄	229,0526	229,0526	
	Subtotal	4995,6183	530,3643	4465,2539
	Total	4995,6183		4995,6183

5 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

No	Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Arus 9	Arus 10 (distilat)	Arus 11 (bottom)
1	C ₄ H ₁₀ O (LK)	3079,1883	3048,3965	30,7919
2	C ₈ H ₄ O ₃ (HK)	222,1039	2,2210	219,8829
3	C ₁₆ H ₂₂ O ₄	1020,3041		1020,3041
4	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	143,6576		143,6576
	Subtotal	4465,2539	3050,6175	1414,6364
	Total	4465,2539	4465,2539	

6 Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.35 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

No	Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Arus 11	Arus 12 (distilat)	Arus 13 (bottom)
1	C ₄ H ₁₀ O	30,7919	30,7919	
2	C ₈ H ₄ O ₃ (LK)	219,8829	217,6840	2,1988
3	C ₁₆ H ₂₂ O ₄ (HK)	1020,3041	10,2030	1010,1010
4	C ₁₂ H ₁₄ O ₄	143,6576	34,8088	108,8488
	Subtotal	1414,6364	293,4878	1121,1486
	Total	1414,6364	1414,6364	

3.9 Neraca Panas

1. Melter (MT-01)

Tabel 3.36 Neraca Panas Melter (MT-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	67,6588	2079,2019
C ₈ H ₄ O ₃	4137,3521	126340,3827
H ₂ SO ₄	1131,6242	25070,2540
Q _{steam}	148153,2034	
Total	153489,8385	153489,8385

2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.37 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	343,8195	1729,3191
C ₄ H ₁₀ O	521289,5324	33595,7475
C ₈ H ₄ O ₃	5774,0600	843,5814
H ₂ SO ₄	1131,6242	1131,6242
C ₁₆ H ₂₂ O ₄		9056,5699
C ₁₂ H ₁₄ O ₄		3248,7740
Q _{pendingin}		958066,3868
Panas Reaksi	479132,9669	
Total	1007672,0029	1007672,0029

3. *Neutralizer (N-01)*

Tabel 3.38 Neraca Panas *Neutralizer (N-01)*

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	27337,9016	52718,5217
C ₄ H ₁₀ O	308416,6931	308416,6931
C ₈ H ₄ O ₃	15305,6663	15305,6663
NaOH	12638,2632	
H ₂ SO ₄	10386,2422	
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	83039,6985	83039,6985
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	32009,9677	32009,9677
Na ₂ SO ₄		16507,5010
Qpendingin		-1499,8946
Panas Reaksi	17363,7212	
Total	506498,1537	506498,1537

4. *Decanter (DC-01)*

Tabel 3.39 Neraca Panas *Decanter (DC-01)*

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput atas (kJ/jam)	Qoutput bawah (kJ/jam)
H ₂ O	5879,0605		5879,0605
C ₄ H ₁₀ O	33595,7475	25211,6725	207,3165
C ₈ H ₄ O ₃	1642,0887	6028,5534	12,7499
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	9056,5699	17730,4043	0,0324
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3248,7740	3245,9100	2,8640
Na ₂ SO ₄	1838,4662		1838,4462
Panas diserap (pendingin)		658,2064	44934,2571
Panas Reaksi	-2385,9602		
Total	52874,7466	52874,7466	52874,7466

5. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.40 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	<i>Qinput</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput distilat</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput bawah</i> (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	885111,4585	833985,3472	429507,3506
C ₈ H ₄ O ₃	44025,6067	419,3440	1986623,5830
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	236765,0001	0,0000	848754,2293
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	104629,2745	0,0000	58459,9081
Qpendingin		-694904,6155	
Qsteam	2192313,8068	0,0000	
Subtotal	3462845,1467	139500,0757	3323345,0710
Total	3462845,1467	3462845,1467	

6. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.41 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	<i>Qinput</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput distilat</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput bawah</i> (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	13321,1648	23203,4677	1253,1631
C ₈ H ₄ O ₃	34425,2952	104717,3646	5195,2045
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	344577,2834	5785,0057	223848,5061
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	71672,6676	78556,6321	182,5927
Qpendingin		-168524,9179	
Qsteam	-189779,3922		
Subtotal	94451,4700	-206559,4244	301010,8945
Total	94451,4700	94451,4700	

7. Heater (H-01)

Tabel 3.42 Neraca Panas Heater (H-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	69,7493	808,9104
H ₂ SO ₄	21715,6310	996374,4189
Qsteam	1267054,9551	291657,0061
Total	1288840,3353	1288840,3353

8. Cooler (CL-01)

Tabel 3.43 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	1899,2051	22025,8439
C ₄ H ₁₀ O	24477,9561	582455,2376
Qsteam	750964,7088	172860,7885
Total	777341,8700	777341,8700

9. Heater (H-02)

Tabel 3.44 Neraca Panas Heater (H-02)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	53331,5272	27104,1196
C ₄ H ₁₀ O	353261,7686	308397,9837
C ₈ H ₄ O ₃	132,8211	7711,0325
H ₂ SO ₄	16322,0128	21811,1179
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	246892,2555	235561,6941
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	9317,6735	25561,9275
Qpendingin	1777,228274	54887,4116
Total	681035,2870	681035,2870

10. Cooler (CL-02)

Tabel 3.45 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	3022,4687	20021,8369
NaOH	1211,4758	9628,3303
Qsteam	33016,01254	7599,789837
Total	37249,9570	37249,9570

11. Heater (H-03)

Tabel 3.46 Neraca Panas Heater (H-03)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	72197,8672	6579,5181
C ₄ H ₁₀ O	158033,2310	33593,6684
C ₈ H ₄ O ₃	-3621,8247	827,2883
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	38015,1949	9056,5738
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3654,2910	3248,7754
Na ₂ SO ₄	14528,7245	1575,8288
Qpendingin	5719,137748	233644,969
Total	288526,6218	288526,6218

12. Cooler (CL-03)

Tabel 3.47 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	1306452,7798	303174,5261
C ₈ H ₄ O ₃	170,9055	75,7803
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	315088,0895	76608,9279
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	69997,6679	31655,3867
Qpendingin	9087,862533	1289282,684
Total	1700797,3053	1700797,3053

13. Heater (H-04)

Tabel 3.48 Neraca Panas Heater (H-04)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	33361,6658	846851,4742
C ₈ H ₄ O ₃	813,0193	21052,8812
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	9056,5374	226618,6140
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	3245,5702	100796,1828
Qsteam	1492361,559	343519,1999
Total	1538838,3521	1538838,3521

14. Cooler (CL-04)

Tabel 3.49 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	19169,5472	18730,6889
C ₈ H ₄ O ₃	44461,6037	43566,6880
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	37547,3050	36774,9166
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	2596,7495	2527,2973
Qpendingin	2136,3856	4312,0002
Total	105911,5910	105911,5910

15. Cooler (CL-05)

Tabel 3.50 Neraca Panas Cooler (CL-05)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	191,6955	3,3699
C ₈ H ₄ O ₃	444,6160	8,0489
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	480015,4830	8965,9721
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	2596,7495	32,7835
Qpendingin	394576,788	868815,1576
Total	877825,3320	877825,3320

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 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 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 dibutil ftalat dengan kapasitas 8.000 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 Dibutil Ftalat

4.1.1 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	5.954
$C_4H_{10}O$	PT. Petro Oxo Nusantara, Gresik	150.000	29.816
NaOH	PT. Tjiwi Kimia, Sidoarjo	20.000	1.825
H_2SO_4	PT. Petrokimia Gresik, Gresik	1.170.000	1.095

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. Selain itu, berdasarkan data Badan Pusat Statistik Provinsi Jawa Timur, diketahui bahwa pengangguran berdasarkan tingkat pendidikan tertinggi yang ditamatkan pada tahun 2020 yaitu lulusan Sekolah Menengah Atas sebanyak 1.605.546 jiwa, lulusan Sekolah Menengah Kejuruan sebanyak 2.043.891 jiwa, dan lulusan sarjana sebanyak 1.100.160. 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 banyak lahan kosong, sehingga memenuhi kriteria ini.

b. Perizinan

Gresik telah bertransformasi 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 $C_{16}H_{22}O_4$. Hal ini dikarenakan dapat meningkatkan jumlah ketersediaan lapangan kerja masyarakat sekitar serta membantu meningkatkan perekonomian sekitar secara keseluruhan.

4.2 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.

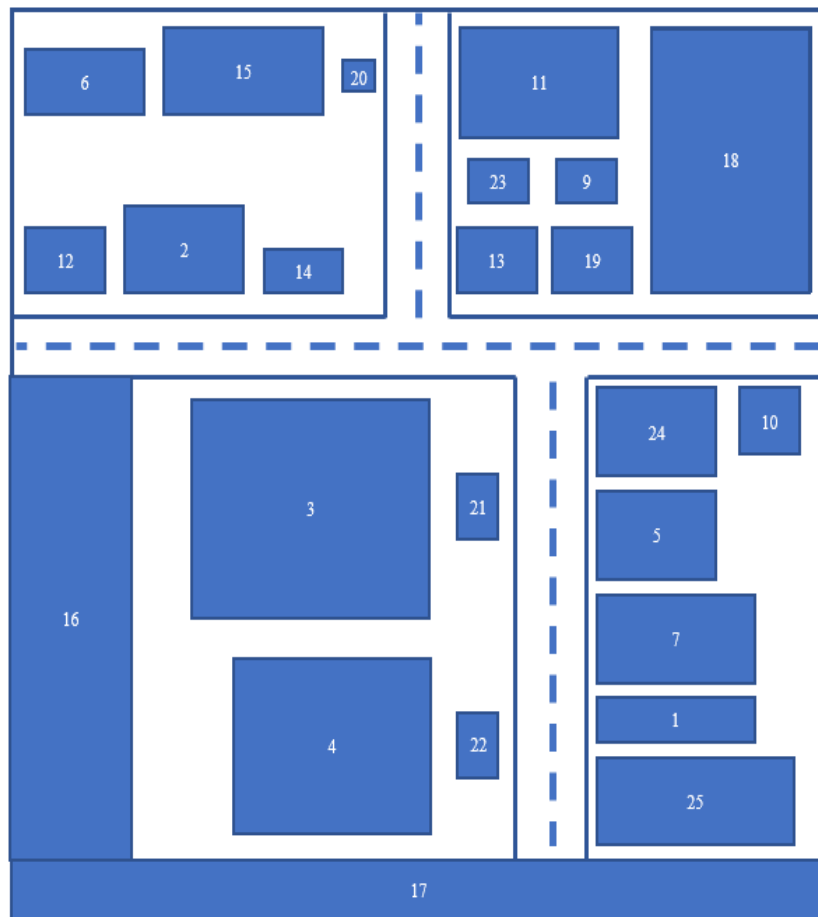
Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		Panjang	Lebar	
		(m)	(m)	
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

Tabel 4.2...(lanjutan)

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		Panjang	Lebar	
		(m)	(m)	
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				24000
Luas bangunan				12195
Total				36195



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

4.3 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

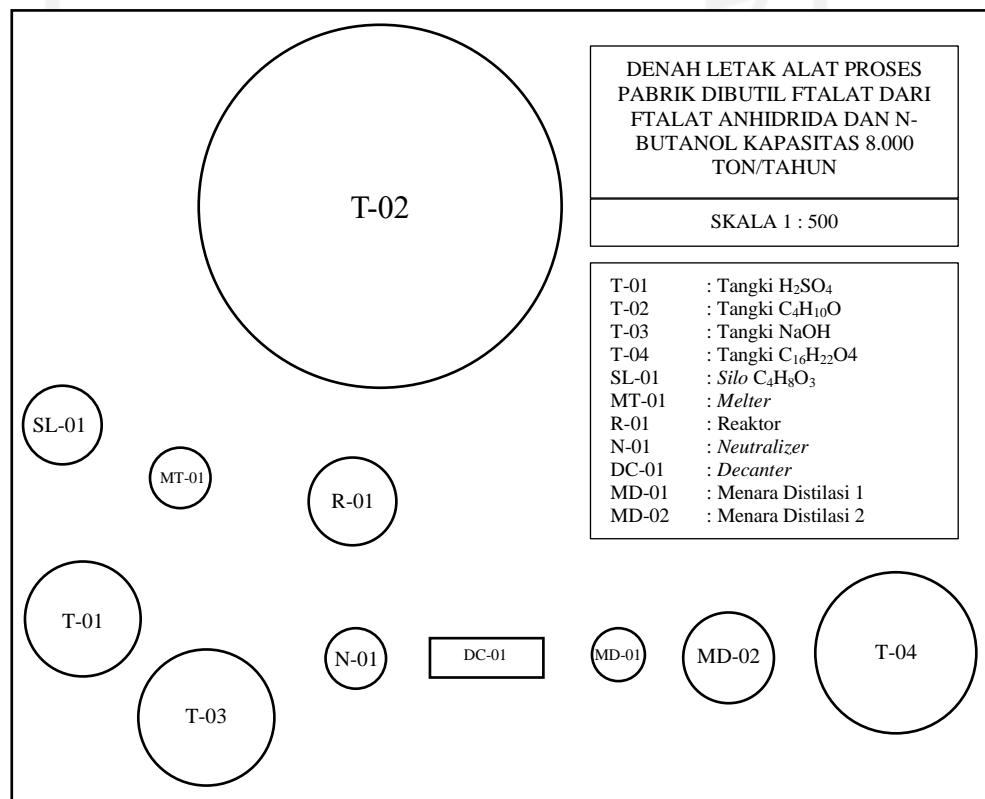
Dalam perancangan layout alat proses, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugas perlu diprioritaskan.

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 4.2 Tata Letak Pabrik

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik dibutil 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.

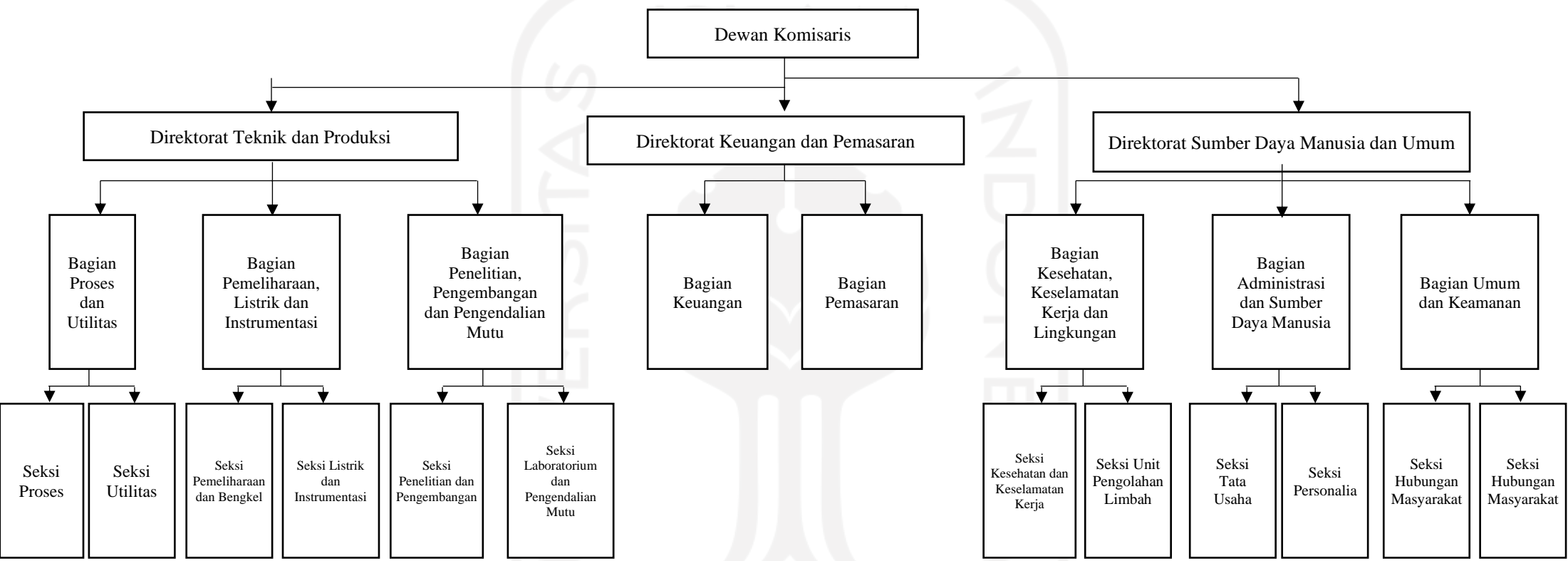
4.4.2 Struktur Organisasi

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 4.3.



Gambar 4. 3 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 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. Bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para 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**
Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
- **Bagian Keuangan**
Bertanggungjawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- **Bagian Pemasaran**
Bertanggungjawab 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

Bertanggungjawab 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

Bertanggungjawab 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

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

- Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggungjawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

- Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggungjawab 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

Bertanggungjawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

- Seksi Hubungan Masyarakat

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

- Seksi Keamanan

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

4.4.4 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 harus 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	Total Gaji
		(Per Orang), Rp.	(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

Tabel 4.3...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp.	Total Gaji (Per Tahun), Rp.
Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	15.000.000	180.000.000
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. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	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

Tabel 4.3...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji
		(Per Orang), Rp.	(Per Tahun), Rp.
Karyawan Proses	6	7.000.000	504.000.000
Karyawan Utilitas	4	7.000.000	336.000.000
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
Operator	51	5.000.000	3.060.000.000

Tabel 4.3...(lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji
		(Per Orang), Rp.	(Per Tahun), Rp.
Dokter	2	12.000.000	288.000.000
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
Karyawan Keamanan	10	4.500.000	540.000.000
Total	172	491.000.000	14.580.000.000

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik dibutil ftalat direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam dalam 1 hari. Perbaikan, perawatan (*maintenance*), dan *shutdown* 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. 4 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

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan memiliki hak ketenagakerjaan 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.

e. Transportasi

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

5. Jaminan ketenagakerjaan

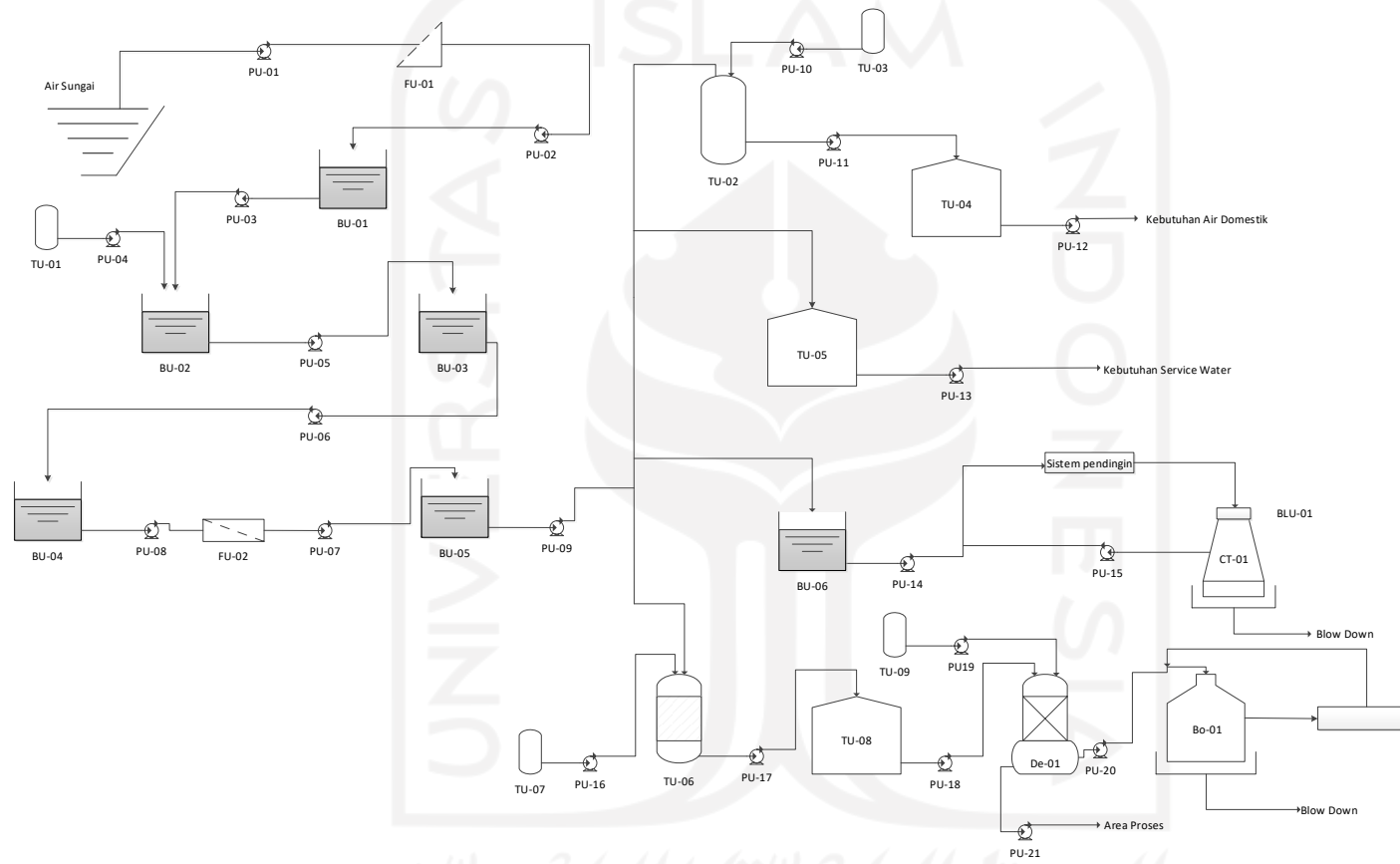
Perusahaan mendaftarkan karyawan sebagai peserta Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) dengan 4 jaminan, yaitu Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JKM), Jaminan Hari Tua (JHT) dan Jaminan Pensiun (JP).

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 $C_{16}H_{22}O_4$ 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-01-21 : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. FU-02 : Saringan Pasir
4. BO-01 : *Boiler*
5. BU-01 : Bak Pengendapan I
6. TU-01 : Tangki Alum
7. BU-02 : Bak Pengendapan II
8. BU-03 : Bak Pengendapan Sementara
9. TU-02 : Tangki Klorinasi
10. TU-03 : Tangki Kaporit
11. TU-04 : Tangki Air Bertekanan
12. TU-05 : Tangki *Mixed Bed*
13. TU-06 : Tangki Air Bersih
14. BU-04 : Bak Pendingin
15. BU-05 : Bak Penampungan Sementara
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : Tangki NaCl
18. TU-08 : Tangki NaOH
19. TU-09 : Tangki N₂H₄
20. BU-06 : Bak Air Pendingin
21. DE-01 : Deaerator

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 $C_{16}H_{22}O_4$ ini, sumber air yang digunakan adalah sumber air Sungai Bengawan Solo. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air.

- 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 dibutyl ftalat yang akan berdiri di Gresik, Jawa Timur :

5.1.1 Air Kebutuhan Umum

5.1.1.1 Air Domestik (Domestic water)

Domestic water 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	389,0576
Mess	181,25
Jumlah	570,3076

5.1.1.2 Air Layanan Umum (Service Water)

Service water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lain-lain. 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 :

a. 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.

5.1.1.3 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 $C_{16}H_{22}O_4$ ini perancangan dibuat *over design* sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin menjadi sebesar 117305,4431 kg/jam.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Cooler	CL-01	46696,5275
2	Cooler	CL-02	327455,3987
3	Cooler	CL-03	463101,6962
4	Cooler	CL-04	590435,7962
5	Cooler	CL-05	1162591,8697
Jumlah			2590281,2883

5.1.1.4 Air Proses

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

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

Kebutuhan air proses pada pabrik $C_{16}H_{22}O_4$ ini digunakan alat Reaktor 01 (R-01) sebesar 4654,7924 kg/jam.

Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Denim

No	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Reaktor	R-01	4654,7924
Total			4654,7924

5.1.1.5 Total Kebutuhan Air

Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (Kg/Jam)
1	<i>Domestik Water</i>	570,3076
2	<i>Service Water</i>	500
3	<i>Cooling Water</i>	3002793,6223
4	<i>Process Water</i>	4654,7924
5	<i>Steam Water</i>	1802643,8117
Total		4811162,5340

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 5.5 Kebutuhan *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater</i>	H-01	25305,0031
<i>Heater</i>	H-02	123887,8313
<i>Heater</i>	H-03	34591,8744
<i>Heater</i>	H-04	1215783,4680
Total		1399568,1768

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 5.6 Daya Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Melter</i>	MT-01	1,5000	1118,5500
Reaktor	R-01	150,0000	111855,0000
<i>Neutralizer</i>	N-01	1,5000	1118,5500
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	2,0000	1491,4000
Pompa Proses	P-01	0,5000	372,8500
	P-02	3,0000	2237,1000
	P-03	0,0833	62,1168
	P-04	15,0000	11185,5000
	P-05	1,0000	745,7000
	P-06	15,0000	11185,5000
	P-07	3,0000	2237,7000
	P-08	0,0500	37,2850
	P-09	2,0000	1491,4000
	P-10	0,5000	372,8500
	P-11	0,7500	559,2750
	P-12	0,1667	124,3082
Total		195,4099	145717,1964

Tabel 5.7 Daya Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Kompressor Udara Tekan	KU-01	0,5000	372,8500
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	15,0000	11185,5000
Pompa	PU-01	0,5000	372,8500
	PU-02	0,5000	372,8500
	PU-03	0,5000	372,8500
	PU-04	0,0500	37,2850
	PU-05	0,5000	372,8500
	PU-06	0,5000	372,8500
	PU-07	0,3333	248,5667
	PU-08	0,5000	372,8500
	PU-09	0,7500	559,2750
	PU-10	0,0500	37,2850
	PU-11	0,1667	124,2833
	PU-12	0,7500	559,2750
	PU-13	0,1667	124,2833
	PU-14	0,3333	248,5667
	PU-15	0,3333	248,5667
	PU-16	0,0500	37,2850
	PU-17	0,2500	186,4250
	PU-18	0,1250	93,2125
	PU-19	0,0500	37,2850
	PU-20	0,1250	93,2125
	PU-21	0,1667	124,2833
Total		22,2000	16554,5400

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	146,1945
2.	Utilitas	16,5545
3.	Alat Kontrol	40,6873
4.	Penerangan	24,4124
5.	Peralatan Kantor	24,4124
6.	Bengkel, Laboratorium	24,4124
7.	Perumahan	10,0000
Total		286,6733

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 127.215,8756 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 dibutyl ftalat ini berupa cair. Limbah dari proses produksi pabrik harus dikondisikan agar tidak terjadi pencemaran 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.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Perancangan Alat Pengolahan Air

1. *Screening* (FU-01)

Tabel 5.9 Spesifikasi *Screening*

Spesifikasi Umum <i>Screening</i> (FU-01)	
Nama Alat	<i>Screening</i> / Saringan
Kode	(FU – 01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Dimensi	
Diameter lubang saringan	1 cm
Panjang saringan	10 ft
Lebar saringan	8 ft
Jumlah air yang diolah	4811162,534 kg/jam

2. Bak Pengendapan Awal (B– 01)

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan I (BU-01)	
Nama alat	Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi
Kode	(B – 01)
Fungsi	Mengendapan kotoran yang terbawa dari air sungai

Tabel 5.10...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan I (BU-01)	
Bentuk	Seperti balok
Bahan	Beton bertulang
<i>Volume</i>	34669,8146 m ³
Waktu tinggal	6 jam
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Tinggi	20,5414 m
Panjang	41,0828 m
Lebar	41,0828 m
Kapasitas bak pengendapan	5778,3024 m ³ /jam

3. Bak Penggumpal (B – 02)

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Penggumpal

Spesifikasi Umum Bak Penggumpal (B-02)	
Nama alat	Bak Pengendapan
Kode	(BU – 02)
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran
<i>Volume</i> bak	5773,3950 m ³
<i>Over Design</i>	20 %

Tabel 5.11...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Penggumpal (B-02)	
Waktu pengendapan	1 jam
Dimensi	
Diameter	19,4471 m
Tinggi	19,4471 m
Bentuk	Silinder tegak
Jenis pengaduk	
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Diameter <i>impeller</i>	6,4824 m
Jarak <i>impeller</i>	4,8618 m
Jarak cairan dalam tangki	17,5024 m
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Lebar <i>baffle</i>	0,6482 m
Jumlah <i>impeller</i>	1
<i>Power motor</i>	2 Hp

4. Tangki Larutan Alum (TU – 01)

Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Larutan Alum
Spesifikasi Umum Tangki Larutan Alum (TU-01)

Nama alat	Tangki Larutan Alum (tawas)
Kode	(TU – 01)
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 %
Keb 5 % larutan alum	0,7367 Kg/jam
Waktu penyimpanan	2 minggu
Konsentrasi alum dalam air	425 ppm
Bentuk	Silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
<i>Volume alum</i>	247,5425 m ³
Diameter	5,4024 m
Tinggi	10,8047 m

5. Bak Pengendapan I (BU – 01)

Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Pengendapan I

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan I	
Nama alat	Bak Pengendapan I
Kode	(BU – 01)
Fungsi	Mengendapan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Waktu tinggal	6 jam
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang
Volume	34669,8146 m ³
Over design	20 %
Dimensi	
Tinggi	20,5414 m
Panjang	41,0828 m
Lebar	41,0828 m
Kapasitas bak pengendapan	5778,3024 m ³ /jam

6. Bak Pengendapan II (BU – 02)

Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Pengendapan II

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan II	
Nama alat	Bak Pengendapan II
Kode	(BU – 02)
Fungsi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ²)
Waktu tinggal	6 jam
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang
Volume	34669,8146 m ³
Over design	20 %
Dimensi	
Tinggi	20,5414 m
Panjang	41,0828 m
Lebar	41,0828 m
Kapasitas bak pengendapan	5778,3024 m ³ /jam

7. Bak Saringan Pasir / *Sand Filter* (FU – 02)

Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Saringan Pasir / Sand Filter

Spesifikasi Umum <i>Sand Filter</i> (FU-02)	
Nama alat	Bak Saringan Pasir
Kode	(FU – 02)
Fungsi	Menyaring partikel – partikel halus yang ada dalam air sungai
Kecepatan penyaringan	3 gpm/ft ²
Diameter partikel	0,0394 in
Material	<i>Spheres</i>
Tinggi lapisan pasir	5,5855 m
Dimensi	
Volume	1340,1819 m ³
Tinggi	6,9455 m
Panjang	13,8909 m
Lebar	13,8909 m

8. Bak Penampungan Sementara (BU – 03)

Tabel 5.16 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara

Spesifikasi Umum Bak Penampungan Sementara (BU-03)	
Nama alat	Bak Penampungan Sementara
Kode	(BU – 03)

Tabel 5.16...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Penampungan Sementara (BU-03)	
Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>
Waktu tinggal	1 jam
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton Bertulang
<i>Volume</i>	5773,3950 m ³
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Tinggi	11,3012 m
Panjang	22,6024 m
Lebar	22,6024 m
Kapasitas bak penampungan	4811,1625 m ³

5.7.2 Pengolahan Air Sanitasi (*Domestic Water*)

1. Tangki Klorinasi / Karbon aktif (TU – 02)

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Spesifikasi Umum Tangki Klorinasi (TU-02)	
Nama alat	Tangki Klorinasi
Kode	(TU – 02)
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga

Tabel 5.16...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Klorinasi (TU-02)	
Waktu tinggal	1 jam
Bentuk	Tangki silinder berpengaduk
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Volume	0,6844 m ³
Diameter	0,9553 m
Tinggi	0,9553 m
Kapasitas	0,5703 m ³ /jam

2. Tangki Kaporit (TU – 03)

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Kaporit

Spesifikasi Umum Tangki Kaporit (TU-03)	
Nama alat	Tangki Kaporit
Kode	(TU – 03)
Fungsi	Menampung kebutuhan kaporit selama 2 bulan yang akan dimasukkan kedalam tangki klorinasi (TU-03)
Waktu tinggal	1 minggu
Bentuk	Silinder tegak
Kebutuhan kaporit	0,0090 Kg
Kebutuhan kaporit (30 hari)	2,9522 Kg

Tabel 5.17...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Kaporit (TU-03)	
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Volume	0,0030 m ³
Diameter	0,1566 m
Tinggi	0,1566 m

3. Tangki Air Bersih (TU – 01)

Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Air Bersih

Spesifikasi Umum Tangki Air Bersih (TU-01)	
Nama alat	Tangki air bersih
Kode	(TU – 06)
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Waktu tinggal	24 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Volume	16,4249 m ³
Diameter	2,7556 m
Tinggi	2,7556 m
Kapasitas	0,5703 m ³ /jam

4. Tangki Air Bertekanan (TU – 04)

Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Air Bertekanan

Spesifikasi Umum Tangki Air Bertekanan (TU-04)	
Nama alat	Tangki air bertekanan
Kode	(TU – 04)
Fungsi	Menampung air untuk keperluan layanan umum
Waktu tinggal	24 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Volume	14,4000 m ³
Diameter	2,6373 m
Tinggi	2,6373 m
Kapasitas	0,5000 m ³ /jam

5.7.3 Pengolahan Air Pendingin

1. Bak Air Pendingin (BU – 04)

Tabel 5.21 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Spesifikasi Umum Bak Air Pendinginan (BU-04)	
Nama alat	Bak air pendingin
Kode	(BU – 04)
Fungsi	Menampung kebutuhan air pendingin dan proses

Tabel 5.21...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Air Pendinginan (BU-04)	
Waktu tinggal	24 Jam
Bentuk	Bak persegi panjang
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
Volume	86614,5143 m ³
Tinggi	27,8726 m
Panjang	55,7451 m
Lebar	55,7451 m
Kapasitas	3007,4484 m ³ /jam

2. *Cooling Tower* (CT – 01)

Tabel 5.22 Spesifikasi Cooling Tower

Spesifikasi Umum <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	
Nama alat	<i>Cooling tower</i>
Kode	(CT – 01)
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas <i>tower</i>	566,1464 m ²

Tabel 5.22...(lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	
<i>Mass velocity liquid</i>	1086,3278 lb/jam.ft ²
Kebutuhan udara	1516615,5196 ft ³ /min
Dimensi	
Tinggi	2,3828 m
Panjang	23,7938 m
Lebar	23,7938 m
Difusi Unit	
H1	44,1000 Btu/lb
H2	75,0000 Btu/lb
Tinggi difusi	
Tinggi unit difusi	3,6211 m
Jumlah <i>spray</i>	10 buah
Kecepatan volumetrik udara	1086,3278 lb/jam.ft ²

3. *Blower Cooling Tower* (BL – 01)

Tabel 5.23 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Spesifikasi Umum <i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	
Nama alat	<i>Blower Cooling Tower</i>
Kode	(BL – 01)

Tabel 5.23...(lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Kebutuhan udara	90996931,1733 ft ³ /jam
Suhu	30 °C
Tekanan	14,70 psi

5.7.4 Pengolahan Air Proses

1. *Mixed Bed* (TU – 05)

Tabel 5.24 Spesifikasi *Mixed Bed*

Spesifikasi Umum <i>Mixed Bed</i> (TU-05)	
Nama alat	<i>Mixed Bed</i>
Kode	(TU – 05)
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion Cl, SO ₄ , dan NO ₃
Waktu tinggal	17 Jam
Bentuk	Silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume bed</i>	234,1096 m ³

Tabel 5.24...(lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Mixed Bed</i> (TU-05)	
Diameter tangki	15,3240 m
Tinggi <i>bed</i>	1,2700 m
Kapasitas	7936,8028 gpm

2. Tangki NaCl (TU – 02)

Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki NaCl

Spesifikasi umum	
Nama alat	Tangki NaCl
Kode	(TU – 02)
Fungsi	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation <i>exchanger</i>
Bentuk	Tangki silinder
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	864,5988 m ³
Diameter	10,3272 m
Tinggi	10,3272 m

3. Tangki NaOH (TU – 03)

Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi umum	
Nama alat	Tangki NaOH
Kode	(TU – 03)
Fungsi	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion <i>exchanger</i>
Bentuk	Tangki silinder
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	437,5052 m ³
Diameter	8,2295 m
Tinggi	8,2295 m

4. Tangki *Dearator* (De)

Tabel 5.27 Spesifikasi Tangki *Dearator*

Spesifikasi Umum <i>Dearator</i> (De)	
Nama alat	Tangki <i>Deaderator</i>
Kode	(De)

Tabel 5.27...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Dearator (De)	
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i>
Waktu tinggal	1 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	2163,1726 m ³
Diameter	14,0198 m
Tinggi	14,0198 m
Kapasitas	1802,6438 m ³ /jam

5. Tangki N₂H₄ (T – 09)

Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki N₂H₄

Spesifikasi Umum Tangki N₂H₄ (T-09)	
Nama alat	Tangki N ₂ H ₄
Kode	(T – 09)

Tabel 5.28...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki N₂H₄ (T-09)	
Fungsi	Menyimpan tangki N ₂ H ₄
Waktu tinggal	2 bulan
Bentuk	Silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	1099,4006 m ³
Diameter	11,1882 m
Tinggi	11,1882 m

6. Bak Air Pendingin (B – 05)

Tabel 5.29 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Spesifikasi Umum Bak Air Pendingin (B-05)	
Nama alat	Bak Air Pendingin
Kode	(B – 05)
Fungsi	Menampung air <i>makeup</i> dan air pendingin proses yang sudah didinginkan
Bentuk	Bak persegi panjang
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	3603,3523 m ³
Panjang	19,3158 m

Tabel 5.29...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Air Pendingin (B-05)	
Lebar	19,3158 m

7. Tangki Umpan Boiler (T – 06)

Tabel 5.30 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler

Spesifikasi Umum Tangki Umpan Boiler (T-06)	
Nama alat	Tangki Umpan Boiler
Kode	(T – 06)
Fungsi	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>makeup</i> air umpan boiler
Waktu tinggal	1 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	2163,1726 m ³
Diameter	14,0198 m
Tinggi	14,0198 m
Kapasitas	1802,6438 m ³ /jam

8. Tangki Air Demin (TU – 06)

Tabel 5.31 Spesifikasi Tangki Air Demin
Spesifikasi Umum Tangki Air Demin (TU-06)

Nama alat	Tangki Air Demin
Kode	(TU – 06)
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i>
Waktu tinggal	24 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Over design</i>	20 %
Dimensi	
<i>Volume</i>	48503,1342 m ³
Diameter	39,5536 m
Tinggi	39,5536m
Kapasitas	1684,1366 m ³ /jam

Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (Jumlah alat = 21)

Parameter	PU - 01	PU - 02	PU - 03
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air sungai dari <i>screener</i> (FU – 01) ke <i>reservoir</i> (Bak Pengendapan Awal/Sedimentasi) (B – 01)	Mengalirkan air dan bak pengendapan (B – 01) menuju bak penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (B – 02)

Tabel 5.32...(lanjutan)

Parameter	PU - 01	PU - 02	PU - 03
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>
Kapasitas	24862,9988 gpm	24862,9988 gpm	24862,9988 gpm
Rate volumetrik	55,3951 ft ³ /jam	55,3951 ft ³ /jam	55,3951 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	159,5327 ft/s	159,5327 ft/s	159,5327 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	8,0000 in	8,0000 in	8,0000 in
Flow Area	50,0000 in ²	50,0000 in ²	50,0000 in ²
OD	8,6300 in	8,6300 in	8,6300 in
ID	7,9810 in	7,9810 in	7,9810 in
Head pompa			
Efisiensi motor	80 %	82 %	82 %
<i>Power Pompa</i>	4843,6368 hP	4725,4993 hP	5125,2937 hP
<i>Power Motor</i>	5,0000 hP	5,0000 hP	5,0000 hP

Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 04	PU - 05	PU - 06
Fungsi	Mengalirkan larutan alum 5 % dari tangki larutan alum (TU – 01) ke bak penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (B – 02)	Mengalirkan air dari bak penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (B – 02) ke bak pengendap I (BU – 01)	Mengalirkan air dan bak pengendap I (BU – 01) ke bak pengendap II (BU – 02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>
Kapasitas	0,0038 gpm	24862,9988 gpm	24862,9988 gpm
Rate volumetrik	0,00001 ft ³ /jam	55,3951 ft ³ /jam	155,3951 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	0,0215 ft/s	159,5327 ft/s	159,5327 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	0,1300 in	8,0000 in	8,0000 in
Flow Area	0,0600 in ²	50,0000 in ²	50,0000 in ²
OD	0,4100 in	8,6300 in	8,6300 in
ID	0,2690 in	7,9810 in	7,8910 in
Head pompa			
Efisiensi motor	20 %	82 %	82 %
<i>Power Pompa</i>	0,0002 hP	5097,1417 hP	5125,2937 hP
<i>Power Motor</i>	0,0500 hP	5,0000 hP	5,0000 hP

Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 07	P - 08	P - 09
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendapan II (BU – 02) ke <i>sand filter</i> (FU – 02)	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> (FU – 02) ke bak penampungan sementara (BU – 03)	Mengalirkan air dari bak penampungan sementara (BU – 03) ke area kebutuhan air
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>
Kapasitas	24862,9988 gpm	24862,9988 gpm	24862,9988 gpm
<i>Rate volumetrik</i>	55,3951 ft ³ /jam	55,3951 ft ³ /jam	55,3951 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	159,5327 ft/s	159,5327 ft/s	3,5877 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	8,0000 in	8,0000 in	8,0000 in
Flow Area	50,0000 in ²	50,0000 in ²	50,0000 in ²
OD	8,6300 in	8,6300 in	8,6300 in
ID	7,9810 in	7,9810 in	7,9810 in
Head pompa			
Efisiensi motor	82 %	82 %	82 %
<i>Power Pompa</i>	5125,2937 hP	4736,9774 hP	4887,5936 hP
<i>Power Motor</i>	5,0000 hP	5,0000 hP	5,0000 hP

Tabel 5.35 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 10	PU - 11	PU - 12
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit (TU – 03) ke tangki klorinasi (TU – 02)	Mengalirkan air dari tangki klornasi (TU – 02) ke tangki air bersih (TU – 01)	Mengalirkan air dari tangki air bersih (T – 04) ke area domestik
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Impeller	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>
Kapasitas	0,0000467 gpm	2,9472 gpm	2,9472 gpm
Rate volumetrik	0,0000001 ft ³ /jam	0,0066 ft ³ /jam	0,0066 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	0,0002638 ft/s	0,1280 ft/s	1,0946 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	0,1300 in	3,0000 in	1,0000 in
Flow Area	0,0600 in ²	7,3800 in ²	0,8600 in ²
OD	0,4100 in	3,5000 in	1,3200 in
ID	0,2690 in	3,0680 in	1,04900 in
Head pompa			
Efisiensi motor	63 %	60 %	40 %
Power Pompa	0,00000001 hP	0,00052 hP	0,00121 hP
Power Motor	0,0500 hP	0,0833 hP	0,0500 hP

Tabel 5.36 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 13	PU - 14	PU - 15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air <i>service</i> (TU-05) menuju tangka air bertekanan (TU-06)	Mengalirkan air dari tangka air bertekanan menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dingin dari bak air dingin (BU-04) menuju <i>cooling tower</i> (CT-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Kapasitas	2,5839 gpm	2,5839 gpm	18194,9551 gpm
<i>Rate</i> volumetrik	0,0058 ft ³ /jam	0,0058 ft ³ /jam	40,5386 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	3,7034 ft/s	3,7034 ft/s	116,7474 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	0,5000 in	0,5000 in	8,0000 in
Flow Area	0,3000 in ²	0,3000 in ²	50,0000 in ²
OD	0,8400 in	0,8400 in	8,6300 in
ID	0,5340 in	0,5340 in	7,9810 in
Head pompa			
Efisiensi motor	20 %	20 %	82 %
<i>Power</i> Pompa	0,0369 hP	0,0453 hP	2319,8078 hP
<i>Power</i> Motor	0,0500 hP	0,0500 hP	10,0000 hP

Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 16	PU - 17	PU - 18
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> (CT-01) menuju <i>recycle</i> dari bak air dingin	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl menuju <i>mixed bed</i> (TU-05)	Mengalirkan air dari <i>mixed bed</i> (TU-05) menuju tangka air denim
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>
Kapasitas	18194,9551 gpm	0,0296 gpm	2,5839 gpm
<i>Rate</i> volumetrik	40,5386 ft ³ /jam	0,0001 ft ³ /jam	0,0058 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	116,7474 ft/s	0,1670 ft/s	2,7296 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	8,0000 in	0,1300 in	0,5000 in
Flow Area	50,0000 in ²	0,0600 in ²	0,3000 in ²
OD	8,6300 in	0,4100 in	0,8400 in
ID	7,9810 in	0,2690 in	0,6220 in
Head pompa			
Efisiensi motor	82 %	20 %	20 %
<i>Power</i> Pompa	1833,3015 hP	0,000090 hP	0,0212 hP
<i>Power</i> Motor	3,0000 hP	3,0000 hP	0,0500 hP

Tabel 5.38 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU - 19	PU - 20	PU - 21
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air denim menuju tangki <i>deaerator</i> (De-01)	Mengalirkan larutan <i>hydrazine</i> dari tangka N ₂ H ₄ (T-09) menuju tangki <i>deaerator</i> (De-01)	Mengalirkan air dari <i>deaerator</i> (De-01) menuju <i>boiler</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Kapasitas	9315,6551 gpm	8,7852 gpm	2,5839 gpm
<i>Rate volumetrik</i>	20,7554 ft ³ /jam	0,0196 ft ³ /jam	0,0058 ft ³ /jam
Kecepatan aliran	3459,9784 ft/s	1,8854 ft/s	2,7296 ft/s
Dimensi Pipa :			
IPS	1,0000 in	1,2500 in	0,5000 in
Flow Area	0,8600 in ²	1,5000 in ²	0,3000 in ²
OD	1,3200 in	1,6600 in	0,8400 in
ID	1,0490 in	1,3800 in	0,6220 in
Head pompa			
Efisiensi motor	20 %	20 %	20 %
<i>Power Pompa</i>	13850554,1391 hP	0,0384 hP	0,0130 hP
<i>Power Motor</i>	0,3333 hP	0,0500 hP	0,0500 Hp

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 2026 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks Harga

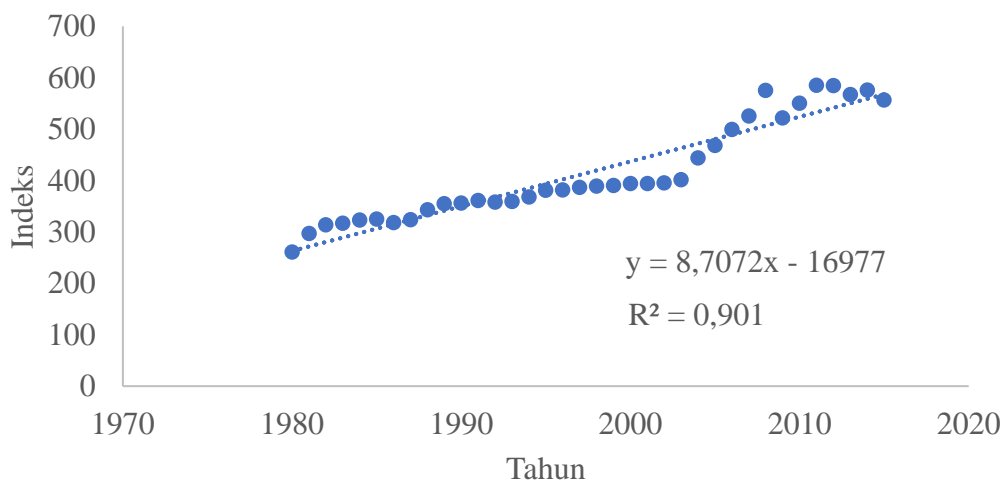
Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317
1984	323
1985	325
1986	318
1987	324

Tabel 6.1...(lanjutan)

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4

2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Sumber: (www.chemengonline.com/pci)



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

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

$$y = 8.7072 x - 16977$$

Persamaan regresi linier tersebut digunakan untuk mencari indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik akan didirikan pada tahun 2026.

Indeks harga pada tahun 2026 adalah **663,8**. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah **576,1**.

Harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) Ey$$

Keterangan :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 8.000 Ton/Tahun
= 8.000.000 Kg/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 Tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2026
5. Indeks Harga Tahun 2026 = 661,0
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/*man hour*
7. Upah Buruh Indonesia = Rp 20.000/*man hour*
8. Kurs Dollar = Rp 15.290 = 1 \$

9. Harga $C_{16}H_{22}O_4$ = Rp 110.088,00/Kg

10. UMR Gresik = Rp 4.372.020,51

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*

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 +...+ 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 12 + 13

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

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	63.534.308.349,19	4.155.285,05
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	15.883.577.087,30	1.038.821,26
3	Instalasi <i>cost</i>	11.802.422.326,79	771.904,66
4	Pemipaan	35.228.361.182,71	2.304.013,16
5	Instrumentasi	11.190.909.802,03	731.910,39
6	Insulasi	2.459.617.100,69	160.864,43
7	Listrik	6.353.430.834,92	415.528,50
8	Bangunan	66.251.517.500,00	4.332.996,57
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	912.000.000.000,00	59.646.827,99
Total		1.124.704.144.184,63	73.558.152,01

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

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Constrution</i>	112.470.414.418,46	7.355.815,20
2	<i>Direct Plant Cost</i>	1.237.174.558.603,10	80.913.967,21
Total		1.349.644.973.021,56	88.269.782,41

Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment (FCI)

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	1.237.174.558.603,10	80.913.967,21
2	<i>Cotractor's fee</i>	12.371.745.586,03	809.139,67
3	<i>Contingency</i>	98.973.964.688,25	6.473.117,26
Total		1.348.520.268.877,37	88.196.224,26

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>Tipe of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	4.332.450.686,88	283.351,91
2	<i>Inproses Onventory</i>	8.199.086.424,21	536.238,48
3	<i>Product Inventory</i>	11.478.720.993,90	750.733,88
4	<i>Extended Credit</i>	27.800.000.000,00	1.818.181,82
5	<i>Available Cash</i>	49.194.518.545,26	3.217.430,91
Total		101.004.776.650,25	6.605.936,99

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	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	142.970.872.667,04	9.350.612,99
2	<i>Labor</i>	14.604.000.000,00	955.134,07
3	<i>Supervision</i>	2.920.800.000,00	191.026,81
4	<i>Maintenance</i>	121.366.824.198,96	7.937.660,18
5	<i>Plant Supplies</i>	18.205.023.629,84	1.190.649,03
6	<i>Royalty and Patents</i>	9.174.000.000,00	600.000,00
7	<i>Utilities</i>	5.161.629.623,51	337.582,06
	Total	314.403.150.119,36	20.562.665,15

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung 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	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.190.600.000,00	143.270,11
2	<i>Laboratory</i>	1.460.400.000,00	95.513,41
3	<i>Plant Overhead</i>	7.302.000.000,00	477.567,04
4	<i>Packaging and Shipping</i>	45.870.000.000,00	3.000.000,00
Total		56.823.000.000,00	3.716.350,56

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>	161.822.432.265,29	10.583.546,91
2	<i>Property taxes</i>	1.348.520.268,88	88.196,22
3	<i>Insurance</i>	6.742.601.344,39	440..981,12
	Total	169.913.553.878,55	11.112.724,26

Tabel 6. 9 Manufacturing Cost (MC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	314.403.150.119,36	20.562.665,15
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	56.823.000.000,00	3.716.350,56
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	169.913.553.878,55	11.112.724,26
	Total	541.139.703.997,91	335.391.739,96

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	32.468.382.239,87	2.123.504,40
2	Sales Expense	91.993.749.679,64	6.016.595,79
3	Research	18.939.889.639,93	1.238.710,90
4	Finance	14.495.250.455,28	948.021,61
Total		157.897.272.014,72	10.326.832,70

Tabel 6. 11 Total Production Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	541.139.703.997,91	35.391.739,96
2	General Expenses (GE)	157.897.272.014,72	10.326.832,70
Total		699.036.976.012,63	45.718.572,66

6.4 Analisa Kelayakan

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

6.4.1 Return Of Investment (ROI)

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

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

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

- Profit = Sales Price – Total Product Cost
- Pajak = 30 %
- Hasil Penjualan = Rp 917.400.000.000,00
- Biaya Produksi = Rp 699.036.976.012,63
- Keuntungan sebelum pajak = Hasil penjualan – biaya produksi
= Rp 218.363.023.987,37
- Keuntungan setelah pajak = 30% x Keuntungan
= Rp 152.854.116.791,16
- ROI sebelum pajak =

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

$$= 16,91 \%$$

- ROI setelah pajak =

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

$$= 11,33\%$$

<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 =

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

$$= 3,55 \text{ Tahun}$$

- POT setelah pajak =

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

$$= 4,29 \text{ Tahun}$$

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.

$$\text{Break Even Point} = \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} \times 100\%$$

$$= 55,07\%$$

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 memproduksi.
- *Variabel Cost (Va)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- *Regulated 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	161.822.432.265,29	10.583.546,91
2	Proerty Taxes	1.348.520.268,88	88.196,22
3	Asuransi	6.742.601.344,39	440.981,12
	Total	169.913.553.878,55	11.112.724,26

Tabel 6. 13 Regulated Cost (Ra)

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	14.604.000.000	955.134,07
2	Payroll Overhead	2.190.600.000,00	143.270,11
3	Supervision	2.920.800.000,00	191.026,81
4	Plant Overhead	7.302.000.000,00	477.567,04
5	Laboratorium	1.460.400.00,00	95.513,41
6	General Expense	157.897.272.014,72	10.326.832,70
7	Maintenance	121.366.824.198,96	7.937.660,18
8	Plant Supplies	18.205.023.629,84	1.190.649,03
	Total	325.946.919.843,53	21.371.653,36

Tabel 6. 14 Variable Cost (Va)

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	142.970.872.667,04	9.350.612,99
2	<i>Packaging and Shipping</i>	45.870.000.000,00	3.000.000,00
3	<i>Utilities</i>	5.161.629.623,51	337.582,06
4	<i>Royalty & Patent</i>	9.174.000.000,00	600.000,00
Total		203.176.502.290,55	13.288.195,05

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.

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

$$= 20,01\%$$

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

WC = Working Capital

SV = Salvage Value

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

I = Discounted cash flow rate

n = Umur Pabrik (10 Tahun)

Salvage Value = 10 % x FCI
= Rp 161.822.432.265,29

Cash Flow = Annual profit + Depresiasi + Finance
= Rp 329.171.799.511,72

Discounted cash flow rate dihitung secara trial and error,

R = Rp 10.233.724.418.187,30

S = Rp 10.233.724.418.187,30

R-S = 0

Dari Trial dan error di peroleh :

Harga i = 0.2158

Sehingga DCFR = 21,59 %

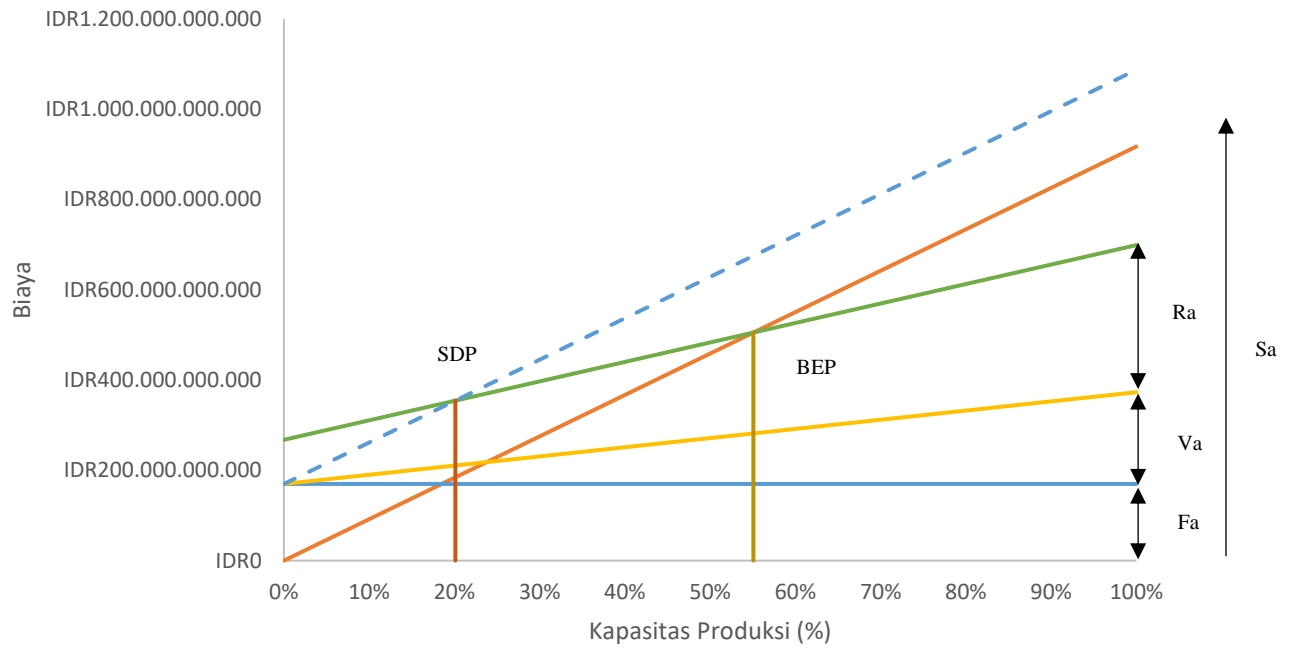
Bunga bank Indonesia = 5,00 %

DCFRR minimum = 7,80 %

Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/tidak
ROI sebelum pajak	16,19%	ROI <i>before taxes</i>	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	11,33%	<i>Minimum low</i> 11%		
POT sebelum pajak	3,55 tahun	POT <i>before taxes</i>	Aries Newton, P.196	Layak
POT setelah pajak	4,29 tahun	Maksimum <i>low 5 thn</i>		
BEP	55,07 %	Kisaran 40-60%	-	Layak
SDP	20,12 %	Kisaran 20-30%	-	Layak
DCFRR	21,59%	>1,5 bunga bank = minimum	7,80%	Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol ditampilkan sebagai berikut :



Gambar 6.2 Grafik Korelasi Produksi Terhadap Biaya

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan perancangan pabrik kimia ini antara lain:

1. Pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol dengan kapasitas 8.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik dibutil ftalat dengan kapasitas 8.000 ton/tahun membutuhkan utilitas berupa:
 - a. Air pendingin = 97244,8402 kg/jam
 - b. *Steam* = 1548,2365 kg/jam
 - c. Bahan bakar = 117,2744 kg/jam
 - d. Listrik = 285,8620 kW
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dibutil ftalat sebesar 24.000 m².
4. Perancangan pabrik dibutil ftalat bila ditinjau dari kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan produk, analisa kelayakan ekonomi, kemudahan mendapatkan bahan baku, pabrik komersial yang sudah berdiri, kemudahan dalam penjualan dan limbah pabrik, maka pabrik dibutil ftalat dari ftalat

anhidrida dan n-butanol menggunakan proses esterifikasi kapasitas 8.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko rendah (*low risk*).

5. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 172 pekerja.
6. Total Capital Investment yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik ini terdiri dari *fixed capital investment* sebesar Rp 1.348.520.268.877,37 dan *working capital* sebesar Rp 101.004.776.650,25.
7. *Total Production Cost* yang terdiri dari *manufacturing cost* sebesar Rp 314.403.150.119,36 dan *general expense* sebesar Rp 157.897.272.014,72

Nilai ROI pabrik dibutil ftalat ini adalah:

ROI sebelum pajak = 16,19%

ROI setelah pajak = 11,33%

8. Nilai POT pabrik asam asetat:

POT sebelum pajak = 3,55 tahun

POT setelah pajak = 4,29 tahun

9. Nilai BEP, SDP dan DCFR pabrik asam asetat ini adalah

Nilai BEP = 55,07%

Nilai SDP = 20,12%

Nilai DCFR = 21,59%

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi diatas maka pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol menggunakan proses esterifikasi kapasitas 8.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Pendirian pabrik dibutir ftalat dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia didalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.
3. Optimasi saat pemilihan alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
4. Pendirian pabrik dibutir ftalat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dibutir ftalat di Indonesia.

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.
- Chi Yin Ping. 2014. *Preparation method of dibutyl phthalate (DBP)*
- 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 10 Oktober 2022
- Harga Alat, www.matche.com, diakses pada 10 Oktober 2022
- Indeks Bunga Bank, www.bi.go.id diakses tanggal 22 September 2022
- Indeks Harga www.chemengonline.com/pci diakses pada tanggal 10 Oktober 2022
- Ke Xiao Yu. 2013. *Dibutyl Phthalate Synthesis Process, 1-5*.
- 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.

- McCabe, W. L. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, (3rd ed) .
Singapore: McGraw 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.
- Saul Berman, A. A. Melynychuck, and D.F. Othmer. 1948. *Dibutyl Phthalate Reaction Rate of Catalytic Esterification*. *Industrial & Engineering Chemistry*. Doi: 10.1021/ie504631030.
- 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*. McGraw-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.
- Yaws, C. L. 1999. *Livro - [Handbook] - Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996 .pdf* (pp. 1–772).

LAMPIRAN

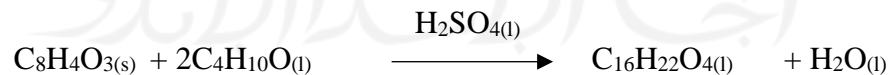
Lampiran 1. Perancangan Reaktor

REAKTOR

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

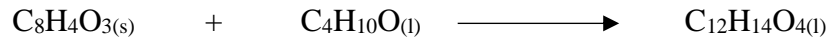
A. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan dibutil ftalat ($C_{16}H_{22}O_4$) merupakan reaksi esterifikasi fase cair dengan bahan baku ftalat anhidrida ($C_8H_4O_3$) dan n-butanol ($C_4H_{10}O$) sesuai dengan persamaan sebagai berikut :



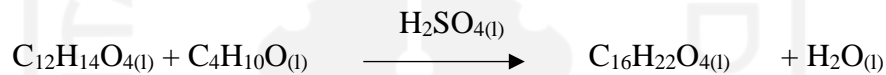
Secara lengkap proses pembentukan dibutil ftalat ($C_{16}H_{22}O_4$) dari ftalat anhidrida ($C_8H_4O_3$) dan n-butanol ($C_4H_{10}O$) terjadi dalam 2 tahap :

1. Tahap pertama



Pada tahap pertama, proses terjadi secara mudah dengan adanya pemanasan campuran pada kedua komponen membentuk suatu monoester.

2. Tahap kedua



Reaksi ini berlangsung lebih lambat daripada yang pertama, maka dari itu dibutuhkan penambahan katalis untuk mempercepat reaksi. Untuk mempercepat reaksi esterifikasi digunakan katalis asam sulfat dikarenakan dalam skala industri asam sulfat paling umum digunakan, serta mudah didapatkan.

Reaksi esterifikasi dalam pembentukan dibutil ftalat ($\text{C}_{16}\text{H}_{22}\text{O}_4$) adalah reaksi orde 2 terhadap monoester. Dari eksperimen diperoleh persamaan empiris untuk harga k, adalah sebagai berikut (Berman, 1948) :

$$k_T = 2,1 \times 10^{-5} - 889 \times 10^{-4}C + 1,228 \times 10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right]$$

dengan :

k_T : Konstanta laju reaksi dengan katalis ($\text{m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$)

C : Persentase berat katalis asam sulfat (H_2SO_4) dengan umpan (%)

B/M : Rasio mol Butanol (C₄H₁₀O) dan monobutil ftalat (C₁₂H₁₄O₄)

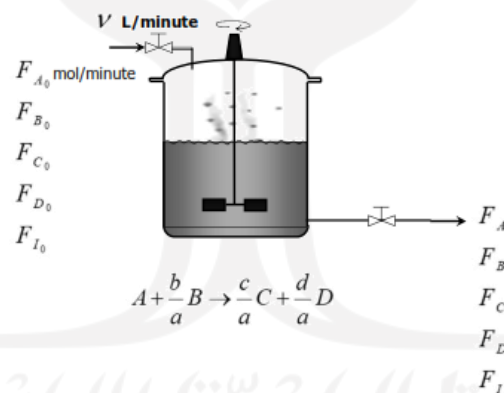
Didapat nilai k sebesar 2,2140 m³/kmol.jam

B. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor :

Asumsi :

1. *Ishothermal*
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. *Steady state*



Gambar 1. Skema Reaktor 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 : $F_A = F_{AO} - F_{AO}.X$ dapat dirubah menjadi :

$$F_{AO}.X = F_{AO} - F_A$$

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

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

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

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

Sehingga diperoleh :

$$V = 2,0388 \text{ m}^3$$

Tabel 1. Stoikiometri Reaksi

Komponen	Mula-Mula	Reaksi	Sisa
$C_8H_4O_3(A)$	F_{AO}	$F_{AO}X$	$F_A = F_{AO} - F_{AO}X$
$C_4H_{10}O(B)$	F_{BO}	$F_{AO}X$	$F_B = F_{BO} - F_{AO}X$
$C_{16}H_{22}O_4 (C)$	F_{CO}	$F_{AO}X$	$F_C = F_{CO} + F_{AO}X$
$C_{12}H_{14}O_4 (D)$	F_{DO}	$F_{AO}X$	$F_D = F_{DO} + F_{AO}X$
$H_2O (E)$	F_{EO}	$F_{AO}X$	$F_E = F_{EO} + F_{AO}X$
Total	F_{To}		$F_T = F_{To}$

Menentukan Optimasi Jumlah Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$X_1 = 0,8500$$

$$k = 2,2140 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$F_v = 5,7695 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{AO} = 0,8829 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_{BO} = 8,6402 \text{ kmol/ m}^3$$

$$M = 9,7859$$

Persamaan umum :

$$X_{n-1} = X_{An} - \frac{V \cdot k \cdot CAO(1 - X_{An})(M - X_{An})}{Fv}$$

$$V_{\text{coba-coba}} = 2,0438 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,8500$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_{\text{coba-coba}} = 0,6765 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,5428$$

$$X_2 = 0,8500$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$V_{\text{coba-coba}} = 0,4036 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,4345$$

$$X_2 = 0,6667$$

$$X_3 = 0,8500$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$V_{\text{coba-coba}} = 0,2833 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,3846$$

$$X_2 = 0,4790$$

$$X_3 = 0,7214$$

$$X_4 = 0,8500$$

5. Jumlah Reaktor 5

$$V_{\text{coba-coba}} = 0,2189 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,6031$$

$$X_2 = 0,6360$$

$$X_3 = 0,6829$$

$$X_4 = 0,7506$$

$$X_5 = 0,8500$$

Menghitung Jumlah Reaktor Yang Optimal

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

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

Dengan :

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

E_a = Harga pembelian alat a

E_b = Harga pembelian alat b

Kondisi operasi :

$$1 \text{ atm} = 14,7 \text{ lb/in}^2$$

Bahan : *Stainless steel*

Basis : Volume 100 gallons = \$ 10.000,00

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

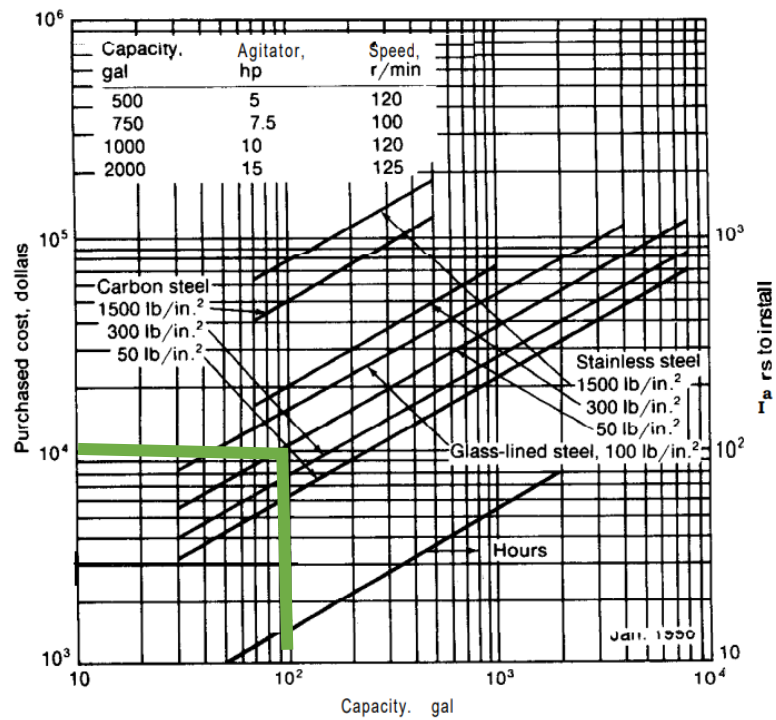


FIGURE 16-35
Cost and installation time of jacketed and stirred reactors.

Gambar 2. Grafik Penentuan Penggunaan Bahan

Perhitungan Harga Reaktor

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

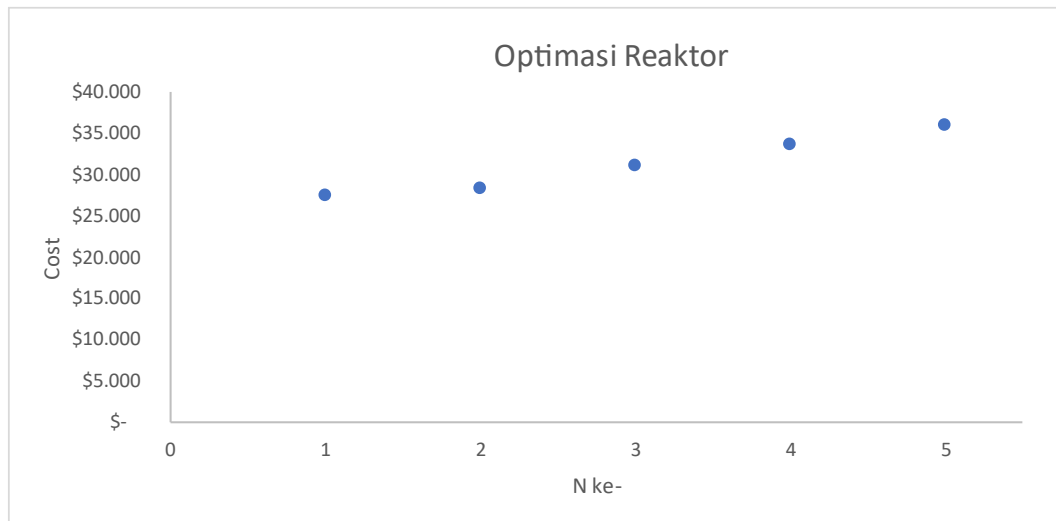
Dimana :

$$E_a = \$ 10.000,00$$

$$C_a = 100 \text{ gallons}$$

Tabel 2. Harga Reaktor

N	Volume Reaktor	Volume Reaktor	Cost/unit (\$)	Total Cost (\$)
	(Gallon)	Total (Gallon)		
1	539,9238	539,9238	\$ 27,504	\$ 27,504
2	178,7233	357,4467	\$ 14,168	\$ 28,336
3	114,5391	319,8417	\$ 10,392	\$ 31,175
4	74,8462	299,3849	\$ 8,404	\$ 33,617
5	57,8189	289,0945	\$ 7,198	\$ 35,992



Gambar 3. Grafik Optimasi Reaktor

Berdasarkan grafik diatas dipilih jumlah 1 reaktor karena memeberikann volume yang lebih banyak dengan reaktif harga yang tidak terlalu jauh dengan 2 reaktor.

NERACA MASSA REAKTOR

No	Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam
		Arus 3	Arus 4	Arus 10	Arus 5
1	H ₂ O	3,2261	75,2944		144,5836
2	C ₄ H ₁₀ O		645,2202	3044,2039	3098,3102
3	C ₈ H ₄ O ₃	751,8143		1,1272	113,8993
4	H ₂ SO ₄	158,0786			158,0786
5	C ₁₆ H ₂₂ O ₄				1020,3085
6	C ₁₂ H ₁₄ O ₄				143,7845
	Subtotal	913,1190	720,5146	3045,3311	4678,9648
	Total		4678,9648		4678,9648

PERANCANGAN REAKTOR

A. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

Komponen	BM (kmol/kg)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	Fv (L/jam)
H ₂ O	18	4,3622	78,5205	955,7621	0,0822	82,1548
C ₄ H ₁₀ O	74	49,8571	3689,4242	739,7014	4,9877	4987,7207
C ₈ H ₄ O ₃	148	5,0874	752,9415	1236,9192	0,6087	608,7232
H ₂ SO ₄	98	1,6130	158,0786	1739,3165	0,0909	90,8855
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	278	0,0000	0,0000	971,7457	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	222	0,0000	0,0000	1037,3111	0,0000	0,0000
Total		60,9198	4678,9648	6680,7560	5,7695	5769,4842

Perancangan ini menggunakan 1 reaktor dengan *volume* reaktor :

$$V_{\text{shell}} = 2,0388 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga :

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

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

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

Dengan rancangan, $D = H$ (Brownell & Young, 1959)

$$D = 1,4607 \text{ m}$$

$$D = 57,5083 \text{ in}$$

$$D = 4,7924 \text{ ft}$$

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

$$H = 2,1911 \text{ m}$$

$$H = 86,2625 \text{ in}$$

$$H = 7,1885 \text{ ft}$$

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

$$V_{\text{dish}} = 0,0002 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0054 \text{ ft}^3$$

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

dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$V_{sf} = 0,0007 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 0,0080 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{\text{Head}} = 0,0018 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 0,0267 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{\text{reaktor}} = 2,4484 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 86,4646 \text{ ft}^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam Shell

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

$$= 0,0009 \text{ m}^3$$

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

$$= 2,4457 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam shell :

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

$$h = 1,4602 \text{ m}$$

$$h = 4,7906 \text{ ft}$$

Menghitung Tekanan Desain

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

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

$$h_{\text{cairan}} = 1,4602 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 18358,5115 \text{ N/m}^2$$

$$= 2,6627 \text{ psia}$$

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

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

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

$$= 17,3586 \text{ psia}$$

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

$$= 20,8303 \text{ psia}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 20,8303 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal Shell (ts)

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

(Brownell & Young, 1959,p.254)

Dimana :

r	= 0,5 x Diameter tangki	= 28,7542 in
E	= efisiensi pengelasan	= 80 %
C	= faktor korosi	= 0,1250
F	= Tegangan yang diijinkan	= 18,750 psia

Sehingga, didapatkan nilai ts :

ts	= 0,1650 in, digunakan tebal standar 1/4 in	
ts	= 1/4 in	(Brownell & Young, 1959)

ID Shell = 57,5083 in

OD Shell = 58,0083 in

OD Standar = 60 in

icr = 3,625

r = 60

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 : *Flanged & Standard Dished Head*

(Brownell & Young, 1959,p.87)

$$t_h = \frac{0,885 \text{ pi } r}{2(fE - 0,1\text{pi})} + C$$

(Brownell & Young, 1959,p.138)

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

$$w = 1,7671$$

$$th = 0,1864 \text{ in}$$

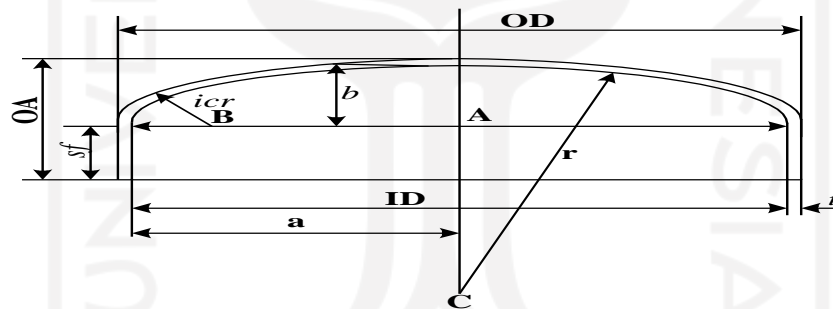
Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu :

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

Menentukan Tinggi Reaktor Total

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

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



$$ID = OD \text{ standar} - (2 * ts)$$

$$= 59,5000 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 29,7500 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 26,1250 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 56,3750 \text{ in}$$

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

$$= 49,9562 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 10,0438 \text{ in}$$

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

$$= 12,7938 \text{ in}$$

$$= 0,3250 \text{ m}$$

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

$$= 2,8410 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi :

$$\text{Toperasi} = 100^\circ\text{C}$$

$$\mu = 3,4069 \text{ Cp}$$

$$\rho = 1282,9368 \text{ kg/m}^3$$

$$= 80,0912 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0463 \text{ lb/in}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 2,4457 \text{ m}^3$$

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 :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 57,5083 \text{ in}$$

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

Jumlah blade = 6

D_i = Diameter Pengaduk

D_t = Diameter dalam reaktor

Z_L = Tinggi cairan dalam reaktor

w_b = Lebar *baffle*

Z_i = Jarak pengaduk dari dasar tangki

L = Lebar pengaduk

Sehingga didapatkan

$$D_i = 19,1694 \text{ in} = 0,4869 \text{ m}$$

$$Z_i = 24,9203 \text{ in} = 0,6330 \text{ m}$$

$$Z_L = 74,7609 \text{ in} = 1,8989 \text{ m}$$

$$L = 4,7924 \text{ in} = 0,1217 \text{ m}$$

$$W_b = 3,2588 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah Impeller

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{tinggi bahan} \times s_g \\ &= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= 1,8790 \text{ m} \\ &= 6,1645 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ impeller} &= \frac{\text{WELH}}{D} \\ &= 1,2863 \text{ m} \\ &= 1 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

Maka jumlah pengaduk yang dibutuhkan adalah 1 buah

Menghitung Putaran Pengaduk

$$\begin{aligned} \frac{\text{WELH}}{2 DI} &= \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2 \\ N &= \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 DI}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N &= 166,1570 \text{ rpm} \\ &= 9969,4194 \text{ rps} \\ &= 2,7693 \text{ rph} \end{aligned}$$

Jenis Motor dipilih : *fixed speed belt*

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

Kecepatan standar pengaduk = 190 rpm

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

Menghitung *Power* Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 1282,9368 \text{ kg/m}^3 = 80,0912 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 3,4069 \text{ Cp} = 0,0023 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 1,5974 \text{ ft}$$

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

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

$$Re = 282699,8878$$

$$P_a = N_p \cdot P \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$$P_a = 7804,2559 \text{ Watt}$$

$$= 67,8043 \text{ kW}$$

$$= 10,4657 \text{ hP}$$

Maka, berdasarkan Peters & Timmerhaus, 1991 hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 80% :

$$\text{Sehingga, nilai } P = 12,1694 \text{ hP} = 15 \text{ hP}$$

Dipilih *power* standar $P = 15 \text{ hP}$

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

PERANCANGAN JAKET PENDINGIN REAKTOR

Alasan Pemilihan :

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

Kondisi Operasi :

- Suhu fluida panas masuk reaktor = 100 °C = 373 K
- Suhu fluida panas keluar reaktor = 100 °C = 373 K
- Suhu fluida pendingin masuk = 30 °C = 303 K
- Suhu fluida pendingin keluar = 70 °C = 343 K

1. Jumlah Pemanas Yang Dibutuhkan

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

$$m = 318,6020 \text{ kg/jam}$$

2. Kecepatan Volumetrik Air

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

$$Qv = 0,3192 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Luas Perpindahan Panas

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

$$\Delta T_{LMTD} = 84,976 \text{ } ^\circ F$$

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

$$U_D = 250 \text{ btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ F$$

$$Q = 956503,6681 \text{ kJ/jam}$$

$$A = 42,6834 \text{ ft}^2 = 3,9653 \text{ m}^2$$

4. Luas Selubung

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

$$A = 12,2984 \text{ m}^2$$

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

5. Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

$$\begin{aligned} ID &= OD \text{ tangki} + 2 \cdot jw \\ &= 64 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Jaket

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

$$t_s = 0,25 \text{ in}$$

$$OD = 66 \text{ in}$$

$$ID = 66,5 \text{ in}$$

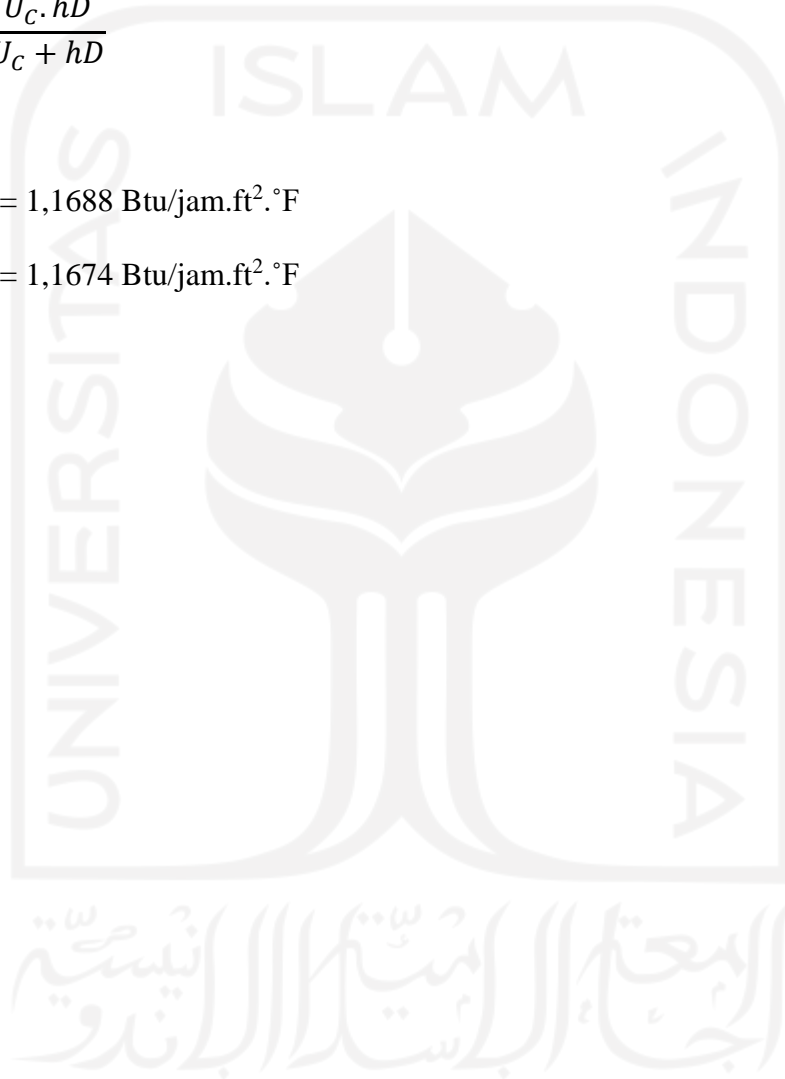
7. Menghitung U_c dan U_d

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

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

$$U_c = 1,1688 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

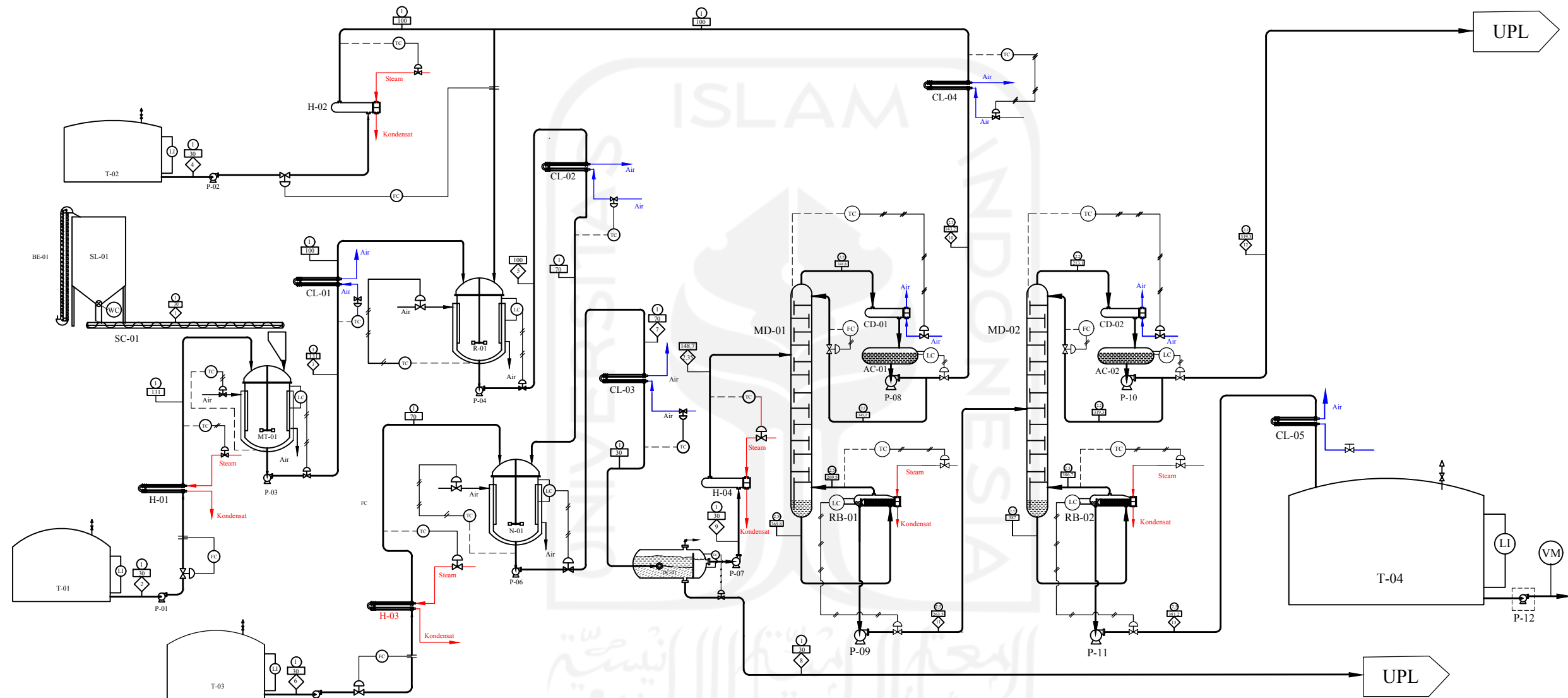
$$U_d = 1,1674 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN N-BUTANOL

KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (kg/jam)													
KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
H ₂ O		3,2261	3,2261	13,1678	82,4570	139,7973	280,3240	280,3240					
C ₆ H ₄ O				641,0248	3098,3077		3098,3077	19,1194	3079,1883	3048,3965	30,7919	30,7919	
C ₆ H ₄ O ₃	751,8137		751,8137		223,8419		223,8149	1,7380	222,1039	2,2210	219,8829	217,6840	2,1988
NaOH						129,0437							
H ₂ SO ₄		158,0785	158,0785		158,0785								
C ₁₀ H ₁₂ O ₄					1020,3077		1020,3077	0,0037	1020,3041		1020,3041	10,2030	1010,1010
C ₁₂ H ₁₄ O ₄				143,7844			143,7844	0,1268	143,6576		143,6576	34,8088	108,8488
Na ₂ SO ₄							229,0526	229,0526					
TOTAL	751,8143	161,3046	913,1183	654,1926	4726,7772	268,8410	4995,6183	530,3643	4465,2539	3050,6175	1414,6364	293,4878	1121,1486

Keterangan Alat	
AC	Akumulator
BE	Bucket Elevator
CD	Condensor
CL	Cooler
DC	Decanter
H	Heater
MD	Menara Distilasi
MT	Melter
N	Neutralizer
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
T	Tangki

Keterangan Simbol	
○	Tekanan (atm)
□	Suhu (°C)
◇	Nomor Arus (kg/jam)
—	Aliran Proses
---	Aliran Pneumatis
---	Aliran Listrik
Ⓢ	Flow Controller
Ⓛ	Level Controller
Ⓛ	Level Indicator
Ⓣ	Temperature Controller
Ⓜ	Volume Meter
Ⓜ	Weight Controller
Ⓢ	Control Valve

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT
DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN N-BUTANOL
KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
1. Vannisa Rifina Putri 18521032
2. Erika Putri Ayu Pratama 18521047

Dosen Pembimbing :
1. Iffa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.
2. Lilis Kistiyani, S.T., M.Eng.

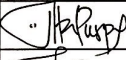
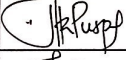
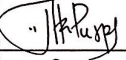
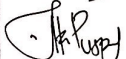
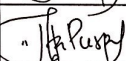
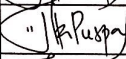
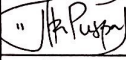

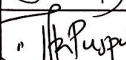
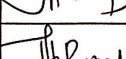
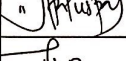
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN


1. Nama Mahasiswa : Vannisya Rifina Putri
No. MHS : 18521032
2. Nama Mahasiswa : Erika Putri Ayu Pratama
No. MHS : 18521047

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN BUTANOL KAPASITAS 8000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	4/2/2022	Penentuan kapasitas pabrik	
2	17/3/2022	Pembuatan luaran 2,3,4	
3	12/4/2022	Revisi luaran 2,3,4	
4	1/6/2022	Revisi luaran 4, menentukan alat untuk memisahkan Na_2SO_4 setelah dari alat <i>neutralizer</i> dan fiksasi menggunakan 2 menara distilasi	
5	10/6/2022	Revisi luaran 4,5 mengenai reaksi yang terjadi dalam reaktor	
6	22/6/2022	Revisi luaran 5 mengenai neraca massa	
7	12/7/2022	Revisi mengenai neraca massa di menara distilasi	
8	25/7/2022	Revisi optimasi reaktor dan tinjauan kinetika	
9	11/8/2022	Revisi reaktor, menara distilasi, melting tank	
10	27/8/2022	Revisi perancangan alat menara distilasi dan fiksasi menggunakan 3 menara distilasi	
11	9/9/2022	Revisi mengenai refluks di menara distilasi	

12	07/10/2022	fixsasi Pecanter, fixsasi diagram alir	
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			

Dosen Pembimbing 1

A handwritten signature in black ink, appearing to read "Ifa Puspasari". The signature is written in a cursive style with a large initial letter 'I'.

Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.









KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Vannisya Rifina Putri
No. MHS : 18521032
2. Nama Mahasiswa : Erika Putri Ayu Pratama
No. MHS : 18521047

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN BUTANOL KAPASITAS 8000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	18/12/2021	Penentuan kapasitas pabrik	
2	14/1/2022	Revisi penentuan kapasitas pabrik	
3	17/2/2022	Pembuatan bab 2	
4	21/5/2022	Revisi luaran 4	
5	20/6/2022	Fiksasi luaran 5 mengenai neraca massa	
6	24/6/2022	Revisi mengenai neraca massa filter dan menara distilasi	
7	04/8/2022	Revisi kinetika dan reaktor	
8	27/9/2022	Revisi decanter, menara distilasi dan pompa	
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
17			
18			
19			
20			

Dosen Pembimbing 2



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