

**PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI
ANHIDRIDA FTALAT DAN N-BUTANOL DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN**

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



Oleh:

Nama : Widia Maulida

Nama : Rahma Widyanti

NIM : 19521131

NIM : 19521216

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI ANHIDRIDA
FTALAT DAN N-BUTANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON /
TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Widia Maulida
NIM : 19521131

Nama : Rahma Widyanti
NIM : 19521216

Yogyakarta, 7 Agustus 2023

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

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



Widia Maulida
NIM.19521131



Rahma Widyanti
NIM. 19521216

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI ANHIDRIDA
FTALAT DAN N-BUTANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON /
TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Widia Maulida
NIM : 19521131

Nama : Rahma Widyanti
NIM : 19521216

Yogyakarta, 7 Agustus 2023

Menyetujui,
Dosen Pembimbing



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T.,M.T
NIP. 005210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI ANHIDRIDA
FTALAT DAN N-BUTANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Widia Maulida

Nama : Rahma Widyanti

NIM : 19521131

NIM : 19521216

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, 2023

Tim Penguji,
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T
Ketua

12/09/2023



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D
Anggota 1

11/09


Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng
Anggota 2



Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penulis bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat dan salam semoga tercurah limpahkan kepada nabi kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Dibutil Ftalat dari Anhidrida Ftalat dan N-Butanol Kapasitas 50.000 Ton/ Tahun" disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama perkuliahan dan sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Selama melakukan penyusunan tugas akhir ini, penulis banyak memperoleh bantuan baik ilmu maupun tenaga dari berbagai pihak. Penulis secara khusus hendak menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada pihak-pihak berikut:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya penulis diberikan kesehatan, kenikmatan dan kemampuan untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua kami yang selalu mendo'akan kami serta memberi dukungan baik moril maupun materil sehingga syukur Alhamdulillah Tugas Akhir ini dapat terselesaikan.
3. Pak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T.,Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bu Ifa Puspasari, S.T.,M.Eng.,Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan selama proses penulidsan dan penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Teman- teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan semangat, dukungan dan do'a.
7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini

Kami berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat umumnya bagi para pembaca dan khususnya bagi penulis. Kami menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan Tugas Akhir ini, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata kami berharap agar laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, khususnya mahasiswa Teknik Kimia. Aamiin

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta,

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penulis bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Tak lupa rasa syukur saya pada Allah SWT yang tiada henti memberikan nikmat kesehatan, nikmat menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di jurusan Teknik Kimia dengan lancar.

Walaupun selama perjalanan banyak sekali keluh kesah, kesulitan, hambatan, lika liku dan harapan yang tidak sesuai dengan realita selama belajar di Teknik Kimia, akan tetapi Alhamdulillah saya bisa menjalaninya (sambil menangis) dengan support dan bantuan dari orang-orang hebat yang terlibat di hidup saya selama menjalani perkuliahan sampe pengerjaan Tugas Akhir ini. Lembar persembahan ini saya tuliskan sebagai rasa terima kasih sebesar-besarnya karena membuat saya kuat sampai di posisi sekarang yang saya berikan kepada:

Kedua orang tua saya, Babeh Nandang dan Mama Erna yang tiada hentinya selalu mendo'akan saya dan selalu mendukung pilihan saya baik berupa moril dan materi tanpa kekurangan apapun, yang memberikan nasihat serta penenang saat pikiran kacau, yang menjadi alarm untuk selalu mengerjakan ibadah shalat sesibuk kita mengerjakan apapun. Jika bukan karena do'a, usaha dan restunya, tentu tidak akan ada gelar dan posisi yang saya raih. Tak lupa juga kepada keempat kakakku Teh Mira, Teh Nurul, Teh Mima dan Arifin dan seluruh keluarga besar saya yang selalu memberikan semangat dan do'a untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.

For the special one Firdhan Vachria Nusantara, orang yang selalu memberikan support, kasih sayang, nasihat, semangat dan do'a yang tulus kepada saya, yang selalu menemani dan membelikan asupan makanan & eskrim, mendengarkan keluh kesah, serta menenangkan saat saya banyak nangis dan sambat selama pengerjaan Tugas Akhir ini. How luckiest i am, thank u!

Terima kasih banyak untuk partner sekaligus sahabat saya, Rahma Widyanti yang memilih saya untuk berjuang bersama meraih gelar S.T, dari mulai kerja Praktek, Penelitian hingga Tugas Akhir kita jalani bareng-bareng, sungguh luar biasa bukan? Walaupun ditengah perjalanan dilakukan dengan sedikit sambat dan menangis karena banyak kendala yang dihadapi tapi percayalah dibalik itu semua ada aa Haechan dan Jaemin *who sent a lot of love for us* dari jauh 🤔 sehingga bisa teratasi dengan baik. Semoga segala ilmu yang diperoleh dapat bermanfaat dan dilancarkan semua dalam menempuh perjalanan selanjutnya. *May our dream nonton konser NCT, Seventeen n other K-Pop come true yaa! Aamiin.*

Terima kasih Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T selaku dosen pembimbing yang senantiasa terus membimbing saya dan partner saya dengan sangat baik, walaupun ibu sangat sibuk tapi bisa sabar membantu kami sampai selesai mengerjakan Tugas Akhir ini walau kami agak sedikit lambat, terima kasih ibu.

Big hug for sahabat ceriwizz 'Broken Wingzz' dengan member cantik dan solehah, Rahma, April, Iis, Nisa. *Thanks for being a sister, supporting system, family, best friends* yang tidak bisa diungkapkan kebaikannya dengan kata-kata. Terimakasih sudah banyak berpengaruh di kehidupan lika-liku perkuliahan saya

dari awal maba sampai sekarang, full ketawa, full capekk, full nangis, full broken heart, full healing, full ambis bareng- bareng. Terimakasih sudah mendorong, membantu dan menguatkan saya selama proses menuju 3/3 S.T ini. Semoga segala dukungan, semangat dan do'anya terbalaskan oleh Allah SWT. Semoga wishlist yang sudah kita buat bisa terwujud, bismillah *Cumlaude* dan Wisuda bareng, Aamiinn!

Terimakasih juga sobat Pemuja Buceru ku (Rahma, April, Iis, Nisa, Catra, Aldi, Putra) yang pernah menemani masa-masa ceria healing di awal maba, yang mensupport dan menyemangati juga dalam menjalankan Tugas Akhir ini. Juga terimakasih untuk anak kontrakan Soleh Insyaallah (Esti, Firdhan, Akhlis, Eka, Ulin) yang menampung saya dikontrakan dan menghibur masa-masa pusing saya mengerjakan TA, walaupun rada *toxic but i'm so glad to met u guys, thank u!*

Kepada teman-teman teknik kimia 19 yang tidak bisa saya ucapkan satu per satu saya ucapkan terima kasih banyak, yang saling mendo'akan satu sama lain selama progres perkuliahan, saling memberikan informasi, semoga menjadi orang yang sukses di kehidupan selanjutnya, Aamiinn. Tak lupa teman- teman Cianjur ku Yajid, Aliyah, Ega, Firyal, Uji, Ceceu, Vira yang selalu mendo'akan, mensupport, dan setia menunggu saya pulang ke Cianjur. *Hope y'all get a better life, see u on top!*. Terakhir saya ucapkan kepada saya pribadi yang sudah kuat sejauh ini, *I wanna thank me for never give up, Fightinggggg!!!!*

Yogyakarta,
WIDIA MAULIDA

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta'ala atas segala rahmah, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Penulis sangat bersyukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang tiada henti memberikan nikmat kesehatan, dan nikmat menuntut ilmu hingga dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia.

Tugas akhir ini tentunya tidak berjalan dengan mulus sesuai harapan. Ada banyak sekali rintangan yang dihadapi oleh saya. Namun dengan adanya rintangan tersebut menjadikan seseorang yang lebih kuat. Dan Alhamdulillah saya dapat menyelesaikan studi saya. Pada lembar persembahan ini, apresiasi terimakasih terbesar dan paling tulus saya berikan kepada:

Pada kesempatan yang baik ini saya ingin mengucapkan banyak-banyak terimakasih kepada kedua orangtua saya Bapak Dahlan dan Ibu Umaeroh, yang tidak pernah berhenti mendoakan yang terbaik untuk saya. Terimakasih atas cinta dan kasih sayang yang selalu diberikan setiap harinya. Terimakasih telah memberikan segalanya dukungan moril dan materil yang dibutuhkan oleh anaknya, sehingga saya tidak pernah kekurangan apapun. Terimakasih selalu mendengarkan keluhanku setiap harinya tentang tugas akhir ini. Sehat selalu. Semoga segala upaya dibalas Allah Subhanahu Wa Ta'ala dengan kebahagiaan yang berlipat ganda.

Untuk Nadila Nitami dan Arya Pamuji Raharja selaku kakak saya yang selalu memberikan banyak dukungan selama saya mengerjakan tugas akhir ini. Terimakasih selalu menjadi tempat curhatan saya selama ini. Tidak lupa juga kepada kedua keponakan saya Alula Zayedha Shaomy Raharja dan Aulsea Gwen

Nadary Raharja yang selalu menunggu saya untuk pulang kerumah. Terimakasih selalu menghibur *aunty* ama, memberikan banyak tawa dan kesenangan yang tiada tara.

Teruntuk patner sekaligus sahabat saya Widia Maulida terimakasih banyak sudah berjuang bersama dari Kerja Praktek, Penelitian, hingga di Tugas Akhir. Bagaimana? Luar biasa indah bukan perjalanan kita menuju ST ini. Terimakasih sudah mau berjuang bersama walaupun semua yang kita lewati sangat tidak mudah dan banyak rintangannya, tapi dengan begitu kita banyak belajar untuk menghadapinya bersama, apalagi dengan bantuan aa Jaemin dan aa Haechan yang selalu menghibur kita disaat kita lelah. Semoga segala ilmu yang didapat bermanfaat bagi semua orang ya, sukses terus ya sahabatku. Mungkin setelah kita lulus akan berpisah, namun jangan lupa kalo rumah aku selalu terbuka untukmu. Semoga *wishlist* kita untuk nonton concert NCT Dream, SEVENTEEN, dan lainnya. Dapat terwujud yaa.

Terimakasih kepada Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T selaku dosen pembimbing saya dan juga partner saya. Terimakasih ibu atas semua bantuan dalam Tugas Akhir sehingga saya dan partner saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Pada kesempatan ini pula saya ingin mengucapkan banyak-banyak terimakasih kepada Drs. H. Pandji Tirtayasa, M.Si dan Hj. Idet Haeriyah, S.Pd selaku uwa saya yang selalu mendukung dan memberi dukungan dalam moril dan juga materil sehingga saya dapat menyelesaikan studi saya di UII ini. Semoga apa yang sudah diberikan kepada saya akan menjadi ladang pahala untuk uwa. Terimakasih sekali lagi, semoga diberikan kesehatan selalu. Tidak lupa juga untuk

seluruh keluarga Drs. H. Pandji Tirtayasa, M.Si yang selalu memberikan dukungan dan nasihat yang baik kepada saya.

Teruntuk dokter cantik sekaligus kakak saya Dr. Nila Indah Gayatri, Sp.JP. terimakasih atas segala dukungan berupa moril dan materil. Terimakasih selalu sigap menjawab pesan saya ketika saya sakit. Dan tidak lupa juga kepada ibu dosen tercinta yang juga kakak saya Miranti Putry, S.T., MT. yang selalu membantu saya dalam hal perkuliahan ini. Terimakasih atas segala dukungan dan bantuannya sehingga saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Pelukan terhangat untuk sahabat-sahabat terbaik saya 'Broken wingzz' yang beranggota wanita-wanita kuat yaitu Widia Maulida, Rahmatika Isnaini, Apriliantika Susanti, dan Nur Anisah. Terimakasih atas pagi ketemu paginya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terimakasih selalu bersama-sama dari MABA sampai detik ini, segala hal telah kita lalui bersama sedih, senang, tawa, canda. Semoga kita dapat bertemu lagi di titik terbaik nantinya. Semoga semua yang diinginkan dapat terwujud.

Ridha Astuti Pratiwi dan Tryola Nadia, 2 sahabat saya sejak saya kecil. Sahabat seperjuangan didunia bulutangkis, yang selalu mendukung apapun yang saya kerjakan. Terimakasih sudah menemani saya dari sejak kecil hingga di titik ini. Semoga semua keinginan dan mimpi kita dapat terwujud. *Next trip*, Laboan Bajo? Hehe

UII *Badminton Team* yang berisikan Rafi, Wildan, Fahmi, Dwika, Raihan Ishak, Raihan Maulana, Daffa, Shafa, Aufa, Nabila, Jihan, Aping, Dhita, Alex, Axioma, Ryan. Yang selalu berjuang bersama untuk mengharumkan nama baik

kampus tercinta, UII. Terimakasih atas segala hal yang membuat saya tertawa terbahak-bahak, menangis tersedu-sedu, hingga marah. Terimakasih ayo terus berjuang untuk kampus kita.

Sahabat saya dari maba atau ‘Wacana Forever’ Citra, Mita, Viona, Erlangga, Rizki. Terimakasih atas segala dukungan untuk saya.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2019 serta pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang selalu saling mendoakan dan saling memberi informasi terkait perkuliahan. Terimakasih semoga kita semua menjadi orang sukses yang berguna untuk orang lain.

For my favorite man, Lee Donghyuck semenjak memutuskan untuk mengenalmu, saya jadi tahu bahwa ada sosok pekerja keras yang bahkan dia tidak peduli dengan apapun asalkan orang disekelilingnya bahagia. Terimakasih, Lee Donghyuck, sudah lahir dan bertumbuh dengan baik.

Last but not least, I wanna thank me, I wanna Thank me for believing in me. Thank you for wanting to fight and survive until now to be able to be at this point.

Yogyakarta,

Rahma Widyanti

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	I
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	II
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	III
KATA PENGANTAR	IV
LEMBAR PERSEMBAHAN	VI
LEMBAR PERSEMBAHAN	IX
DAFTAR ISI	XIII
DAFTAR TABEL	XVI
DAFTAR GAMBAR	XIX
DAFTAR LAMPIRAN	XX
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	XXI
ABSTRAK	XXIII
ABSTRACT	XXIV
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	4
1.2.1 Kebutuhan Dibutil Ftalat di Indonesia	5
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	8
1.2.3 Kapasitas Pabrik Dibutil Ftalat yang telah Berproduksi	9
1.2.4 Kapasitas Produksi Pabrik Dibutil Ftalat	9
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Proses Pembuatan Dibutil Ftalat	10
1.3.2 Kegunaan Produk	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	12
1.4.1 Tinjauan Kinetika	12
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK	17
2.1 Spesifikasi Produk	17
2.1.1 Dibutil Ftalat (DBP)	17
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	18
2.2.1 Anhidrida Ftalat (PA)	18
2.2.2 N-Butanol	19
2.2.3 Asam Sulfat (katalis)	21
2.2.4 <i>Caustic Soda</i> (Penetral Asam)	22
2.3 Pengendalian Kualitas	24
BAB III PERANCANGAN PROSES	27
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	27
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	27

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	28
3.2 Uraian Proses	30
3.3 Spesifikasi Alat	32
3.3.1 Unit Penyimpanan.....	32
3.3.2 Unit Transportasi Bahan	38
3.3.3 Unit Reaksi.....	44
3.3.4 Unit Pemisahan	49
3.3.5 Unit Penukar Panas	52
3.4 Neraca Massa	62
3.5 Neraca Panas	68
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	73
4.1 Lokasi Pabrik	73
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	74
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	77
4.2 Tata Letak Pabrik	77
4.3 Tata Letak Mesin/ Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	81
4.4 Organisasi Perusahaan	83
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	83
4.4.2 Struktur Organisasi	84
4.4.3 Tugas dan Wewenang	87
4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji Karyawan	95
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	99
4.4.6 Ketenagakerjaan.....	101
BAB V UTILITAS.....	103
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	103
5.1.1 Penyediaan Air.....	104
5.1.2 Pengolahan Air.....	110
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	115
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	115
5.4 Unit Penyedia Udara Tekanan	116
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	116
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	117
5.6.1 Limbah Cair	117
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	118
5.7.1 Perancangan Alat Pengolahan Air	118
BAB VI EVALUASI EKONOMI	133
6.1 Evaluasi Ekonomi	133
6.2 Penaksiran Harga Peralatan.....	134
6.3 Perhitungan Biaya	137
6.3.1 Dasar Perhitungan.....	137

6.2.3 Total <i>Capital Invesment</i>	138
6.2.4 Total <i>Production Cost</i>	140
6.4 Analisa Kelayakan	144
6.4.1 <i>Return On Invesment (ROI)</i>	144
6.4.2 <i>Pay Out Time</i>	145
6.4.3 <i>Break Even Point</i>	146
6.4.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	148
6.4.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i>	148
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	152
7.1 Kesimpulan	152
7.2 Saran	154
DAFTAR PUSTAKA	155
LAMPIRAN	157

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Dibutil Ftalat di Indonesia Tahun 2017-2021.....	5
Tabel 1. 2 Estimasi Impor Dibutil Ftalat pada Tahun Mendatang.....	6
Tabel 1. 3 Data Ekspor Dibutil Ftalat di Indonesia Tahun 2017-2021	6
Tabel 1. 4 Estimasi Ekspor Dibutil Ftalat pada Tahun Mendatang	7
Tabel 1. 5 Sumber Bahan Baku Utama.....	8
Tabel 1. 6 Data Pabrik Penghasil Dibutil Ftalat di Dunia.....	9
Tabel 1. 7 Nilai ΔH°_f , ΔG°_f Masing-Masing Komponen pada 298 K	13
Tabel 1. 8 Nilai C_p Masing- Masing Komponen pada 298 K	13
Tabel 3. 1 Neraca Massa Total.....	29
Tabel 3. 2 Spesifikasi Silo Anhidrida Ftalat (SL-01).....	32
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki N- Butanol.....	33
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki H_2SO_4 (T-02).....	34
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki NaOH (T-03).....	35
Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Dibutil Ftalat (T-04).....	36
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-01)	37
Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	38
Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	40
Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	41
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-01).....	43
Tabel 3. 12 Spesifikasi Reaktor (R-01).....	44
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Netralizer</i> (N-01)	46
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-01)	48
Tabel 3. 15 Spesifikasi Dekanter (DC-01).....	49
Tabel 3. 16 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01).....	50
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-01).....	52
Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-02).....	53
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-01).....	54
Tabel 3. 20 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-03).....	55
Tabel 3. 21 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-02).....	56
Tabel 3. 22 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-04).....	57
Tabel 3. 23 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-03).....	58
Tabel 3. 24 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-04).....	59
Tabel 3. 25 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-01)	60
Tabel 3. 26 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01)	61
Tabel 3. 27 Data Komponen	62
Tabel 3. 28 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01).....	63
Tabel 3. 29 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	64
Tabel 3. 30 Neraca Massa <i>Netralizer</i> (N-01).....	65

Tabel 3. 31 Neraca Massa Dekanter (DC-01).....	66
Tabel 3. 32 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	67
Tabel 3. 33 Neraca Panas <i>Mixer</i> (MT-01).....	68
Tabel 3. 34 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	68
Tabel 3. 35 Neraca Panas Netralizer (N-01).....	69
Tabel 3. 36 Neraca Panas Dekanter (DC-01).....	69
Tabel 3. 37 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	70
Tabel 3. 38 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01).....	70
Tabel 3. 39 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-02).....	70
Tabel 3. 40 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	71
Tabel 3. 41 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-03).....	71
Tabel 3. 42 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	71
Tabel 3. 43 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-04).....	72
Tabel 3. 44 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	72
Tabel 3. 45 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-04).....	72
Tabel 4. 1 Ketersediaan Bahan Baku.....	74
Tabel 4. 2 Jumlah dan Gaji Karyawan.....	97
Tabel 4. 3 Jadwal Shift Karyawan.....	100
Tabel 4. 4 Jadwal Shift Karyawan (lanjutan).....	100
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik.....	104
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	106
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Proses.....	107
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pendingin.....	107
Tabel 5. 5 Kebutuhan <i>Steam</i>	115
Tabel 5. 6 Daya Alat Proses.....	116
Tabel 5. 7 Spesifikasi <i>Screener</i> (SR-01).....	118
Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Ekualisasi (BU-01).....	119
Tabel 5. 9 Spesifikasi Reverse Osmosis (RO-01).....	120
Tabel 5. 10 Bak Penampung Air (BU-02).....	120
Tabel 5. 11 Spesifikasi Tangki Sanitasi (TU-01).....	121
Tabel 5. 12 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (BU-03).....	122
Tabel 5. 13 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-01).....	122
Tabel 5. 14 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (BU-04).....	123
Tabel 5. 15 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (TU-02).....	124
Tabel 5. 16 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (TU-03).....	124
Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki NaOH (TU-04).....	125
Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki HCl (TU-05).....	126
Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki <i>Demin Water</i> (TU-06).....	126
Tabel 5. 20 Spesifikasi Deaerator (TU-07).....	127
Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Penampung <i>Deaerated Water</i> (TU-08).....	128

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki Kaporit (TU-09)	128
Tabel 5. 23 Spesifikasi <i>Boiler</i> (BL-01)	129
Tabel 5. 24 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	130
Tabel 5. 25 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	131
Tabel 5. 26 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9).....	132
Tabel 6. 1 Indeks Harga	134
Tabel 6. 2 <i>Phsyscal Plant</i> (PPC)	139
Tabel 6. 3 <i>Direct Plant Cost</i> (PPC).....	139
Tabel 6. 4 <i>Fixed Capital Invesment</i> (FCI)	139
Tabel 6. 5 <i>Working Capital Invesment</i> (WCI)	140
Tabel 6. 6 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	141
Tabel 6. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	142
Tabel 6. 8 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	142
Tabel 6. 9 <i>General Expenses</i>	143
Tabel 6. 10 <i>Total Production Cost</i>	143
Tabel 6. 11 <i>Fixed Cost</i> (FA)	147
Tabel 6. 12 <i>Regulated Cost</i> (RA).....	147
Tabel 6. 13 <i>Variable Cost</i> (VA).....	147
Tabel 6. 14 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	150

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	27
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	28
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Dibutil Ftalat.....	73
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	79
Gambar 4. 3 <i>Layout</i> Tata Letak Mesin	82
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi.....	86
Gambar 5. 1 Layout Utilitas.....	108
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat	136
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	151

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Perancangan Reaktor

Lampiran 2 *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

Lampiran 3 Kartu Konsultasi Bimbingan Perancangan 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 tangki, m ³
Qf	: Kecepatan/laju alir volumetrik, m ³ /jam
t	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m ³ /jam
π	: Jari- jari, in
P	: Power motor, Hp
Sg	: <i>Spesific Gravity</i>
x	: Konversi, %
TC	: Titik kritis, °C
TB	: Titik didih, °C
HV	: Panas penguapan, joule/mol
VS	: Volume shell, m ³
Vh	: Volume head, m ³
Vt	: Volume total, m ³
Dopt	: Diameter optimal, m ³
ID	: <i>Inside Diameter</i> , in
OD	: <i>Outside Diameter</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
F	: <i>Normal Heating Value</i> , Btu/lb
E	: Efisiensi pengelasan
F	: <i>Allowable stresses</i> , 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 pengotor

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

Industri petrokimia merupakan penghasil produk strategis yang akan digunakan pada industri-industri seperti industri tekstil, plastik, karet sintetik, dan lain-lain. Oleh karena itu untuk memenuhi kebutuhan industri hilir petrokimia maka diperlukan adanya industri yang menyediakan bahan baku maupun bahan tambahan untuk industri-industri hilir. Salah satu sektor industri yang sedang berkembang di Indonesia saat ini yaitu polimer, selain sebagai bahan baku *plasticizer* juga diperlukan sebagai bahan tambahan pada plastik dengan tujuan meningkatkan kekuatan, sifat transparan, dan plastisitasnya agar mudah dibentuk untuk mempermudah proses fabrikasi. 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 50.000 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 RATB 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 20.000 m^2 . Dalam pengoperasiannya, pabrik ini akan bekerja dalam 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 28.532.859.344.029 dengan setiap tahun total penjualan Rp 1.627.452.150.000,00. Analisa kelayakan dilihat dari nilai *Return of Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 29,26%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 2,68 tahun, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 20,02%, *Break Event Point* (BEP) sebesar 55,84%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 47,87%. Dari parameter kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik dibutil ftalat ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Anhidrida Ftalat, Dibutil Ftalat, Esterifikasi, N-Butanol, *Plasticizer*, RATB

ABSTRACT

The petrochemical industry is a producer of strategic products that will be used in industries such as the textile, plastic, synthetic rubber, and others. Therefore, to meet the needs of the petrochemical downstream industry, it is necessary to have an industry that provides raw materials and additional materials for downstream industries. One of the industrial sectors that is currently developing in Indonesia, namely polymers, apart from being a raw material for plasticizers, is also needed as an additive in plastics with the aim of increasing its strength, transparency and plasticity so that it is easily shaped to facilitate the fabrication process. 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 adhesive materials. The design of this plant with a capacity of 50,000 tons/year is expected to be able to meet domestic and export needs for dibutyl phthalate. The process used in the manufacture of dibutyl phthalate is an 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 RATB reactor with a temperature of $100^{\circ}C$ at 1 atm pressure, and the third stage is product separation and purification. The location of the dibutyl phthalate factory from phthalic anhydride and n-butanol is planned to be built in the Gresik Industrial Estate, East Java, with an area of 20,000 m². In operation, this factory will work 330 days/year of operation. In supporting the production process, water is needed for utility processes and electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. The feasibility parameter for the establishment of a factory using economic analysis, the factory profit after tax is IDR 28.532.859.344.029 with total annual sales of IDR 1.627.452.150.000,00. Feasibility analysis is seen from the value of Return of Investment (ROI) after tax of 29,26%, Pay Out Time (POT) after tax for 2,68 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 20,02%, Break Event Point (BEP) of 55.84%, and Shut Down Point (SDP) of 47,87%. From the feasibility parameters above, it can be concluded that the dibutyl phthalate plant is feasible to establish.

Keywords: Dibutyl Phthalate, Esterification, N-Butanol, Phthalic Anhydride, Plasticizer, RATB

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan industri di Indonesia terus mengalami peningkatan, tetapi impor bahan kimia masih lebih besar dari pada ekspor. Ketergantungan impor ini menyebabkan berkurangnya devisa negara sehingga diperlukan suatu usaha untuk mengatasi ketergantungan tersebut. Salah satunya ialah dengan mendirikan pabrik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pemerintah memprioritaskan pembangunan industri yang dapat merangsang pertumbuhan industri yang lain, sehingga diharapkan pertumbuhan industri kimia semakin pesat. Dengan adanya pembangunan dari sektor industri kimia diharapkan dapat memberikan kontribusi yang besar bagi pendapatan negara, mampu mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta meningkatkan unsur-unsur penunjang industri kimia termasuk bahan baku dan bahan tambahan. (Tyaga Sidharta, 2016)

Industri petrokimia merupakan penghasil produk strategis yang akan digunakan pada industri-industri seperti industri tekstil, plastik, karet sintetik, dan lain-lain. Oleh karena itu untuk memenuhi kebutuhan industri hilir petrokimia maka diperlukan adanya industri yang menyediakan bahan baku maupun bahan tambahan untuk industri-industri hilir. Salah satu sektor industri yang sedang berkembang di Indonesia saat ini yaitu polimer, selain sebagai bahan baku *plasticizer* juga diperlukan sebagai bahan tambahan pada plastik dengan tujuan meningkatkan

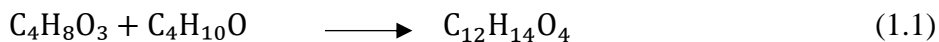
kekuatan, sifat transparan, dan plastisitasnya agar mudah dibentuk untuk mempermudah proses fabrikasi. (Tyaga Sidharta, 2016)

Ftalat *plasticizer* diperoleh dari reaksi antara ftalat anhidrida dan alkohol dari *range* methanol sampai *tridecyl alcohol* (C1-C13). Dibutil ftalat merupakan salah satu bahan kimia yang diperlukan dalam industri hilir. Namun, Indonesia masih belum mampu memenuhi kebutuhan dibutil ftalat sehingga dibutil ftalat harus didatangkan dari luar negeri atau impor (Tyaga Sidharta, 2016). Dibutil ftalat merupakan senyawa yang dapat menjadi *plasticizer* pada industri bahan-bahan pabrik, lanatorium kimia, *intermediate* kimia dan produk perawatan pribadi (*Maximize Market Research PVT.LTD,2022*).

Dibutil ftalat yang merupakan bahan *intermediate*, yang mempunyai banyak keunggulan. Dalam pembuatan PVC, *fiberglass*, dan bahan adhesif, dibutil ftalat juga digunakan sebagai *plasticizer*. Dimana salah satu industri kimia yang dinilai prospektif adalah *plasticizer*. *Plasticizer* merupakan bahan aditif yang menambah tingkat elastisitas atau mengurangi sifat viskositas suatu bahan dan juga salah satu bahan penunjang bagi industri plastik yang berfungsi membentuk sifat kekenyalan, mudah dibentuk, dan tidak mudah pecah maupun patah. Selain sebagai *plasticizer* pada polimer, dibutil ftalat juga digunakan sebagai solven pada pembuatan parfum. (Tyaga Sidharta,2016)

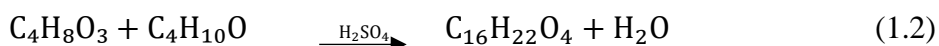
Reaksi sintesis dibutil ftalat merupakan reaksi esterifikasi yang dapat terjadi dari senyawa yang memiliki gugus karboksilat (R-COOH) dengan gugus hidroksil (-OH). Berdasarkan eksperimen Berman, dkk (1948), reaksi pembentukan dibutil ftalat sebagai berikut:

Reaksi 1:



Anhidrida Ftalat N-butanol Monobutil Ftalat

Reaksi 2:



Anhidrida Ftalat N- Butanol Dibutil Ftalat Air

Reaksi 1 berlangsung cepat dan sempurna sedangkan reaksi 2 berlangsung lambat, eksotermis, dan memerlukan katalis asam. Menurut Keyes 1975, dengan menggunakan katalis asam sulfat, waktu reaksi yang digunakan sangat singkat, sehingga kemungkinan terjadinya reaksi samping sangat kecil. Produk yang diperoleh dari reaksi esterifikasi adalah 98% dibutil ftalat. Untuk memenuhi kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia, impor selalu menjadi andalan. Hingga saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi dibutil ftalat. (Keyes,1975)

Dengan didirikannya pabrik dibutil ftalat di Indonesia diharapkan akan mendorong kemajuan industri petrokimia, dapat memenuhi kebutuhan industri di Indonesia, mengurangi ketergantungan impor, dan menghemat devisa negara. Menurut pemasaran dibutil ftalat diproyeksikan mengalami kenaikan dari tahun 2019 - 2026. Pada tahun 2026 diperkirakan pemasaran dibutil ftalat sebanyak US \$645,5 juta (Vanisya,2022). 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. (Maximize Market Research, 2022)

Oleh karena itu, berdasarkan uraian diatas *pabrik* dibutil ftalat perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Memenuhi semua kebutuhan dibutil ftalat dalam negeri dan menurunkan ketergantungan impor.
2. Menghemat devisa negara dari sektor industri dengan adanya pajak dan ekspor produk.
3. Membuka peluang dan memacu pengembangan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku dibutil ftalat, sehingga menciptakan diversifikasi produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi.
4. Membuka lapangan kerja baru sehingga menurunkan tingkat pengangguran.
5. Meningkatkan sumber daya manusia melalui proses alih teknologi.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik dibutil ftalat ini didirikan dan mulai beroperasi pada tahun 2027. Dalam menentukan kapasitas produksi yang menguntungkan digunakan beberapa pertimbangan, yaitu:

1. Prediksi kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia
2. Ketersediaan bahan baku

Perlu adanya peninjauan pemasaran sehingga tidak bisa diputuskan untuk langsung memenuhi kebutuhan dalam negeri. Penentuan kapasitas perancangan ini dapat ditinjau dari data impor dan data pabrik dibutil ftalat yang sudah ada di luar negeri.

1.2.1 Kebutuhan Dibutil Ftalat di Indonesia

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.

a. Impor Dibutil Ftalat di Indonesia

Kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia dapat dihitung dengan mengetahui produksi impor. Tabel 1.1 berikut ini menyajikan data impor kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia dalam kurun 5 tahun terakhir menurut Biro Pusat Statistik.

Tabel 1. 1 Data Impor Dibutil Ftalat di Indonesia Tahun 2017-2021

Tahun Ke-	Tahun	Ton/Tahun	% Pertumbuhan
1	2017	238,80	
2	2018	234,35	-1,863
3	2019	632,24	169,78
4	2020	119,61	-81,08
5	2021	169,05	41,33
Rata- rata			32,04

(BPS, 2022)

$$\% \text{ pertumbuhan} = \frac{(\text{impor tahun } n - \text{impor tahun } n-1)}{\text{impor tahun } n-1} \times 100 \quad (1.3)$$

Diperoleh nilai rata-rata pertumbuhan sebesar 32,04% per tahun. Dengan nilai tersebut maka diperkirakan bahwa impor dibutil ftalat pada tahun-tahun mendatang adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 2 Estimasi Impor Dibutil Ftalat pada Tahun Mendatang

Tahun Ke-	Tahun	Ton/Tahun
1	2022	223,22
2	2023	294,75
3	2024	389,20
4	2025	513,91
5	2026	678,58
6	2027	896,02

Pada tahun 2027 diperkirakan jumlah impor untuk dibutil ftalat mencapai 896,02 ton/tahun.

Berdasarkan prediksi jumlah impor dibutil ftalat tahun 2027, akan dibuat pabrik dibutil ftalat dengan kapasitas rancangan 50.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia.

b. Ekspor Dibutil Ftalat di Indonesia

Tabel 1.3 berikut ini menyajikan data ekspor kebutuhan dibutil ftalat di Indonesia dalam kurun 5 tahun terakhir menurut Biro Pusat Statistik.

Tabel 1. 3 Data Ekspor Dibutil Ftalat di Indonesia Tahun 2017-2021

Tahun Ke-	Tahun	Ton/Tahun	% Pertumbuhan
1	2017	52.00	
2	2018	0	-100
3	2019	0	0
4	2020	8.80	0
5	2021	0	-100
Rata-Rata			-50

(BPS, 2022)

$$\% \text{ pertumbuhan} = \frac{(\text{ekspor tahun } n - \text{ekspor tahun } n-1)}{\text{ekspor tahun } n-1} \times 100 \quad (1.4)$$

Diperoleh nilai rata-rata pertumbuhan sebesar -50% per tahun. Dengan nilai tersebut maka diperkirakan bahwa ekspor dibutil ftalat pada tahun-tahun mendatang adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 4 Estimasi Ekspor Dibutil Ftalat pada Tahun Mendatang

Tahun Ke-	Tahun	Ton/Tahun
1	2022	0
2	2023	0
3	2024	0
4	2025	0
5	2026	0
6	2027	0

Pada tahun 2027 diperkirakan jumlah ekspor dibutil ftalat yaitu 0 ton/tahun

c. Konsumsi Dibutil Ftalat di Indonesia

Dalam industri plastik, dibutil ftalat digunakan sebagai *plasticizer*. *Plasticizer* merupakan bahan aditif yang menambah tingkat elastisitas atau mengurangi sifat viskositas suatu bahan. Selain sebagai *plasticizer* pada polimer, dibutil ftalat juga digunakan sebagai solven pada pembuatan parfum.

Data Konsumsi dibutil ftalat di dunia (Maximize Market Research)

Estimasi: 2019-2027

Harga DBP: \$1000/ton (made-in-china.com, 2022)

Konsumsi: US \$ 645.500 Mn 645500 ton

Data Konsumsi *Plasticizer* di Indonesia (plastemart.com, 2022)

% kebutuhan di Indonesia = 5%

Konsumsi DBP di dunia = 32275 ton

Peluang yang diambil	=	50%	
Maka, perkiraan kapasitas DBP	=	16137,5	ton/tahun
perkiraan kapasitas akhir	=	16000	ton/tahun

Karena belum terdapat pabrik yang memproduksi dibutil ftalat di Indonesia, maka digunakan data kapasitas produsen kantong plastik di Indonesia, yaitu PT. Panca Budi Dana dengan kapasitas produksi yaitu 83.300 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Faktor penting dalam menunjang kelancaran produksi ialah ketersediaan bahan baku. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan dibutil ftalat yaitu anhidrida ftalat dan n-butanol. Ketentuan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen-produsen dalam negeri yang disajikan pada tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Sumber Bahan Baku Utama

No	Bahan Baku	Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Anhidrida Ftalat	PT. Petrowidada	70.000
2.	N-Butanol	PT. Petro Oxo Nusantara	100.000

Untuk mendirikan pabrik dibutil ftalat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun, maka dibutuhkan anhidrida ftalat dan n-Butanol ditentukan melalui perhitungan stoikiometri berdasarkan reaksi esterifikasi.

1.2.3 Kapasitas Pabrik Dibutil Ftalat yang telah Berproduksi

Di Indonesia belum terdapat pabrik dibutil ftalat yang berdiri, sedangkan di dunia telah berdiri pabrik dibutil ftalat. Data pabrik penghasil dibutil ftalat di dunia terdapat pada tabel 1.6

Tabel 1. 6 Data Pabrik Penghasil 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., Lts.	Shandong, China	6.000
4.	Tianjin Kaifenshun 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

(Tyaga Sidharta, 2016)

Pada Tabel 1.6 kapasitas produksi minimal di dunia sebesar 6.000 ton/tahun dan untuk kapasitas produksi maksimal di dunia sebesar 120.000 ton/tahun.

1.2.4 Kapasitas Produksi Pabrik Dibutil Ftalat

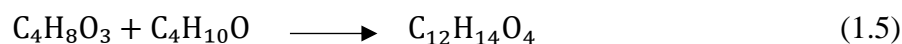
Berdasarkan pertimbangan dan melihat kebutuhan impor dibutil ftalat di Indonesia, konsumsi dibutil ftalat, dan kapasitas pabrik bahan baku maka diambil kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun. Pabrik dibutil ftalat akan berdiri pada tahun 2027 dan diperkirakan pada tahun 2027 sudah mulai beroperasi.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Proses Pembuatan Dibutil Ftalat

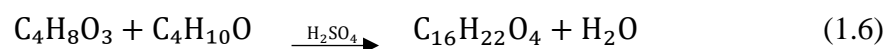
Hanya terdapat satu macam proses yang digunakan dalam memproduksi dibutil ftalat dan digunakan pada pabrik-pabrik di dunia yaitu reaksi esterifikasi. Secara umum, dibutil ftalat diproduksi dengan mereaksikan anhidrida ftalat dan n-butanol. Untuk mempercepat reaksi esterifikasi digunakan katalis asam sulfat. Kebutuhan asam sulfat sebagai katalis adalah sebanyak 1% berat dari jumlah produk. Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang dilapisi jaket pendingin untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor pada suhu 100°C tekanan 1 atm (Vanisya, 2022). Reaksi pembentukan dibutil ftalat yang terjadi di dalam reaktor adalah sebagai berikut (Berman, 1948).

Reaksi 1:



Anhidrida Ftalat N-butanol Monobutil Ftalat

Reaksi 2:



Anhidrida Ftalat N- Butanol Dibutil Ftalat Air

Pada reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pendingin sebagai pemanas. Reaktor tersebut dipanaskan sampai temperatur 100°C yang mana air dan n-butanol dapat didistilasi pada *temperatur column* kira-kira pada suhu 170°C. Kemudian hasil atas berupa distilat didinginkan dan dipisahkan

dengan proses distilasi. N-butanol dikembalikan ke dalam kolom dan air digunakan kembali. 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 99,9% (Keyes, 1975).

Air keluaran reaktor diumpankan ke *netralizer* untuk menghilangkan asam dalam campuran menggunakan NaOH. Setelah di netralisasi campuran diumpankan ke dekanter untuk dipisahkan berdasarkan kelarutannya. Hasil bawah dimasukkan ke dalam tangki pembuangan, sedangkan hasil atas yang berupa dibutil ftalat, monobutil ftalat, serta n-butanol dimasukkan ke dalam menara distilasi. Hasil atas menara distilasi dialirkan ke unit pengelolaan limbah. Sedangkan hasil bawah dari menara distilasi yaitu produk berupa dibutil ftalat dibawa ke tangki penyimpanan produk. (Vanisya, 2022)

1.3.2 Kegunaan Produk

Adapun kegunaan dibutil ftalat antara lain (Greenfact, 2014):

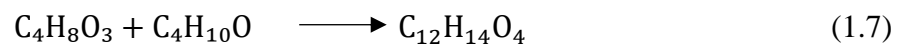
- a. *Plasticizer* pada vernis nitroselulosa
- b. Pengencer pada industri pasta gigi
- c. Pelapis film dan *fiberglass*
- d. Pelapis kertas
- e. Pelarut pada industri tekstil
- f. Pelarut untuk pembuatan parfum

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

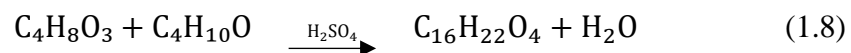
Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh kecepatan reaksi dan konsentrasi reaktan. Reaksi esterifikasi ini merupakan reaksi orde dua terhadap monoester dengan persamaan (Berman, 1948):

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. (Vanisya, 2022)

Dari eksperimen pembentukan dibutil ftalat diperoleh persamaan empiris untuk harga k, adalah sebagai berikut (Berman, 1949):

$$k_T = 2,1 \times 10^{-5} - 889 \times 10^{-4}C + 1,228 \times 10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right] \left[\frac{10^{(15,135-4516/T)}}{1205,8} \right] \quad (1.9)$$

Dengan:

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

C : Prosen berat katalis dalam umpan (%)

B/M : Rasio mol Butanol dan MBP

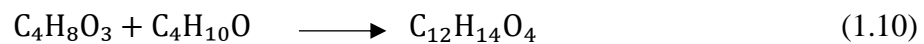
T : Temperatur

Didapat nilai k sebesar 0,0154 m³ /kmol.jam

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

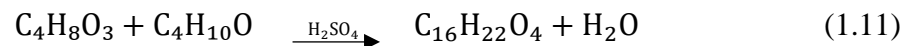
Reaksi pembentukan dibutil ftalat berlangsung secara eksotermis, hal ini ditinjau dari ΔH° reaksi total pembentukan DBP berikut ini:

Reaksi 1:



Anhidrida Ftalat N-butanol Monobutil Ftalat

Reaksi 2:



Anhidrida Ftalat N- Butanol Dibutil Ftalat Air

Tabel 1. 7 Nilai ΔH_f° , ΔG_f° Masing-Masing Komponen pada 298 K

Komponen	ΔH_f°	ΔG_f°
H ₂ O	-241.80	-228.60
C ₄ H ₁₀ O	-274.43	-150.67
C ₈ H ₄ O ₃	-393.13	-143.58
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	-750.90	-281.22
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	-688.30	-346.72

Tabel 1. 8 Nilai Cp Masing- Masing Komponen pada 298 K

Komponen	Cp			
	A	B	C	D
H ₂ O	92.05	-0,0400	-0,0002	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	83.87	0,5663	-0,0017	0,0000
C ₈ H ₄ O ₃	-105.62	1,9840	-0,0039	0,0000
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	230.17	1,5996	-0,0035	0,0000
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	125.38	1,5763	0,0035	0,0000

Maka:

ΔH_r reaksi 1:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{r1} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} & (1.12) \\ &= \Delta H^\circ_f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4 - (\Delta H^\circ_f \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}) \\ &= ((-688.300) - (-393.130 + (-274.230))) \text{ kJ/mol} \\ &= -20.74 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{r1} &= \sum \Delta H_{298} \text{ r1} + \int \frac{373}{298} A + BT + CT^2 + DT^3 dT & (1.13) \\ &= (-20.74) + 8.4998 \times 10^3 \\ &= 8479.044 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

ΔH_r reaksi 2:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{r2} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} & (1.14) \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{ C}_{16}\text{H}_{22}\text{O}_4 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{ C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4 + \Delta H^\circ_f \\ &\quad \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}) \\ &= ((-750.90 + (-241.80)) - (-688.30 + (-274.23))) \text{ kJ/mol} \\ &= -29.97 \text{ kJmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{r2} &= \sum \Delta H_{298} \text{ r1} + \int \frac{373}{298} A + BT + CT^2 + DT^3 dT & (1.15) \\ &= -29.97 + (-5.6686\text{E}+04) \\ &= -56715.834\end{aligned}$$

ΔH_r reaksi total:

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2} \\ \Delta H_r &= -20.74 \text{ kJ/mol} + (-29.97 \text{ kJ/mol}) \\ \Delta H_r &= -50.71 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Karena ΔH reaksi total bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

Menghitung harga K (Konstanta Keseimbangan)

Untuk menghitung harga K dibutuhkan data ΔG°_{298} setiap komponennya

Maka,

ΔG reaksi 1

$$\Delta G^\circ_{298 \text{ r1}} = \sum \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.16)$$

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

$$\Delta G^\circ_{298 \text{ r1}} = ((-346.72 - (-143.58 + (-150.67))) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298 \text{ r1}} = -52.47 \text{ kJ/mol}$$

Nilai ΔG° yang didapatkan negatif, sehingga reaksi diprediksi dapat berjalan secara spontan.

Berdasarkan data ΔH_r dan ΔG° yang telah diperoleh, maka dapat dihitung nilai tetapan kesetimbangan pada 373 K sebagai berikut:

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-\Delta G^\circ_{298 \text{ r1}}}{RT} \right| \quad (1.17)$$

$$K_{298} = \left| \frac{-(-52.47)}{0.008314 \times 298} \right|$$

$$K_{298} = 21.18$$

Nilai K_{298} yang sudah diperoleh kemudian disubsitusikan untuk mendapatkan nilai K pada suhu operasi:

$$\ln \left[\frac{K1}{K_{298}} \right] = \frac{-\Delta H^\circ_{r1}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \quad (1.18)$$

$$\ln \frac{K1}{21.18} = \left(\frac{-46.50}{0.008314} \right) \times \left(\frac{1}{373} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K1}{21.18} = 3.77$$

$$K1 = 79.92$$

Harga konstanta keseimbangan reaksi 1 sebesar 79.92 maka reaksi berlangsung searah dan cepat.

ΔG reaksi 2

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ r}2} = \sum \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ reaktan} \quad (1.19)$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ r}2} = (\Delta G^{\circ}_{\text{f C16H22O4}} + \Delta G^{\circ}_{\text{f H2O}}) - (\Delta G^{\circ}_{\text{f C12H14O4}} + \Delta G^{\circ}_{\text{f C4H10O}})$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ r}2} = ((-281.22 + (-228.60)) - (-346.72 + (-150.67))) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ r}2} = -12.43 \text{ kJ/mol}$$

Nilai ΔG° yang didapatkan negatif, sehingga reaksi diprediksi dapat berjalan secara spontan.

Berdasarkan data ΔH_r dan ΔG° yang telah diperoleh, maka dapat dihitung nilai tetapan kesetimbangan pada 373 K sebagai berikut:

$$\ln K_{298} = \left| \frac{-\Delta G^{\circ}_{298 \text{ r}2}}{RT} \right| \quad (1.20)$$

$$K_{298} = \left| \frac{-(-12.43)}{0.008314 \times 298} \right|$$

$$K_{298} = 5.02$$

Nilai K_{298} yang sudah diperoleh kemudian disubsitusikan untuk mendapatkan nilai K pada suhu operasi:

$$\ln \left[\frac{K2}{K298} \right] = \frac{-\Delta H^{\circ}_{\text{r}2}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \quad (1.21)$$

$$\frac{K2}{-12.43} = \left(-\frac{-29.97}{0.008314} \right) \times \left(\frac{1}{373} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K2}{-12.43} = -2.43$$

$$= 30.23$$

Harga konstanta keseimbangan reaksi 2 sebesar 30.23 maka reaksi berlangsung searah dan cepat.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Dibutil Ftalat (DBP)

a. Sifat fisik (Perry, 2008)

Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	: $C_{16}H_{22}O_4$
Berat molekul	: 278,34 g/mol
Titik leleh	: -40 °C
Titik didih	: 340 °C
Kelarutan dalam air	: 0,000013 gr/gr H ₂ O
Densitas (30°C)	: 1,0381 g/ml
<i>Specific gravity</i> (25°C)	: 1,042
Kemurnian	: 99,6%
Impuritas	: 0,4%

b. Sifat kimia (Kirk Orthmer, 1998)

1. Larut dalam pelarut organik seperti *alcohol* dan *benzene*
2. Bersifat racun dan dapat menyebabkan iritasi pada mata

c. Tingkat bahaya bahan

1. Dapat merusak janin dan merusak kesuburan (toksisitas reproduksi, kategori 1B)
2. Sangat beracun untuk kehidupan air (toksisitas akuatik akut, kategori 1)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Anhidrida Ftalat (PA)

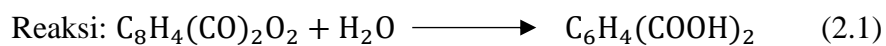
a. Sifat fisik (Perry, 2008)

Bentuk	: Kristal putih
Rumus Molekul	: C ₈ H ₄ O ₃
Berat molekul	: 148,12 g/mol
Titik leleh	: 130, 8 °C
Titik didih	: 284,5 °C
Kelarutan dalam air	: 0,000 gr/gr H ₂ O
Densitas (30°C)	: 1,2958 g/ml
<i>Specific gravity</i>	: 1,527
Kemurnian	: 99,9%
Impuritas	: 0,1%

b. Sifat kimia

1. Membentuk asam dengan hidrasi

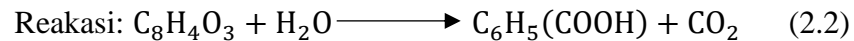
Anhidrida Ftalat cair dapat bereaksi dengan air membentuk asam secara eksotermis



Reaksi anhidrida ftalat padat berlangsung lambat karena kelarutannya rendah dan berjaan lambat pada suhu 200 °C.

2. Dekarboksilis

Jika steam dimasukkan ke anhidrida ftalat lebur yang mengandung katalis dekarboksilat akan membentuk asam yang sesaat kemudian menjadi pecah menjadi asam benzoate dan CO₂.



1. PA bereaksi dengan alkohol membentuk ester
2. Sedikit larut dalam air

c. Tingkat bahaya bahan

1. Berbahaya jika tertelan (toksisitas akut, kategori 4)
2. Menyebabkan iritasi kulit (iritasi kulit, kategori 2)
3. Dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit (sensitisasi pada kulit, kategori 1)
4. Menyebabkan alergi atau gejala asma atau kesulitan bernafas jika terhirup (sensitisasi saluran pernafasan, kategori 1)
5. Dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan (toksisitas pada organ sasaran spesifik, kategori 3)
6. Menyebabkan kerusakan mata yang serius (kerusakan mata serius, kategori 1)

2.2.2 N-Butanol

a. Sifat fisik (Kirk Orthmer, 1998)

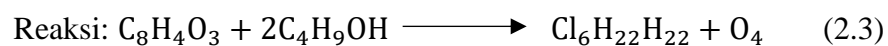
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	: C ₄ H ₁₀ O
Berat molekul	: 74,12 g/mol

Titik leleh	: -89,3 °C
Titik didih	: 117,66 °C
Kelarutan dalam air	: 0,077 gr/gr H ₂ O
Densitas (30°C)	: 0,8022 g/ml
<i>Specific gravity</i>	: 0,81
Kemurnian	: 99%
Impuritas	: 1%

b. Sifat kimia

1. Esterifikasi

Jika butanol direaksikan dengan anhidrida ftalat menghasilkan dibutil ftalat dengan menggunakan katalis asam sulfat



2. Dehidrasi

Butanol memberikan campuran 1 dan 2 butanol pada 175 – 400 °C dengan keberadaan katalis Co. *Butyl alcohol* direaksikan dengan asam sulfat akan membentuk *butyl* asam sulfat



Bila *butyl alcohol* pada suhu tinggi dengan asam sulfat akan membentuk butil eter

3. Oksigen

Reaksi dengan sodium dikromat, *butyl alcohol* akan beroksidasi membentuk butiraldehid

4. Karbonasi reaksi antara butanol dengan HBr

5. Reaksi butanol dengan alkilhalida
 6. Stabil dalam kondisi biasa
 7. Sedikit larut dalam air
 8. Kontak dengan oksidator kuat dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan
- c. Tingkat bahaya bahan
1. Cairan dan uap yang mudah terbakar (cairan mudah terbakar, kategori 3)
 2. Berbahaya jika tertelan (toksisitas akut, kategori 4)
 3. Menyebabkan iritasi kulit (iritasi kulit, kategori 2)
 4. Menyebabkan kerusakan pada mata (kerusakan mata serius, kategori 1)
 5. Menyebabkan kerusakan pada pernapasan (toksisitas pada organ sasaran spesifik, kategori 3)

2.2.3 Asam Sulfat (katalis)

a. Sifat fisik (Perry, 2008)

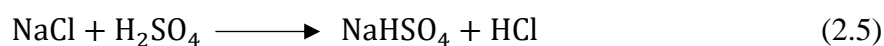
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Rumus Molekul	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Titik leleh	: 10,49 °C
Titik didih	: 337 °C
Kelarutan dalam air	: sangat larut
Densitas (30°C)	: 1,0230 g/ml
<i>Specific gravity</i>	: 1,834

Kemurnian : 98%

Impuritas : 2%

b. Sifat kimia (Kirk Orthmer, 1998)

1. Bersifat korosif
2. Merupakan asam berbasa dua yang kuat
3. Bereaksi dengan natrium klorida membentuk gas hidrogen klorida dan natrium bisulfat



4. Bereaksi dengan kebanyakan logam dan membebaskan hidrogen dan senyawa logam sulfat, seperti besi (Fe), aluminium (Al), seng (Zn), mangan (Mn), dan nikel (Ni)
5. Dapat menyebabkan luka bakar yang sangat parah, terutama pada konsentrasi yang tinggi

c. Tingkat bahaya bahan

1. Dapat korosif terhadap logam (korosif pada logam, kategori 1)
2. Menyebabkan iritasi kulit (iritasi kulit, kategori 2)
3. Menyebabkan iritasi mata yang serius (iritasi mata, kategori 2)

2.2.4 Caustic Soda (Penetral Asam)

a. Sifat fisik

Bentuk : Cairan tidak berwarna

Rumus Molekul : NaOH

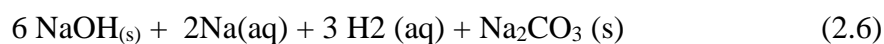
Berat molekul : 939,99 g/mol

Titik beku : 318 °C (1 atm)

Titik didih	: 337 ° C (1 atm)
Panas laten	: 7,6 Btu/lb
C_p	: 19,2 kkal/ mol °C
Kelarutan dalam air	: sangat larut
Densitas (30°C)	: 1,9093 g/ml
<i>Specific gravity</i>	: 2,13
Kemurnian	: 48%
Impuritas	: 52%

b. Sifat kimia (Kirk Orthmer, 1998)

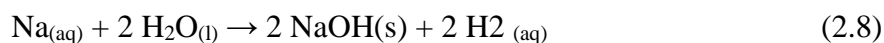
1. Pemanasan pada temperatur 1000 °C dengan pencampuran karbon akan membentuk *mettalic sodium*



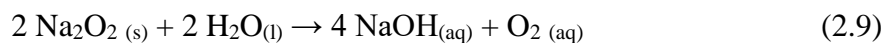
2. Soduium hidroksida jika mengalami ionisasi akan menjadi



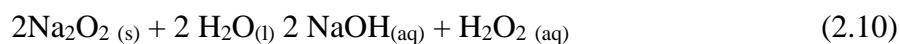
3. Pada pembentukannya, sodium hidroksida ditambahkan dengan air maka akan didapatkan atau menghasikkan sodium hidroksida dan gas hidrogen



4. Pembentukan sodium hidroksida dapat juga dari mereaksikan sodium peroksida dengan air pada temperatur tinggi



Pada temperatur rendah akan terbentuk hidrogen peroksida



c. Tingkat bahaya bahan

1. Dapat korosif terhadap logam (korosif pada logam, kategori 1)
2. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata (korosi kulit, kategori 1)

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam pendirian pabrik dibutil ftalat ini, perlu dilakukannya pengendalian kualitas agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang telah direncanakan. dalam memproduksi dibutil ftalat ini, diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu yang sesuai dengan standar dan jumlah produk yang sesuai dengan rencana dan tepat waktu dengan jadwal. Pengendalian yang dilakukan antara lain pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi, dan pengendalian kualitas produksi.

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi dilakukan, perlu adanya pengujian terhadap kualitas bahan baku yang bertujuan untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan. Maka dari itu penting sekali untuk melakukan pengujian agar bahan yang digunakan dapat diproses dan menghasilkan kualitas produk yang baik.

b. Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi penting dilakukan agar kualitas produk yang dihasilkan dari bahan baku hingga produk jadi tetap terjaga dengan baik, selain

itu juga pengendalian proses dilaksanakan menggunakan data pengendalian yang berpusat di *control room* dan dilakukan dengan otomatis memakai beberapa indikator. Beberapa alat *control* yang dipakai antara lain:

- *Level control*

Merupakan alat yang memerintahkan *control valve* agar membuka atau menutup. Biasanya alat ini dipasang di bagian atas alat yang apabila belum memenuhi atau melebihi batas yang dikehendaki, maka akan menimbulkan isyarat berupa suara dan lampu yang menyala.

- *Flow control*

Merupakan alat untuk mengontrol aliran bahan baku, airan masuk, dan aliran keluar proses.

- *Pressure control*

Merupakan kontroler yang dipasang pada alat yang memerlukan tekanan diatas tekanan atmosfer. Selain itu, alat ini juga menjaga agar tekanan tidak melebihi batas tekanan suatu alat yang telah diatur. Biasanya ini dipakai pada pada alat dengan fase gas

- *Temperature control*

Merupakan alat untuk mengontrol suhu pada suatu alat proses. jika ada penyimpangan pada set suhu yang diinginkan, akan timbul isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *Level indicator*

Merupakan alat yang berfungsi untuk mengontrol ketinggian larutan pada tangki proses

c. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan agar mendapatkan produk sesuai dengan mutu standar, karena perlu adanya bahan yang berkualitas, pengawasan dan pengendalian terhadap proses dengan cara *system control* hingga mendapatkan produk dengan kualitas bagus. Produk lolos uji yaitu produk yang sesuai dengan standar yang telah diterapkan agar produk bisa dipasarkan.

d. Pengendalian Bahan Proses

Untuk tercapainya kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus memenuhi persyaratan dan mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan dan mutu bahan yang tidak sesuai.

e. Penyimpangan Kuantitas

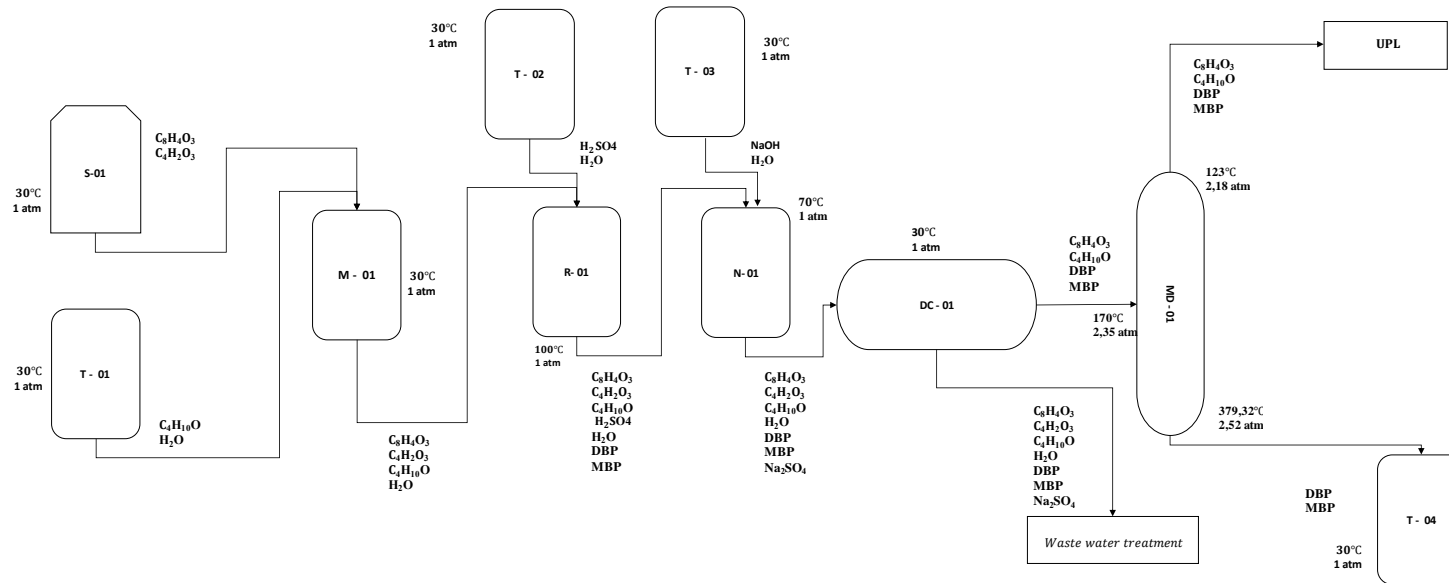
Penyimpangan kuantitas disebabkan oleh kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pembelian dan waktu sampai bahan baku, perbaikan alat yang memakan waktu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya untuk dilakukan evaluasi lanjut dengan melakukan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

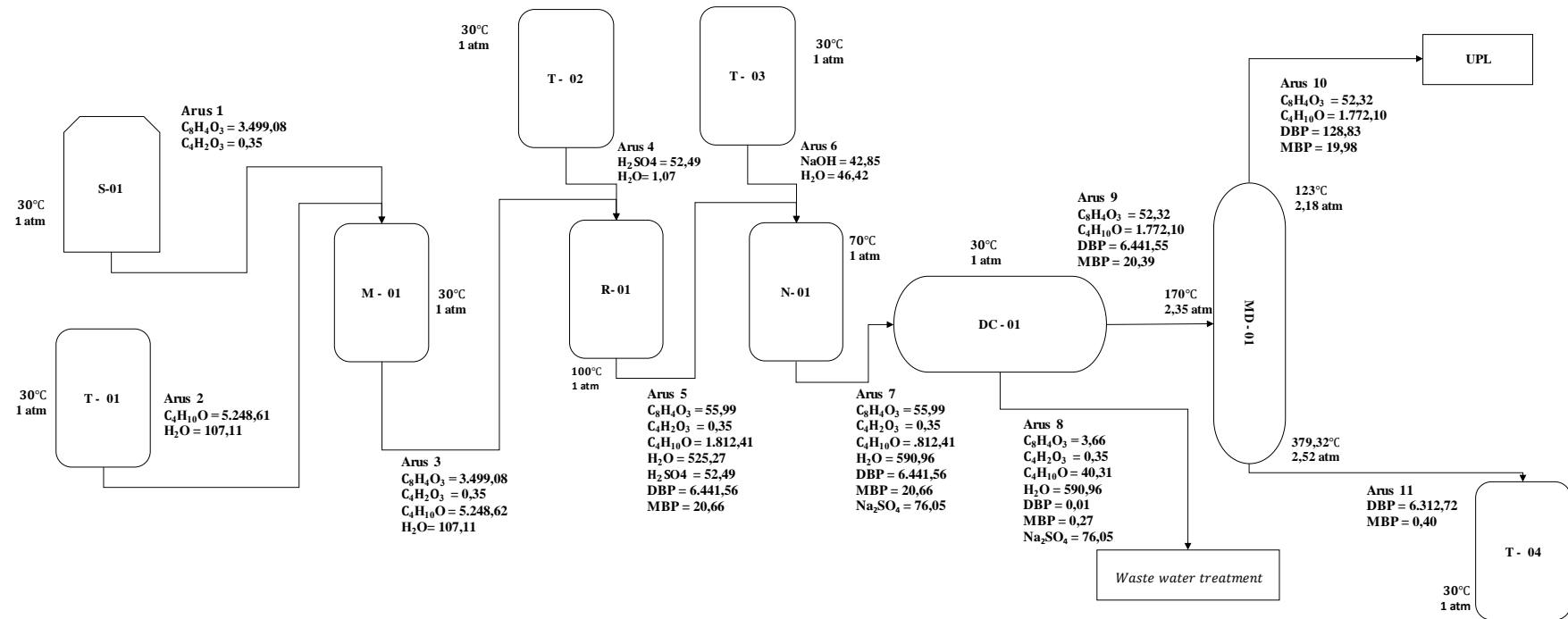
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

Tabel 3. 1 Neraca Massa Total

NM Total											
Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₈ H ₄ O ₃	3.499,30		3.499,30		55,99		55,99	52,32	3,66	3,66	
C ₄ H ₁₀ O		5.248,95	5.248,95		1.812,52		1.812,52		1.812,52	1.812,52	
C ₄ H ₂ O ₃	0,35		0,35		0,35		0,35	0,35			
H ₂ O		107,12	107,12	1,07	525,30	46,42	591,00		590,99	590,99	
H ₂ SO ₄				52,49	52,49						
C ₁₆ H ₂₂ O ₄					6.441,97		6.441,97		6.441,56	128,83	6.313,13
C ₁₂ H ₁₄ O ₄					20,66		20,66	20,39	0,27	0,26	0,01
NaOH						42,85					
Na ₂ SO ₄							76,06	75,93	0,11		
Total	3.499,65	5.356,07	8.855,72	53,56	8.909,28	89,26	8.998,54	149,01	8.849,54	2.536,29	6.313,13

3.2 Uraian Proses

Pada proses pembuatan dibutil ftalat ini menggunakan bahan baku anhidrida ftalat dan n-butanol dengan reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam sulfat. Uraian proses pembuatan dibutil ftalat dibagi menjadi tiga tahap yaitu:

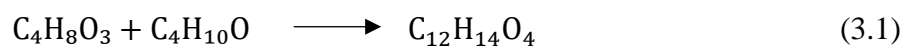
a. Tahap persiapan bahan baku

Pada tahap ini, bahan baku disiapkan sebelum masuk pada 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. Anhidrida ftalat berupa kristal padatan dan *maleic anhidride* diumpankan menuju ke *mixer* untuk mencampurkan agar homogen menjadi monobutil ftalat dengan suhu 30°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. (Vanisya, 2022)

b. Tahap reaksi

Pada tahap reaksi, anhidrida ftalat dan n-butanol direaksikan pada reaktor yang beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm. Reaktor yang digunakan adalah reaktor Alir Tangki Berpengaduk. Reaksi yang terjadi dalam reaktor :

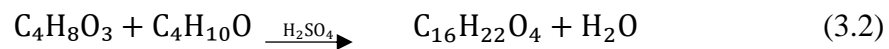
Reaksi 1:



Anhidrida Ftalat N-butanol

Monobutil Ftalat

Reaksi 2:



Anhidrida Ftalat N- Butanol Dibutil Ftalat Air

Anhidrida ftalat 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 anhidrida ftalat dengan n-butanol dengan konversi reaksi sebesar 99,6%. Katalis asam sulfat berfungsi sebagai katalis untuk meningkatkan kecepatan reaksi dengan jumlah katalis 1% 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)

c. Tahap pemurnian dan pemisahan produk

Hasil keluaran reaktor diumpankan ke *neutralizer* untuk menetralkan asam dengan penambahan basa yaitu natrium hidroksida. Hasil dari *neutralizer* kemudian diumpankan ke dalam dekanter 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*. Untuk memurnikan produk yaitu dibutil ftalat sebesar 99% dan impuritas berupa monobutil ftalat sebesar 1% disimpan ke tangki penyimpanan produk. (Vanisya, 2022)

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Unit Penyimpanan

a. Silo Anhidrida Ftalat (SL-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Silo Anhidrida Ftalat (SL-01)

Spesifikasi Umum Silo Anhidrida Ftalat (SL-01)	
Nama alat	: Silo
Kode	: SL-01
Fungsi	: Sebagai Tempat penyimpanan bahan anhidrida ftalat
Material	: <i>Stainless Steel ASME SA240 Grade S Type 304</i>
Lama Penyimpanan	7
Fasa	Padat
Jumlah	1
Kondisi Operasi:	
- Suhu	: 30°
- Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Volume Tangki	: 548,350006 m ³
Diameter	: 6,8600 m
Tinggi	: 16,2648 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,4375 in

Tabel 3.2..(lanjutan)

Spesifikasi Umum Silo (SL-01)	
Tebal <i>Head</i>	: 0,4375 in
Harga	: Rp 1.930.913.716,05

b. Tangki N- Butanol (T-01)

Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki N- Butanol

Spesifikasi Umum Tangki N-Butanol (T-01)	
Fungsi	: Menyimpan bahan baku $C_4H_{10}O$ selama 30 hari
Jenis	: Silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi	
- Suhu	: 30°
- Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Diameter	: 6,096 m
Tinggi	: 3,6576 m
Volume	: 34,9395 m ³
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
Jumlah <i>Course</i>	: 2

Tabel 3.3..(Lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki N-Butanol (T-01)	
Tinggi Puncak <i>Head</i>	: 43,6711 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Tinggi Total Tangki	: 4,7668 m
Harga	: Rp 714.740.526,38

c. Tangki H₂SO₄ (T-02)Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki H₂SO₄ (T-02)

Spesifikasi Umum Tangki H₂SO₄ (T-02)	
Fungsi	: Menyimpan katalis H ₂ SO ₄ selama 30 hari
Jenis	: Silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 30°
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Diameter	: 3,048 m
Tinggi	: 3,6576 m
Volume	: 1,0429 m ³

Tabel 3.4..(Lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki H₂SO₄ (T-02)	
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
Jumlah <i>Course</i>	: 2
Tinggi Puncak <i>Head</i>	: 38,7631 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Tinggi Total Tangki	: 4,6421 m
Harga	: Rp 472.779.368,23

d. Tangki NaOH (T-03)

Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki NaOH (T-03)

Spesifikasi Umum Tangki NaOH (T-03)	
Fungsi	: Menyimpan katalis NaOH selama 30 hari
Jenis	: Silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 30°
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Diameter	: 3,048 m
Tinggi	: 3,6576 m

Tabel 3.5..(Lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki NaOH (T-03)	
Volume	: 0,9804 m ³
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
Jumlah <i>Course</i>	: 2
Tinggi Puncak <i>Head</i>	: 38,7631 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Tinggi Total Tangki	: 4,6421 m
Harga	: Rp 440.942.373,74

e. Tangki Dibutil Ftalat (T-04)

Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Dibutil Ftalat (T-04)

Spesifikasi Umum Tangki Dibutil Ftalat (T-04)	
Fungsi	: Menyimpan katalis H ₂ SO ₄ selama 30 hari
Jenis	: Silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 30°
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	

Tabel 3.6..(Lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Dibutil Ftalat (T-04)	
Diameter	: 24,384 m
Tinggi	: 10,9728 m
Volume	: 4378,8041 m ³
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
Jumlah <i>Course</i>	: 5
Tinggi Puncak <i>Head</i>	: 266,7982 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Tinggi Total Tangki	: 15,9206 m
Harga	: Rp 2.144.221.579,15

f. *Accumulator* (ACC-01)Tabel 3. 7 Spesifikasi *Accumulator* (ACC-01)

Spesifikasi Umum <i>Accumulator</i> (ACC-01)	
Fungsi	: Menampung keluaran kondensor pada MD
Jenis	: <i>Horizontal cylinder</i>
Bahan	: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 123°C
Tekanan	: 2,18 atm

Tabel 3.7..(Lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Accumulator</i> (ACC-01)	
Spesifikasi:	
Diameter	: 0,6694 m
Panjang	: 1,3889 m
Tebal	: 0,1875 in
Harga	: Rp 41.388.092,84

3.3.2 Unit Transportasi Bahan

a. Pompa

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	P-01	P-02	P-03
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki Penyimpanan N Butanol untuk diumpankan ke <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan keluaran <i>Mixer</i> (M-01) untuk dipompakan ke reaktor(R-01)	Mengalirkan keluaran H2SO4 untuk diumpankan ke <i>Mixer</i> (M-01)
Kondisi Operasi:			
Kapasitas	7,9691 m ³ /jam	10,6283 m ³ /jam	0,0355 m ³ /jam

Tabel 3.8...(Lanjutan)

Parameter	P-01	P-02	P-03
Pump Head	24,0027 m	10,0973 m	10,3235 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>
	<i>Impellers</i>	<i>Impellers</i>	<i>Impellers</i>
Dimensi:			
Flow Area	4,7900 in ³	4,7900 in ³	0,1040 in ³
OD	2,8800 in	2,8800 in	0,5400 in
ID	2,4690 in	2,4690 in	0,3640 in
IPS	2,5 in	2,5 in	0,25 in
No Sch	40	40	40
Power Motor	2,7146 hP	1,6679 hP	0,0173 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>Tipe 316</i>	<i>Tipe 316</i>	<i>Tipe 316</i>
Harga	Rp 499.840.813,55	Rp 499.840.813,55	Rp 366.125.436,68

Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	P-04	P-05	P-06
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Tangki Penyimpanan NaOH untuk diumpankan ke <i>Netralizer</i> (N-01)	Mengalirkan keluaran reaktor (R-01) untuk dipompakan ke <i>Netralizer</i> (N-01)	Mengalirkan keluaran netralizer (N-01) untuk dipompa dekanter (DC-01)
Kondisi Operasi:			
Kapasitas	7,9691 m ³ /jam	10,6283 m ³ /jam	0,0355 m ³ /jam
Pump Head	24,0027 m	10,0973 m	10,3235 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump Radial Flow Impellers</i>	<i>Centrifugal Pump Mixed Flow Impellers</i>	<i>Centrifugal Pump Radial Flow Impellers</i>
Dimensi:			
Flow Area	4,7900 in ³	4,7900 in ³	0,1040 in ³
OD	2,8800 in	2,8800 in	0,5400 in
ID	2,4690 in	2,4690 in	0,3640 in
IPS	2,5 in	2,5 in	0,25 in
No Sch	40	40	40

Tabel 3.9...(Lanjutan)

Parameter	P-04	P-05	P-06
Power Motor	2,7146 hP	1,6679 hP	0,0173 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</i>
	<i>Tipe 316</i>	<i>Tipe 316</i>	<i>11 Tipe 316</i>
Harga	Rp 383.635.783	Rp 499.840.813	Rp 499.840.813

Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	P-07	P-08	P-09
Spesifikasi	Pompa	Pompa	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran dekanter (DC- 01) untuk dipompa ke MD	Mengalirkan keluaran Akumulator untuk dialirkan menuju UPL	Mengalirkan keluaran reboiler (RB-01) untuk dipompa ke tangki Produk
Kondisi Operasi:			
Kapasitas	9,5104 m ³ /jam	7,3987 m ³ /jam	11,3960 m ³ /jam
Pump head	24,0027 m	10,0973 m	16,0404 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C

Tabel 3.10...(Lanjutan)

Parameter	P-07	P-08	P-09
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump Mixed Flow Impellers</i>	<i>Centrifugal Pump Radial Flow Impellers</i>
Dimensi:			
<i>Flow Area</i>	4,7900 in ³	4,7900 in ³	3,3500 in ³
OD	2,8800 in	1,9000 in	2,3800 in
ID	2,4690 in	1,6100 in	2,0670 in
IPS	2,5 in	1,5 in	2 in
No Sch	40	40	40
Power Motor	2,7146 hP	0,0296 hP	1,8260 hP
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Konstruksi	<i>SA 167 Grade</i> <i>11 Tipe 316</i>	<i>SA 167 Grade</i> <i>11 Tipe 316</i>	<i>SA 167 Grade</i> <i>11 Tipe 316</i>
Harga	Rp 499.840.813	Rp 466.411.969,33	Rp 499.840.813

b. *Screw Conveyor* (SC-01)Tabel 3. 11 Spesifikasi *Screw Conveyor* (SC-01)

Spesifikasi Umum <i>Screw Conveyor</i> (SC-01)	
Kode	: SC- 01
Fungsi	: Mengangkut produk dari S-01 menuju M-01
Jumlah	: 1
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>High Alloy Steel SA-167 grade 3 type 304</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Panjang	: 45 ft
Diameter <i>Flight</i>	: 9 in
Diameter <i>Shaft</i>	: 2 in
Diameter <i>Feed Section</i>	: 6 in
Kecepatan	: 0,5 hP
Harga	: Rp 114.613.180,18

3.3.3 Unit Reaksi

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 12 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan $C_8H_4O_3$ dengan $C_4H_{10}O$ dengan katalis H_2SO_4 Untuk menghasilkan $C_{16}H_{22}O_4$ dan H_2O
Jenis	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 100° C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: 1,3889 m
Spesifikasi:	: 0,1875 in
Diameter (ID) Shell	: 4,6949 m
Tebal Shell	: 1 in

Tabel 3.12..(lanjutan)

Spesifikasi Umum Reaktor (R-01)	
Jenis Head	: <i>Flanged & standard dished head</i>
Tebal Head	: 0,313 in
Volume Reaktor	: 81,2852 m ³
Tipe pengaduk	: <i>Flat Six Blade Turbines with Disk Impellers</i>
Diameter pengaduk	: 1,5650 m
Kecepatan pengaduk	: 320 rpm
Power/ tenaga pengadukan	: 150 hP
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2660 m
Jenis <i>Vessel</i>	: Jaket
Mode transfer panas:	
- UD	: 1,3889 m
- Luas transfer area	: 0,1875 in
- Tebal jaket	: 0,875 in
Tinggi Total	: 6,6553 m
Harga	: Rp 598.535.496,48

b. *Netralizer* (N-01)Tabel 3. 13 Spesifikasi *Netralizer* (N-01)

Spesifikasi Umum <i>Netralizer</i> (N-01)	
Kode	: N-01
Fungsi	: Menetralkan H_2SO_4 sebagai katalisator di reaktor, dengan NaOH sehingga diperoleh Na_2SO_4
Jenis	: Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Bahan	: <i>Stainless Steel SaA 167 tipe 3116</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 70 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
OD <i>Shell</i>	: 78 in
ID <i>Shell</i>	: 77,625 in
Tinggi <i>Shell</i>	: 2,9575 m
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in

Tabel 3.13..(lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Netralizer</i> (N-01)	
<i>Depth Of Dish</i> (b)	: 0,3074 m
Tinggi Head (OA)	: 0,4117 m
Jenis pengaduk	: <i>Flat Six Blade Turbines with Disk Impellers</i>
Diameter pengaduk	: 1,5650 m
Panjang <i>blade</i>	: 320 rpm
Lebar <i>blade</i>	: 150 hP
Tinggi cairan	: 4 buah
Daya motor	: 0,2660 m
Kecepatan putar	: 5,4387 rps
Mode transfer panas:	
- UD	: 1,3889 m
- Luas transfer area	: 0,1875 in
Tinggi Total	: 3,7809 m
Harga	: Rp 1.591.849,72

c. *Mixer* (MT-01)Tabel 3. 14 Spesifikasi *Mixer* (M-01)

Spesifikasi Umum <i>Mixer</i> (M-01)	
Kode	: M-01
Fungsi	: Melarutkan Campuran Anhidrida Ftalat (C ₈ H ₄ O ₃) dan N butanol
Jenis	: Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Bahan	: <i>Stainless Steel SaA 167 tipe 3116</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi:	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 2,2428 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
Tinggi <i>Shell</i>	: 2,9575 m
Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Pengaduk	: Turbin 6 <i>blades</i>
Diameter Pengaduk	: 0,0672 m
Daya Motor	: 0,104 hP
Harga	: Rp 1.552.053.481,57

3.3.4 Unit Pemisahan

a. Dekanter

Tabel 3. 15 Spesifikasi Dekanter (DC-01)

Spesifikasi Umum Dekanter (DC-01)	
Kode	: DC-01
Fungsi	: Tempat terjadinya pemisahan berdasarkan densitas produk dan hasil samping dari <i>netralizer</i>
Jenis	: Silinder Horizontal dengan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Jumlah	: 1
Kondisi Operasi:	: 1 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi:	
Diameter <i>Shell</i>	: 0,9557 m
Tebal <i>Shell</i> dan <i>Head</i>	: 0,1875 m
Panjang <i>Shell</i>	: 3,2148 m
Tinggi <i>Head</i>	: 0,1693 m
Harga	: Rp 482.330.466,58

b. Menara Distilasi

Tabel 3. 16 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)	
Kode	: MD- 01
Fungsi	: Memurnikan produk Dibutil Ftalat
Jenis	: <i>Sieve Tray Distillation Tower</i>
Bahan	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Jumlah	: 1
Kondisi Operasi:	
a. Umpan	
Suhu	: 170 °C
Tekanan	: 2,35 atm
b. Distilat	
Suhu	: 121, 0927 °C
Tekanan	: 2,18 atm
c. <i>Bottom</i>	
Suhu	: 379,3212 °C
Tekanan	: 2,52 atm
Spesifikasi:	

Tabel 3.16..(lanjutan)

Spesifikasi Umum Menara Distilasi (MD-01)	
<i>Shell</i>	
a. Diameter	: 1,1898 m
b. Tinggi	: 16,699 m
c. Tebal	: 0,1875 in
<i>Head</i>	
a. Tinggi	: 10,0877 in
b. Tebal	: 0,1875 in
Untuk tipe <i>tray</i>	
a. Jenis <i>tray</i>	: <i>Sieve</i>
b. <i>Hole pitch</i>	: 5 mm
c. Jumlah <i>plate actual</i>	: 33 buah
d. Diameter <i>tray</i>	: 1,1898 m
e. Diameter <i>hole</i>	: 0,005 m
f. <i>Tray thickness</i>	: 0,003 m
g. <i>Tray spacing</i>	: 0,45 m
h. Jumlah lubang	: 4303,35288 buah
Harga	: Rp 867.558.099,95

3.3.5 Unit Penukar Panas

a. Heater (HE-01)

Tabel 3. 17 Spesifikasi *Heater* (HE-01)

Spesifikasi Umum <i>Heater</i> (HE-01)		
Fungsi	: Menaikkan temperatur keluran <i>Mixer</i> (M-01) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 30°C	380°C
Suhu keluar	: 100°C	380°C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
Hairpin	: 45 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 9,7127 ft ²	3304,70 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,001135 psi	0,00006 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

b. *Heater* (HE-02)Tabel 3. 18 Spesifikasi *Heater* (HE-02)

Spesifikasi Umum <i>Heater</i> (HE-02)		
Fungsi	: Meningkatkan temperatur H ₂ SO ₄ untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 30 °C	380 °C
Suhu keluar	: 100 °C	380 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	4,5 in
A	: 0,0450 ft ²	73,36 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,00000 psi	0,000000 psi
Rd	: 7,9746 Btu/jam.ft ² . °F	

c. *Cooler* (CL-01)Tabel 3. 19 Spesifikasi *Cooler* (CL-01)

Spesifikasi Umum <i>Cooler</i> (CL-01)		
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran dari reaktor (R-01) sebelum masuk ke netralizer (N-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
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
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 19 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 57,9332 ft ²	1375,0974 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,000426 psi	0,000000 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

d. *Heater* (HE-03)Tabel 3. 20 Spesifikasi *Heater* (HE-03)

Spesifikasi Umum <i>Heater</i> (HE-03)		
Fungsi	: Meningkatkan temperatur NaOH untuk diumpankan ke <i>Netralizer</i> (N-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 30 °C	380 °C
Suhu keluar	: 70 °C	380 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 1 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 0,0802 ft ²	27,6729 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0000000 psi	0,0000000 psi
Rd	: 2,8493 Btu/jam.ft ² . °F	

e. *Cooler* (CL-02)Tabel 3. 21 Spesifikasi *Cooler* (CL-02)

Spesifikasi Umum <i>Cooler</i> (CL-02)		
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran dari <i>netralizer</i> (N-01) sebelum masuk ke dekanter (DC-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 70 °C	25 °C
Suhu keluar	: 30 °C	40 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 30 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 109,9078 ft ²	2252,8170 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,000796 psi	0,000000 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

f. *Heater* (HE-04)Tabel 3. 22 Spesifikasi *Heater* (HE-04)

Spesifikasi Umum <i>Heater</i> (HE-04)		
Fungsi	: Menaikkan temperatur keluaran Dekanter (DC-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 30 °C	380 °C
Suhu keluar	: 170 °C	380 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20	
<i>Hairpin</i>	: 99 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 21,3849 ft ²	7261,45 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,001819 psi	0,0003375 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

g. *Cooler* (CL-03)Tabel 3. 23 Spesifikasi *Cooler* (CL-03)

Spesifikasi Umum <i>Cooler</i> (CL-03)		
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran dari Menara Distilasi (MD-01) sebelum masuk ke Tangki dibutil ftalat	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 379 °C	35 °C
Suhu keluar	: 30 °C	40 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20	
<i>Hairpin</i>	: 30 buah	
ID	: 4,026 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 159,6351 ft ²	3375,0769 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,000308 psi	0,0000000 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

h. *Cooler* (CL-04)Tabel 3. 24 Spesifikasi *Cooler* (CL-04)

Spesifikasi Umum <i>Cooler</i> (CL-04)		
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran dari Menara Distilasi (MD-01) sebelum masuk ke Tangki dibutil ftalat	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 150 °C	25 °C
Suhu keluar	: 30 °C	30 °C
Tekanan	: 1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20	
<i>Hairpin</i>	: 30 buah	
ID	: 4,03 in	3,07 in
OD	: 4,5 in	3,5 in
A	: 76,09 ft ²	2.608,75 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,000 psi	0,000 psi
Rd	: 0,0025 Btu/jam.ft ² . °F	

i. *Condensor* (CD-01)Tabel 3. 25 Spesifikasi *Condensor* (CD-01)

Spesifikasi Umum <i>Condensor</i> (CD-01)		
Fungsi	: Untuk Mengembunkan uap (hasil atas) menjadi <i>liquid</i> dari MD-01	
Jenis	: <i>Shell and Tube Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 123 °C	25 °C
Suhu keluar	: 123 °C	50 °C
Tekanan	: 2,18 atm	2,18 atm
Spesifikasi:		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang	24 ft	
<i>Passes</i>	: 4 <i>passes</i>	
ID	: 12 in	0,9020 in
OD	: 11 in	1 in
A	: 1216,6081 ft ²	6308,333 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0000021 psi	0,0704 psi
Rd	: 0,1037 Btu/jam.ft ² . °F	

j. *Reboiler* (RB-01)Tabel 3. 26 Spesifikasi *Reboiler* (RB-01)

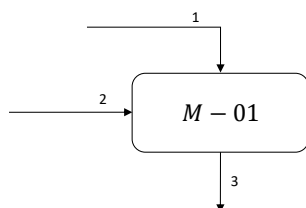
Spesifikasi Umum <i>Reboiler</i> (RB-01)		
Fungsi	: Menaikkan temperatur $C_4H_{10}O$ untuk diumpankan ke M-01	
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	: <i>Stainless Stell SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi Operasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu masuk	: 170 °C	380 °C
Suhu keluar	: 379 °C	380 °C
Tekanan	: 2,35 atm	2,35 atm
Spesifikasi:		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	: 20 ft	
<i>Hairpin</i>	: 45 buah	
ID	: 3,0680 in	2,0670 in
OD	: 3,5 in	2,3800 in
A	: 109,2722 ft ²	49,947 ft ²
<i>Pressure Drop</i>	: 9,7715 psi	0,000880 psi
Rd	: 0,0196 Btu/jam.ft ² . °F	

3.4 Neraca Massa

Produk	: Dibutil Ftalat
Kapasitas Produksi	: 50.000 ton/tahun
Waktu Operasi per Tahun	: 330 hari
Waktu Operasi per Hari	: 24 jam
Kapasitas Produksi DBP	: 50.000 ton/ tahun = 6313,13 kg/jam

Tabel 3. 27 Data Komponen

No.	Komponen	Rumus Kimia	BM	Kelarutan dalam air
1	Ftalat Anhidrida (PA)	$C_8H_4O_3$	148	0.62 gr/100 gr
2	n-Butanol	$C_4H_{10}O$	74	68 gr/L
3	Air	H_2O	18	Larut
4	Asam Sulfat	H_2SO_4	98	Larut
5	Natrium Hidroksida	$NaOH$	40	Larut
6	Natrium Sulfat	Na_2SO_4	142	Larut
7	Monobutil Ftalat (MBP)	$C_{12}H_{14}O_4$	222	450 mg/L
8	Dibutil Ftalat (DBP)	$C_{16}H_{22}O_4$	278	13 mg/L
9	<i>Maleic Anhydride</i> (MAN)	$C_4H_2O_3$	98	7.9 gr/L

a. Neraca Massa pada *Mixer* (M-01)

Fungsi : Mencampurkan Ftalat Anhidrida dan N-Butanol

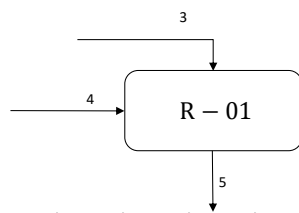
Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Tabel 3. 28 Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)		<i>Output</i> (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₈ H ₄ O ₃	3.499,30		3.499,30
C ₄ H ₁₀ O		5.248,95	5.248,95
C ₄ H ₂ O ₃	0,35		0,35
H ₂ O		107,12	107,12
Subtotal	3.499,65	5.356,07	8.855,72
Total	8.855,71		8.855,71

b. Neraca Massa pada Reaktor (R-01)



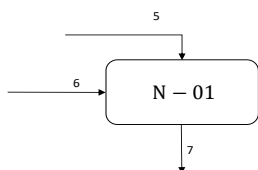
Fungsi : Merekasikan ftalat anhidrida dan N- Butanol

Kondisi operasi : Suhu = 100°C

Tekanan = 1 atm

Tabel 3. 29 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	REAKTOR		Output (kg/jam)
	Input (kg/jam)		
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₈ H ₄ O ₃	3.499,30		55,99
C ₄ H ₁₀ O	5.248,95		1.812,52
C ₄ H ₂ O ₃	0,35		0,35
H ₂ O	107,12	1,07	525,30
H ₂ SO ₄		52,49	52,49
C ₁₆ H ₂₂ O ₄			6.441,97
C ₁₂ H ₁₄ O ₄			20,66
Subtotal	8.855,72	53,56	8.909,28
Total	8.909,28		8.909,28

c. Neraca Massa pada *Netralizer* (N-01)

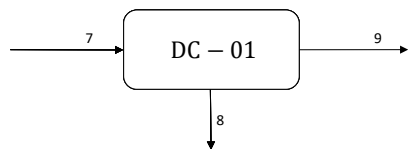
Fungsi : Menetralkan H_2SO_4 dengan mereaksikannya dengan
 NAOH

Kondisi operasi : Suhu = 70°C
 Tekanan = 1 atm

Tabel 3. 30 Neraca Massa *Netralizer* (N-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>		<i>Output (kg/jam)</i>
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$\text{C}_8\text{H}_4\text{O}_3$	55,99		55,99
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	1.812,52		1.812,52
$\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$	0,35		0,35
H_2O	525,30	46,42	591,00
H_2SO_4	52,49		
$\text{C}_{16}\text{H}_{22}\text{O}_4$	6.441,97		6.441,97
$\text{C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_4$	20,66		20,66
NaOH		42,85	
Na_2SO_4			76,06
Subtotal	8.909,28	89,27	8.997,98
Total	8.998,54		8.998,54

d. Neraca Massa pada Dekanter (DC-01)



Fungsi : Memisahkan fraksi ringan dan fraksi berat berdasar kelarutan dan massa jenis

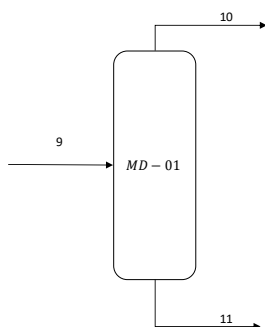
Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Tabel 3. 31 Neraca Massa Dekanter (DC-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 8	Arus 9
C ₈ H ₄ O ₃	55,99	52,32		3,66
C ₄ H ₁₀ O	1.812,52			1.812,52
C ₄ H ₂ O ₃	0,35	0,35		
H ₂ O	590,99			590,99
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	6.441,97			6.441,97
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	20,66	20,39		0,27
Na ₂ SO ₄	76,06	75,94		0,12
Subtotal	8.997,98	149,01		8.849,54
Total	8.998,54			8.998,54

e. Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01)



Fungsi : Memisahkan campuran sampai kemurnian produk 99%

Kondisi operasi : Suhu = 170°C

Tekanan = 2,35 atm

Tabel 3. 32 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

MENARA DISTILASI

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10 (Distilat)	Arus 11 (Bottom)	
C ₈ H ₄ O ₃	3,66	3,66		
C ₄ H ₁₀ O	1.812,52	1.812,52		
H ₂ O	590,99			
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	6.441,97	128,84	6.313,13	
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	0,27	0,26	0,01	
Subtotal	8.849,42	2.536,29	6.313,13	
Total	8.849,42			8.849,42

3.5 Neraca Panas

a. Mixer (M-01)

Tabel 3. 33 Neraca Panas *Mixer* (MT-01)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	25.669,00	25.669,00
C ₄ H ₂ O ₃	0,26	0,26
C ₄ H ₁₀ O	56.912,11	56.912,11
H ₂ O	2.246,45	2.246,45
Total	84.827,82	84.827,82

b. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 34 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	25.669,00	6.523,69
C ₄ H ₁₀ O	0,26	216.449,63
C ₄ H ₂ O ₃	56.912,11	42,00
H ₂ O	2.608,86	74.095,72
H ₂ SO ₄	5,445,22	5.820,95
C ₁₂ H ₁₄ O ₄		8.195,90
C ₁₆ H ₂₂ O ₄		885.838,82
Q Pendingin	2.211.485,59	
Panas Reaksi		1.105.154,33
Total	2.302.121,04	2.302.121,04

c. *Netralizer* (N-01)Tabel 3. 35 Neraca Panas *Netralizer* (N-01)

Komponen	<i>Q input</i> (kJ/jam)	<i>Q output</i> (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	3.828,11	3.828,11
C ₄ H ₁₀ O	180.413,88	180.413,88
C ₄ H ₂ O ₃	24,74	24,75
H ₂ O	98.782,89	111.138,05
H ₂ SO ₄	3.448,50	
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	4.599,11	4.599,11
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	52.4258,89	524.258,89
NaOH	4.196,23	
Na ₂ SO ₄		5.480,91
Q Pendingin		155,06
Panas Reaksi	10.346,41	
Total	829.898,78	829.898,78

d. Dekanter (DC-01)

Tabel 3. 36 Neraca Panas Dekanter (DC-01)

Komponen	<i>Q input</i> (kJ/jam)	<i>Q output distilat</i> (kJ/jam)	<i>Q output bawah</i> (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	410,70	26,88	383,83
C ₄ H ₁₀ O	1.9652,44	1.340,39	18.312,05
C ₄ H ₂ O ₃	2,68	2,68	
H ₂ O	12.393,89	12.393,89	
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	466,78	6,04	460,74
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	57.177,32	0,07	57.177,3189
Na ₂ SO ₄	610,42	610,42	
Q pendingin		81.562,27	19.608,69
Panas Reaksi	5.228,40		
Total	95.942,62	95.942,62	95.942,62

e. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 37 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output distilat (kJ/jam)	Q output bawah (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	12.300,28	7.921,52	
C ₄ H ₁₀ O	578.268,54	369.882,13	
H ₂ O			
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	5.361,89	3.399,98	300,22
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	1.770.214,34	22.923,73	4.833.826,94
Q pendingin		1.574.816,79	
Panas Reaksi	4.446.926,26		
Total	6.813.071,31	6.813.071,31	6.813.071,31

f. Heater (HE-01)

Tabel 3. 38 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	25.669,00	382.061,49
C ₄ H ₁₀ O	56.912,11	828.657,56
C ₄ H ₂ O ₃	2,68	39,32
H ₂ O	2.246,45	31.334,23
Q _{steam}	1.157.262,37	
Total	1.242.092,61	1.242.092,61

g. Heater (HE-02)

Tabel 3. 39 Neraca Panas Heater (HE-02)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	375,73	5.445,22
H ₂ O	22,46	362,41
Q _{steam}	5.409,43	
Total	5.807,63	5.807,63

h. *Cooler* (CL-01)Tabel 3. 40 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	6.523,69	3.828,11
C ₄ H ₁₀ O	305.797,84	180.413,88
C ₄ H ₂ O ₃	42,00	24,75
H ₂ O	164.671,87	98.782,89
H ₂ SO ₄	5.820,95	3.448,50
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	8.195,90	4.599,11
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	885.838,82	524.258,89
Qpendingin		561.534,93
Total	1376891,0664	1376891,0664

i. *Heater* (HE-03)Tabel 3. 41 Neraca Panas *Heater* (HE-03)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
NaOH	466,57	3.729,66
H ₂ O	973,46	7.755,73
Q _{steam}	10.045,36	
Total	11.485,39	11.485,39

j. *Cooler* (CL-02)Tabel 3. 42 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	3,828,11	410,70
C ₄ H ₁₀ O	180.413,88	19652,44
C ₄ H ₂ O ₃	24,75	2,68
H ₂ O	111.138,05	12393,89
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	4.599,11	466,78
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	524.258,89	57177,32
Na ₂ SO ₄	5.480,92	610,42
Qpendingin		739029,50
Total	829.743,71	829743,71

k. *Heater* (HE-04)Tabel 3. 43 Neraca Panas *Heater* (HE-04)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	383,83	11.916,23
C ₄ H ₁₀ O	18.312,05	559.978,88
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	460,74	17.764,07
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	57.177,25	1.712.756,70
Q _{steam}	2.226.082,02	
Total	2.302.415,89	2.302.415,89

l. *Cooler* (CL-03)Tabel 3. 44 Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	300,22	300,93
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	4.833.826,94	1.480.912,44
Q _{pengembunan}		2.373,49
Q _{Pendingin}		4.775.949,91
Total	4.834.127,15	4.834.127,15

m. *Cooler* (CL-04)Tabel 3. 45 Neraca Panas *Cooler* (CL-04)

Komponen	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	300,93	9,21
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	1.480.912,44	56,033,71
Q _{pengembunan}		6.288,30
Q _{Pendingin}		1.418.882,15
Total	1.481.213,37	1.481.213,37

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik akan mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan penentuan kelangsungan produksi. Penentuan dan pemilihan lokasi pembangunan pabrik yang ideal dilihat baik dari aspek teknik seperti letak pusat industri, fasilitas pendukung yang tersedia (air, utilitas, transportasi dll) maupun aspek non teknis (ekonomi, sosial dan hukum). Terdapat faktor primer dan sekunder dalam penentuan lokasi pabrik. Atas pertimbangan tersebut, perancangan pabrik dibutil ftalat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun akan direncanakan didirikan di kabupaten Gresik, Jawa Timur. Seperti yang dapat dilihat pada gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Dibutil Ftalat beserta faktor pertimbangan dalam pemilihan lokasi tersebut.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Dibutil Ftalat

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Faktor yang sangat penting untuk berdirinya suatu pabrik yaitu ketersediaan bahan baku dan juga untuk mengurangi biaya transportasi, kemudahan akses untuk mendapatkan bahan baku harus diperhatikan. Ketersediaan bahan baku dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 1 Ketersediaan Bahan Baku

No	Bahan Baku	Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Anhidrida Ftalat	PT. Petrowidada	70.000
2.	n-Butanol	PT. Petro Oxo Nusantara	100.000
3.	NaOH	PT. Tjiwi Kimia Sidoarjo	20.000
4.	Asam Sulfat	PT. Petrokimia Gresik, Gresik	1.170.000

b. Daerah Pemasaran

Produk dibutil ftalat akan sangat menguntungkan jika pemilihan lokasi didirikan di suatu Kawasan industri yang membutuhkan dibutil ftalat karena produk tersebut diutamakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri seperti industri plastik (PVC, kabel listrik, pipa, kabel telepon, sol sepatu dan sebagainya). Pendirian pabrik di daerah Gresik sangat tepat didirikan karena Gresik merupakan lokasi yang prospektif dalam pemasaran produk yang berada relatif dekat dengan Kawasan industri besar seperti Cilegon, Cikampek dan Banten, serta lokasi yang tidak jauh dari pelabuhan, menguntungkan untuk perjalanan transportasi.

c. Transportasi

Lokasi pabrik haruslah didukung dengan infrastruktur transportasi yang baik dengan melalui jalur darat maupun laut yang memudahkan proses transportasi bahan baku dan produk. Oleh karena itu fasilitas jalan raya, rel kereta api, pelabuhan sangat diperlukan. Dari segi 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. Untuk transportasi udara berdekatan dengan bandara Juanda, Sidoarjo, Jawa Timur. Gresik juga merupakan lokasi yang berdekatan dengan dua pelabuhan yaitu pelabuhan Gresik yang berada di Gresik dan Tanjung Perak yang berada di Surabaya.

d. Utilitas

Dalam pengoperasian suatu pabrik, ketersediaan energi, air dan utilitas sangat penting. Pabrik membutuhkan air, *steam*, listrik dan kebutuhan utilitas lainnya untuk keperluan rumah tangga pabrik. Oleh karena itu, lokasi pabrik hendaknya berdekatan dengan sumber air seperti sungai, waduk, atau laut sehingga ketersediaan air terjamin. Sumber energi terutama energi listrik dapat dipenuhi dengan instalasi kabel listrik bekerjasama dengan Perusahaan Listrik Negara (PLN), karena untuk menghindari pemberhentian proses akibat gangguan transmisi aliran listrik PT.PLN maka pabrik memiliki generator cadangan.

e. Kondisi Geografis dan Sosial

Lokasi pabrik baiknya didirikan didaerah yang relatif aman dari bencana alam seperti gempa bumi, longsor. Lokasi pendirian juga sebaiknya memperhatikan kondisi sosial masyarakat di sekitar produksi. Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik dan dukungan dari masyarakat sekitar sangat membantu perkembangan suatu pabrik.

f. Ketenagakerjaan

Tenaga kerja berkualitas dengan keterampilan dan pendidikan yang memumpuni merupakan suatu hal yang penting agar proses dari sisi bisnis dan teknis pabrik berjalan dengan baik. Maka dipilih lokasi yang sanggup memenuhi spesifikasi tersebut agar jalannya produksi lancar. 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. 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, 84 dan energi. Hal ini tentu saja memudahkan perizinan untuk mendirikan pabrik.

b. Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik turut mempertimbangan rencana perluasan area pabrik jangka Panjang. Hal tersebut dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk yang menuntut adanya peningkatan kapasitas pabrik yang membutuhkan perluasan lahan

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Masyarakat sekitar diperkirakan mendukung pendirian pabrik dibutit ftalat ini karena dapat membantu meningkatkan perekonomian sekitar.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata Letak pabrik harus dirancang untuk mendukung efisiensi proses produksi pabrik agar berjalan secara optimal. Keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dalam bekerja juga dipertimbangkan. Tata letak pabrik terdiri atas tempat perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, unit

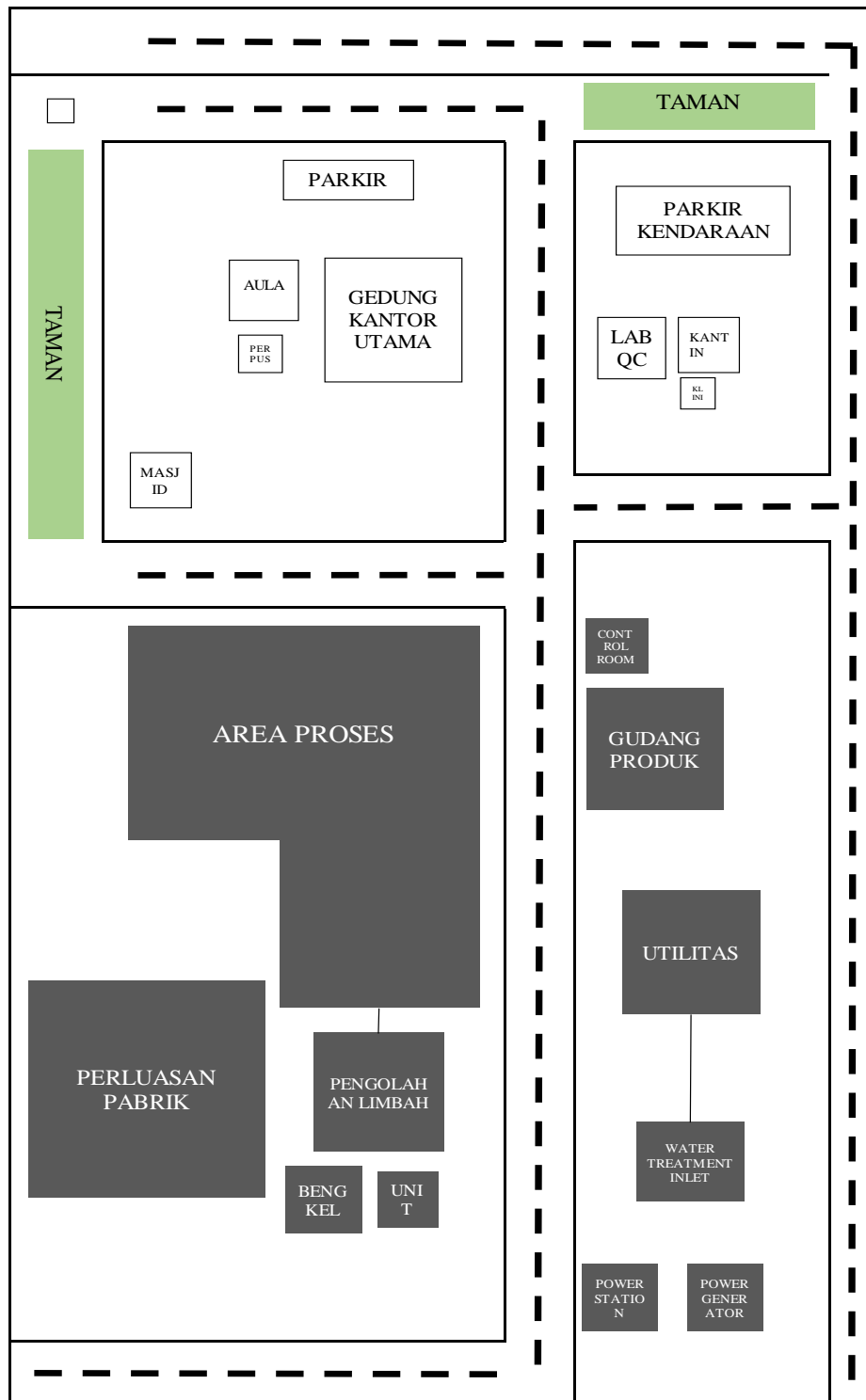
pendukung proses, fasilitas kegiatan internal dan eksternal pabrik. Penataan letak pabrik mempertimbangkan faktor- faktor berikut:

- a. Urutan proses produksi
- b. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik dan bahan baku
- c. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja
- d. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- e. Pemeliharaan dan perbaikan
- f. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- g. Masalah pembuangan limbah cair
- h. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- 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.

Skala 1: 1000

Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1: 1000 (*Plant Layout*)

Keterangan:

Pos Keamanan	: 36 m ²
Gedung Kantor Utama	: 1000 m ²
Kantin	: 200 m ²
Laboratorium	: 250 m ²
Unit Pemadam Kebakaran	: 200 m ²
Gudang Produk	: 1000 m ²
Bengkel	: 300 m ²
CCR (Ruang kontrol)	: 200 m ²
Masjid	: 200 m ²
Poliklinik	: 60 m ²
Aula	: 250 m ²
Perpustakaan	: 100 m ²
Lapangan Parkir Karyawan	: 300 m ²
Lapangan Parkir Kendaraan Besar	: 700 m ²
Unit Proses	: 3000 m ²
Unit Utilitas	: 1000 m ²
Unit Pengolahan Limbah	: 900 m ²
Jalan dan Taman	: 3000 m ²

Daerah Perluasan Pabrik	: 5.200 m ²
<i>Power Station</i>	: 300 m ²
<i>Power Generator</i>	: 300 m ²
<i>Water Treatment Inlet</i>	: 500 m ²
Total Luas	: ± 20.000 m ²

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

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak proses untuk mendapatkan keuntungan dari segi efisiensi biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Peralatan proses yang dirancang sesuai dengan alur proses dapat memberikan keuntungan pada aspek ekonomi dan menunjang kelancaran serta keamanan produksi.

2. Aliran udara

Sirkulasi udara yang lancar sangat penting untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja.

3. Lalu lintas manusia dan kendaraan

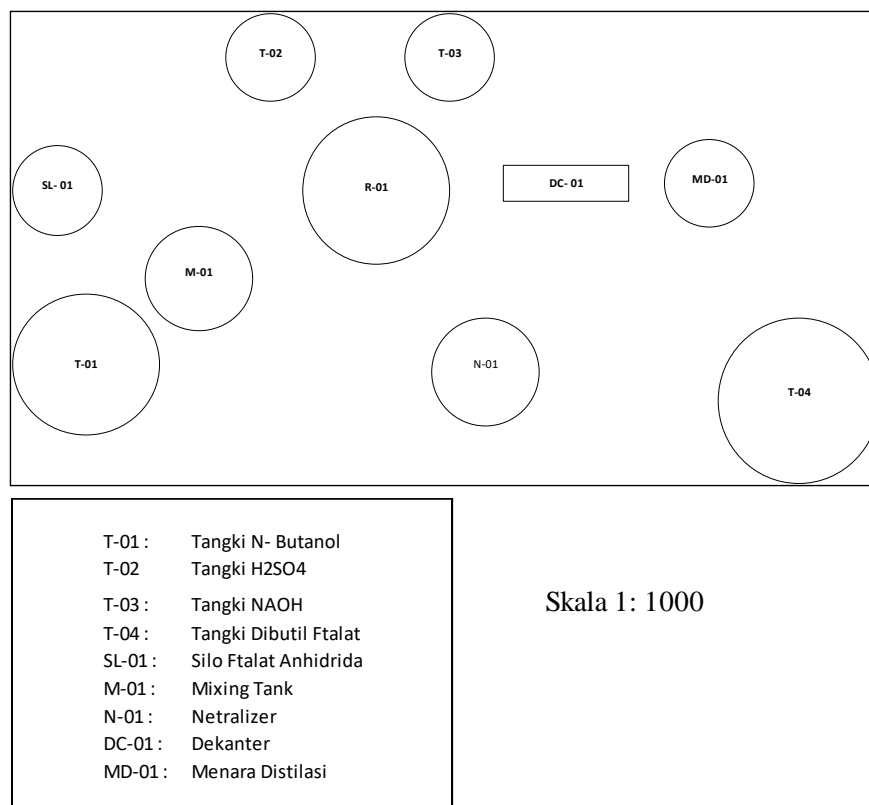
Perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugas perlu diprioritaskan.

4. Jarak antar alat proses

Alat pada proses harus diperhatikan jarak pada setiap alat terutama alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi dan alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain

5. Pertimbangan ekonomi

Tata letak alat proses yang disusun dengan optimum diharapkan dapat meminimalisir pengeluaran biaya operasi dan dapat menguntungkan secara ekonomi, tetapi tetap mengutamakan aspek keamanan dan keselamatan pekerja



Gambar 4. 3 *Layout* Tata Letak Mesin Skala 1:1000

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang terorganisasi dan dioperasikan untuk menyediakan barang atau jasa bagi masyarakat dengan tujuan memperoleh keuntungan. Manajemen, bentuk dan struktur perusahaan merupakan elemen penting dalam pendirian suatu perusahaan. Arah dan tujuan yang akan dicapai dalam suatu perusahaan sangat bergantung pada manajemen, dan struktur perusahaan. Pabrik dibutil ftalat pada pra rancangan ini akan memiliki bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas yaitu suatu bentuk perusahaan yang modal pendiriannya didapatkan dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham lebih. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

- a. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan struktural perusahaan.
- b. Mudah mendapatkan modal melalui penjualan surat berharga perusahaan (saham).
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan

- d. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, dimana pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jaarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
- e. Lapangan usaha lebih luas karena suatu PT dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dapat memperluas usahanya.
- f. Mudah mendapat kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada
- g. Mudah untuk memindahkan hak milik dengan menjual saham kepada orang lain.

4.4.2 Struktur Organisasi

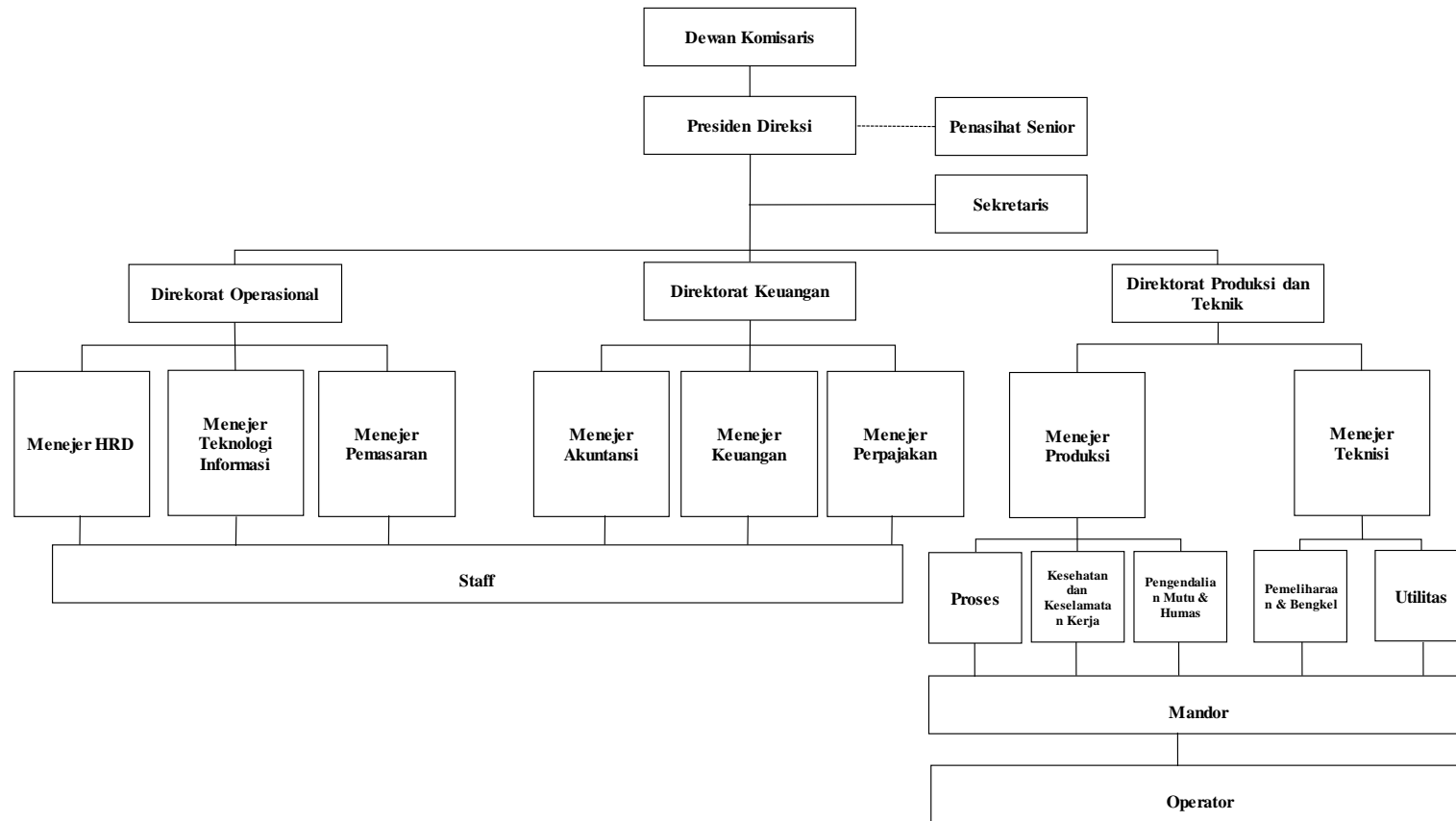
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi pada perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan karena kelancaran perusahaan berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalamnya. Organisasi perusahaan dibuat untuk memperjelas garis komando, sistem kerja, pembagian tugas, wewenang dan tanggung jawab, sehingga tujuan perusahaan dapat dirumuskan dan dicapai dengan maksimal. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik, perlu diperhatikan beberapa hal, antara lain:

- a. Perumusan tujuan
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian kerja
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem pengontrolan pada pekerjaan yang dilaksanakan
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut diperoleh organisasi yang baik yaitu bentuk *line* dan staff karena garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Segala sesuatu yang menyangkut perusahaan diputuskan bersama antara dewan komisaris dan dewan direksi. Menurut pembagian kerjanya seorang karyawan bertanggung jawab kepada atasannya. Ada dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem *line* dan staff ini, yaitu:

- a. Sistem staff, yaitu kelompok yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini bergungsi untuk memberikan saran kepada unit operasional.
- b. Sistem garis atau *line*, yaitu kelompok yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Struktur organisasi yang digunakan dalam pabrik dibutil ftalat memiliki seorang direktur utama yang membawahi dan mengkoordinasi sekretaris dan direktur lainnya. Direktur keuangan bertanggung jawab untuk mengatur seluruh kegiatan operasional perusahaan. Sedangkan Direktur Produksi dan Teknik bertugas dalam seluruh kegiatan produksi di perusahaan serta segala bentuk pengembangan yang berkaitan dengan proses produksi.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah kelompok orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan dan jalannya operasi perusahaan. Para pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang berhak mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi
- c. Mengesahkan hasil – hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

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. Dewan Direksi

Dewan Direksi merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Dewan Direksi terdiri dari *President Director* atau Direktur Utama yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi *Director of Operations*, *Director of Finance* beserta *Director of Production & Technical*.

- *President Director*

Tugas- tugas *President Director* adalah sebagai berikut:

- a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi dan membuat keberlanjutan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan direktur dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- d. Mengkoordinasi *Director of Operations*, *Director of Finance* serta *Director of Production & Technical*.

- Direktorat Operasional

Tugas- tugas Direktorat Operasional adalah sebagai berikut:

- a. Bertanggung jawab kepada *President director* dalam bidang operasional perusahaan
 - b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan manager yang menjadi bawahannya (*Manager of Human Resource & General Affair, Manager of Information Technology serta Manager of Distribution & Purchasing*).
- Direktorat Keuangan

Tugas- tugas direktorat keuangan adalah sebagai berikut:

 - a. Bertanggung jawab kepada *President director* dalam bidang keuangan
 - b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan manager yang menjadi bawahannya (*Manager of Accounting, Manager of Finance serta Manager of Tax*)
 - Direktorat Produksi dan Teknik

Tugas- tugas direktorat produksi dan teknik adalah sebagai berikut:

 - a. Bertanggung jawab kepada *President Director* dalam bidang produksi dan teknik.
 - b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan manager yang menjadi bawahannya (*Manager of Production dan Manager of Technical*)

4. Sekretaris

Tugas dan wewenang dari sekretaris terdiri dari:

- Tugas Sekretaris untuk direksi
 - a. Menyiapkan agenda rapat
 - b. Menerima telepon untuk pimpinan
 - c. Membuat janji dengan klien
 - d. Menjadi notulen rapat
 - e. Perwakilan meeting dan menjadi relasi
- Tugas sekretaris untuk karyawan dan operasional kantor
 - a. Menerima surat
 - b. Melakukan koordinasi
 - c. Mengurus masalah bank
 - d. Melakukan koreksi

5. Penasihat Senior

Penasehat Senior (*Senior Advisor*) bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggungjawab kepada President director sesuai dengan bidangnya. Tugas dari *senior advisor* antara lain:

- a. Memberikan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan dan hukum kepada jajaran direksi (*President director, Director of Operations, Director of Finance serta Director of Production & Technical*).

- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik, operasional dan ekonomi perusahaan

6. Direktorat Produksi dan Teknik

Organisasi perusahaan di pabrik dibutil ftalat ini terdiri dari tiga bagian utama yaitu bagian produksi dan teknik, bagian operasional serta bagian keuangan. Pada bagian produksi dan teknik terdiri dari beberapa divisi diantaranya:

a. Manajer Produksi

Bertanggung jawab kepada *Director of Production & Technical* dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi serta mengkoordinir supervisor yang menjadi bawahannya. *Manager of production* membawahi *Supervisor QC and RnD; Supervisor HSE; dan Supervisor Process.*

- *Supervisor Laboratorium Quality Control (QC) and Research and Development (RnD)*

- a.) Mengkoordinir pengawasan beberapa area perusahaan misalnya dalam area warehouse, water treatment process (air untuk utilitas), dan waste water treatment process.
- b.) Mengkoordinir pengawasan mutu bahan baku dan bahan pembantu selama proses berlangsung, maupun hasil produksi yang dihasilkan.
- c.) Mengkoordinir analisa limbah ataupun hal yang berhubungan dengan buangan pabrik ke lingkungan.

- d.) Mengkoordinir pengawasan terhadap aktifitas penelitian dan pengembangan dalam rangka mengoptimalkan proses maupun produksi dalam perusahaan
- *Supervisor Health Safety Environment*
 - a.) Melakukan pengawasan terhadap jalannya proses demi menciptakan kondisi kerja yang nyaman dan aman bagi seluruh pekerja yang berada di lingkungan Pabrik.
 - b.) Memastikan unit pengolahan limbah berjalan dengan baik, dan mengambil sampel dan pemeriksaan berkala limbah buangan pabrik.
- *Supervisor Process*
 - a.) Mengkoordinir dalam mengawasi jalannya proses produksi.
 - b.) Mengambil tindakan yang dibutuhkan apabila ada permasalahan teknis alat proses selama produksi berlangsung
- b. Manajer Teknik

Bertanggung jawab kepada *Director of Production & Technical* dalam bidang pengadaan dan pemeliharaan peralatan proses dan utilitas. *Manager of Technical* membawahi *Supervisor Utility* dan *Supervisor Maintenance*.

 - *Supervisor Utility*
 - a.) Mengkoordinir dalam mengawasi pelaksanaan dan pengaturan sarana utilitas untuk kelancaran proses produksi dan memenuhi

semua kebutuhan proses (kebutuhan air, steam, listrik dan bahan bakar).

- *Supervisor Maintenance*

a.) Mengkoordinir dalam pemeliharaan dan perbaikan kerusakan peralatan pabrik.

b.) Mengkoordinir pengecekan dan pembersihan alat secara berkala.

c.) Mengkoordinir pemeliharaan semua mesin, peralatan listrik dan instrumentasi agar tetap dalam kondisi layak operasi.

7. Direktorat Operasional

Organisasi perusahaan di pabrik *dibutyl phthalate* ini terdiri dari tiga bagian utama yaitu bagian produksi dan teknik, bagian operasional serta bagian keuangan. Pada bagian operasional terdiri dari beberapa divisi diantaranya:

a. *Manager of Human Resource & General Affair*

Bertanggung jawab kepada *Director of Operations* dalam mengkoordinir pelatihan dan pengembangan karyawan perusahaan untuk meningkatkan kualitas dan kinerja karyawan, penyediaan kebutuhan karyawan perusahaan, pelayanan kebutuhan operasional perusahaan, perizinan terkait dengan aktivitas perusahaan serta menjaga hubungan baik dengan masyarakat di lingkungan sekitar. Selain itu, memiliki wewenang mengenai pengelolaan tenaga kerja

out sourcing. Manager of Human Resource & General Affair
membawahi Staff *Human Resource & General Affair*

b. *Manager of Distribution & Purchasing*

Bertanggung jawab kepada *Director of Operations* dalam mengkoordinir permasalahan distribusi dan pemasaran produk dan segala jenis pembelian dan pengadaan bahan baku, alat, atau jasa yang dibutuhkan perusahaan. *Manager of Distribution & Purchasing* membawahi Staff *Distribution & Purchasing*.

c. *Manager of Information Technology*

Bertanggung jawab kepada *Director of Operations* dalam mengkoordinir segala jenis urusan yang berhubungan dengan sistem aplikasi perusahaan baik online maupun offline yang ada didalam perusahaan. *Manager of Information Technology* membawahi Staff *Information Technology*.

8. Direktorat Keuangan

Organisasi perusahaan di pabrik dibutil ftalat ini terdiri dari tiga bagian utama yaitu bagian produksi dan teknik, bagian operasional serta bagian keuangan. Pada bagian keuangan terdiri dari beberapa divisi diantaranya:

a. Manajer Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktorat keuangan dalam mengkoordinir pencarian, pengelolaan, pengalokasian dana, dan

pembayaran di perusahaan. Manajer keuangan membawahi staff keuangan.

b. Manajer Akuntansi

Bertanggung jawab kepada direktorat keuangan dalam mengkoordinir pencatatan transaksi-transaksi pembayaran, pemrosesan dan pengelolaan laporan keuangan perusahaan. Manajer akuntansi membawahi staff akuntansi.

c. Manajer Perpajakan

Bertanggung jawab kepada direktorat keuangan dalam mengkoordinir penyusunan rencana perpajakan untuk optimalisasi pajak, koordinasi dengan perusahaan afiliasi dan bagian terkait dalam melaksanakan hak dan kewajiban perpajakan. Manajer perpajakan membawahi staff perpajakan.

4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah 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 & 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 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 dan gaji dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Jumlah dan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp	Total Gaji (Pertahun), Rp
Dewan Komisaris	1	47.000.000	564.000.000
Presiden Direktur	1	40.000.000	480.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	37.000.000	444.000.000
Direktur Keuangan	1	37.000.000	444.000.000
Direktur Operasional	1	37.000.000	444.000.000
Penasihat Senior	2	30.000.000	720.000.000
Sekretaris	1	10.000.000	120.000.000
Manajer HRD	1	18.000.000	216.000.000
Manajer IT	1	18.000.000	216.000.000
Manajer <i>Disrtibuting & Purchasing</i>	1	18.000.000	216.000.000
Manajer Akuntansi	1	18.000.000	216.000.000
Manajer Keuangan	1	18.000.000	216.000.000
Manager Perpajakan	1	18.000.000	216.000.000
Manajer Produksi	1	18.000.000	216.000.000
Manajer Teknik	1	18.000.000	216.000.000
Supervisor Proses	1	15.000.000	180.000.000
Supervisor Utilitas	1	15.000.000	180.000.000
Supervisor QC & RnD	1	15.000.000	180.000.000
Supervisor K3	1	15.000.000	180.000.000
<i>Supervisor Maintenance</i>	1	15.000.000	180.000.000
<i>Foreman Process</i>	3	12.000.000	432.000.000

Tabel 4.2... (Lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp	Total Gaji (Pertahun), Rp
<i>Foreman Utility</i>	3	12.000.000	432.000.000
<i>Foreman QC and RnD</i>	3	12.000.000	432.000.000
<i>Foreman K3</i>	3	12.000.000	432.000.000
<i>Foreman Process</i>	3	12.000.000	432.000.000
<i>Foreman Maintenance</i>	2	12.000.000	288.000.000
Staff Manajer HRD	2	10.000.000	240.000.000
Staff IT	2	10.000.000	240.000.000
Staff <i>Distributing & Purchasing</i>	2	10.000.000	240.000.000
Staff Akuntansi	2	10.000.000	240.000.000
Staff Keuangan	2	10.000.000	240.000.000
Staff Perpajakan	2	10.000.000	240.000.000
Operator Proses	30	7.000.000	2.520.000.000
Operator Utilitas	28	7.000.000	2.352.000.000
<i>Operator QC and RnD</i>	30	7.000.000	2.520.000.000
Operator K3	28	7.000.000	2.352.000.000
<i>Operator Maintenance</i>	36	7.000.000	3.024.000.000
Karyawan Keamanan	10	5.000.000	600.000.000
Dokter	2	12.000.000	288.000.000
Perawat	6	6.000.000	432.000.000
<i>Cleanning Service</i>	10	4.550.000	546.000.000
Satpam	4	4.550.000	218.400.000
Supir	4	4.550.000	218.400.000
Total	235	638.650.000	24.130.800.000

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 106 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 berkerja 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.

Tabel 4. 3 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

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

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 laut. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air laut sebagai sumber air:

- a. Dapat diperoleh dalam kapasitas besar dikarenakan cakupan laut yang luas dan tidak terbatas. Hal ini juga telah diterapkan beberapa pabrik di Indonesia menggunakan air laut sebagai utilitas karena meminimalisir adanya pengurangan konsumsi air tawar.

- b. Letak laut berada tidak terlalu jauh dengan pabrik.
- c. Dapat digunakan dalam skala panjang.

Berikut ini merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk aktivitas pabrik dibutil ftalat yang akan berdiri di Gresik, Jawa Timur.

5.1.1 Penyediaan Air

a. 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	957, 14
Jumlah	957, 14

b. Air Layanan Umum (*Service Water*)

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

seperti *domestic water*. 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:

1. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu: dibawah suhu udara
- Warna: jernih
- Rasa: tidak berasa
- Bau: tidak berbau.

2. Syarat Kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut pada 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 590 kg/jam.

c. 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 yaitu menjadi sebesar 14.211 kg/jam.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1.	Cooler	C-01	129,56
2.	Cooler	C-02	169,43
3.	Cooler	C-03	140,93
4.	Condensor	CD-01	6.646,85
5.	Reaktor	R-01	4.805,45
Jumlah			11.892,21

d. 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:

- a.) Air jernih
- b.) Tidak berbau dan berasa
- c.) Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Kebutuhan air proses pada pabrik $C_{16}H_{22}O_4$ ini digunakan alat *Mixer* (M-01) sebesar 107,11 kg/jam.

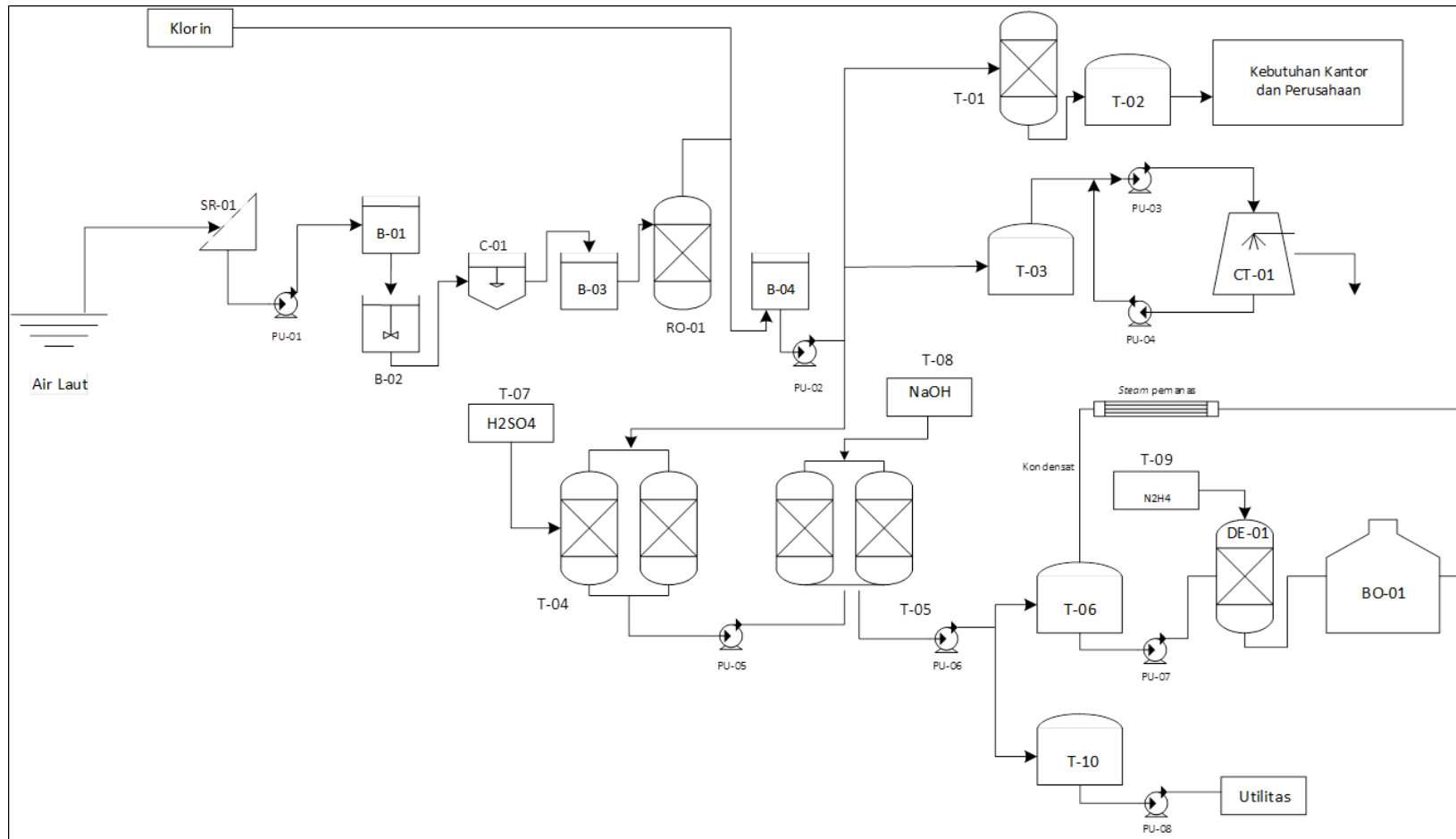
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Proses

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1.	<i>Mixer</i>	M-01	107,11
Jumlah			107,11

e. Total kebutuhan air

Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Keperluan	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1.	Domestik Water	957
2.	<i>Service Water</i>	708
3.	<i>Cooling Water</i>	14.271
4.	<i>Steam Water</i>	1.650
Jumlah		17.585



Gambar 5. 1 *Layout* Utilitas

Keterangan:

SR-01 = *Screening*

B-01 = Bak Pengendap Awal

B-02 = Bak Pengendapan II

C-01 = *Clarifier*

B-03 = Bak Penyaring

RO-01 = *Reverse Osmosis*

B-04 = Bak Penampung Sementara

T-01 = Tangki Karbon Aktif

T-02 = Tangki Air Bersih

T-03 = Tangki Air Pendingin

CT-01 = *Cooling Tower*

T-04 = Tangki Kation *Exchanger*

T-05 = Tangki Anion *Exchanger*

T-06 = Tangki Penampung Air Boiler

T-07 = Tangki H₂SO₄

T-08 = Tangki NaOH

T-09 = Tangki Unit Proses

T-10 = Tangki Penampung

DE = *Dewatering*

BO = *Boiler*

PU 1-8 = Pompa Utilitas

5.1.2 Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air laut dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan–tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. Penyaringan Awal/*Screen*

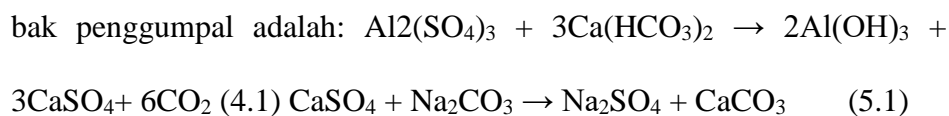
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari laut harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air laut dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

b. Bak Pengendap

Air laut setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak penggumpal

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi dalam



d. *Clarifier*

Air setelah melewati bak penggumpal dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan/ mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak Penyaring/*Sand Filter*

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Desalinasi

Desalinasi pada pabrik dibutil ftalat ini menggunakan teknologi *membrane reverse osmosis*. *Reverse Osmosis* adalah suatu proses buatan yang berkebalikan dengan osmosis biasa. Pada proses osmosis, air akan melewati membran semi-permeabel ke arah konsentrasi yang lebih tinggi. Proses ini adalah proses yang terjadi secara alami. Sedangkan pada *reverse osmosis* air yang memiliki konsentrasi garam yang tinggi

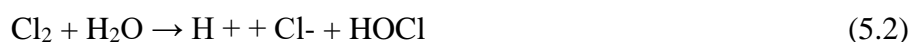
dipompakan dengan tekanan yang tinggi kedalam membran, sehingga proses perpindahan massa akan memiliki arah yang terbalik daripada peristiwa osmosis. Air yang memiliki kadar salinitas yang rendah akan menembus membran, sedangkan yang masih bersisa akan menjadi konsentrat dari proses ini. Dengan *reverse osmosis*, air laut yang memiliki kadar berkisar 10.000 ppm bisa diturunkan menjadi 100 ppm. Air keluaran dari proses desalinasi ini akan didistribusikan ke setiap bagian bak penampung.

g. Bak Penampung Sementara

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan kita distribusikan sebagai air perumahan/ perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

h. Tangki Karbon Aktif

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke tangki karbon aktif. Air harus ditambahkan dengan klorin atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipo klorit, reaksinya adalah sebagaiberikut:



Selanjutnya, asam hipo klorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan ke Tangki air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

i. Tangki air bersih

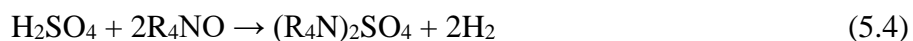
Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

j. Tangki Kation *Exchanger*

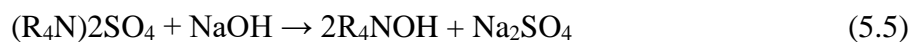
Air dari bak penampung berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *cation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasi kembali dengan asam sulfat (H_2SO_4).

k. Tangki Anion *Exchanger*

Air yang keluar dari tangki kation *exchanger* kemudian diumpankan ke tangki anion *exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Sebelum masuk boiler air diproses dalam unit deaerator dan unit pendingin.

l. Unit *Deaerator*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger dan anion exchanger*) dipompakan menuju *deaerator*. Pada pengolahan air untuk *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit *deaerator* ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator di injeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi: $2N_2H_2 + O_2 \rightarrow 2N_2 + 2H_2O$ (5.6)

Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

m. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

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>	HE-01	609,9233
<i>Heater</i>	HE-02	2,8251
<i>Heater</i>	HE-03	5,2943
<i>Heater</i>	HE-04	1.173,23
<i>Reboiler</i>	RB-01	756,7720

5.3 Unit Pembangkit Listrik

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:

- a. Listrik untuk AC
- b. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
- c. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- d. Listrik untuk penerangan
- e. Listrik untuk instrumentasi

Total penggunaan listrik yaitu 141.600,9693 kW. 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

Nama Alat	Kode	Watt
Pompa 1	P-01	1680,1330
Pompa 2	P-02	1007,4196
Pompa 3	P-03	9,0327
Pompa 4	P-04	12,7198
Pompa 5	P-05	1020,0084
Pompa 6	P-06	408,0516
Pompa 7	P-07	1681,1822
Pompa 8	P-08	17,9076
Pompa 9	P-09	1424,3074

5.4 Unit Penyedia Udara Tekanan

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 dibutuhkannya 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.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Perancangan Alat Pengolahan Air

a. *Screener* (SR-01)

Tabel 5. 7 Spesifikasi *Screener* (SR-01)

Spesifikasi Umum <i>Screener</i> (SR-01)	
Nama alat	: <i>Screener</i>
Kode	: SR-01
Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dari air laut sebelum disaring lebih lanjut.
Dimensi	
Diameter lubang saringan	: 1 cm
Panjang saringan	: 10 ft
Lebar saringan	: 8 ft
Jumlah air yang diolah	: 17585,0733 kg/jam
Densitas	: 1000 kg/m ³
Debit	: 0,0049 m ³ /s
Luas area filter	: 0,0526 ft ²
Kecepatan air	: 0,0049 m ²

b. Bak Ekualisasi

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Ekualisasi (BU-01)

Spesifikasi Umum Bak Ekualisasi (BU-01)	
Nama alat	: Bak Ekualisasi
Kode	: BU-01
Fungsi	: Menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi <i>chlorine</i> untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dsb..
Dimensi	
Volume bak	: 84,41 m ³
Panjang	: 6,96 m
Lebar	: 3,48 m
Tinggi	: 3,48 m
Jumlah air yang diolah	: 17585,0733 kg/jam
Densitas	: 1000 kg/m ³
Basis	: 1 jam
Waktu tinggal air	: 4 jam

c. *Reverse Osmosis* (RO-01)Tabel 5. 9 Spesifikasi *Reverse Osmosis* (RO-01)

Spesifikasi Umum <i>Reverse Osmosis</i> (RO-01)	
Nama alat	: <i>Reverse Osmosis</i>
Kode	: RO-01
Fungsi	: Menyaring molekul besar dan ion ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Luas area	: 633,0626397 m ²
<i>Number of membrane elements</i>	: 6
<i>Number of housing</i>	: 20
<i>Area per pressure vessel</i>	: 31,6531 m ²

d. Bak Penampung Air (BU-02)

Tabel 5. 10 Bak Penampung Air (BU-02)

Spesifikasi Umum Bak Penampung Air (BU-02)	
Nama alat	: Bak Penampung Air (BU-02)
Kode	: RO-02
Fungsi	: Menampung air yang keluar dari <i>Reverse Osmosis</i>
Jenis	: Bak beton bertulang

Tabel 5.10 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Penampung Air (BU-02)	
Volume bak	: 168,8167 m ³
Panjang	: 8,77 m
Lebar	: 4,39 m
Tinggi	: 4,39 m
Volume	: 1458 m ³

e. Tangki Sanitasi (TU-01)

Tabel 5. 11 Spesifikasi Tangki Sanitasi (TU-01)

Spesifikasi Umum Tangki Sanitasi (TU-01)	
Nama alat	: Tangki Sanitasi
Kode	: TU-01
Fungsi	: Menampung air bersih untuk keperluan umum dan pemadam kebakaran
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Jumlah air yang dibutuhkan	: 15107 kg/jam
Waktu tinggal air di bak	: 4 jam
Volume	: 72,5243 m ³
Tinggi	: 4,52 m
Diameter	: 4,52 m

f. *Hot Basin* (BU-03)Tabel 5. 12 Spesifikasi *Hot Basin* (BU-03)

Spesifikasi Umum <i>Hot Basin</i> (BU-03)	
Nama alat	: <i>Hot Basin</i>
Kode	: BU-03
Fungsi	: Menampung air pendingin yang akan didinginkan di <i>Cooling Water</i>
Jenis	: Bak Beton Bertulang
Jumlah air yang dibutuhkan	: 14270,6556 kg/jam
Waktu tinggal air di bak	: 1 jam
Volume	: 17,12 m ³
Panjang	: 4,09 m
Diameter	: 2,05 m
Tinggi	: 2,05 m

g. *Cooling Tower* (CT-01)Tabel 5. 13 Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-01)

Spesifikasi Umum <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	
Nama alat	: <i>Cooling Tower</i>
Kode	: CT-01

Tabel 5.13 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Cooling Water</i> (CW-01)	
Jumlah air yang didinginkan	: 14270,66 kg/jam
<i>Water concentration</i>	: 3,5 gal/ (men.ft ²)
Power motor	: 2 Hp
Power fan	: 0,72 Hp
Tinggi	: 8 m

h. *Cold Basin* (BU-04)

Tabel 5. 14 Spesifikasi *Cold Basin* (BU-04)

Spesifikasi Umum <i>Cold Basin</i> (BU-03)	
Nama alat	: <i>Cold Basin</i>
Kode	: BU-04
Fungsi	: Menampung air pendingin yang telah didinginkan di <i>Cooling Water</i> bersama dengan air make up pendingin
Jenis	: Bak Beton Bertulang
Jumlah air yang dibutuhkan	: 14270,6556 kg/jam
Volume	: 17,1248 m ³
Panjang	: 4,09 m
Tinggi	: 2,05 m

i. *Cation Exchanger* (TU-02)Tabel 5. 15 Spesifikasi *Cation Exchanger* (TU-02)

Spesifikasi Umum <i>Cation Exchanger</i> (TU-02)	
Nama alat	: <i>Cation Exchanger</i>
Kode	: TU-02
Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh kation
Jenis	: <i>Down Flow Cation Exchanger</i>
Kecepatan air yang diolah	: 1649,7778 kg/jam
Luas	: 1,82 ft ²
Diameter	: 1,52 ft
Tinggi	: 1,93 ft

j. *Anion Exchanger* (TU-03)Tabel 5. 16 Spesifikasi *Anion Exchanger* (TU-03)

Spesifikasi Umum <i>Anion Exchanger</i> (TU-03)	
Nama alat	: <i>Anion Exchanger</i>
Kode	: TU-03
Fungsi	: menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion
Jenis	: <i>Strongly Basic Anion Exchanger</i>

Tabel 5.16... (lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Anion Exchanger</i> (TU-03)	
Kecepatan air yang diolah	: 1649,7778 kg/jam
Luas	: 1,45 ft ²
Diameter	: 1,36 ft
Tinggi	: 4,82 ft

k. Tangki NaOH (TU-04)

Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki NaOH (TU-04)

Spesifikasi Umum <i>Tangki NaOH</i> (TU-04)	
Nama alat	: Tangki NaOH
Kode	: TU-04
Fungsi	: Menyiapkan larutan NaOH yg digunakan untuk regenerasi resin pada AE
Jenis	: <i>Cylinder Vertical Conical Roof</i>
Kapasitas	: 7336,4338 kg/tahun
Volume	: 0,21 m ³
Tinggi	: 0,65 m
Diameter	: 0,65 m

1. Tangki HCl (TU-05)

Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki HCl (TU-05)

Spesifikasi Umum Tangki HCl (TU-05)	
Nama alat	: Tangki HCl
Kode	: TU-05
Fungsi	: Menyiapkan larutan HCl yg digunakan untuk regenerasi resin pada <i>Cation Exchanger</i>
Jenis	: <i>Cylinder Vertical Conical Roof</i>
Kapasitas	: 3350,8434 kg/tahun
Volume	: 0,21 m ³
Tinggi	: 0,65 m
Diameter	: 0,65 m

m. Tangki *Demin Water* (TU-06)Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki *Demin Water* (TU-06)

Spesifikasi Umum Tangki <i>Demin Water</i> (TU-06)	
Nama alat	: Tangki <i>Demin Water</i>
Kode	: TU-06
Fungsi	: Menampung air bersih hasil <i>ion exchanger</i> untuk keperluan proses dan <i>make-up steam</i>

Tabel 5.19 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Demin Water (TU-06)	
Jenis	: Tangki silinder tegak
Jumlah air yang dibutuhkan	: 1649,7778 kg/tahun
Volume	: 3,9595 m ³
Tinggi	: 1,7150 m
Diameter	: 1,7150 m

n. *Deaerator* (TU-07)

Tabel 5. 20 Spesifikasi *Deaerator* (TU-07)

Spesifikasi Umum <i>Deaerator</i> (TU-07)	
Nama alat	: <i>Deaerator</i>
Kode	: TU-07
Fungsi	: Menghilangkan gas - gas yang terlarut dalam air umpan boiler untuk mengurangi terjadinya korosi
Jenis	: Silinder Tegak
Kec. Volumetrik Air	: 1,6498 m ³ /jam
Volume	: 11,8784 m ³
Tinggi	: 2,4730 m
Diameter	: 2,4730 m

o. Tangki Penampung *Deaerated Water* (TU-08)Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Penampung *Deaerated Water* (TU-08)

Spesifikasi Umum Penampung <i>Deaerated Water</i> (TU-08)	
Nama alat	: Tangki Penampung <i>Deaerated Water</i>
Kode	: TU-08
Fungsi	: Menampung air hasil keluaran daerator untuk disalurkan ke <i>boiler</i>
Jenis	: Silinder Tegak
Jumlah air yang dibutuhkan	: 1649,7778 kg/jam
Volume	: 1,9797 m ³
Tinggi	: 1,3612 m
Diameter	: 1,3612 m

p. Tangki Kaporit (TU-09)

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki Kaporit (TU-09)

Spesifikasi Umum Tangki <i>Kaporit</i> (TU-09)	
Nama alat	: Tangki Kaporit
Kode	: TU-09
Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu

Tabel 5.22 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki <i>Kaporit</i> (TU-09)	
Jenis	: Silinder Tegak <i>Conical Roof</i>
Kebutuhan kaporit	: 325,3 kg/tahun
Volume cairan	: 0,1248 m ³
Tinggi	: 0,3088 m
Diameter	: 0,6176 m

q. *Boiler* (BL-01)

Tabel 5. 23 Spesifikasi *Boiler* (BL-01)

Spesifikasi Umum <i>Boiler</i> (BL-01)	
Nama alat	: <i>Boiler</i>
Kode	: BL-01
Fungsi	: Membuat <i>Saturated Steam</i>
Kebutuhan <i>Steam</i>	: 1649,7778 kg/jam
Kapasitas <i>Boiler</i>	: 5813902 kg/jam
Jumlah bahan bakar	: 149,451 kg/jam
Volume bahan bakar	: 35,1427 m ³
Diameter	: 2,8182 m
Tinggi	: 5,6365 m

r. Pompa Utilitas (PU)

Tabel 5. 24 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Mengalirkan air laut menuju <i>screener</i>	Mengalirkan keluaran bak penampung sementara menuju tangki kation, karbon aktif	Mengalirkan keluaran air pendingin menuju <i>cooling tower</i>
Kondisi Operasi:			
Viskositas	0,818 cP	0,818 cP	0,818 cP
Kapasitas	16,7394 m ³ /jam	16,7394 m ³ /jam	16,7394 m ³ /jam
<i>Friction Head</i>	0,0001 ft	0,0001 ft	0,0001 ft
Efisiensi Motor	86%	86%	86%
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Dimensi:			
<i>Spesific Speed</i>	6199,6667 rpm	6199,6667 rpm	6199,6667 rpm
OD	18 in	18 in	18 in
ID	17,25 in	17,25 in	0,3640 in
IPS	18 in	18 in	18 in

Tabel 5. 25 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air keluaran <i>cooling tower</i> menuju tangki air pendingin	Mengalirkan keluaran <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan keluaran <i>anion exchanger</i> menuju tangki penampung air <i>boiler</i>
Kondisi Operasi:			
Viskositas	0,818 cP	0,818 cP	0,818 cP
Kapasitas	5,416604 m ³ /jam	16,7394 m ³ /jam	16,7394 m ³ /jam
<i>Friction Head</i>	0,0001 ft	0,4978 ft	0,0001 ft
Efisiensi Motor	86%	80%	80%
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Dimensi:			
<i>Spesific Speed</i>	6199,6667 rpm	3066,2410 rpm	2083,9671 rpm
OD	18 in	1,9 in	1,9 in
ID	17,25 in	1,61 in	1,5 in
IPS	18 in	1,5 in	1,5 in

Tabel 5. 26 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Jumlah Alat = 9)

Parameter	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air keluaran tangki penampung air boiler menuju <i>Dewatering</i>	Mengalirkan keluaran <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan keluaran <i>anion exchanger</i> menuju tangki penampung air boiler
Kondisi Operasi:			
Viskositas	0,818 cP	0,818 cP	0,818 cP
Kapasitas	613,526 m ³ /jam	613,526 m ³ /jam	613,526 m ³ /jam
<i>Friction Head</i>	4528,53 ft	4528,53 ft	4528,53 ft
Efisiensi Motor	80%	80%	80%
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Dimensi:			
<i>Spesific Speed</i>	2083,9671 rpm	2083,9671 rpm	2083,9671 rpm
OD	1,9 in	1,9 in	1,9 in
ID	1,61 in	1,61 in	1,5 in
IPS	1,5 in	1,5 in	1,5 in

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.

Tabel 6. 1 Indeks Harga

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1970	125,7
1971	132,3
1972	137,2
1973	144,1
1974	165,4
1975	182,4
1976	192,1
1977	204,1
1978	218,8
1979	238,7
1980	261,2
1981	297

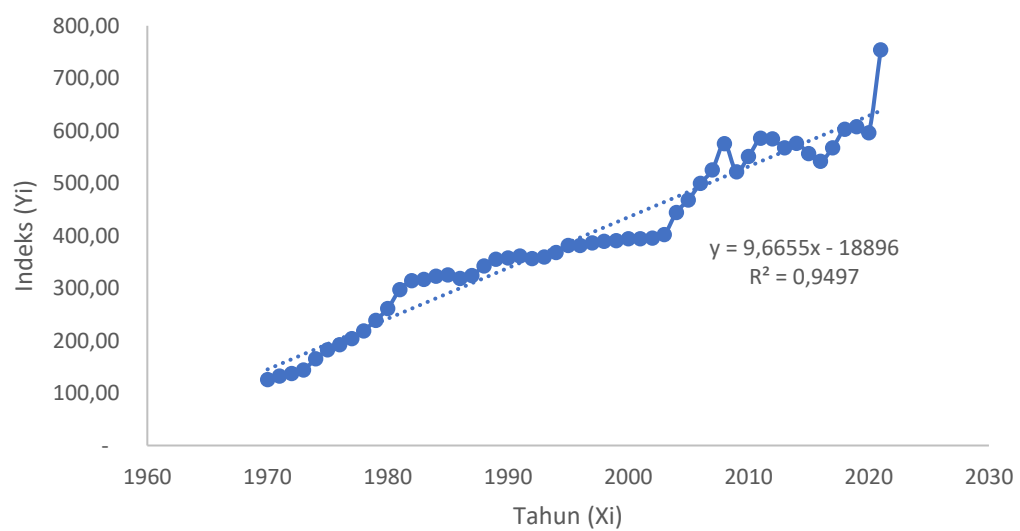
Tabel 6.1..(Lanjutan)

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	356,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,1
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

Tabel 6.1..(Lanjutan)

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	754

Sources : www.chemengonline.com/pci



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

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

$$y = 9,6655 x - 18896 \quad (6.1)$$

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 2027 adalah 686,303. Sedangkan indeks harga pada tahun.

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

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) Ey \quad (6.2)$$

Keterangan:

Ex = harga tahun pembelian

Ey = harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx = nilai indeks harga pada tahun pembelian

Ny = nilai indeks pada tahun referensi

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 50.000 Ton/Tahun
= 50.000.000 Kg/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur pabrik = 10 tahun
4. Tahun pendirian pabrik = 2026
5. Pabrik beroperasi tahun = 2027
6. Upah buruh asing/jam = \$ 20,00
7. Upah buruh Indonesia/jam = Rp 25.000,00

8. Kurs dollar	= Rp 15.034,20
9. Harga C ₁₆ H ₂₂ O ₄	= Rp 33.001,25
10. UMR Gresik	= Rp 4.522.030

6.2.3 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*

Tabel 6. 2 *Physycal Plant* (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchase Equipment Cost</i>	23.128.329.722,23	1.538.381,14
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	5.782.082.430,56	384.595,28
3	<i>Instalasi cost</i>	4.083.339.210,76	271.603,36
4	Pemipaan	5.057.814.128,63	336.420,57
5	Instrumentasi	5.839.403.434,83	388.407,99
6	Insulasi	934.353.476,25	62.148,53
7	Listrik	2.312.832.972,22	153.838,11
8	Bangunan	11.296.000.000,00	751.353,58
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	10.000.000.000,00	665.150,12
	Total	68.434.155.375,46	4.551.898,70

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

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	17.108.538.843,87	1.538.381,14
2	<i>Direct Plant Cost</i>	85.542.694.219,33	5.689.873,37
	Total	102.651.233.063,20	6.827.848,04

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

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	85.542.694.219,33	5.689.873,37
2	<i>Contractor's Fee</i>	3.421.707.768,77	227.594,93
3	<i>Contingency</i>	8.554.269.421,93	568.987,34
	Total	97.518.671.410,04	6.486.455,64

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 Cas*

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment* (WCI)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	1.236.843.265.425	1.745.092
2	<i>Inproses Onventory</i>	24.370.800.000	141.152
3	<i>Product Inventory</i>	2.437.080.000	1.976.129
4	<i>Extended Credit</i>	1.950.373.428	2.296.212
5	<i>Available Cash</i>	292.556.014	8.469.126
	Total	16.274.521.500	14.627.712

6.2.4 Total Production Cost

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dala 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 (DMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.236.843.265.425	82.268.645
2	<i>Labor</i>	24.370.800.000	1.621.024
3	<i>Supervision</i>	2.437.080.000	162.102
4	<i>Maintenance</i>	1.950.373.428	129.729
5	<i>Plant Supplies</i>	292.556.014	19.459
6	<i>Royalty and Patents</i>	16.274.521.500	1.082.500
7	<i>Utilities</i>	8.045.570.977	535.151
	Total	1.290.214.167.344	85.818.611

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. *Shippin*

Tabel 6. 7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.655.620.000	243.153,61
2	<i>Laboratory</i>	2.437.080.000	162.102,41
3	<i>Plant Overhead</i>	12.185.400.000	810.512,03
4	<i>Packaging and Shipping</i>	81.372.607.500	5.412.500,00
	Total	99.650.707.500	6.628.268,05

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	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	7.801.493.713	518.916
2	<i>Property taxes</i>	1.950.373.428	129.729
3	<i>Insurance</i>	975.186.714	64.865
	Total	10.727.3.855	713.510

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. 9 *General Expenses*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	42.017.757.861	2.794.812
2	<i>Sales Expense</i>	70.029.596.435	4.658.019
3	<i>Research</i>	49.020.717.04	3.260.614
4	<i>Finance</i>	6.348.692.533	422.283
	Total	167.416.764.334	11.135.728

Tabel 6. 10 *Total Production Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	1.400.591.928.699,520	93.160.390
2	<i>General Expense</i>	167.416.764.333,750	11.135.728
	Total	1.568.008.693.033,270	104.296.118

6.4 Analisa Kelayakan

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

6.4.1 Return On Investment (ROI)

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

$$ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.3)$$

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 1.627.452.150.000,00
- Biaya Produksi = Rp 1.568.008.693.033,270
- Keuntungan sebelum pajak = Hasil penjualan – biaya produksi
= Rp 59.443.456.966,727
- Keuntungan setelah pajak = 52% x Keuntungan
= Rp 28.532.859.344.029
- ROI sebelum pajak

$$ROI = \frac{\textit{Keuntungan Sebelum Pajak}}{\textit{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.4)$$

$$= 60,96 \%$$

- ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Keuntungan Sesudah Pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% & (6.5) \\ &= 29,26\% \end{aligned}$$

<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

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Taxes} + 0,1 \text{ FCI})} \times 100\% & (6.6) \\ &= 1,45 \text{ tahun} \end{aligned}$$

- POT setelah pajak =

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit After Taxes} + 0,1 \text{ FCI})} \times 100\% & (6.7) \\ &= 2,68 \text{ tahun} \end{aligned}$$

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 Even 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 Even Point* (BEP) dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas *Break Even Point* (BEP). Harga Break Event Point (BEP) pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$Break\ Even\ Point = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{(Sa - Va - (0,7 \times Ra))} \times 100\% \quad (6.8)$$

$$= 55,84\%$$

Keterangan:

Fa: *Fixed manufacturing cost*

Ra: *Regulated cost*

Va: *Variable cost*

Sa: *Sales price*

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

Tabel 6. 11 *Fixed Cost (FA)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	7.801.493.712,80	518.916
2	<i>Property Taxes</i>	1.950.373.428,20	129.729
3	Asuransi	975.186.714,10	64.865
	Total	10.727.053.855,10	713.510

Tabel 6. 12 *Regulated Cost (RA)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	24.370.800.000,00	1.621.024,07
2	<i>Payroll Overhead</i>	3.655.620.000,00	243.153,61
3	<i>Supervision</i>	2.437.080.000,00	162.102,41
4	<i>Plant Overhead</i>	12.185.400.000,00	810.512,03
5	Laboratorium	2.437.080.000,00	162.102,41
6	<i>General Expense</i>	167.416.764.334	11.135.728,16
7	<i>Maintenance</i>	1.950.373.428	129.729,11
8	<i>Plant Supplies</i>	292.556.014,23	19.459,37
	Total	214.745.673.776,18	14.283.811,16

Tabel 6. 13 *Variable Cost (VA)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.236.843.265.425	82.268.645,18
2	<i>Packaging & Shipping</i>	81.372.607.500,00	5.412.500,00
3	<i>Utilities</i>	8.045.570.976,70	535.151,25
4	<i>Royalty & Patent</i>	16.274.521.500,00	1.082.500,00
	Total	1.342.535.965.402	89.298.796,44

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*.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3x \text{ Ra}}{(\text{Sa}-\text{Va}-(0,7 \times \text{Ra}))} \times 100\% & (6.9) \\ &= 48\% \end{aligned}$$

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:

$$(\text{FC}+\text{WC}) (1+i)^n = \text{CF}[(1+i)^{-1}+(1+i)^{-2}+\dots+(1+i)^{-1}]+\text{SV}+\text{WC} \quad (6.10)$$

Keterangan:

R = S

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

CF = *Annual Cash Flow (After Profit + Taxes + Depresiasi Inace)*

I = *Discounted Cash Flow Rate*

N = Umur Pabrik (10 tahun)

Salvage Value = Depresiasi

= Rp 7.801.493.712,80

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Annual profit} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 42.683.045.590,136 \end{aligned}$$

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error*,

$$R = \text{Rp } 1.430.940.645.648,52$$

$$S = \text{Rp } 1.430.940.587.277,32$$

$$R-S = \text{Rp } 58.371,20$$

Dari *trial and error* diperoleh:

$$\text{Harga } i = 0,2002401$$

$$\text{Sehinga DCFR} = 2002\%$$

$$\text{Bunga Bank Indonesia} = 6,50\%$$

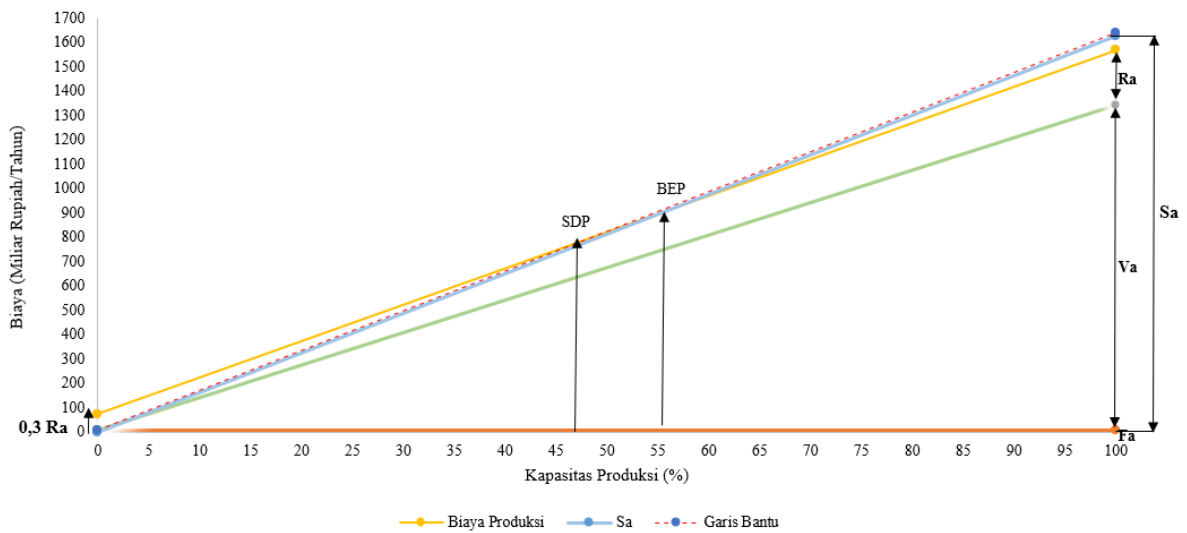
$$\text{DCFRR minimum} = 9,75\%$$

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

Tabel 6. 14 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	60,96%	ROI <i>before taxes</i>	Aries
ROI setelah pajak	29,26%	<i>minimum low</i> 11%, <i>high</i> 44%	Newton, P.193
POT sebelum pajak	1,45 Tahun	POT <i>before taxes</i>	Aries
POT setelah pajak	2,68 Tahun	<i>maksimum, low</i> 5 th, <i>high</i> 2th	Newton, P.196
BEP	55,84%	Berkisar 40 - 60%	
SDP	47,87%		
DCF	20,02%	>1,5 bunga bank = minimum = 13,88%	

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



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

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

1. Pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik dibutil ftalat akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, lokasi dekat dengan industri.
3. Bahan baku anhidrida ftalat didapatkan dari PT.Petrowidada dan n-butanol didapatkan dari PT. Petro Oxo Nusantara.
4. Berdasarkan kondisi operasinya, pabrik ini termasuk ke dalam pabrik beresiko rendah.
5. Pabrik dibutil ftalat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun membutuhkan utilitas berupa:
 - a. Air pendingin = 14.271 kg/jam
 - b. Steam = 1.650 kg/jam
 - c. Bahan bakar = 1,0378 kg/jam
 - d. Listrik = 141.600,9693 kW
6. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dibutil ftalat sebesar ± 20.000 m².
7. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 235 orang

8. Total *Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik ini terdiri dari:
 - a. *Fixed capital investment* = Rp 97.518.671.410,04
 - b. *Working capital* = Rp 219.915.955.255
9. Total *Production Cost* yang terdiri dari
 - a. *Manufacturing cost* sebesar Rp 1.400.591.928.699,520
 - b. *General expense* sebesar Rp 167.416.764.333,750
10. Nilai ROI pabrik dibutil ftalat ini adalah:
 - a. ROI sebelum pajak = 60,96%
 - b. ROI setelah pajak = 29,26%
11. Nilai POT pabrik:
 - a. POT sebelum pajak = 1,45 tahun
 - b. POT setelah pajak = 2,68 tahun
12. Nilai BEP, SDP dan DCFR pabrik asam asetat ini adalah
 - a. Nilai BEP = 55,84%
 - b. Nilai SDP = 47,87%
 - c. Nilai DCFR = 20,02%

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi diatas maka pabrik dibutil ftalat dari ftalat anhidrida dan n-butanol menggunakan proses esterifikasi kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

Perlu diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar pada perancangan suatu pabrik kimia agar dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, yaitu diantaranya:

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, "Export - Import Sektor Industri"
- Brown, G.G. 1950. "Unit Operation", John Wiley and Sons Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1959. "Equipment Design", John Willey & Sons,inc., New York.
- 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", 4th Edition, John 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 4 Agustus 2023
- Harga Alat, www.matche.com diakses pada 30 Juli 2023
- Indeks Bunga Bank, www.bi.go.id diakses tanggal 4 Agustus 2023
- Indeks Harga www.chemengonline.com/pci diakses pada tanggal 16 Juni 2023
- 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: Lengkapi dengan Evaluasi Ekonomi Pabrik Kimia Dan Soal - Penyelesaian*. UGM PRESS.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th Edition. McGrawHill 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. Melynchuck, 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. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Tyaga Sidharta. 2016. Pra Rancangan Pabrik Dibutil Ftalat dari Anhidrida Ftalat dan N-Butanol Kapasitas 25.000 Ton/Tahun, Universitas Diponegoro.
- Vanisya RP. 2022. Pra Rancangan Pabrik Dibutil Ftalat dari Anhidrida Ftalat dan N-Butanol dengan Kapasitas 8.000 Ton/Tahun, Universitas Islam Indonesia.
- 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 $C_8H_4O_3$ dengan $C_4H_{10}O$ dengan katalis H_2SO_4 untuk menghasilkan $C_{16}H_{22}O_4$ dan H_2O
Jenis Reaktor	: Reaktor Alir Tangki Berpengadu (RATB)
Kondisi Operasi	: Tekanan (P) = 1 atm Suhu (T) = 100°C
Sifat reaksi	: Eksotermis

A. Kinetika Reaksi

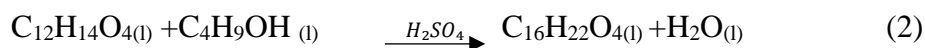
Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh kecepatan reaksi dan konsentrasi reaktan. Reaksi esterifikasi ini merupakan reaksi orde dua terhadap monoester dengan persamaan (Berman, 1949):

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 ($C_{16}H_{22}O_4$) adalah reaksi orde 2 terhadap monoester. Dari eksperimen pembentukan dibutil ftalat diperoleh persamaan empiris untuk harga k, adalah sebagai berikut: (Berman, 1949):

$$k_T = 2,1 \times 10^{-5} - 889 \times 10^{-4}C + 1,228 \times 10^{-3}C \left[\frac{B}{M} \right] \left[\frac{10^{(15,135-4516/T)}}{1205,8} \right] \quad (3)$$

Dengan:

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

C : Prosen berat katalis dalam umpan (%)

B/M : Rasio mol Butanol dan MBP

T : Temperatur

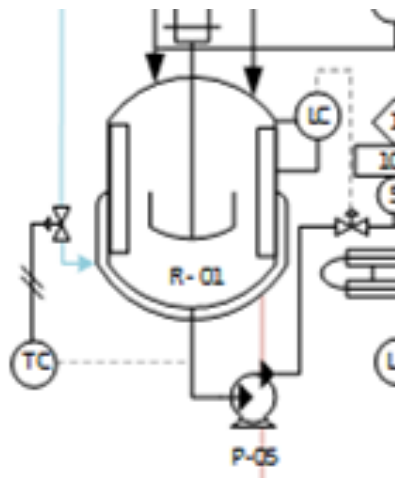
Didapat nilai k sebesar $0,0154 m^3 / kmol \cdot jam$

B. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor:

Asumsi:

- a. Non isothermal
- b. Pengadukan sempurna
- c. Laju alir volumetrik tetap
- d. *Steady state*



Gambar 1. Skema Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (CSTR)

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan:

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

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) V = 0 \quad (4)$$

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

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

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

$$-r_A \cdot V = F_{A0} \cdot X$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X}{-r_A}$$

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

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X$$

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

Sehingga diperoleh:

$$V = 28,824 \text{ m}^3$$

OPTIMASI REAKTOR

1. Menentukan Optimasi Jumlah Reaktor

- Jumlah reaktor 1

$$X_1 = 0,9960$$

$$K = 0,0154 \text{ m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{jam}$$

$$F_v = 10,0667 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$C_{AO} = 2,3486 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

$$C_{BO} = 7,0457 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

$$M = 3$$

Persamaan umum:

$$X_{n-1} = \frac{X_{An} - V \cdot k \cdot C_{AO} (1 - X_{An})(M - X_{An})}{F_v} \quad (5)$$

$$V_{\text{coba-coba}} = 28,824 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,000$$

$$X_1 = 0,996$$

- Jumlah reaktor 2

$$V_{\text{coba-coba}} = 19,845 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,000$$

$$X_1 = 0,310$$

$$X_2 = 0,996$$

- Jumlah reaktor 3

$$V_{\text{coba-coba}} = 7.177 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,000$$

$$X_1 = 0,1472$$

$$X_2 = 0,748$$

$$X_3 = 0,996$$

- Jumlah reaktor 4

$$V_{\text{coba-coba}} = 5,267 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,000$$

$$X_1 = 0,630$$

$$X_2 = 0,632$$

$$X_3 = 0,814$$

$$X_4 = 0,996$$

- Jumlah reaktor 5

$$V_{\text{coba-coba}} = 3,863 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,000$$

$$X_1 = 0,539$$

$$X_2 = 0,540$$

$$X_3 = 0,780$$

$$X_4 = 0,862$$

$$X_5 = 0,996$$

2. Menghitung Jumlah Reaktor yang Optimal

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

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

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 atm = 14,7 lb/in²

Bahan : *Stainless steel*

Basis : Volume 100 gallons = \$ 10.000,00

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

3. Perhitungan Harga Reaktor

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (7)$$

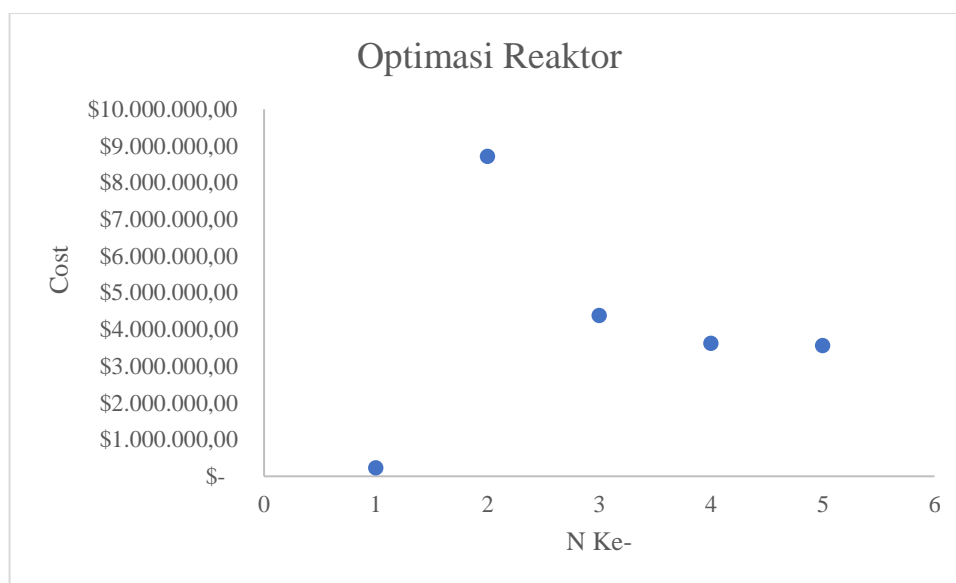
Dimana:

E_a = \$ 10.000,00

C_a = 100 gallon

Tabel 1. Harga Reaktor

N	Volume	Volume Reaktor	Cost/unit	
	Reaktor	Total		Total Cost (\$)
	Gallon	(Gallon)	\$	
1	17.883,35	17.883,35	\$ 224.630,79	\$ 224.630,79
2	2.502.775,43	5.005.550,86	\$ 4.355.651,56	\$ 8.711.303,11
3	405.384,18	1.216.152,53	\$ 1.461.235,04	\$ 4.383.705,11
4	182.195,41	728781,64	\$ 904.320,67	\$ 3.617.282,70
5	122.172,62	610.863,08	\$ 711.515,43	\$ 3.557.577,16



Gambar 2. Grafik Optimasi Reaktor

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

NERACA MASSA REAKTOR

No.	Komponen	Rumus Molekul	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
			Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	Ftalat Anhidrida	C ₈ H ₄ O ₃	3499,07		55,98
2	n-Butanol	C ₄ H ₁₀ O	5248,61		1812,41
3	MAN	C ₄ H ₂ O ₃	0,35		0,35
4	Air	H ₂ O	107,11	1,0711	525,26
5	Asam Sulfat	H ₂ SO ₄		52,48	52,48
6	Dibutil Ftalat	C ₁₆ H ₂₂ O ₄			6441,56
7	Monobutil Ftalat	C ₁₂ H ₁₄ O ₄			20,65
	Subtotal		8855,16	53,55	8908,71
	Total		8908,71		8908,71

PERANCANGAN REAKTOR

1. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor:

Komponen	BM	Fm	Fw	Fv		Fv (L/jam)
	(kmol/kg)	(kmol/jam)	(kg/jam)	ρ (kg/m ³)	(m ³ /jam)	
C ₈ H ₄ O ₃	148	23,64	3499,07	1236,91	2,82	2828,86
C ₄ H ₁₀ O	74	70,92	5248,61	739,70	7,09	7095,58
H ₂ O	18	5,95	107,11	955,76	0,11	112,07
H ₂ SO ₄	98	0,53	52,48	1739,31	0,03	30,17
C ₁₂ H ₁₄ O ₄	222	0,00	0,00	1037,31	0,00	0,00
C ₁₆ H ₂₂ O ₄	278	0,00	0,00	971,74	0,00	0,00
Total	838	101,05	8907,29	6680,75	10,066	10066,70

Perancangan ini menggunakan 1 reaktor dengan volume reaktor:

$$V_{shell} = 67,6958 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga:

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ V &= \frac{\pi}{4} D^3 \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \end{aligned} \quad (8)$$

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

$$D = 4,6949 \text{ m}$$

$$D = 184,8379 \text{ in}$$

$$D = 15,4030 \text{ ft}$$

Perancangan ini memilih $H = D$, sehingga

$$H = 4,6949 \text{ m}$$

$$H = 184,8379 \text{ in}$$

$$H = 15,4030 \text{ ft}$$

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

$$V_{dish} = 0,0051 \text{ m}^3$$

$$V_{dish} = 0,1791 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144} \quad (9)$$

dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$V_{sf} = 0,0200 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 0,2156 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{\text{Head}} = 0,0502 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 0,7892 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{\text{reaktor}} = 81,2852 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 21473,2769 \text{ ft}^3$$

2. Menghitung Volume dan Tinggi Cairan dalam Shell

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

$$= 0,0014 \text{ m}^3$$

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

$$= 1,3525 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam shell:

$$h = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (10)$$

$$h = 4,6934 \text{ m}$$

$$h = 15,3982 \text{ ft}$$

3. Menghitung Tekanan Desain

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

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

$$h_{\text{cairan}} = 4,6934 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 307285,4769 \text{ N/m}^2$$

$$= 44,5681 \text{ psia}$$

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

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

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

$$= 59,2640 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 1,2 * P \text{ operasi}$$

$$= 65,1904 \text{ psia}$$

$$P \text{ reaktor} = 65,1904 \text{ psia}$$

4. Menghitung Tebal *Shell* (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C \quad (11)$$

Dimana:

$$r = 0,5 \times \text{Diameter tangki} = 92,4190 \text{ in}$$

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

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

$$F = \text{Tegangan yang diijinkan} = 18,750 \text{ psia}$$

Sehingga, didapatkan nilai ts:

$$ts = 0,1702 \text{ in, digunakan tebal standar 1 in}$$

$$ts = 1 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{ID Shell} = 184,8379 \text{ in}$$

$$\text{OD Shell} = 186,8379 \text{ in}$$

$$\text{OD Standar} = 192 \text{ in}$$

$$icr = 11,5$$

$$r = 170$$

$$E = 80 \%$$

$$C = 0,1250$$

$$F = 18750 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

5. 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)

$$th = \frac{Prw}{(2fE-0.2P)} + C \quad (12)$$

(Brownell & Young, 1959, p.138)

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (13)$$

$$W = 1,7112$$

$$Th = 0,1347 \text{ in}$$

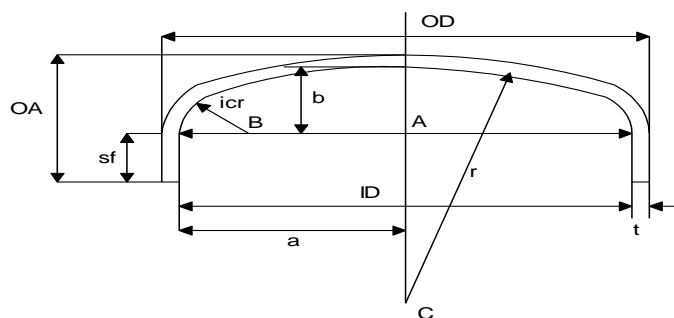
Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu :

$$Th = 0,313 \text{ in digunakan tebal standar } 5/16 \text{ in}$$

6. Menentukan Tinggi Reaktor Total

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

diambil : sf = 2,5 in



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

$$= 190 \text{ in}$$

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

$$= 95 \text{ in}$$

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

$$= 83,5 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 158,5 \text{ in}$$

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

$$= 4134,7219 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 35,2781 \text{ in}$$

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

$$= 38,5911 \text{ in}$$

$$= 0,9802 \text{ m}$$

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

$$= 9,0027 \text{ m}$$

7. Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi:

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

$$\mu = 1,6841 \text{ Cp}$$

$$\rho = 6680,7560 \text{ kg/m}^3$$

$$= 417,0662 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,2414 \text{ lb/in}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 81,2099 \text{ m}^3$$

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:

$$D_t/D_i = 3$$

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

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

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 4,6949 \text{ in}$$

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

$$D_i = 61,6124 \text{ in} = 1,5650 \text{ m}$$

$$Z_i = 80,0962 \text{ in} = 2,0344 \text{ m}$$

$$Z_L = 240,2886 \text{ in} = 6,1033 \text{ m}$$

$$L = 15,4031 \text{ in} = 0,3912 \text{ m}$$

$$W_b = 10,4741 \text{ in} = 0,2660 \text{ m}$$

8. Menghitung Jumlah *Impeller*

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

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

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

$$= 4,6333 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} =$$

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

$$= 0,9869 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ pengaduk}$$

Maka jumlah pengaduk yang dibutuhkan adalah 1 buah

$$\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}} = \left(\frac{\pi \text{ DI } N}{600} \right)^2 \quad (14)$$

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

$$N = 232,4873 \text{ rpm}$$

$$= 3,8748 \text{ rps}$$

$$= 13939,2389 \text{ rph}$$

Jenis Motor dipilih: *fixed speed belt*

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

Kecepatan standar pengaduk = 320 rpm

$$= 5,3333 \text{ rps}$$

9. Menghitung Power Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 6680,7560 \text{ kg/m}^3$$

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

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

$$= 0,0023 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 1,5650 \text{ ft}$$

$$N = 5,333 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho_L N D_i^2}{\mu_L} \quad (15)$$

$$Re = 439061,96$$

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

$$Pa = 66594178,0655 \text{ Watt}$$

$$= 66594,1781 \text{ kW}$$

$$= 89304,2579 \text{ hP}$$

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

Sehingga, nilai $P = 142433 \text{ hP} = 150 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 150 \text{ hP}$

(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 = 85 °C = 358 K

1. Jumlah Pemanas yang Dibutuhkan

$$m = \frac{Q}{\Delta H} \quad (16)$$

$$m = 4805,515 \text{ kg/jam}$$

2. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}} \quad (17)$$

$$Q_v = 4,8151 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Luas Perpindahan Panas

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad (18)$$

$$\Delta T_{LMTD} = 64,2671 \text{ } ^\circ F$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad (19)$$

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

$$Q = 1105154,3288 \text{ kJ/jam}$$

$$A = 6,3901 \text{ ft}^2 = 0.5 \text{ m}^2$$

4. Luas Selubung

$$A = \pi \cdot D \cdot H \quad (20)$$

$$A = 90,4908 \text{ m}^2$$

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

5. Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

$$ID = OD \text{ tangki} + 2 \cdot jw$$

$$= 196 \text{ in}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Jaket

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (21)$$

$$t_s = 0,591 \text{ in}$$

$$OD = 197,75 \text{ in}$$

$$ID = 202,2500 \text{ in}$$

7. Menghitung U_c dan U_d

$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o} \quad (22)$$

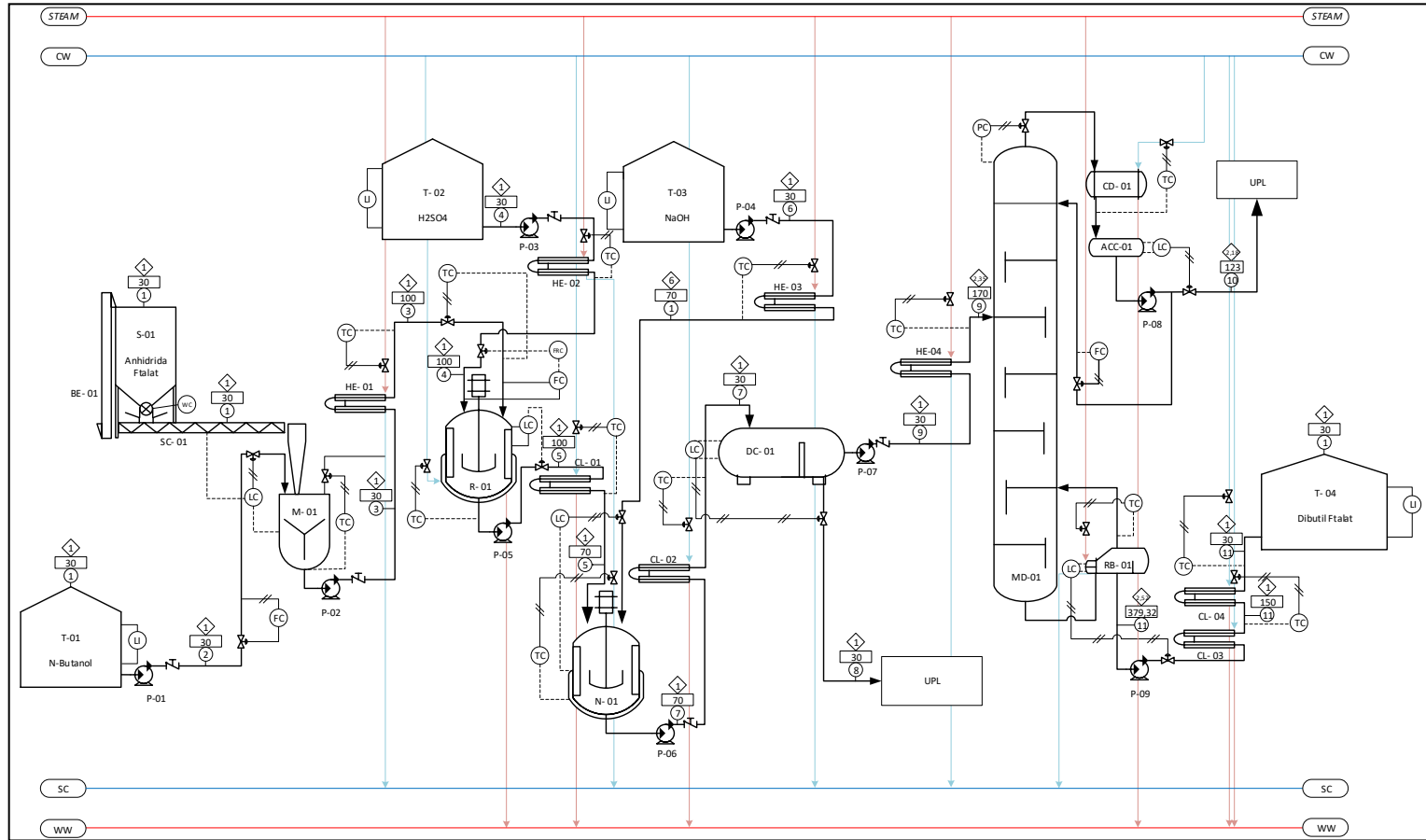
$$U_d = \frac{U_c \cdot hD}{U_c + hD}$$

$$U_c = 0,0446 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$U_d = 0,0446 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI ANHIDRIDA FTALAT DAN N-BUTANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Komponen	NM Total (kg/jam)										
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₆ H ₄ O ₃	3,499,30		3,499,30		55,99		55,99	52,32	2,66	3,66	
C ₄ H ₁₀ O		5,248,95	5,248,95		1,812,52		1,812,52	1,812,52	1,812,52		
C ₆ H ₄ O ₂	0,35		0,35		0,35		0,35	0,35			
H ₂ O		107,12	107,12	1,07	525,3	46,42	591		590,99	590,99	
H ₂ SO ₄				52,49		52,49					
C ₁₀ H ₁₆ O ₄					6,441,97		6,441,97	128,83	128,83	6,313,13	
C ₁₀ H ₁₈ O ₄					20,66		20,39	0,26	0,26	0,01	
NaOH						42,85					
Na ₂ SO ₄						36,06		36,06	0,01		
Total	3,499,65	5,356,97	8,855,72	53,56	8,909,28	89,26	8,997,54	149,01	8,849,54	2,536,29	6,313,13

Keterangan Alat	
SL	Silo
M	Mixer
R	Reaktor
DC	Dekanter
MD	Menara Distilasi
ACC	Akumulator
CD	Condensator
RR	Reboiler
T	Tangki
HE	Heatex
CL	Cooler
N	Neutralizer
BE	Bucket Elevator
SC	Screen Conveyor
P	Pompa

Keterangan Simbol	
○	Nomer Arus (kg/jam)
□	Suhu °C
◇	Titik leleh, titik beku
—	Aliran Proses
—	Aliran Pemompaan
—	Aliran Listrik
.....	Valve
—	Flow Controller
—	Temperature Controller
—	Level Controller
—	Level Indicator
—	Weight Controller

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK DIBUTIL FTALAT DARI ANHIDRIDA FTALAT DAN N-BUTANOL KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 1. Wulu Maulida 19521131
 2. Rizka Wilqum 19521216

Dosen Pembimbing
 Agung Nugroho, Dewi Lestari, S.T., MT

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Widia Maulida
 No MHS : 19521131
2. Nama Mahasiswa : Rahma Widyanti
 No MHS : 19521216

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK DIBUTIL
 FTALAT DARI ANHIDRIDA FTALAT
 DAN N-BUTANOL

Mulai bimbingan : 7 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	7- 10- 2022	Perkenalan diskusi mengenai judul dan kapasitas pabrik yang dipilih	<i>[Signature]</i>
2	15- 11- 2022	Penentuan kapasitas pabrik dan naskah luaran 1	<i>[Signature]</i>
3	14- 12- 2022	Penentuan tinjauan kinetika & termodinamika, dan diagram alir	<i>[Signature]</i>
4	15- 12- 2022	Revisi dan pengumpulan naskah luaran 2-4	<i>[Signature]</i>
5	28 -01- 2023	Diskusi perhitungan neraca massa	<i>[Signature]</i>
6	15- 02-2023	Diskusi dan revisi perhitungan neraca massa	<i>[Signature]</i>
7	16- 02-2023	Pengumpulan revisi luaran 5	<i>[Signature]</i>
8	20- 03- 2023	Diskusi perhitungan perancangan reaktor	<i>[Signature]</i>
9	6- 05- 2023	Revisi perhitungan reaktor	<i>[Signature]</i>

10	3-06-2023	Diskusi dan pengumpulan perancangan tangki dan alat transportasi bahan	Ajeng
11	28-06-2023	Diskusi dan revisi perhitungan MD	Ajeng
12	7-07-2023	Revisi keseluruhan alat proses	Ajeng
13	3-08-2023	Diskusi Evaluasi Ekonomi	Ajeng
14	7-08-2023	Revisi Evaluasi Ekonomi	Ajeng
15	8-08-2023	Revisi Naskah	Ajeng

Dosen Pembimbing

8/8/2023

Ajeng

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T.,M.T
NIP. 005210101