

**PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT
DARI ASAM SITRAT DAN BUTANOL DENGAN
KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Zaidan Umar Basyarahil

Nama : Zhavira Yolanda Styoko

NIM : 16521197

NIM : 18521099

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

2023

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT
DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Zaidan Umar Basyarahil Nama : Zhavira Yolanda Styoko
NIM : 16521197 NIM : 18521099

Yogyakarta, 17 November 2022

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

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



Zaidan Umar Basyarahil



Zhavira Yolanda Styoko

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT
DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Zaidan Umar Basyarahil

Nama : Zhavira Yolanda Styoko

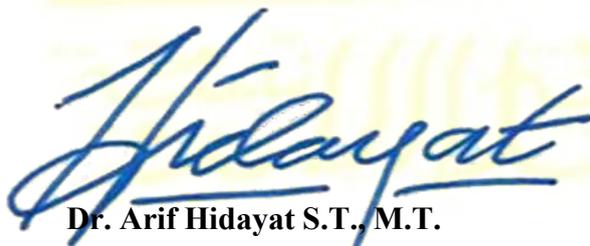
NIM : 16521197

NIM : 18521099

Yogyakarta, 17 November 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,



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



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Zaidan Umar Basyarahil

Nama : Zhavira Yolanda Styoko

NIM : 16521197

NIM : 18521099

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

Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia Yogyakarta,

Februari 2023

Tim Penguji,
Ketua Penguji

Venalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M

Penguji I,

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

Penguji II,

Umi Rofiqah, S.T., M.T

 19/2 '23

 14/02/23



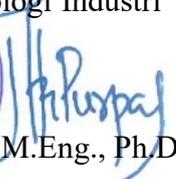
Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

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





KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah S.W.T yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Tributil Sitrat dari Asam Sitrat dan Butanol dengan Kapasitas 21.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Arif Hidayat S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan banyak pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 24 November 2023

Penulis



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

1. Puji syukur saya panjatkan kepada Allah S.W.T atas rahmat dan karunia-Nya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi saya di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Terima kasih kepada kedua orang tua saya keluarga saya yang selalu memberikan doa tiada henti, semangat, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih banyak telah berjuang dan berkorban banyak hal untuk saya hingga saya bisa mencapai tahap ini dengan penuh kasih sayang
3. Terima kasih kepada Bapak Dr. Arif Hidayat., S.T., M.T. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.
4. Terima kasih juga untuk partner saya yaitu Zhavira Yolanda Styoko yang sudah menjadi partner terbaik saya dari Kerja Praktik, Penelitian hingga Tugas Akhir ini. Walaupun sering terjadi cekcok dalam menjalankannya, tapi telah menjadi partner terbaik dan saya tidak pernah menyesal menjadikan Zhavira jadi partner saya. Dan juga teman saya Gopal dan Rizka yang telah banyak membantu dalam pengerjaan Tugas Akhir ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan kita dapat sukses kedepannya baik di dunia maupun akhirat dan kelak dipertemukan di waktu dan tempat yang terbaik.

5. *“Last but no least, I wanna thank me, I wanna thank me for believing in me. I wanna thank me for doing all these hard works, I wanna thank me for having no days off, I wanna thank me for never quitting.”*

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Oleh sebab itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang sangat membangun agar dapat bermanfaat bagi pihak lainnya.

Penulis,

Zaidan Umar Basyarahil



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

1. Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi saya di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Terima kasih kepada kedua orang tua saya Bapak Sumaryoko dan Ibu Sri Wahyuningsih serta adik saya Mochammad Dzaki Ammar Putra yang selalu memberikan doa tiada henti, semangat, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih banyak telah berjuang dan berkorban banyak hal untuk saya hingga saya bisa mencapai tahap ini dengan penuh kasih sayang.
3. Terima kasih kepada Bapak Dr. Arif Hidayat., S.T., M.T. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.
4. Terima kasih juga untuk partner saya yaitu Zaidan Umar Basyarahil yang sudah menjadi partner terbaik saya dari Kerja Praktik, Penelitian hingga Tugas Akhir ini. Walaupun sering terjadi cekcok dalam menjalankannya, tapi abangjid telah menjadi partner terbaik dan saya tidak pernah menyesal menjadikan abangjid jadi partner saya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan kita dapat sukses kedepannya baik di dunia maupun akhirat dan kelak dipertemukan di waktu dan tempat yang terbaik.

5. Untuk teman dekat saya terutama Rizka Nugraheni yang sangat membantu saya dalam menjalankan segala hiruk pikuk perkuliahan ini, yang telah membantu saya untuk sampai di titik ini. Semoga kita bisa sukses terus kedepannya .
Aamiin
6. Terimakasih untuk teman-teman picnic (Rizka, Tita, Addin, Kila, Silvi, Meni) .
Terimakasih juga kepada temen-temen sekolah saya (Leni, Syifa, Enjel, Salsa, Inka, Anis), Terimakasih untuk Gerald, Tiara, Kemala, Asti, Fajar, Devin, Alan, Insan, Ali. Terimakasih juga untuk Gopal yang telah membantu kami, Terimakasih selalu untuk kalian semua memberi support dan motivasi saya dalam segala hal dan dalam menyelesaikan skripsi ini. Terimakasih untuk teman seperjuangan saya untuk tugas akhir ini disaat-saat terakhir yaitu Dede, Ojan, dan Addin. Terimakasih untuk semua teman-teman baik saya di Jogja.
7. Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian selalu sehat, bahagia, serta dapat meraih apa yang dicita-citakan.
8. *“Last but not least, I wanna thank me, I wanna thank me for believing in me. I wanna thank me for doing all these hard works, I wanna thank me for having no days off, I wanna thank me for never quitting.”*

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Oleh sebab itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang sangat membangun agar dapat bermanfaat bagi pihak lainnya.

Penulis,

Zhavira Yolanda Styoko

DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	Error! Bookmark not defined.
PRARANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT	Error! Bookmark not defined.
DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR.....	4
LEMBAR PERSEMBAHAN	6
LEMBAR PERSEMBAHAN	8
DAFTAR ISI.....	10
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT.....	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	9
1.4 Tinjauan Proses	10
1.5 Tinjauan Kinetika dan Tinjauan Termodinamika.....	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	21
2.1 Spesifikasi Produk.....	21
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	22
2.3 Pengendalian Kualitas.....	24
BAB III PERANCANGAN PROSES	28
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	28
3.2 Uraian Proses	29
3.3 Spesifikasi Alat Proses.....	32

3.4	Neraca Massa	42
3.5	Neraca Panas.....	44
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		47
4.1	Lokasi Pabrik.....	47
4.2	Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	51
4.3	Tata Letak Mesin atau Alat (<i>Machines</i>)	57
4.4	Tata Letak Alat Proses	60
4.5	Organisasi Perusahaan	87
BAB V UTILITAS		96
5.1	Unit penyediaan dan pengolahan air.	96
5.2	Unit Penyedia Steam.....	104
5.3	Unit penyedia listrik.	104
5.4	Unit Penyediaan Udara	107
5.5	Unit pengolahan limbah.....	107
5.6	Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	108
BAB VI EVALUASI EKONOMI		119
BAB VII PENUTUP.....		138
7.1	Kesimpulan	138
7.2	Saran.....	139
DAFTAR PUSTAKA		140
LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR		142
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD).....		160
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PERANCANGAN		162



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Tributyl Sitrat BPS.....	4
Tabel 1.2 Data Kapasitas Pabrik Penghasil Bahan Baku	6
Tabel 1.3 Data Kapasitas Produksi Tributyl Sitrat di Dunia	7
Tabel 1.4 Data Pabrik Plastik.....	8
Tabel 1.5 Pemilihan Proses	12
Tabel 1.6 Harga (ΔH_f°) Masing-Masing Komponen.....	16
Tabel 1.7 Harga Konstanta C_p Fungsi Suhu masing-masing Komponen	17
Tabel 1.8 Harga (ΔG°) masing – masing Komponen.....	19
Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa	38
Tabel 3.10 Spesifikasi Heat Exchanger	39
Tabel 4.1 Lokasi Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	54
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin	102
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Steam.....	102
Tabel 5.3 Kebutuhan Air proses	103
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	105
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	106
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan	122
Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC)	131
Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)	131
Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI).....	132
Tabel 6.5 Working Capital Investment (WCI)	132
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	132
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	133
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	133
Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost.....	133
Tabel 6.10 General Expenses	133
Tabel 6.11 Total Production Cost.....	134
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost</i> (Fa)	134
Tabel 6.13 <i>Regulated Cost</i> (Ra)	134
Tabel 6.14 <i>Variable Cost</i> (Va)	134

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	28
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	29
Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan Baku	49
Butanol.....	49
Gambar 4.2 Lokasi Didirikannya Pabrik Tributil Sitrat	49
Gambar 4.3 Layout Pabrik Tributil Sitrat Skala 1 : 1000.....	56
Gambar 4.5 Struktur Organisasi	92
Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air	118
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga dan Tahun	121
Gambar 6.2 Grafik BEP	137



ABSTRAK

Tributil Sitrat (TBS) adalah merupakan plasticizer ramah lingkungan karena bahan utama yang digunakan dalam sintesis tersedia dari alam yang berupa asam sitrat. TBS merupakan suatu alternatif plasticizer yang berbahan asam ftalat. Plasticizer ini telah digunakan di beberapa polimer, seperti PVC, PLA, PHA dan PHB untuk menjaga kelembutan dan kelenturan plastik dan karet. Mengingat penggunaan plastik di dunia yang terus meningkat dan membutuhkan untuk menggunakan bahan yang *biodegradable*, untuk itu akan direncanakan pembangunan pabrik Tributil Sitrat pada tahun 2027 di Kelurahan Bedanten, Kecamatan Bungah, Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas 13.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan TBS menggunakan reaksi esterifikasi dimana terjadi reaksi antara asam sitrat dengan n-butanol untuk menghasilkan tributil sitrat. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor *Continous Stirred Tank Reaktor (CSTR)*, fase cair-cair, serta kondisi operasi dijaga *isothermal*. Reaktor CSTR beroperasi di suhu 120 °C tekanan 1 atm. Produk keluaran Reaktor 01 selanjutnya akan dimurnikan dengan *evaporator 01* dengan kondisi operasi 136.7 °C dan 2 atm untuk menguapkan air dan butanol yang terjadi dalam proses reaksi, dan hasil bawah *evaporator-01* akan diumpangkan kedalam *evaporator-02* dengan kondisi operasi 288 °C dan 2 atm untuk menguapkan sisa air dan butanol serta katalis MSA (*Methanesulfonic Acid*). Sedangkan, hasil bawah dari *evaporator-02* yang mengandung *tributil sitrat* 98% akan diumpangkan kedalam tangki penyimpanan lalu dikemas untuk dipasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 13.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku asam sitrat 13.140 ton/tahun, butanol sebesar 30.386,25 ton/tahun, katalis *methanesulfonic acid* 197,1 ton/tahun dan air dari utilitas sebesar 5.631,427 ton/tahun. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 1.276.258,225 ton/tahun air pendingin, 33.292,381 ton/tahun, 3.000,418 ton/tahun bahan bakar, 200,1102 kW listrik. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa *Percent Return on Investment (ROI)* sebelum pajak 47,43%, sesudah pajak 36,99%, *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 1,47 tahun, setelah pajak 2,13 tahun. Break Event Point (BEP) 44,05%, *Shut Down Point (SDP)* 28,71%, dan *Discounted Cash Flow (DCF)* 16,11%. Dari hasil evaluasi ekonomi, pabrik Tributil Sitrat dari Asam Sitrat dan Butanol dengan kapasitas 13.000 ton/tahun layak untuk direalisasikan pembangunannya di Indonesia.

Kata Kunci: *Continous Stirred Tank Reactor, Plasticizer, Tributil Sitrat*

ABSTRACT

Tributyl Citrate (TBC) is an environmentally friendly plasticizer because the main ingredient used in synthesis is available from nature in the form of asam sitrat . TBC is an alternative plasticizer made from phthalic acid. This plasticizer has been used in several polymers, such as PVC, PLA, PHA and PHB to maintain the softness and flexibility of plastics and rubbers. Given the increasing use of plastic in the world and the need to use biodegradable materials, for this reason, it is planned to build a TBC factory in 2027 in Bedanten Village, Bungah District, Gresik, East Java with a capacity of 13,000 tons /year which operates for 330 days. The method of making TBS uses an esterification reaction where there is a reaction between asam sitrat and n-butanol to produce tributil sitrat. This reaction is exothermic and is executed in a Continous Stirred Tank Reactor (CSTR) reactor, liquid-liquid phase and operating conditions are maintained isothermal. The CSTR reactor operates at a temperature of 120 °C pressure of 1 atm. The output products of Reactor 01 will then be purified with evaporator 01 with operating conditions of 136.7 °C and 2 atm to evaporate water and butanol that occur in the reaction process, and the bottom result of evaporator-01 will be fed into evaporator-02 with operating conditions of 288 °C and 2 atm to evaporate the remaining water and butanol as well as MSA (Methanesulfonic Acid) catalysts. Meanwhile, the bottom result of the evaporator-02 containing 98% tributil sitrat will be fed into the storage tank and then packaged for market. To achieve a production capacity of 13,000 tons / year than requires Citric Acid raw materials of 13.140 tons / year, butanol of 30.386,25 tons / year, methanesulfonic acid catalyst of 197,1 tons / year and water from utilities of 5.631,427 tons / year. The utilities required are 1.276.258,225 tons / year of cooling water, 33.292,381 tons / year of steam, 3.000,418 tons / year, 200.1102 kW of electricity. Economic evaluation shows that Percent Return on Investment (ROI) before tax is 47.43%, after tax 36.99%, Pay Out Time (POT) before tax is 1.47 years, after tax is 2.13 years. Break Event Point (BEP) 44.05%, Shut Down Point (SDP) 28.71%, and Discounted Cash Flow (DCF) 16.11%. From the results of economic evaluation, the Tributyl Citric plant from Asam sitrat and Butanol with a capacity of 13,000 tons / year is feasible for realization of its development in Indonesia.

Keywords: Continues Stirred Tank Reactor, Placticizer, Tributyl Citrate

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

1.1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan negara berkembang yang banyak melakukan pembangunan di bidang industri, salah satunya adalah pembangunan di sub sektor industri kimia. Industri ini mengolah bahan mentah menjadi bahan setengah jadi maupun bahan jadi yang siap untuk dipasarkan. Permintaan pasar terhadap kebutuhan bahan-bahan kimia semakin meningkat sehingga pembangunan industri kimia perlu ditumbuh kembangkan. Dengan adanya pembangunan yang terus menerus diharapkan Indonesia tidak lagi bergantung pada impor, karena mengakibatkan menurunnya devisa negara dan ketergantungan pada negara lain. Pembangunan ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan negeri, pemanfaatan sumber daya alam yang ada dan menciptakan lapangan kerja baru untuk meningkatkan ekonomi. Kebutuhan bahan kimia tersebut diupayakan dengan cara impor yang setiap tahun mengalami peningkatan. Salah satu produk dari industri kimia adalah tributil sitrat.

Plasticizer adalah senyawa kimia yang digunakan sebagai aditif untuk bahan polimer selama transformasi dan pemrosesannya. Mereka menyebabkan penurunan suhu transisi kaca membuat polimer lebih fleksibel, halus, dan mudah diproses. Saat ini, senyawa ftalat mewakili plasticizer yang paling banyak dikonsumsi dan diproduksi di dunia. Namun, karena kekhawatiran pada efek negatif yang dapat ditimbulkan oleh senyawa ftalat dalam kesehatan manusia

dan risiko lingkungannya (terutama di-ethylhexyl phthalate, DEHP), penggunaan plasticizer semacam ini telah menurun dalam beberapa tahun terakhir (Godwin, 2011).

Untuk alasan itu, banyak perusahaan di seluruh dunia telah mengintensifkan upaya untuk mengembangkan plasticizer ftalat bebas yang berfokus pada yang berbasis bio. Ester sitrat, paling khusus tributil sitrat dengan atau tanpa asetilasi telah diidentifikasi dan divalidasi sebagai alternatif fungsional untuk senyawa ftalat. Namun, proses produksi tributil sitrat saat ini, yang terdiri dari esterifikasi asam sitrat dengan butanol, membutuhkan kelebihan alkohol yang besar dan waktu batch yang lama untuk mengatasi keterbatasan keseimbangan dan mencapai hasil yang diinginkan.

Tributil sitrat memberi kontribusi besar dalam kehidupan manusia, karena merupakan bahan baku dari produk-produk yang sering digunakan. Hal ini disebabkan senyawa ini ramah lingkungan karena sifat biodegradable sehingga dapat menggantikan jenis plasticizer dari ester asam ftalat. Tributil sitrat adalah bahan tambahan tidak langsung yang digunakan dalam zat kotak makanan dan merupakan plasticizer farmasi yang telah disetujui (Sui dkk., 2015).

Tributil sitrat merupakan senyawa organik berjenis gugus ester dengan rumus molekul $C_{18}H_{32}O_7$. Senyawa ini memiliki titik didih yang tinggi oleh karena rantai C-H yang panjang. Tributil sitrat adalah pengganti dietilheksil ftalat (DEHP) dan digunakan terutama untuk plasticizer vinil resin dalam aplikasi seperti mainan, perangkat medis dan kemasan serta banyak digunakan

dalam bahan bangunan dan konstruksi, perekat, plastik, produk karet dan lain-lain (ANSES, 2016).

Dari data (BPS, 2022) menunjukkan bahwa impor tributil sitrat masuk Indonesia pada 2017 menunjuk 9.566 ton/tahun dan terus naik di tahun-tahun selanjutnya. Hal ini disebabkan belum adanya pabrikan lokal yang memproduksi tributil sitrat.

1.1.2. Tujuan

Sehingga dengan mempertimbangkan kebutuhan akan tributil sitrat di Indonesia maka pabrik tributil sitrat (TBS) perlu didirikan dengan tujuan:

1. Mengurangi biaya impor tributil sitrat.
2. Memicu pertumbuhan industri baru yang menggunakan bahan baku atau bahan pembantu dari tributil sitrat. Terutama industri plastik dan polimer.
3. Membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sehingga dapat menekan angka pengangguran.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi mempengaruhi perhitungan ekonomis dan teknis dalam desain pabrik. Dalam rancang bangun pabrik tributil sitrat dari butanol dan asam sitrat ini diharapkan memiliki kapasitas 13.000 ton per tahun. Kapasitas desain pabrik tributil sitrat ditentukan berdasarkan faktor-faktor berikut:

- a. Prediksi kebutuhan pasar.
- b. Ketersediaan bahan baku

1.2.1. Prediksi Kebutuhan Pasar

Kebutuhan tributil sitrat dalam maupun luar negeri dapat dilihat dari data BPS (Badan Pusat Statistik) impor dalam jangka waktu tahun 2017 sampai tahun 2021. Data statistik mengenai impor tributil sitrat Indonesia (Tabel 1.) memperlihatkan bahwa impor tributil sitrat di Indonesia mengalami kenaikan di sampai tahun 2020 dan mengalami penurunan pada tahun 2021, data tersebut dapat di lihat pada Tabel 1. Sedangkan data permintaan global untuk tributil sitrat yang meningkat per tahunnya selama 2017 - 2020 akan memberikan prospek yang baik untuk mendirikan pabrik tributil sitrat ini.

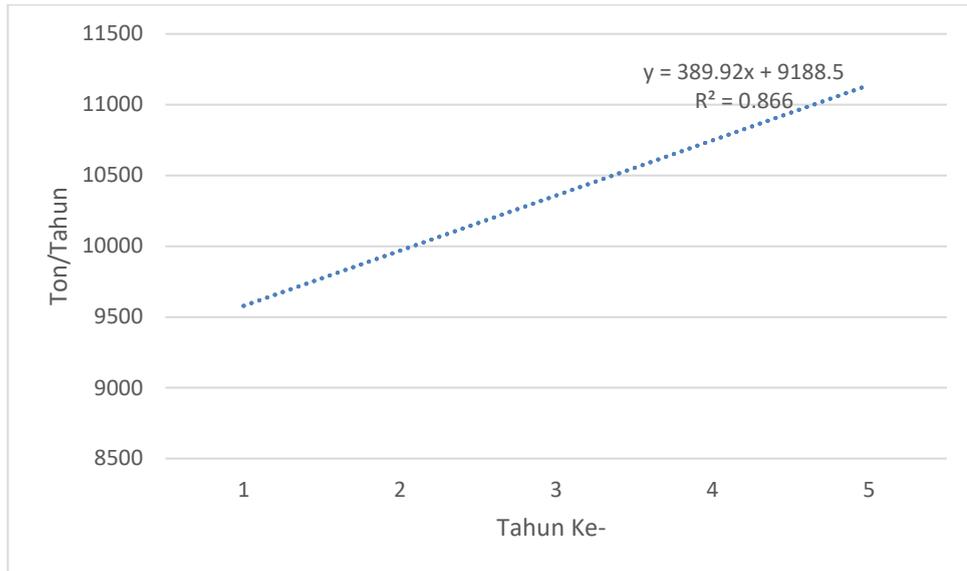
1.2.2. Penentuan Kebutuhan Tributil Sitrat di Indonesia

Data impor tributil sitrat di Indonesia dari tahun 2017 sampai 2021 berdasarkan data Badan Pusat Statistik dapat dilihat pada Tabel 1.1 (BPS, 2022).

Tabel 1.1 Data Impor Tributil Sitrat BPS

Tahun	Tahun ke	Impor
2017	1	9.566
2018	2	9.944
2019	3	10.217
2020	4	11.152
2021	5	10.911

Pabrik tributil sitrat ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2027, perkiraan kapasitas dapat dihitung dengan persamaan regresi linear least square adalah sebagai berikut :



Gambar 1.1 Kebutuhan Tributyl Sitrat Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.1 diperoleh persamaan regresi linear.

$$y = bx + a$$

Dimana : y = Kebutuhan Tributyl Sitrat di Indonesia (Ton)

x = Tahun ke-n

Sehingga :

$$y = 389,8x + 9.188,6$$

Jadi kebutuhan pada tahun 2027 adalah :

$$y = 389,8x + 9.188,6$$

$$= 389,8x + 9.188,6$$

$$= 13.086,6 \text{ ton/tahun}$$

1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan merupakan faktor yang penting dalam keberlangsungan produksi suatu pabrik. Untuk mendapatkan kontinuitas produksi suatu pabrik, bahan baku harus mendapatkan perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Pada prarancangan pabrik tributil sitrat, bahan baku butanol diambil dari PT. Petro Oxo Nusantara, asam sitrat dari China yang diangkut dari pelabuhan Tanjung Perak, Surabaya dan katalis asam methanesulfonic diimpor dari BASF Company, Germany.

Data kapasitas dari pabrik penghasil bahan baku butanol, asam sitrat, methanesulfonic acid yang digunakan (BPS, 2021) ditampilkan dalam Tabel

1.2.3 sebagai berikut :

Tabel 1.2 Data Kapasitas Pabrik Penghasil Bahan Baku

Bahan Baku	Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Butanol	PT. Petro Oxo Nusantara	100.000
	Tianjin Bohai Chemical Industry Co., Ltd	500.000
Asam Sitrat	Weifang Ensign Industry Co.,Ltd	450.000
	TTCA Co., Ltd	75.000
Methanesulfonic acid	BASF (Germany)	50.000

Berdasarkan perhitungan bahan baku yang kami peroleh, kami membutuhkan asam sitrat 7.065 ton/tahun yang akan disuplai oleh Weifang Ensign Industry Co.,Ltd, n-butanol sebesar 16.337,89 ton/tahun

yang akan disuplai oleh PT. Petro Oxo Nusantara, dan katalis asam methanesulfonat 197,1 ton/tahun yang disuplai oleh BASF (Germany)

Dalam prarancangan pabrik tributil sitrat yang direncanakan akan berdiri tahun 2027 ini, diharapkan dapat didirikan dengan kapasitas produksi yang cukup besar untuk memenuhi penggunaan tributil sitrat sebagai plasticizer ramah lingkungan menggantikan produk non-biodegradable yang masih dipakai. Sehingga Indonesia dapat mengurangi kebutuhan impor dan dapat meningkatkan pendapatan nasional.

1.2.4. Kapasitas Minimum Pabrik

Kapasitas pabrik yang didirikan harus diatas kapasitas minimum pabrik, atau minimal sama dengan pabrik yang berjalan. Untuk pertimbangan kapasitas dilihat dari pabrik yang sudah berdiri, dan dapat dilihat di Tabel 1.3. berikut yang merupakan data kapasitas produksi pabrik tributil sitrat di dunia (UN Comtrade,2022) :

Tabel 1.3 Data Kapasitas Produksi Tributil Sitrat di Dunia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Anhui ADIBEI Biological Co., Ltd	Chuzhou, China	50.000
Jiangsu Tianyin Chemical Industry Co.Ltd	Jiangsu, China	10.000
Kaifeng Juhong Chemical Co., Ltd	Kaifeng, China	100.000
Lemonflex Company Limited China	Jiangsu, China	7.000
Leba Sanayi Ürünleri A.Ş	Kocaeli, Turki	15.000

Untuk data Pabrik Plastik di Indonesia dapat dilihat pada Table 1.4 (BPS, 2021) :

Tabel 1.4 Data Pabrik Plastik

Negara	Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Indonesia	Bumimulia	600.000
Indonesia	Chandra Asri Petrochemical	736.000
Indonesia	Lotte Chemical Titan Nusantara (PT. LCTN)	450.000
Indonesia	Polytama Propindo	180.000

Dari data produksi pabrik plastik yang tersedia sebagai target pemakai produk tributil sitrat sebagai plasticizer, maka terdapat peluang kapasitas yaitu sebesar 13.000 ton/tahun karena merupakan pabrik pertama di Indonesia dan perlu adanya pembangunan secara bertahap.

Berdasarkan berbagai pertimbangan diatas, baik melalui data impor, produksi dalam negeri, kapasitas pabrik di dunia, maupun ketersediaan bahan baku, maka kapasitas produksi dari hasil perhitungan dari persamaan regresi linear dan data tributil sitrat pada tahun 2017 sampai 2021 menunjukkan bahwa kebutuhan tributil sitrat di Indonesia pada tahun 2027 sebesar 13.000 ton/tahun. Dengan pendirian pabrik pada kapasitas tersebut maka diharapkan dapat memenuhi kebutuhan tributil sitrat dari perhitungan kapasitas pabrik dengan target pemenuhan kebutuhan tributil sitrat untuk pembuatan plastik atau senyawa lainnya.

1.3 Tinjauan Pustaka

a. Tributyl Sitrat (TBS)

Tributil sitrat merupakan senyawa organik berjenis gugus ester dengan rumus molekul $C_{18}H_{32}O_7$. Senyawa memiliki titik didih yang tinggi oleh karena rantai C-H yang panjang. Tributyl sitrat adalah pengganti dietilheksilftalat (DEHP) dan digunakan terutama untuk plastiser vinil resin dalam aplikasi seperti mainan, perangkat medis dan kemasan serta banyak digunakan dalam bahan bangunan dan konstruksi, perekat, plastik, produk karet dan lain-lain (ANSES, 2016). Hal ini disebabkan senyawa ini ramah lingkungan karena sifat biodegradable sehingga dapat menggantikan jenis plastiser dari ester asam ftalat. Tributyl sitrat adalah bahan tambahan tidak langsung yang digunakan dalam zat kotak makanan dan merupakan plastiser farmasi yang telah disetujui (Sui dkk., 2015). Produksi tributyl sitrat umumnya melalui esterifikasi langsung dari asam sitrat dan butanol dengan bantuan katalis asam. Proses ini melibatkan tiga reaksi berurutan, yang menghasilkan monobutil sitrat, dibutil sitrat sebagai produk antara dan air sebagai produk samping di masing-masing langkah esterifikasi. Berikut reaksi yang terjadi (Fonseca. dkk, 2019) :



b. Asam Sitrat

Asam sitrat merupakan senyawa asam organik lemah yang ditemukan pada daun, buah dan tumbuhan tertentu. Asam sitrat memiliki rumus molekul $C_6H_8O_7$. Asam sitrat merupakan salah satu asam organik yang banyak

digunakan dalam industri makanan dan minuman berfungsi sebagai pemberi rasa asam, antioksidan dan pengemulsi. Selain itu juga banyak digunakan dalam industri farmasi, kosmetik dan deterjen. (Damayanti, 2010)

c. Butanol

Butanol atau n-butanol merupakan senyawa organik alkohol yang banyak diperlukan oleh berbagai industri digunakan sebagai solven dan sintesis organik. Butanol memiliki rumus molekul $C_4H_{10}O$. Biasanya butanol digunakan sebagai bahan pelarut (solvent). Butanol merupakan bahan intermediate yang digunakan sebagai bahan baku industri hilir dalam industri tekstil, polimer, plastik, cat, surface coating, dan farmasi (Zulfa dan Mayori, 2019).

1.4 Tinjauan Proses

Produksi tributyl sitrat umumnya melalui proses esterifikasi secara langsung. Perbedaannya terdapat pada pemakaian katalis yaitu homogen dan heterogen.

a. Katalis Homogen

Reaksi seri ini berjalan optimal pada suhu $120 - 150^{\circ}C$ dengan pengadukan dan rasio mol 1 : 5 antara asam sitrat dan butanol. Pembentukan senyawa intermediet monobutil sitrat dan dibutil sitrat berjalan secara instan seketika. Konversi asam sitrat maksimal terjadi pada suhu $120^{\circ}C$ yaitu sebesar 96%. Katalis homogen dipakai asam *methanesulfonic* (MSA) (Osorio-Pascuas et al, 2015). Asam *metanaesulfonat* (MSA) banyak digunakan sebagai katalis cair dalam proses esterifikasi karena aktivitasnya yang baik, korosifitas rendah

dibandingkan dengan asam yang lebih kuat (sulfur atau hidroklorik), dan lebih sedikit degradasi produk (penggelapan warna). Reaksi dapat berlangsung pada reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) atau reaktor *batch*. Produk tributil sitrat dapat dipisahkan dari *impurity* lewat alat *netralizer*, decanter dan distilasi.

b. Katalis Heterogen

Reaksi berlangsung pada kisaran suhu 80 - 120°C dan kecepatan pengadukan 500 - 1100 rpm yang naik secara bertahap. Rasio mol yang dipakai adalah 8 : 1 sampai 16 : 1 antara butanol berbanding asam sitrat. Katalis berupa padatan amberlyst 70 (Osorio-Pascuas et al, 2015). Reaksi dapat berjalan pada reaktor alir tangki berpengaduk atau reaktor *fixed bed*. Produk tributil sitrat dapat dipisahkan dari *impurity* lewat alat separator dan distilasi.

1.4.1 Pemilihan Proses

Pemilihan proses sangat bergantung pada segi teknik dan keuntungan secara ekonomi. Berdasarkan dua faktor yang sangat krusial ini maka akan dipilih proses mana yang lebih layak.

Tabel 1.5 Pemilihan Proses

NO	ESTERIFIKASI BERKATALIS HOMOGEN	ESTERIFIKASI BERKATALIS HETEROGEN
1.	Suhu Operasi : 120-150°C (**)	Suhu Operasi : 80-130°C (***)
2.	Jenis Katalis : Methanesulfonic Acid (***)	Jenis Katalis : Amberlyst 70 (**)
3.	Tekanan Operasi : 1 atm	Tekanan Operasi : 1 atm
4.	Reaktor : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (<i>CSTR</i>) (***)	Reaktor : Reaktor Alir Pipa Dengan Isian Katalis (<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>) (**)
5.	Konversi : 90 – 97% (***)	Konversi : 61 - 70 % (*)
6.	Selektivitas Terhadap Produk : Hingga 95 % (***)	Selektivitas Terhadap Produk : Hingga 70 % (*)
7.	Ketersediaan Katalis : Methane-sulfonic acid diimpor dari Ludwigshafen, Jerman (**)	Ketersediaan Katalis : Amberlyst 70 diimpor dari Amerika Serikat (**)
8.	Keuntungan : - Konversi lebih tinggi - Selektivitas tinggi - Ketersediaan katalis dekat	Keuntungan : Suhu reaksi rendah
9.	Kekurangan : Suhu reaksi lebih tinggi	Kekurangan : - Konversi lebih rendah - Selektivitas rendah - Ketersediaan katalis impor

Keterangan : (*) = Kurang; (**) = Sedang; (***) = Baik

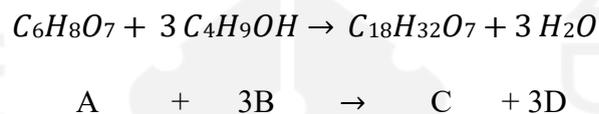
Sehingga dari hasil perbandingan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa proses esterifikasi menggunakan katalis homogen lebih

menguntungkan dibanding heterogen dikarenakan konversi dan selektivitas lebih tinggi

1.5 Tinjauan Kinetika dan Tinjauan Termodinamika

1.5.1 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan Tributyl Sitrat dari Asam Sitrat dan Butanol merupakan reaksi orde satu dengan bantuan katalis asam methanesulfonat, dengan persamaan reaksi sebagai berikut :



Menurut Osorio-Pascuas,2015. Diasumsikan reaksi orde pertama karena n-butanol sangat berlebih dengan rasio 1:5,4 dan 1:5,9 (Fonseca,2019). Karena dalam pembuatan tributyl sitrat ini, rasio asam sitrat dan butanol yang kita gunakan sebanyak 1:6 maka reaksi yang terjadi menggunakan orde satu dengan kecepatan reaksi mengikuti persamaan reaksi orde satu dan diasumsikan reaksi searah, yaitu :8

$$\frac{dC_A}{dt} = r_A$$

$$k_1 C_A = r_A$$

$$\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A$$

Keterangan :

C_A = Konsentrasi Asam Sitrat dalam campuran (mol/liter)

k_1 = Konstanta reaksi pembentukan Tributyl Sitrat (reaksi ke kanan)

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

Keterangan :

k = konstanta laju reaksi (1/s)

A = faktor frekuensi tumbukan (mol/mol.s)

E = energi aktivasi (J/mol)

R = konstanta gas umum (J/mol.K)

T = suhu (K)

Untuk mencari nilai konstanta laju reaksi pada reaksi esterifikasi ditulis sebagai

berikut :

$$A = 3,103 \times 10^5 \text{ 1/s}$$

$$E_a = 60065 \text{ J/mol}$$

$$T = 393 \text{ K}$$

$$k = 3,103 \times 10^5 \cdot \exp\left(-\frac{60065}{8,314472 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \times 393 \text{ K}}\right)$$

$$k = 0,0032268 \text{ L/mol.s}$$

$$k = 11,616 \text{ L/mol.jam}$$

1.5.2 Tinjauan Termodinamika

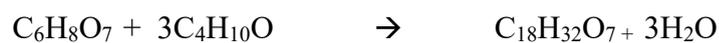
Tinjauan Termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan reaksi dapat bereaksi secara spontan atau tidak spontan, serta arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan sifat reaksi dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) dan energi Gibbs.

a. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Besar atau kecil nilai ΔH tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan ΔH bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar ΔH maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan. Sedangkan ΔH bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi.

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah sifat reaksi eksotermis atau endotermis, reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan, dan reaksi berlangsung secara reversible/irreversible.

Reaksi :



Atau bisa dituliskan dalam bentuk sederhana:



Untuk mengetahui sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat diketahui melalui panas pembentukan total :

Kondisi operasi

Suhu = 120 °C = 393 K

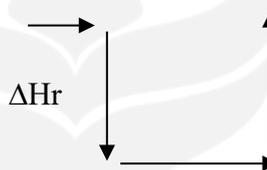
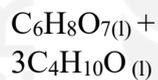
Tekanan = 1 atm

$T_1 = 120^\circ\text{C}$
 $= 393^\circ\text{K}$

ΔH_T

$T_2 = 120^\circ\text{C}$
 $= 393^\circ\text{K}$

Reaktan:



Produk:



$\Delta H_r^{\circ}_{298}$

$\Delta H_T = \Delta H_r + \Delta H^{\circ}_{298} + \Delta H_p$

Berikut ini merupakan data energi pembentukan (ΔH_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.5.2 berikut .

Tabel 1.6 Harga (ΔH_f°) Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔH_f (Kj/mol)
$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$	-1.390
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	-274,6

(Yaws, 1999)

(Lanjutan Tabel 1.6)

C ₁₈ H ₈ O ₇	-241,8
H ₂ O	-1.595,96

Panas Reaksi Pada Suhu 298 K

Reaksi Utama :



$$\Delta H_{f298\text{reaksi}} = \Delta H_{f298\text{produk}} - \Delta H_{f298\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{f298\text{reaksi}} = (-241,8 + (3 \times -1.595,96)) - (-1.390 + (3 \times -274,6))$$

$$= -107,56 \text{ Kj/mol}$$

Tabel 1.7 Harga Konstanta Cp Fungsi Suhu masing-masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₈ O ₇	41.07	0.62	-2.7e-04	-5e-09
C ₄ H ₁₀ O	127.21	0.523	-1.54e-03	2.22e-06
C ₁₈ H ₃₂ O ₇	33.933	-0.008	2.99e-05	-1.78e-08
H ₂ O	267.17	0.245	1.62e-03	-1.15e-06

Data kapasitas panas senyawa $C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$

a. Mencari ΔH_r

$$\Delta H_r = \Delta H_{C_6H_8O_7} + \Delta H_{C_4H_{10}O}$$

$$\Delta H_r = \int_{298}^{393} (C_p C_6H_8O_7) dT + \int_{298}^{393} (C_p C_4H_{10}O) dT$$

$$\Delta H_r = \int_{298}^{393} (41,07 + (0,62)T + (-2,7e - 04) T^2 + (-5e -$$

$$09) T^3) dT + \int_{298}^{393} (127,21 + (0,523) T + (-1,54e - 03) T^2 +$$

$$(2,22e - 06) T^3) dT$$

$$\Delta H_r = -52,913 - 36 = -88.913$$

b. Mencari ΔH_p

$$\Delta H_p = \Delta H_{C_{18}H_{32}O_7} + \Delta H_{H_2O}$$

$$\Delta H_p = \int_{298}^{393} (C_p C_{18}H_{32}O_7) dT + \int_{298}^{393} (C_p H_2O) dT$$

$$\Delta H_p = \int_{298}^{393} (33,933 + (-0,008)T + (2,99e - 05) T^2 + (-1,78e - 08) T^3) dT + \int_{298}^{393} (267,17 + (0,245) T + (1,62e - 03) T^2 + (-1,15e - 06) T^3) dT$$

$$\Delta H_p = 119,655 + 0,766 = 120,421$$

$$\Delta H_T = \Delta H_r + \Delta H_{298 \text{ std}} + \Delta H_p$$

$$= -88,913 + -107,56 + 120,421 = -76,05 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan nilai ΔH_T yang menunjukkan nilai negatif, maka dapat disimpulkan bahwa reaksi ini bersifat **eksotermis**. Sedangkan penentuan arah reaksi berjalan secara *reversible* atau *irreversible* dapat diketahui dari harga kesetimbangan kimia yang dipengaruhi oleh energi bebas Gibbs dan Entropi (Yaws, 1999).

b. Energi Bebas Gibbs

ΔG° menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi.

Oleh karena itu, semakin kecil atau negatif ΔG° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil. Berikut merupakan data energi Gibbs (ΔG°)

pada 25 °C (298 K) untuk masing–masing komponen dapat dilihat pada

Tabel 1.8 berikut:

Tabel 1.8 Harga (ΔG°) masing – masing Komponen

Komponen	ΔG_{298} (Kj/mol)
$C_6H_8O_7$	-1175,109
$C_4H_{10}O$	-149,045
$C_{18}H_{32}O_7$	-1018,29
H_2O	-54,941

(Yaws, 1999)

$$\Delta G = -RT \ln K$$

$$K_{298} = e^{(-\Delta G_{298}/RT)}$$

$$R = 8,314e-03 \text{ kJ/mol K}$$

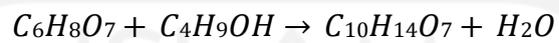
$$\Delta G_{298} = \Delta G_{298} \text{ produk} - \Delta G_{298} \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= (-1018,29 + (3 \times -54,941)) - (-1175,109 + (3 \times -149,045)) \\ &= 439,13 \text{ Kj/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan energi bebas Gibbs menunjukkan bahwa ΔG_{298} bernilai positif sehingga reaksi pembuatan tributil sitrat berlangsung secara tidak spontan. Maka, digunakan katalis homogen yaitu asam methanesulfonat.

c. Konstanta Keseimbangan

Harga konstanta keseimbangan (K) pada reaksi pembentukan tributil sitrat pada suhu 120 °C.



$$K_{eq} = 8.68$$



$$K_{eq} = 3,56$$



$$K_{eq} = 1.04$$

(Oscar M,dkk.2015)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik Metanol dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas yang akan ditunjukkan dibawah ini.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1. Tributyl Sترات

Rumus molekul : $C_{18}H_{32}O_7$

Berat molekul : 360.45 g/mol

Boiling point (1 atm) : 325 °C

Melting Point (1 atm) : -20 °C

Flash Point (1 atm) : 157 °C

Wujud : Cair

Warna : Tak berwarna

Sifat bahan : tidak larut dalam air, larut dalam methanol, aseton, asam asetat, pelarut organik

Densitas : 1,037 g/cm³

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Bahan Baku

a. Asam Sitrat

Rumus molekul	: $C_6H_8O_7$
Berat molekul	: 192,12 g/mol
Boiling point (1 atm)	: 310 oC
Melting Point (1 atm)	: 153 oC
Viskositas	: 2,549 cP
Wujud	: Kristal
Warna	: Tidak berwarna atau putih
Sifat bahan	: larut dalam etil asetat eter, alcohol, sebagian air dan tidak dapat larut dalam benzena, toluena
<i>Solubility</i> (250C)	: 62 g/100 g etanol 180 g/100 ml air (30 oC)
Densitas	: 1,665 g/cm ³
<i>Specific gravity</i>	: 1,542
Kondisi penyimpanan	: disimpan di tempat yang kedap cahaya, tertutup rapat, kering dan sejuk.

b. N-Butanol

Rumus molekul	: C_4H_9OH
Berat molekul	: 74,123 g/mol
Boiling point (1 atm)	: 117,7 oC
Melting Point (1 atm)	: -89,8 oC
Wujud	: cair

Warna	: tak berwarna
Sifat bahan	: larut dalam air, aseton, etil eter, alcohol, dan pelarut organik
Densitas	: 0,81 g/cm ³
Vapor Pressure	: 7 atm
Kemurnian	: 99,5 %
<i>Specific Gravity</i>	: 0,831 – 0,837

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

a. Katalis Asam Methanesulfonic (MSA)

Rumus molekul	: CH ₄ O ₃ S
Berat molekul	: 96,11 g/mol
Boiling point (1 atm)	: 288 oC
Melting Point (1 atm)	: 20 oC
Wujud	: cair
Warna	: tidak berwarna
Sifat bahan	: larut dalam heksana, benzene, metil siklopentana, toluene, o-clorotoluene, etil disulfida
Densitas	: 1,48 g/cm ³

(Pubchem)

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam memenuhi kualitas produk yang memenuhi standar maka membutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol dapat diperoleh produk yang memiliki kualitas sehingga produk tersebut dapat dipasarkan. Dalam melakukan pemeriksaan ini bertujuan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan seharusnya atau tidak. Jika terjadi masalah dapat melakukan tindakan pengendalian dengan cepat menghindari masalah yang jauh lebih besar yang dapat mengakibatkan kualitas dari produk mengalami gangguan. Adapun beberapa pengendalian yang dilakukan :

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum melakukan proses produksi, maka harus melakukan analisa atau pengujian terhadap bahan baku yang terdiri dari asam sitrat dan butanol. Pengujian ini bertujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan terdiri dari densitas, kelarutan dalam air, titik lebur, dan lain sebagainya.

2. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Untuk proses pembuatan tributil sitrat di pabrik ini perlu menganalisa bahan - bahan pembantu seperti katalis asam methanesulfonic dengan tujuan untuk mengetahui sifat fisis apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan atau belum yang bertujuan untuk membantu kelancaran proses tersebut.

3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengawasan dan pengendalian produk dilakukan untuk menjaga kualitas hasil produk dan dilakukan dari tahap bahan baku menjadi sebuah produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, produk setengah jadi sampai produk memiliki mutu. Pengawasan ini dapat dilakukan dengan menganalisa di laboratorium dan dapat juga dengan menggunakan alat kontrol.

4. Pengendalian Proses

Pengendalian selama proses produksi berlangsung dilakukan dengan menggunakan alat control yang berada di dalam *control room*, yang dapat dilakukan secara otomatis (*automatic control*) ataupun secara manual dengan menggunakan indikator. Indikator ini dapat berupa *flow rate* bahan baku, *temperature control*, *level control*, dan produk. Jika selama proses produksi berlangsung terjadi penyimpangan indikator yang telah ditetapkan, maka dapat dilihat dari tanda atau sinyal yang diberikan seperti bunyi *alarm*, lampu yang menyala dan lain – lain. Apabila hal tersebut terjadi, maka penyimpangan tersebut harus segera dikembalikan seperti kondisi awalnya. Berikut ini adalah alat control yang biasa digunakan yaitu :

a. *Pressure Control (PC)*

Sebuah alat yang digunakan untuk mengendalikan atau mengontrol tekanan. Alat ini akan bekerja apabila tekanan yang terukur tidak sesuai dengan

tekanan yang sudah ditentukan. Apabila itu terjadi maka alat ini akan memberikan sinyal berupa bunyi atau nyala lampu.

b. Temperature Control (TC)

Sebuah alat control yang terdapat di dalam alat proses yang berguna untuk mengontrol atau mengendalikan suhu di dalam alat proses. Terjadi karena suhu yang tidak sesuai dengan suhu yang sudah ditentukan dapat menimbulkan masalah pada prosesnya. Dan apabila suhu tersebut masih belum sesuai dengan suhu yang ditentukan maka sensor akan berbunyi atau menyala.

c. Level Control (LC)

Level Control berguna untuk mengukur ketinggian cairan di dalam suatu alat. Untuk mengukur tinggi permukaan cairan digunakan sebuah *control valve* dengan cara mensetting atau mengatur laju alir cairan yang masuk atau keluar proses.

d. Flow Ratio Control (FRC)

Flow Ratio Control berguna untuk mengatur atau mengendalikan kecepatan aliran rasio reflux menara distilasi dengan arah kecepatan aliran fluida menuju tangka penyimpanan produk,

5. Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian ini bertujuan untuk mengendalikan ketersediaan bahan baku (*supply material*) agar tidak terjadi kekurangan ketersediaan bahan baku, sehingga proses produksi tidak mengalami kendala dan sesuai dengan

kapasitas produksi yang telah ditentukan.

6. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *Pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari

controller ke *actuator*. Contohnya : (\neq)

- b. Aliran *Elektrik* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (---)

- c. Aliran Mekanik (aliran gerakan/perpindahan *level*) digunakan untuk flow dari sensor ke *controller*.

7. Pengendalian Kualitas Produk Pada Waktu Pemindahan

Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan dari satu tempat ke tempat lain yaitu berupa pengawasan produk terutama tributir sitrat pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

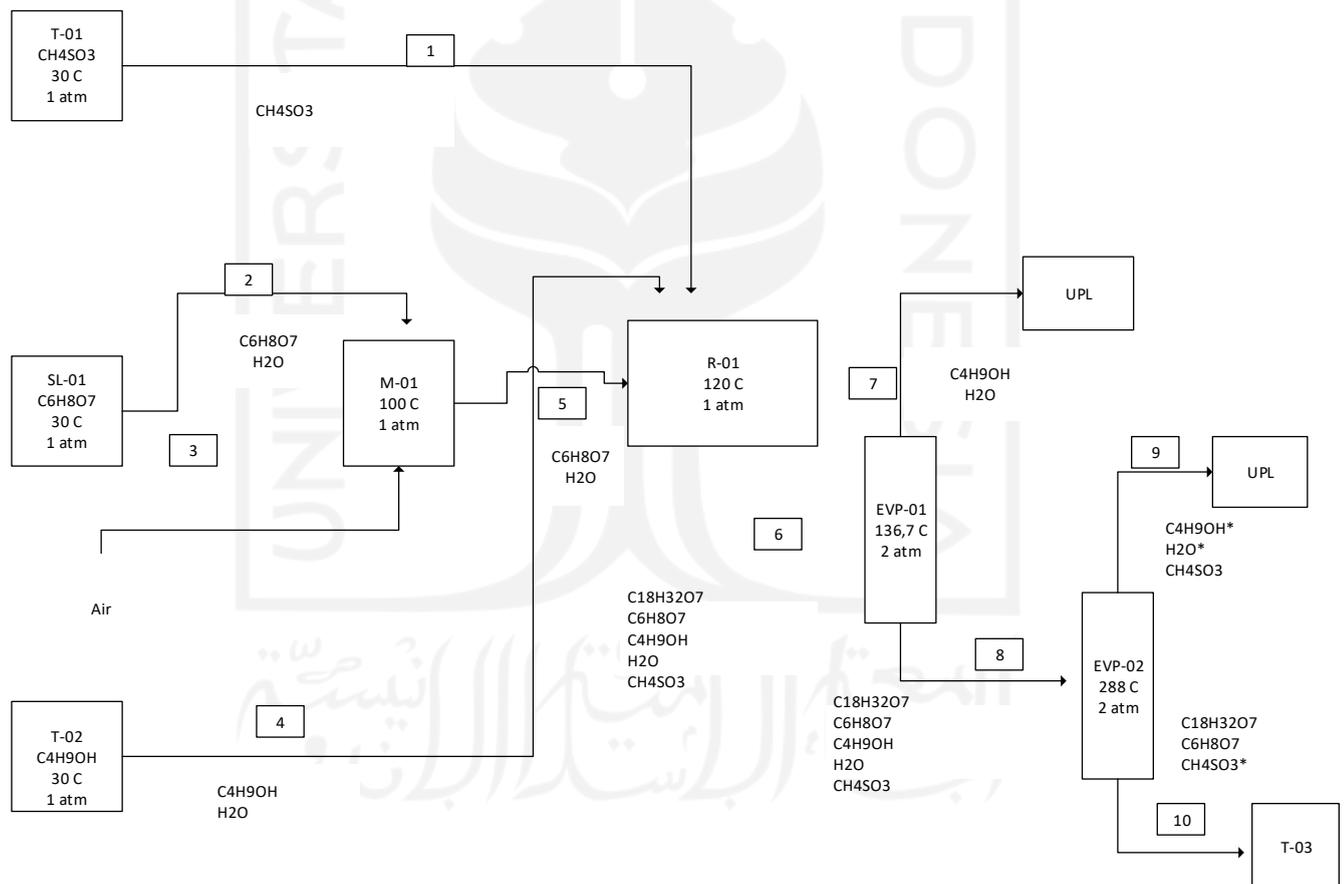
BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik tributil sitrat perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

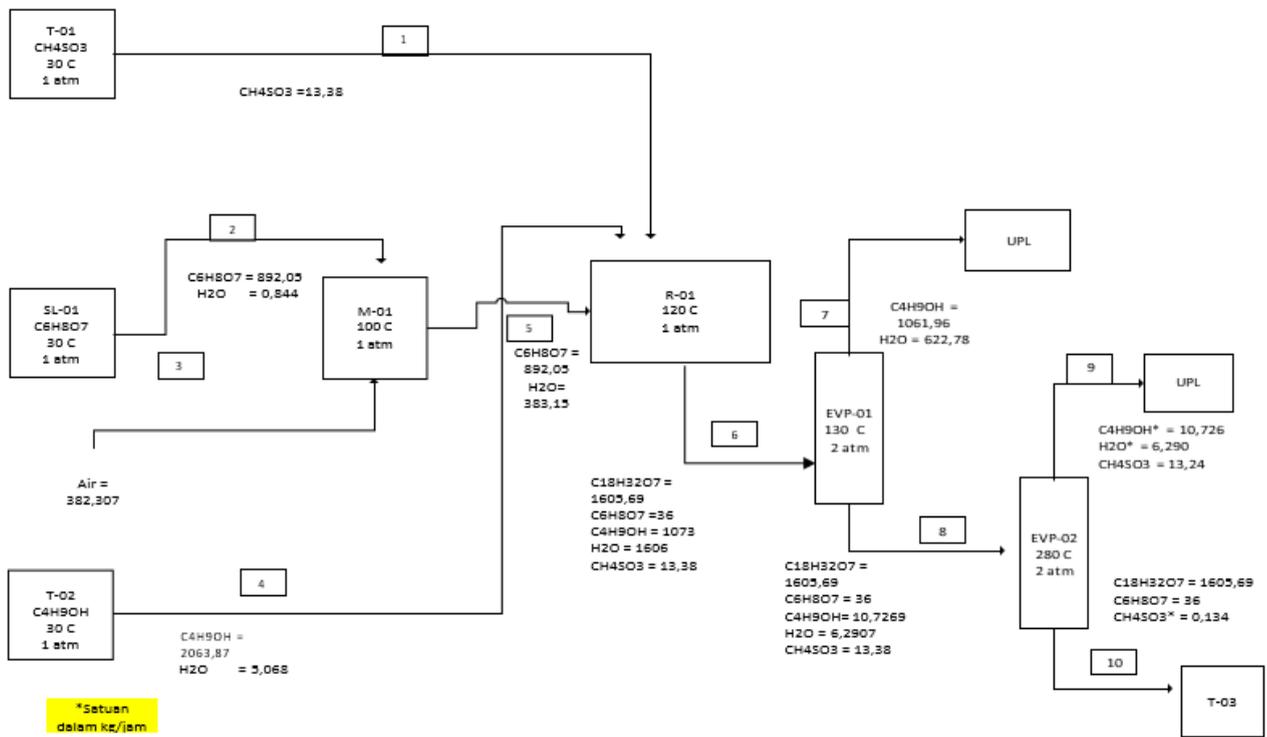
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Secara garis besar proses pembuatan etanol dapat dibagi menjadi 4 tahap proses, yaitu :

- 3.2.1 Persiapan Bahan Baku
- 3.2.2 Proses Reaksi dalam Reactor
- 3.2.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk
- 3.2.4 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku asam sitrat dibeli dari pabrik Weifang Ensign Industry Co.,Ltd dengan *shipping* 7 hari dari mitra pemasok di Surabaya, butanol dibeli dari PT. Petro Oxo Nusantara di Gresik, katalis methanesulfonic acid

dari BASF SE, di Jerman. Persediaan bahan baku dekat dengan lokasi pabrik sehingga mudah dengan pengangkutannya.

Padatan asam sitrat disimpan dalam Silo di dalam gudang dengan suhu 35 °C dan 1 atm yang kemudian diangkut dengan *Screw Conveyor* menuju *Mixer-01* untuk dilarutkan dengan air yang telah dipanaskan menjadi 100°C. Kemudian dipompakan masuk reaktor alir tangki berpengaduk. Sementara itu bahan baku lainnya yaitu butanol dari tangki masuk ke Reaktor-01. Campuran dari keluar *Mixer-01* juga dipompa 1 atm dan dipanaskan sampai suhu 120 °C menuju reaktor.

3.2.5 Tahap Reaksi

Kedua arus umpan direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk pada suhu 120 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung secara eksotermis sehingga untuk menjaga suhu tetap maka digunakan air pendingin yang dialirkan lewat *Coil* di reaktor. Produk keluar reaktor terdiri dari campuran bahan baku, produk tributil sitrat, dan air tambahan oleh karena reaksi esterifikasi.



3.2.6 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Campuran keluar reaktor (R-01) dilewatkan ke pompa sehingga tekanan naik dari 1 atm menjadi 2 atm dan melewati Heater (HE-05) untuk menaikkan suhu dari 120 C menjadi 130 °C. Kemudian campuran dilewatkan *Evaporator 1 (EVP-01)* dimana hasil atas berupa uap yang mengandung air dan butanol yang akan diturunkan suhunya dari 130 °C menjadi 30 C menggunakan *Cooler (CL-01)* dan dilewatkan *Expansion*

Valve (EV-01) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm sebelum masuk ke UPL. Sementara hasil bawah *Evaporator 1 (EVP-01)* adalah sisa air dan sisa butanol, katalis asam methanesulfonic, asam sitrat, dan produk tributil sitrat, campuran tersebut dialirkan melalui pompa sebelum masuk ke *Heater (HE-06)* untuk menaikkan suhu dari 130 °C menjadi 280 °C, setelah itu campuran masuk ke *Evaporator 2 (EVP-02)* untuk memurnikan produk tributil sitrat menjadi 98% dan untuk menguapkan air, butanol, serta katalis asam methanesulfonic sebagai hasil atas berupa uap. Sebelum uap tersebut diumpankan ke UPL, uap tersebut terlebih dahulu diturunkan suhunya melalui *Cooler (CL-02)* dari suhu 280 °C menjadi 30 °C dan diumpankan ke *Expansion Valve (EV-02)* untuk diturunkan tekanannya dari 2 atm menjadi 1 atm. Sedangkan hasil bawah dari *Evaporator 2* yang mengandung produk utama berupa tributil sitrat 98% dan sedikit asam sitrat serta sedikit katalis terlebih dahulu dialirkan ke *Cooler-3 (CL-03)* untuk didinginkan suhunya menjadi 30 °C dan menurunkan tekanan menggunakan *Expansion Valve (EV-03)* menjadi 1 atm sebelum produk dimasukkan ke dalam *Tangki Penyimpanan (T-03)*.

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Reaktor – 01

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor – 01

Nama	Reaktor – 01
Kode	R – 01
Fungsi	Mereaksikan asam sitrat dan butanol menjadi tributil sitrat
Jenis	<i>Continuous Strred Tank Reactor (CSTR)</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Tinggi Tangki, m	3,8143
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	120
Tekanan, atm	1
Kondisi Proses	<i>Isothermal</i>
Konstruksi dan Material	
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i> , m	2,5426
Tebal <i>Shell</i> , m	0,25
Tinggi <i>Shell</i> , m	3,8143
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical Flanged & Dishead Head</i>
Insulasi	
Bahan Kontruksi	Air Pendingin
Konduktivitas Panas, Btu/Jam. ft ² .F	0.3315 Btu/Jam.ft ² .F
Tebal Isolasi	0,1875
Spesifikasi Khusus	
Tipe Pengaduk	<i>Turbin 6 blade disk standar</i>
Diameter Pengaduk, m	0,8476
Kecepatan Pengadukan, rpm	84
Jumlah, <i>Baffle</i>	4 buah
Lebar, <i>Baffle</i> , m	0,0848
Mode Transfer Panas	
UD, Btu/Jam. ft ² .F	10
Luas Area Transfer Panas, m ²	48,866
Dimensi Koil	

NPS	4
<i>Schedule Number</i>	40
Panjang Total, m	1,546
Jumlah Lilitan	1
Tinggi Tumpukan Koil, m	0,1143
Jumlah	1
Harga	\$ 205.916,62



3.3.2 Mixer-01

Tabel 3.2 Spesifikasi Mixer - 01

Mixer	M-01
Fungsi	Melarutkan padatan asam sitrat dengan air
Jenis	<i>Torispherical flanged and dished head dengan pengaduk Turbine Impeller with 6 Flat Blade</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	100 C, 1 atm
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,2718
Tinggi Tangki (m)	1,9077
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,1875
Diameter Pengaduk (m)	0,3815
Kecepatan Pengaduk (rpm)	278,855
Tenaga Pengaduk (HP)	10
Jenis Jacket	-
Metode Transfer Panas	
UD (Btu/Jam.ft ² .F)	-
Luas Transfer Panas (m ²)	-

3.3.3 Evaporator – 01

Tabel 3.3 Spesifikasi Evaporator – 01

Evaporator	EVP – 01	
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dan Butanol	
Jenis	<i>Long tube vertical evaporator, single effect</i>	
Kondisi Operasi	T	130 °C
	P	2 atm
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Spesifikasi		
Diameter <i>Shell</i>	72	in
<i>Baffles Spacing</i>	12	in
<i>Diameter Tube</i>	0,75	in
Jumlah <i>Tube</i>	92	buah

(lanjutan Tabel 3.3)

Tinggi	3,0885	m
--------	--------	---

3.3.4 Evaporator – 02

Tabel 3.4 Spesifikasi Evaporator – 02

Evaporator	EVP – 02	
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dan Butanol	
Jenis	<i>Long tube vertical evaporator, single effect</i>	
Kondisi Operasi	T	280 °C
	P	2 atm
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Spesifikasi		
Diameter Shell	47	in
Baffles Spacing	12	in
Diameter Tube	1,5	in
Jumlah Tube	12	buah
Tinggi	1,90	m

3.3.5 Expansion Valve

Tabel 3.5 Spesifikasi Expansion Valve

Nama	Expansion Valve – 01	Expansion Valve – 02	Expansion Valve – 03
Kode	EV – 01	EV – 02	EV – 03
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil atas Evaporator - 01	Menurunkan tekanan hasil atas Evaporator – 02	Menurunkan tekanan hasil bawah Evaporator – 02
Tipe	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Jumlah	1	1	1
Material Konstruksi	<i>Low Alloy</i>	<i>Low Alloy</i>	<i>Low Alloy</i>
Laju Alir, kg/jam	1.892,0117	765,098	2.765,879
Temperatur Operasi			
- Masuk, °C	136,7	288	288
- Keluar, °C	30	30	30
Tekanan Operasi			
- Masuk, atm	2	2	2
- Keluar, atm	1	1	1

3.3.6 Tangki

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki

Nama	Tangki Katalis	Tangki Butanol	Tangki Produk
Kode	T – 01	T – 02	T – 03
Fungsi	Menyimpan katalis CH ₄ SO ₃	Menyimpan bahan baku Butanol	Menyimpan produk asam sitrat
Tipe	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>Thorispherical Roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>Thorispherical Roof</i>	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>Thorispherical Roof</i>
Jumlah	1	1	1
Kapasitas, m ³	373,61945	640,71761	489,67996
Tekanan, atm	1	1	1
Suhu, °C	30	30	30
Material Kontruksi	<i>Carbon steel SA - 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA - 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA - 283 grade C</i>
Diameter, m	4,57	12,19	10,67
Tinggi Tangki, m	3,2819	5,4864	4,5720
Tipe	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
Tebal head, m	0,0079	0,0191	0,0127
Tinggi head, m	0,8435	2,1577	1,8942
Tebal shell, in			
a. Course 1	0,0111	0,0111	0,00635
b. Course 2	0,0095	0,0095	0,00635
c. Course 3	0,0064	0,0064	0,0047625
d. Course 4	0,0048	0,0048	0,0047625
e. Course 5	0,0048		
f. Course 6	0,0048		
g. Course 7	0,0048		
h. Course 8	0,0048		
i. Course 9	0,0048		
Harga	\$ 195.185,58	\$519.858,97	\$465.249,93

3.3.7 Silo-01

Tabel 3.7 Spesifikasi Silo-01

Nama Alat	Silo – 01
Kode	SL – 01
Fungsi	Menyimpan bahan baku C ₆ H ₈ O ₇
Jenis	<i>Silinder tegak dengan conical bottom dan flat head</i>
Material Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Diameter, m	4,8756
Tebal Silo, in	0,3750
Harga	\$ 166.211,79

3.3.8 Screw Conveyor-01

Tabel 3.8 Spesifikasi Screw Conveyor -01

Nama	<i>Screw Conveyor – 01</i>
Kode	SC – 01
Fungsi	Mengangkut asam sitrat dari silo – 1 (SL - 01) menuju mixer – 01 (M - 01)
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Diameter <i>screw</i> , in	9
Diameter pipa, in	2,5
Panjang, m	4,572
<i>Power motor</i> , Hp	0,43
Jumlah	1
Harga	\$ 4.530,88

3.3.9 Pompa

Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa – 01	Pompa – 02	Pompa – 03	Pompa – 04
Kode	P – 01	P – 02	P – 03	P – 04
Fungsi	Mengalirkan katalis CH ₄ SO ₃ dari T-01 menuju R-01	Mengalirkan air dari utilitas menuju Mixer (M-01)	Mengalirkan butanol dari T-02 menuju R-01	Mengalirkan hasil keluaran Mixer-01 untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)
Tipe	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>
Jumlah	1	1	1	1
Power Motor (HP)	0,250	0,250	0,250	0,250
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pipa				
ID, in	2,067	0,824	2,067	1,38
OD, in	2,38	1,05	2,38	1,66
IPS, in	2	0,75	2	1,25
Flow area, in ²	3,35	0,534	3,35	1,5
Harga	\$ 5.365,52	\$ 5.365,52	\$ 5.365,52	\$ 5.365,52

Nama	Pompa – 05	Pompa – 06	Pompa – 07
Kode	P – 05	P – 06	P – 07
Fungsi	Mengalirkan hasil keluaran dari R-01 untuk diumpankan ke evaporator 1 (EVP-01)	Mengalirkan hasil keluaran bawah dari EVP-01 menuju EVP-02	Mengalirkan hasil keluaran bawah dari EVP-02 menuju Tangki Penyimpanan -03
Tipe	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Cetrifugal Pump</i>
Jumlah	1	1	1
Power Motor (HP)	1	0,250	0,250

Bahan Kontruksi	<i>Commerzial Steel</i>	<i>Commerzial Steel</i>	<i>Commerzial Steel</i>
Dimensi Pipa			
ID, in	2,469	2,067	2,067
OD, in	2,38	2,38	2,38
IPS, in	2,5	2	2
<i>Flow area, in²</i>	4,779	3,35	3,35
Harga	\$5.365,52	\$5.365,52	\$5.365,52

3.3.10 Heat Exchanger

Tabel 3.10 Spesifikasi Heat Exchanger

Nama Alat	<i>Heat Exchanger – 01</i>	<i>Heat Exchanger – 02</i>	<i>Heat Exchanger – 03</i>	<i>Heat Exchanger – 04</i>	<i>Heat Exchanger – 05</i>
Kode	HE – 01	HE – 02	HE – 03	HE – 04	HE – 05
Jumlah	1	1	1	1	1
Fungsi	Menaikkan temperatur dari Tangki 1 (T-01) menuju Reaktor (R-01) dari suhu 30 C menjadi suhu 120 C	Menaikkan temperatur Air dari Utilitas menuju Mixer dari suhu 30 C menjadi suhu 120 C	Menaikkan temperatur keluaran dari T-02 menuju R-01 dari suhu 30 C menjadi suhu 120 C	Menaikkan temperatur dari Mixer menuju Reaktor dari suhu 57 C menjadi suhu 120 C	Menaikkan temperatur keluaran dari Reaktor (R-01) menuju Evaporator(EVP-01) dari suhu 120 C menjadi suhu 136,7 C
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah Hairpins	5	3	10	2	2
Panjang Hairpins, ft	15	15	15	15	15
<i>Inner pipe</i>					
IPS, in	3	3	3	3	3
<i>Flow Area, in²</i>	7,88	7,88	7,88	7,88	7,88
OD	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
ID	3,0680	3,0680	3,0680	3,0680	3,0680

<i>Surface Area</i> <i>ft²/ft</i>	0,9170	0,9170	0,9170	0,9170	0,9170
<i>Annulus</i>					
IPS, in	4	4	4	4	4
<i>Flow Area, in²</i>	3,14	3,14	3,14	3,14	3,14
OD	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
ID	4,065	4,0260	4,0260	4,0260	4,0260
<i>Surface Area</i> <i>ft²/ft</i>	1,1780	1,1780	1,1780	1,1780	1,1780
Harga	\$ 1.550,04	\$1.430,80	\$1.788,51	\$1.073,10	\$1.907,74

Nama Alat	<i>Heat Exchanger – 06</i>	<i>Heat Exchanger – 07</i>	<i>Heat Exchanger – 10</i>	<i>Heat Exchanger – 09</i>
Kode	HE – 06	CL – 01	CL – 02	CL – 03
Jumlah	1	1	1	1
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran bawah dari Evaporator 1 (EVP-01) menuju Evaporator 2 (EVP-01) dari suhu 130 C menjadi suhu 240 C	Menurunkan suhu hasil atas Evaporator – 01	Menurunkan suhu hasil atas Evaporator – 02	Menurunkan hasil bawah Evaporator – 02
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah Hairpins	2	15	12	10
Panjang Hairpins, ft	15	15	15	15
<i>Inner Pipe</i>				
IPS, in	3	3	3	3
<i>Flow Area, in²</i>	7,88	7,88	7,88	7,88
OD	3,5	3,5	3,5	3,5

ID	3,0680	3,0680	3,0680	3,0680
Surface Area ft ² /ft	0,9170	0,9170	0,9170	0,9170
<i>Annulus</i>				
IPS, in	4	4	4	4
Flow Area, in ²	3,14	3,14	3,14	3,14
OD	4,5	4,5	4,5	4,5
ID	4,0260	4,0260	4,0260	4,0260
Surface Area ft ² /ft	1,1780	1,1780	1,1780	1,1780
Harga	\$1.311,57	\$20.746,67	\$1.788,51	\$2.026,97



3.4 Neraca Massa

Basis perhitungan neraca massa :

Kapasitas produk : 13.000 Ton/Tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari kerja : 24 Jam

Basis perhitungan : 1 Jam

$$: \left[13.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1.000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

: 1.641,414 kg/jam

3.4.1 Mixer -01

Tabel 3.11 Neraca Massa Mixer -01

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 5
C6H8O7	1061,96	0	1061,96
H2O	0	383,312	383,312
Sub total	1061,96	383,312	1.445,277
Total	1.445,277		1.445,277

3.4.2 Reaktor – 01

Tabel 3.12 Neraca Massa Reaktor – 01

Komponen	Input (Kg/Jam)			Output (Kg/Jam)
	Arus 5	Arus 4	Arus 1	Arus 6
C6H8O7	892,05	0	0	35,68
H2O	383,151	0	0	629,07
C4H9OH	0	2062,87	0	1072,69
CH4SO3	0	0	13,38	13,38
C18H32O7	0	0	0	1606
Sub Total	1.275,201	2062,87	13,38	3356,517
Total	3356,517			3356,517

3.4.3 Evaporator – 01

Tabel 3.13 Neraca Massa Evaporator – 01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C6H8O7	35,68	0	35,68
H2O	629,07	622,7831	6,290
C4H9OH	1072,69	1.061,9632	10,7269
CH4SO3	13,38	0	13,38
C18H3O7	1606	0	1606
Sub Total	3356,517	1684,746	1671,770
Total	3356,517	3356,517	

3.4.4 Evaporator – 02

Tabel 3.14 Neraca Massa Evaporator – 02

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C6H8O7	35,68	0	35,68
H2O	6,290	6,29	0
C4H9OH	10,7269	10,725	0
CH4SO3	13,38	13,246	0,133
C18H3O7	1606	0	1605,69
Sub Total	1671,770	30,2645	1641,50 58
Total	1671,770	1671,770	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Mixer-01

Tabel 3.15 Neraca Panas Mixer -01

Komponen	Q_{masuk} (Kj/Jam)		Q_{keluar} (Kj/Jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus
C6H8O7	7.723,0272	0	7.723,0272
H2O	0	8.035,6061	8.035,6061
Sub Total	7.723,0272	8.035,6061	15.758,633
Total	15.758,633		15.758,633

3.5.2 Reaktor – 01

Tabel 3.16 Neraca Panas Reaktor – 01

Komponen	Q_{masuk} (Kj/Jam)	Q_{keluar} (Kj/Jam)
C6H8O7	214.254,467	8.570,1787
H2O	154.477,616	250.316,1639
C4H9OH	446.903,9563	232.390,0573
CH4SO3	37,883	37,8830
C18H32O7	0	2247,0026
QSteam	547.043,045	0
QPendingin	0	869.155,6841
Total	1.362.716,969	1.362.716,969

3.5.3 Evaporator – 01

Tabel 3.17 Neraca Panas Evaporator – 01

Komponen	Q_{masuk} (Kj/Jam)	Q_{keluar} (Kj/Jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 7
C6H8O7	1.879.476,80	2.022.266,13	0
H2O	2.257.891,04	4.656,89	491.058,71
C4H9OH	193.156,72	4.641,44	459.502,80
CH4SO3	3.622,99	3.854,71	0
C18H32O7	429.790,73	470.127,21	0
Qvap	0	3.200.398,86	
Qsteam	2.458.646,45	566.077,96	
Total	7.222.584,73	7.222.584,73	

3.5.4 Evaporator – 02

Tabel 3.18 Neraca Panas Evaporator – 02

Komponen	Q_{masuk} (Kj/Jam)	Q_{keluar} (Kj/Jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C6H8O7	4.532.641,98	5.968.020,48	0
H2O	49.369,12	0	12.549,94
C4H9OH	4.092,21	0	12.658,31
CH4SO3	7.384,00	908,56	8.177,05
C18H32O7	875.954,43	1.077.802,53	0

(Lanjutan Tabel 3.18)

Qvap	0	18.380,36
Qsteam	2.660.682,96	1.031.627,47
Total	8.130.124,71	8.130.124,71



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Hal yang esensial dalam perencanaan mendirikan pabrik adalah pemilihan lokasi pabrik. Pemilihan lokasi pabrik merupakan suatu tahapan menyangkut keberlangsungan pabrik yang baik dalam segi ekonomis maupun operasional mulai dari produksi hingga distribusi dan pemasaran. Terdapat beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat. Faktor utama yang diperhatikan yaitu pendirian pabrik tidak hanya dibangun dengan biaya produksi dan biaya operasi yang kecil, selain itu yang perlu dipertimbangkan adalah ketersediaan wilayah untuk perluasan pabrik berikutnya.

Lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan perkembangan ekonomidan sosial masyarakat disekitar lokasi. Letak geografis yang strategis dapat memudahkan proses produksi dan kegiatan distribusi yang dapat memberikan keuntungan secara finansial. Faktor lain yang perlu diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, serta faktor penunjang lain-lain.

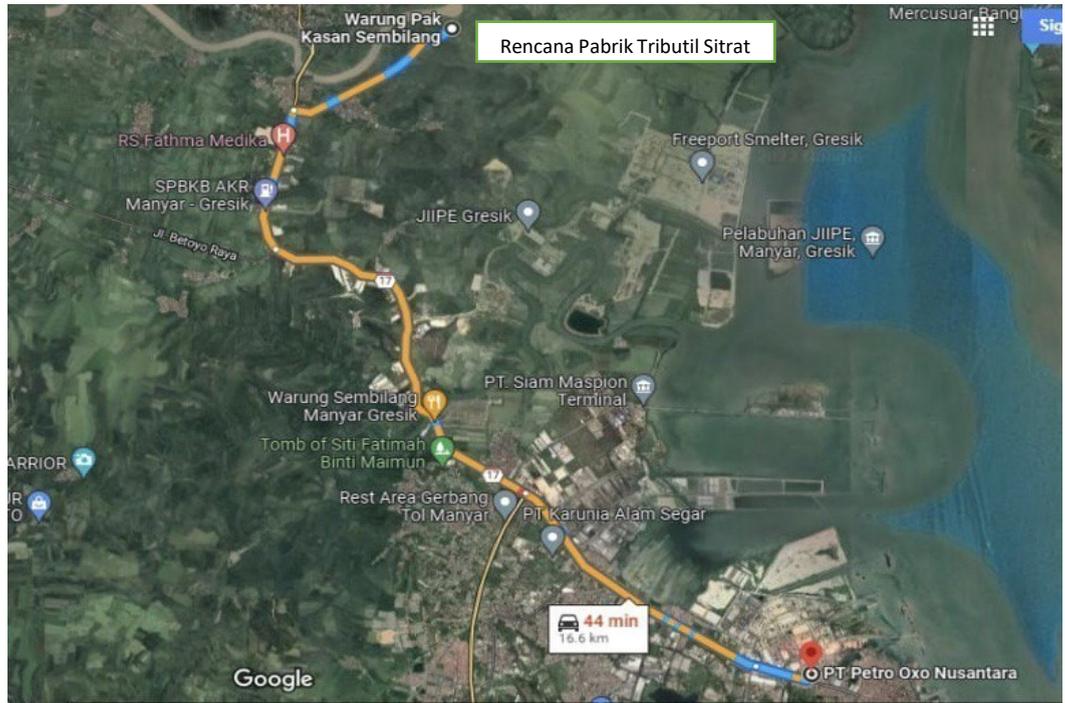
Oleh karena itu pemilihan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu tahapan yang krusial dalam suatu perencanaan pabrik. Ada dua jenis faktoryang dapat memengaruhi penentuan lokasi pabrik, yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Lokasi untuk proses produksi harus ditempatkan pada daerah yang

relatif baik bagi kepentingan perusahaan. Terdapat faktor primer dan sekunder untuk pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Faktor utama yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi pabrik adalah mendekati sumber bahan baku, dalam kasus ini bahan baku yang diperlukan adalah asam sitrat yang mana asam sitrat tersebut kami dapatkan dari Weifang Ensign Industry Co., Ltd.

Dilihat dari berbagai faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik diatas, maka diputuskan untuk memilih lokasi pabrik Tributyl Sitrat di daerah industri Gresik, Jawa Timur. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan pendirian pabrik Tributyl Sitrat di Gresik, Jawa Timur adalah sebagai berikut :

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

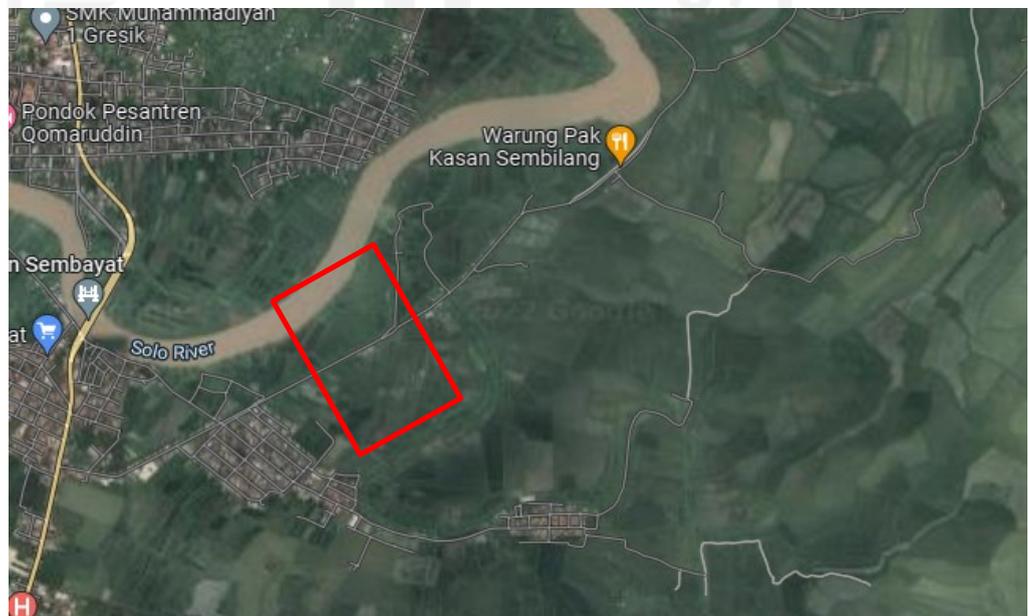
Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variable yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik yang ingin didirikan harus pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh dan juga sarana transportasi yang memadai. Pabrik diusahakan berlokasi sedekat mungkin dengan sumber bahan baku, agar menghemat biaya pengangkutan. Bahan baku utama tributyl sitrat adalah asam sitrat dan butanol, dimana butanol dapat diperoleh dari PT. Petro Oxo Nusantara, Gresik, Jawa Timur. Lokasi Pabrik Tributyl Sitrat dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan Baku

Butanol

U



Gambar 4.2 Lokasi Didirikannya Pabrik Tributil Sitrat

4.1.2 Sarana Transportasi

Transportasi juga merupakan salah satu aspek yang sangat diperlukan dalam pengangkutan bahan baku maupun produk. Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik Tributyl Sitrat di Gresik, Jawa Timur karena wilayah tersebut merupakan kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dimana tersedia lahan dan infrastruktur yang memadai seperti jalan raya untuk memudahkan transportasi maupun peredaran produk jadi ke tujuan dengan cara jalur darat. Pertimbangan selanjutnya yaitu lokasi berada dekat dengan pelabuhan yang memudahkan akses pengiriman bahan baku dari luar negeri atau luar kota dan pendistribusian produk untuk ekspor maupun impor dari/ke luar negeri melalui jalur laut.

4.1.3 Pasar Produk

Pemasaran produk menjadi faktor penting untuk menentukan perkembangan pabrik, karena keuntungan atau kerugian pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya. Pemasaran yang berdekatan dengan lokasi pabrik akan sangat menguntungkan dan dapat dijual ke pembeli lebih cepat dalam memenuhi kebutuhan masyarakat. Produk tributyl sitrat banyak dibutuhkan oleh industri PVC, cat, plastic packaging, bahan-bahan kimia dan lain-lain. Industri-industri tersebut banyak terdapat di Indonesia, seperti PT. Bumimulia (Cikarang), PT. Chandra Asri Petrochemical (Banten), PT. Lotte Chemical Titan Nusantara (Cilegon) dan PT. Polytama Propindo (Indramayu). Oleh karena itu akan sangat menguntungkan apabila pabrik tributyl sitrat ini didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut. Selain itu untuk pemasaran ke luar negeri juga mudah karena letak pabrik dekat dengan laut.

4.1.4 Utilitas

Utilitas merupakan salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, maka dari itu lokasi pabrik harus berdekatan dengan sumber air guna memenuhi kebutuhan utilitas pabrik yang akan menghasilkan air bersih, steam, cooling water dan listrik.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan juga terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Sumber tenaga kerja di Pulau Jawa cukup banyak dan memiliki kualitas kerja yang baik dan kompetitif, sehingga kebutuhan akan pekerja maupun buruh pabrik dapat terpenuhi dengan mudah, tetapi bisa juga untuk tenaga kerja meski tidak di daerah setempat dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan menurunkan angka pengangguran.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar, dan lain sebagainya serta semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu tata letak pabrik disusun secara cermat agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari.

Fasilitas pabrik tidak semata-mata hanya mesin-mesin tetapi juga daerah pelayanan termasuk tempat penerimaan, yaitu seperti penerimaan barang, tempat pemeliharaan, gudang dan sebagainya. Disamping itu perlu diperhatikan

keamanan para pekerja sehingga tata letak pabrik tersebut meliputi didalam dan diluar gedung. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

a. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

b. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat

c. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah yang menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

d. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

e. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

f. Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

- Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :
 - Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 - Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula dan masjid.

- Daerah proses dan perluasan.

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

- Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

- Daerah utilitas dan pemadam kebakaran.

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

- Daerah pengolahan limbah.

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1 Lokasi Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

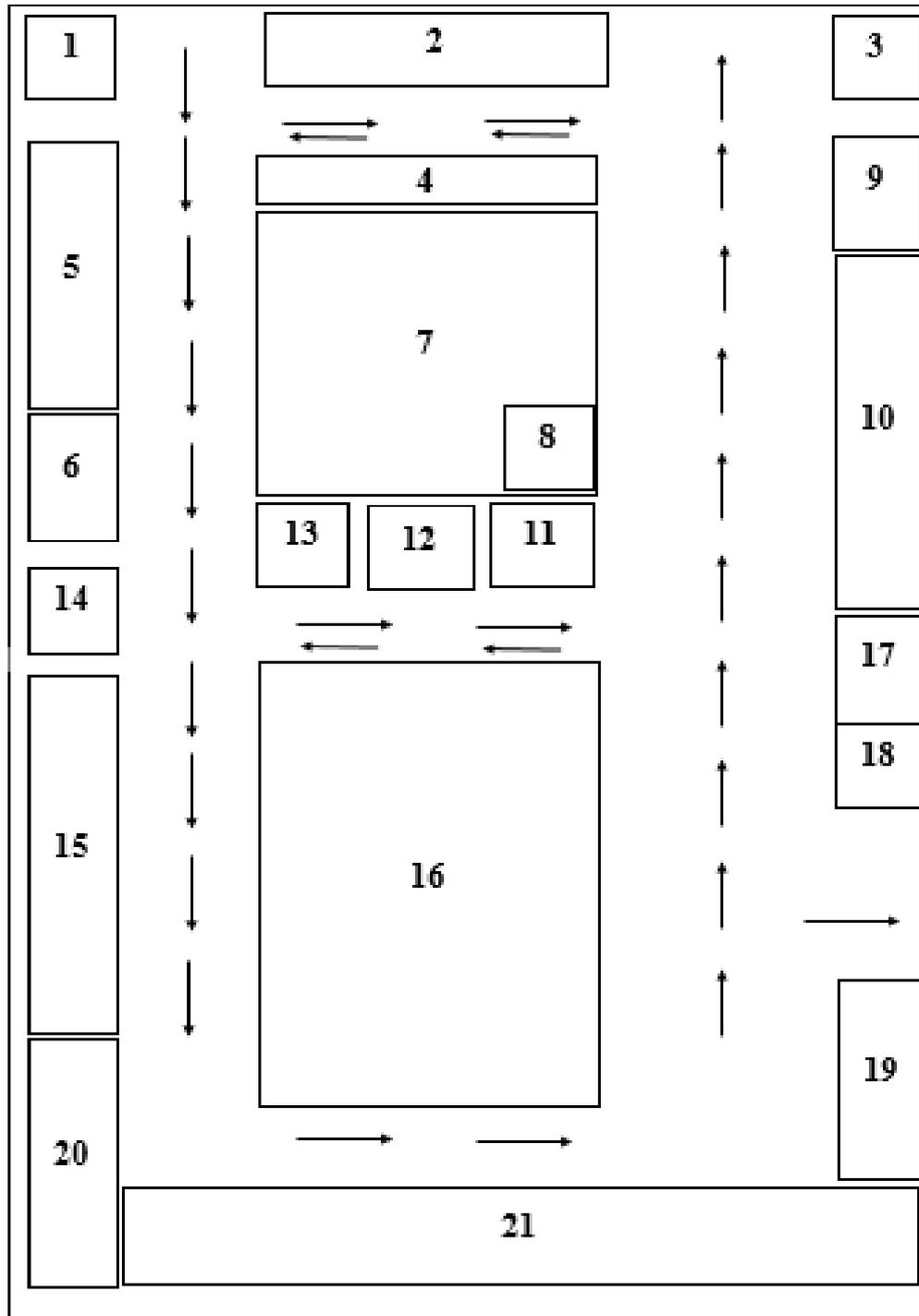
No	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Jumlah
1	Pos Satpam	16	4	4	1
2	Parkir Tamu	40	10	4	1
3	Pos Jaga	16	4	4	1
4	Taman	90	15	6	1
5	Parkir Karyawan	120	15	8	1
6	Kantin	70	10	7	1
7	Kantor Pusat	200	20	10	1
8	Perpustakaan	72	9	8	1
9	Power Station	64	8	8	1
10	Utilitas	200	25	8	1
11	Bengkel	108	18	6	1
12	Klinik	36	6	6	1
13	Ruang K3	36	6	6	1

(Lanjutan Tabel 4.1)

No	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Jumlah
14	Masjid	80	10	8	1
15	Mess	490	35	14	1
16	Ruang Proses	300	30	10	1
17	Control Room	60	10	6	1
18	Laboratorium	64	8	8	1
19	Pengolahan Limbah	120	15	8	1
20	Gudang	209	19	11	1
21	Perluasan Pabrik	1242	46	27	1
Luas Bangunan					2141 m ²
Panjang Tanah					123 m
Lebar Tanah					65 m
Luas Tanah					7995 m ²

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b. Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c. Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d. Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e. Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f. Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.



Gambar 4.3 Layout Pabrik Tributil Sitrak Skala 1 : 1000

Keterangan Gambar:

- | | |
|--------------------|-----------------------|
| 1. Pos Satpam | 12. Klinik |
| 2. Parkir Tamu | 13. Ruang K3 |
| 3. Pos Jaga | 14. Masjid |
| 4. Taman | 15. Mess |
| 5. Parkir Karyawan | 16. Ruang Proses |
| 6. Kantin | 17. Control Room |
| 7. Kantor Pusat | 18. Laboratorium |
| 8. Perpustakaan | 19. Pengolahan Limbah |
| 9. Power Station | 20. Gudang |
| 10. Utilitas | 21. Perluasan Pabrik |
| 11. Bengkel | |

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat (*Machines*)

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Tujuannya agar kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

b. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga perlu juga diperhatikan hembusan angin.

c. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempattempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d. Lalu Lintas Manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Tata Letak Alat Proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

f. Jarak Antara Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

g. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

4.4 Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi lebih terjamin.
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan diatur sesuai dengan urutan-urutan proses maka proses produksi akan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat angkut tambahan sehingga lebih efisien.
- e. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatnya produktivitas kerja.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses pabrik tributil sitrat, yaitu :

1. Pertimbangan Ekonomis

Biaya konstruksi diminimumkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sitem pemipaan sependek mungkin diantara alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan, akibatnya akan mengurangi biaya variable.

2. Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasaan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

3. Kemudahan Pemeliharaan

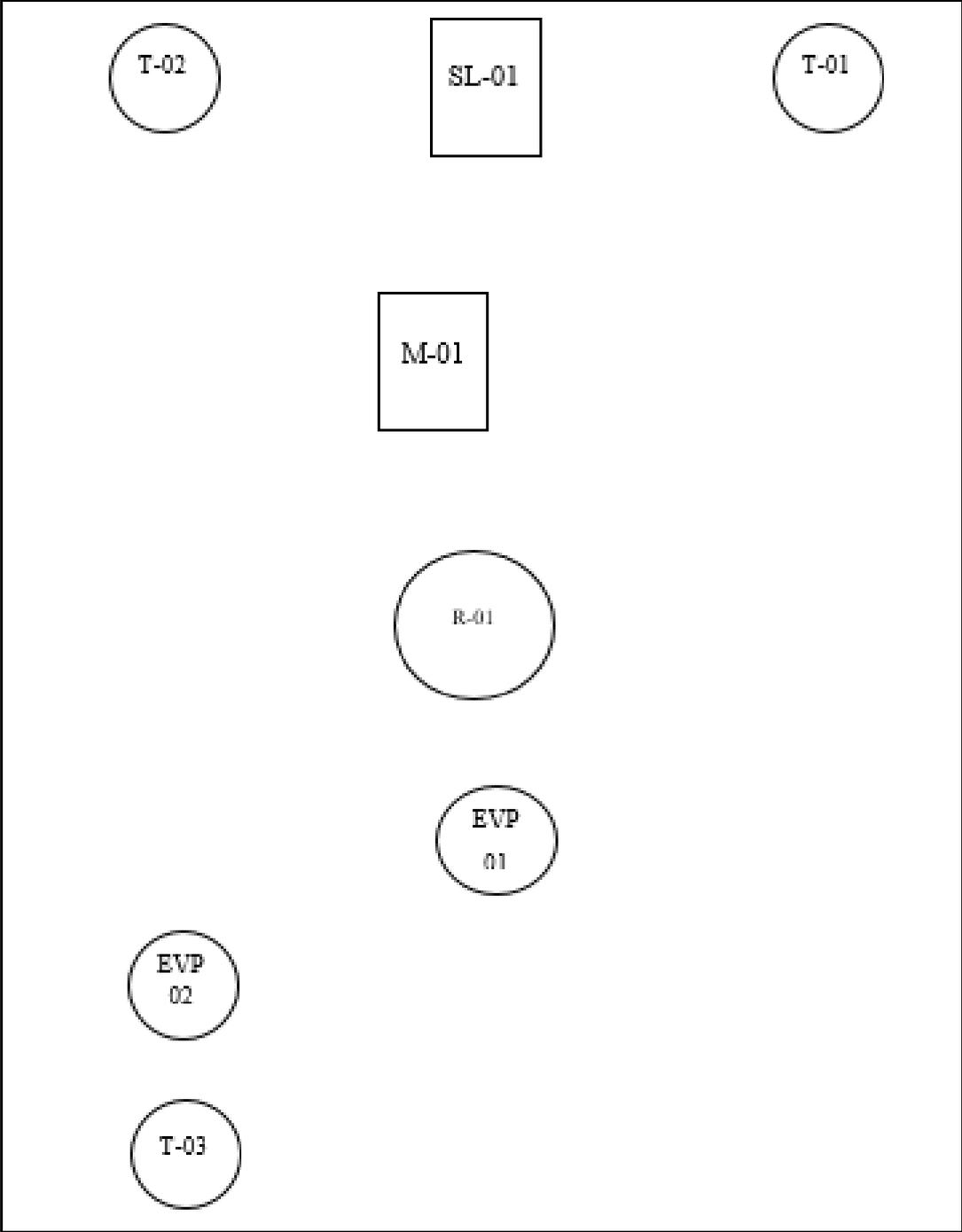
Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

4. Keamanan

Untuk alat-alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar darurat sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jikatejadi sesuatu yang tidak diinginkan.

5. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.



Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 200

4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik butil asetat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a) Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b) Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

c) Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- 5) Lapangan usaha lebih luas.

Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.5.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b. Pendelegasian wewenang.
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas.
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi

bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

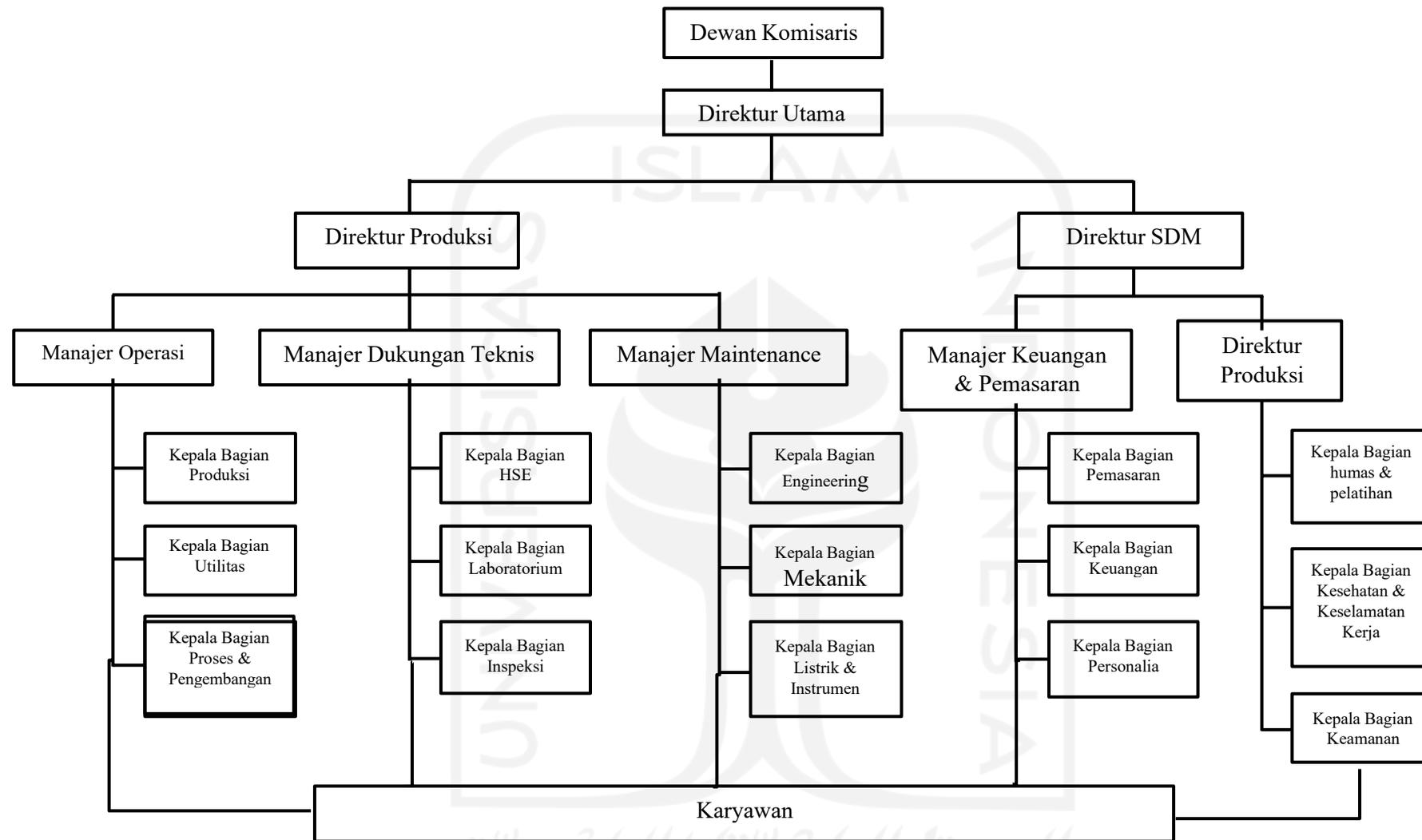
- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlakubila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.5 Struktur Organisasi

4.5.3 Tugas dan Wewenang

4.5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris Meliputi :

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

4.5.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum. Tugas Direktur Utama antara lain :

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

4.5.3.4 Kepala Divisi

Secara umum tugas Kepala Divisi adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala divisi dapat juga

bertindak sebagai staff direktur. Kepala divisi ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala divisi terdiri dari :

a. Kepala Divisi Proses

Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.

b. Kepala Divisi Teknis

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

c. Kepala Divisi *Quality Control* dan K3

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, dan keselamatan karyawan.

d. Kepala Divisi *Budgeting* dan *Accounting*

Mengkoordinasikan perencanaan dan pembukuan keuangan.

e. Kepala Divisi Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk.

f. Kepala Divisi Personalia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan urusan internal perusahaan, administrasi, dan strategi hubungan masyarakat.

4.5.3.5 Kepala Bagian

Kepala bagian adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Divisi

masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Bagian Produksi

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

b. Kepala Bagian Utilitas

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

c. Kepala Bagian *Maintainance*

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

d. Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

e. Kepala Bagian *Quality Control*

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

f. Kepala Bagian Laboratorium

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

g. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

h. Kepala Bagian Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.5.3.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik butil asetat ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam Kerja Karyawan *non-shift*

1. Senin – Kamis :

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

2. Jumat :

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

b. Jam Kerja Karyawan *shift* dibagi menjadi :

1) *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

2) *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

3) *Shift Malam* : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk.

Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.22 sebagai berikut :

Tabel 4.2 Jadwal Kerja

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan :

P = *Shift* Pagi

S = *Shift* Siang

M = *Shift* Malam

L = Libur

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Komisaris	1	Rp. 50.000.000	Rp. 50.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000	Rp. 40.000.000
3	Direktur	2	Rp. 30.000.000	Rp. 60.000.000
4	Ketua Divisi	7	Rp. 20.000.000	Rp. 140.000.000
5	Kepala Bagian	14	Rp. 15.000.000	Rp. 210.000.000
6	Sekretaris Manager	1	Rp. 13.000.000	Rp. 13.000.000
Karyawan <i>Shift</i>				
7	Proses			

	- Ketua Regu Shift	4	Rp. 11.000.000	Rp. 44.000.000
	- Anggota Shift	20	Rp. 8.500.000	Rp. 170.000.000
	Sub Total	24		
8	Utilitas			
	- Ketua Regu Shift	3	Rp. 10.000.000	Rp.30.000.000
	- Anggota Shift	9	Rp. 8.000.000	Rp. 72.000.000
	Sub Total	12		
9	Keamanan			
	- Ketua Regu Shift	2	Rp. 7.000.000	Rp. 14.000.000
	- Anggota Shift	10	Rp. 6.000.000	Rp. 60.000.000
	Sub Total	12		
10	Instrument			
	- Ketua Regu Shift	4	Rp. 10.000.000	Rp. 40.000.000
	- Anggota Shift	4	Rp. 8.000.000	Rp. 32.000.000
	Sub Total	8		
11	<i>Quality Control</i>	6	Rp. 7.000.000	Rp. 42.000.000
12	K3	4	Rp 10.000.000	Rp. 40.000.000
13	Gudang	4	Rp. 6.500.000	Rp. 26.000.000
14	Litbang	12	Rp. 13.000.000	Rp. 156.000.000
15	Pemeliharaan	4	Rp. 11.000.000	Rp. 44.000.000

16	Pemasaran	5	Rp. 13.000.000	Rp. 65.000.000
17	Pembelian	7	Rp.13.000.000	Rp. 91.000.000
18	Keuangan	8	Rp.13.000.000	Rp. 104.000.000
19	Kepegawaian	8	Rp.13.000.000	Rp. 104.000.000
20	Humas	4	Rp.13.000.000	Rp. 52.000.000
21	Administrasi	5	Rp. 12.000.000	Rp. 60.000.000
22	Petugas Kebersihan	10	Rp. 5.500.000	Rp. 55.000.000
23	Dokter	2	Rp. 12.500.000	Rp. 25.000.000
24	Perawat	4	Rp. 8.000.000	Rp. 32.000.000
25	Supir	5	Rp. 7.000.000	Rp. 35.000.000
TOTAL		170		Rp. 1.906.000.000

b. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

2. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan tersebut berupa :

- a. Tunjangan hari raya keagamaan.
 - b. Tunjangan jabatan.
 - c. Tunjangan istri dan anak.
 - d. Tunjangan rumah sakit dan kematian.
 - e. Jamsostek.
 - f. Uang makan
- a. Poliklinik
Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.
 - b. Pakaian kerja
Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.
 - c. Makan dan minum
Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.
 - d. Koperasi
Koperasi karyawan diberikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.
 - e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan. Bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

g. Tempat ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersama dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak cuti

1. Cuti tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setaun.

2. Cuti massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

Adapun jenjang kepemimpinan dalam pabrik adalah sebagai berikut :

- Dewan komisaris/pemegang saham
- Direksi produksi
- Direktur umum
- Kepala bagian
- Kepala seksi
- Pegawai/operator

الجمهورية الإسلامية اندونيسية

BAB V

UTILITAS

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik metanol ini adalah dengan penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik metanol, terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air.
2. Unit penyedia steam.
3. Unit penyedia listrik.
4. Unit penyediaan bahan bakar.
5. Unit penyediaan udara.
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit penyediaan dan pengolahan air.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya sumber air diperoleh dari air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Dalam produksi metanol ini, air sungai dipilih

untuk keperluan lingkungan pabrik. Air Sungai yang dekat dengan lokasi pabrik digunakan untuk keperluan pabrik sebagai :

5.1.1.1 Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger* dan *condenser parcial*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendingin adalah :

- a. Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).
- b. Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai)

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air *make up* yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

5.1.1.2 Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

- a. Tidak membuih (berbusa).
- b. Tidak membentuk kerak dalam reboiler.
- c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa.
- d. Air Umpan Boiler.

5.1.1.3 Air Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga berasal dari air aungai. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

Syarat Fisika, meliputi :

- a. Suhu : dibawah suhu udara
- b. Warna : jernih
- c. Rasa : tidak berasa

- d. Bau : tidak berbau

Syarat Kimia, meliputi :

- a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- b. Tidak mengandung bahan beracun.
- c. Tidak mengandung bakteri terutama *panthogen* yang dapat merubah fisik air.

Syarat Bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri *panthogen*.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air :

5.1.2.1 Clarifier

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan yang digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisik, kimia maupun *ion exchanger*.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk.

Selanjutnya air bersihakan keluar melalui pinggiran *clarifier* sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

5.1.2.2 Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air

setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

5.1.2.3 Demineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan *boiler* :

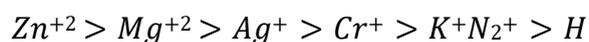
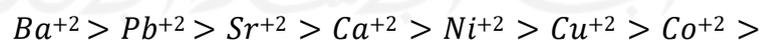
a. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation.

Untuk *cation exchanger* berupa resin yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(RSO_3)Na$, dimana pengganti kation-kation yang terkandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini menggunakan ion H^+ , sehingga air akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . reaksi penukar kation.



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :

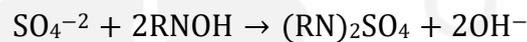


Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang akan digunakan adalah $NaCl$. Reaksi Regenerasi :+

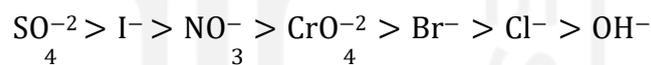


b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RSO_3H . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin, karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :

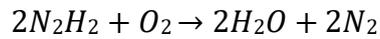


Saat resin anion telah jenuh maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah $NaCl$. Reaksi Regenerasi :

c. *Daerasi*

Daerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam daerator dan diinjeksi Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

5.1.3 Kebutuhan Air

5.1.3.1 Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	70.291,6102
Cooler-01	CL-01	77.632,5337
Cooler-02	CL-02	968,4541
Cooler-03	CL-03	42.808,6607
Jumlah		191.701,2587

Untuk keperluan keamanan diambil kelebihan 20% maka total kebutuhan air sungai sebesar 230.041,5105 kg/jam.

5.1.3.2 Air Steam

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	0,4430
Heater 02	HE-02	104,5281
Heater-03	HE-03	245,7890
Heater-04	HE-04	23,2788
Heater-05	HE-05	25,2131
Heater-06	HE-06	44,4781

(Lanjutan Tabel 5.2)

Evaporator-01	EVP-01	895,5513
Evaporator-02	EVP-02	1.824,80
Jumlah		3.167,0834

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 3.800,5001 kg/jam

5.1.3.3 Kebutuhan Air Proses

Tabel 5.3 Kebutuhan Air proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/Jam)
Mixer	M-01	644,2776
Jumlah		644,2776

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air proses menjadi 773,1331 kg/jam

5.1.3.4 Air Rumah Tangga dan Kantor

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100L/hari atau sama dengan 1,023 kg/L. Jumlah karyawan pabrik adalah 146 orang. Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 594,6487 kg/jam Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 20.521,5686 kg/jam.

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll adalah sebesar 500 kg/jam Kebutuhan air total keseluruhan adalah 255.636,7123 kg/jam.

5.2 Unit Penyedia Steam.

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

5.3 Unit penyedia listrik.

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

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

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan Listrik untuk alat proses :

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Hp	Daya	Watt
Mixer	M-01	10		7457
Reaktor	R-01	25		18642,5
Screw Conveyor	SC-01	0,43		320,651
Evaporator 01	EVP-01	7,5		5592,75
Evaporator 02	EVP-02	10		7457
Pompa 01	P-01	0,25		186,425
Pompa 02	P-02	0,75		559,275
Pompa 03	P-03	0,75		559,275
Pompa 04	P-04	0,5		372,85
Pompa 05	P-05	1		745,7
Pompa 06	P-06	0,25		186,425
Total		47,7		42.639,126

2. Kebutuhan Listrik untuk alat utilitas :

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Hp	Daya Watt
Cooling Tower	CT-01	5,00	3728,5000
Kompresor Udara Tekan	KU-01	3,00	2237,1000
Blower	BL-01	5,00	3728,5000
Pompa-01	PU-01	5,00	3728,5000
Pompa-02	PU-02	15,00	11185,5000
Pompa-03	PU-03	10,00	7457,0000
Pompa-04	PU-04	0,05	37,2850
Pompa-05	PU-05	10,00	7457,0000
Pompa-06	PU-06	10,00	7457,0000
Pompa-07	PU-07	3,00	2237,1000
Pompa-08	PU-08	5,00	3728,5000
Pompa-09	PU-09	10,00	7457,0000
Pompa-10	PU-10	0,05	37,2850
Pompa-11	PU-11	3,00	2237,1000
Pompa-12	PU-12	0,33	248,5667
Pompa-13	PU-13	0,05	37,2850
Pompa-14	PU-14	2,00	1491,4000
Pompa-15	PU-15	10,00	7457,0000
Pompa-16	PU-16	0,05	37,2850
Pompa-17	PU-17	0,05	37,2850
Pompa-18	PU-18	0,05	37,2850
Pompa-19	PU-19	0,05	37,2850
Pompa-20	PU-20	0,05	37,2850
Pompa-21	PU-21	0,05	37,2850
Pompa-22	PU-22	0,05	37,2850
Total		96,83	72.208,6167

Kebutuhan listrik lain seperti alat-alat kontrol, penerangan, peralatan kantor, bengkel, laboratorium, dan perumahan adalah 91,2218 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 200,1102 kW. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 2500 kW.

5.4 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatic. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 24,2986 m^3/jam pada tekanan 5,5 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silica gel untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

5.5 Unit pengolahan limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

1. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang

dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul

limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan limbah B3 dikirim ke PPLI

Cileungsi, Bogor, Indonesia. Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan bio septic tank mengingat limbah yang

dihasilkan tidakmenghasilkan BOD yang tinggi.

2. Limbah Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas makadilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

1. Dibuat stack / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alatuntuk pembuangan asap.
2. Gas-gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar denganmenggunakan flare.

5.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

5.6.1 Saringan / *screening* (FU-01)

Fungsi : menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya
: daun, ranting dan sampah lainnya

Bahan : Alumunium

Jumlah Air : 330.373,4945 kg/jam

Spesifikasi : (*Brown, 1961*)

- Ukuran lubang saringan yang digunakan berdiameter 1 cm.
- Ukuran saringan digunakan panjang 10 ft dan lebar 8 ft.

5.6.2 Bak Pengendapan Awal (BU-01) / Sedimentasi

Fungsi : mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai.

Tipe : berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 313.854,8197 kg/jam

- Dimensi bak :
- Panjang = 18,2026 m
 - Lebar = 18,2026 m
 - Tinggi = 9,1013 m

5.6.3 Bak Floktuator / Bak Penggumpal (BU-02)

Fungsi : Menambahkan koagulan untuk mengikat kotoran dan menggumpalkan kotoran

Jumlah air : 330.373,4945 kg/jam

- Dimensi bak :
- Panjang = 7,6958 m
 - Lebar = 7,6958 m

- Pengaduk :
- Jenis = *Marine propeller 3 blade (brown, hal 507)*
 - Diameter = 2,5653 m
 - Power = 2 Hp

5.6.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5%.

Jumlah air : 1,2816 kg/jam

- Dimensi bak :
- Diameter = 1,4338 m

- Tinggi = 2,8676 m

5.6.5 Bak Pengendap I (BU-03)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 298.162 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 14,2025 m
- Lebar = 14,2025 m
- Tinggi = 7,1012 m

5.6.6 Bak Pengendap II (BU-04)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari laut dengan proses flokulasi.

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 298.162 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 14,2025 m
- Lebar = 14,2015 m

- Tinggi = 7,1012 m

5.6.7 Sand Filter (SF-01)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Jumlah air : 255.636,7123 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 4,0949 m
- Lebar = 4,0949 m
- Tinggi = 2,0474 m

5.6.8 Bak Penampungan Sementara (BU-05)

Fungsi : menampung sementara raw water setelah disaring dari *sand filter*.

Jumlah air : 255.636,7123 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 8,4972 m
- Lebar = 8,4972 m
- Tinggi = 4,2486 m

5.6.9 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk

kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 20.521,5686 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 4,0837 m
- Tinggi = 4,0837 m

5.6.10 Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah air : 44.550,0939 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,4104 m
- Tinggi = 0,8207 m

5.6.11 Tangki Air Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 20.521,5686 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 9,0973 m
- Tinggi = 9,0973 m

5.6.12 Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan Umum.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,6373 m

- Tinggi = 2,6373 m

5.6.13 Bak Air Pendingin (BU-06)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 230.041,5105 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 17,6742 m

- Lebar = 17,6742 m

- Tinggi = 8,8371 m

5.6.14 *Cooling Tower* (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jumlah air : 230.041,5105 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 7,3631 m
- Lebar = 7,3631 m
- Tinggi = 2,0471 m

5.6.15 *Blower Cooling Tower* (BL-01)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan

Daya Motor 30

5.6.16 *Mixed Bed* (MB-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jumlah air : 1.722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,4737 m
- Tinggi = 1,6764 m
- Tebal = 0,1875 in

5.6.17 *Tangki NaCl* (TU-06)

Fungsi : Menampung larutan NaCl *Cation Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder.

Jumlah NaCl : 137,955 kg

Dimensi bak :

- Diameter = 1,0787 m

- Tinggi = 1,0787 m

5.6.18 Tangki NaOH (TU-07)

Fungsi : Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi *Anion Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder

Jumlah NaOH : 137,955 kg

Dimensi bak :

- Diameter = 1,365 m

- Tinggi = 1,365 m

5.6.19 Tangki Demin (TU-08)

Fungsi : Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1.722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,9831 m

- Tinggi = 3,9831 m

5.6.20 *Daerator* (DE-01)

Fungsi : Menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *feed water* yang dapat menyebabkan kerak pada *reboiler*.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,1920 m

- Tinggi = 4,3840 m

4.7.21. Tangki N₂H₄ (TU-10)

Fungsi : Menyimpan larutan N₂H₄

Tipe : Silinder tegak

Jumlah air : 3444,9160 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,7493 m

- Tinggi = 3,4986 m

4.7.22. *Boiler* (BO-01)

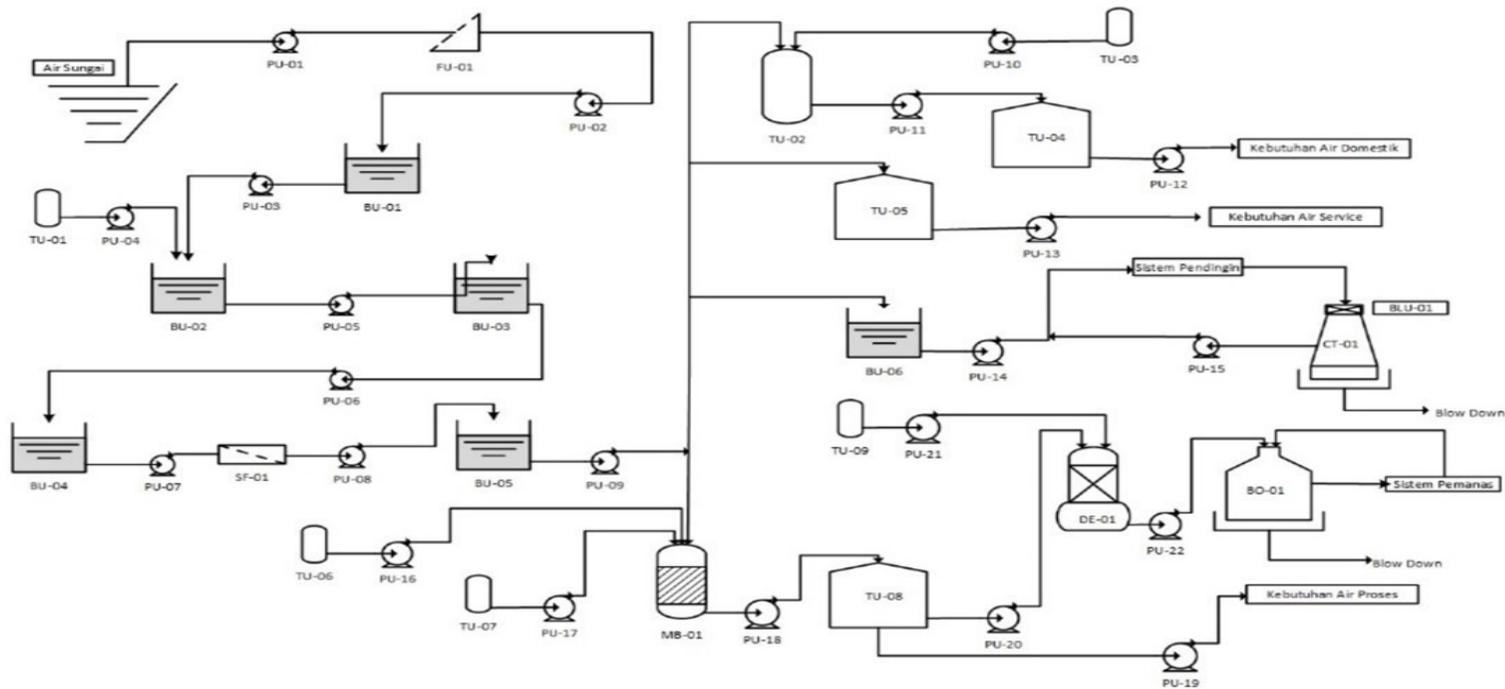
Fungsi : Membuat *saturated steam*.

Tipe : *Water tube*

Dimensi bak :

- Diameter = 3,7650 m
- Tinggi = 7,5300 m





Keterangan

FU-01	: Screening/Saringan 01	BU-06	: Bak Air Pendingin 06	TU-06	: Tangki NaCl 06	MB-01	: Mixed Bed 01
BU-01	: Bak Pengendapan Awal 01/Sedimentasi	TU-01	: Tangki Larutan Alum 01	TU-07	: Tangki NaOH 07	DE-01	: Tangki Deaerator 01
BU-02	: Bak Penggumpal & flokulator 02	TU-02	: Tangki Klorinasi 02	TU-08	: Tangki Air Demin 08	BO-01	: Boiler 01
BU-03	: Bak Pengendap 03	TU-03	: Tangki Kaporit 03	TU-09	: Tangki N2H4 09	BL-01	: Blower Cooling Tower 01
BU-04	: Bak Pengendap 04	TU-04	: Tangki Air Bersih 04	SF-01	: Sand Fiber 01	PU-01 - 22	: Pompa Utilitas
BU-05	: Bak Penampung Sementara 05	TU-05	: Tangki Air Service 05	CT-01	: Cooling Tower 01		

Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impasdimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah :

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1 Penentuan Modal Industri (*Total Capital*

Investment), meliputi :

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

2 Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production*

Cost), meliputi :

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

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

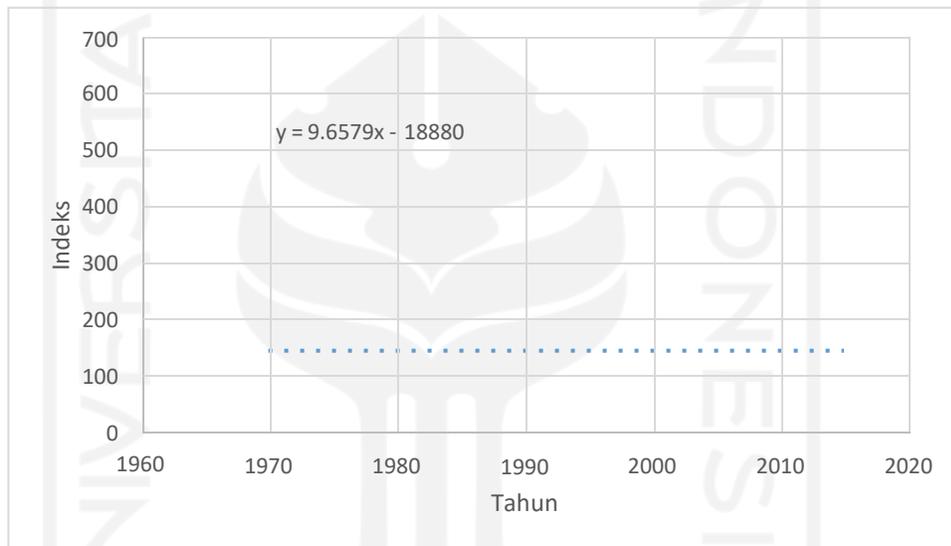
- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4. Penafsiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan

yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. (www.chemengonline.com)

Berdasarkan data harga indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu tahun 2027. Regresi linear dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga dan Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,6579 x - 18880$ Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2027 adalah :

Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan

Tahun	Indeks
2022	648,274
2023	657,932
2024	667,590
2025	677,247
2026	686,905
2027	696,563

Jadi, indeks pada tahun 2027 adalah 696,563

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (*Peters* dan *Timmerhaus*, pada tahun 1990 dan *Aries* dan *Newton*, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

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

(*Aries dan Newton*, 1955)

Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

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

Dimana :

Ea : Harga Alat a

Eb : Harga Alat b

Ca : Kapasitas Alat a

Cb : Kapasitas Alat b

a. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi Tributil Sitrat = 300.000 Ton/Tahun

Satu Tahun Operasi = 330 Hari

Umur Pabrik = 10 Tahun

Pabrik Didirikan Pada Tahun = 2026

Kurs Mata Uang = Rp. 15.558,00

Harga Asam Sitrat = Rp. 6.963,00/kg

Harga n-Butanol = Rp. 7.500,00/kg

Harga Katalis Methanesulfonic Acid = Rp. 31.000,00/kg

Harga Jual = \$ 3

b. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau equity dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal

dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

- a. Investasi cepat kembali.
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut *Aries* dan *Newton* (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expenses*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries*, *legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

c. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah

pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

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

2. *Pay Out Time (POT)*

a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

- a. Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil- kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- b. Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntunganyang diinginkan/dikehendaki.
- c. Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

4. *Shut Down Point (SDP)*

Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes* + *depresiasi* + *finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

d. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik metanol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	1.974.547,33	29.977.577.618,95
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	493.636,83	7.494.394.404,74
3.	<i>Instalasi Cost</i>	380.585,52	5.778.049.411,39
4.	Biaya pemipaan	1.156.442,47	17.557.109.511,79
5.	Biaya instrumentasi	504.526,11	7.659.715.354,79
6.	Biaya insulasi	84.765,38	1.286.907.933,77
7.	Biaya listrik	197.454,73	2.997.757.761,90
8.	Biaya bangunan	211.533,39	3.211.500.000
9.	Biaya tanah dan perluasan lahan	526.610,46	7.995.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		5.530.102,23	83.958.011.997,33

Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Physical Plant Cost</i>	5.530.102,23	83.958.011.997,33
2.	<i>Engineering and construction</i>	1.106.020,45	16.791.602.399,47
Total		6.636.122,67	100.749.614,80

Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	6.636.122,67	100.749.614.396,80
2.	<i>Cotractor's fee</i>	265.444,91	4.029.984.575,87
3.	<i>Contingency</i>	663.612,27	663.612,27
Total		7.565.179,85	114.854.560.41,35

Tabel 6.5 Working Capital Investment (WCI)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	1.031.472,33	15.659.812.863
2.	<i>Inproses Onventory</i>	2.419.940,66	36.739.539.093,02
3.	<i>Product Inventory</i>	1.759.956,84	26.719.664.794,92
4.	<i>Extended Credit</i>	2.363.636,36	35.884.727.272,73
5.	<i>Available Cash</i>	1.759.956,84	26.719.664.794,92
Total		9.334.963,04	141.723.408.818,58

Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	11.346.195,59	172.257.941.493,00
2.	<i>Labor</i>	1.509.520,88	22.872.000.000,00
3.	<i>Supervision</i>	150.652,09	2.287.200.000,00
4.	<i>Maintenance</i>	1.134.776,98	17.228.184.061,85
5.	<i>Plant Supplies</i>	170.216,55	2.584.227.609,28
6.	<i>Royalty and Patents</i>	520.000	7.894.640.000,00
7.	<i>Utilities</i>	1.117.799,15	16.970.426.726,39
Total		15.946.161,24	242.094.619.890,52

Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	225.978,13	3.430.800.000
2.	<i>Laboratory</i>	150.652,09	2.287.200.000
3.	<i>Plant Overhead</i>	753.260,44	11.436.000.000
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	1.300.000,00	19.736.600.000
Total		2.429.890,66	36.890.600.000

Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Depreciation</i>	756.517,98	11.485.456.041,23
2.	<i>Propertu taxes</i>	151.303,60	2.297.091.208,25
3.	<i>Insurance</i>	75.651,80	1.148.545.604,12
Total		983.473,38	14.931.092.853.61

Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	15.946.161,2	242.094.619.890
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	2.429.890,66	36.890.600.000
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	983.473,38	14.931.092.853
Total		19.359.525,3	293.916.312.744

Tabel 6.10 General Expenses

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Administration</i>	520.000	7.894.640.000
2.	<i>Sales Expense</i>	1.300.000	19.736.600.000
3.	<i>Research</i>	1.040.000	15.789.280.000
4.	<i>Finance</i>	338.002	5.131.559.384
Total		3.198.002	48.552.079.384

Tabel 6.11 Total Production Cost

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	19.359.525	293.916.312.744
2.	<i>General Expenses(GE)</i>	3.198.002	48.552.079.384
Total		22.557.528	342.468.392.128

Tabel 6.12 Fixed Cost (Fa)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Depresiasi</i>	756.517,98	11.485.456.041,23
2.	<i>Property Taxes</i>	151.303,60	2.297.091.208,25
3.	<i>Asuransi</i>	75.651,80	1.148.545.604,12
Total		983.473,38	14.931.092.853,61

Tabel 6.13 Regulated Cost (Ra)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Gaji Karyawan</i>	1.506.520,88	22.872.000.000
2.	<i>Payroll Overhead</i>	225.978,13	3.430.800.000
3.	<i>Supervision</i>	150.652,09	2.287.200.000
4.	<i>Plant Overhead</i>	753.260,44	11.436.000.000
5.	<i>Laboratorium</i>	150.652,09	2.287.200.000
6.	<i>General Expense</i>	3.198.002,86	48.552.079.384,62
7.	<i>Maintenance</i>	1.134.776,98	17.228.184.061,85
8.	<i>Plant Supplies</i>	170.216,55	2.584.227.609,28
Total		7.290.060,01	110.677.691.055,75

Tabel 6.14 Variable Cost (Va)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	11.346.195,59	172.257.941.493
2.	<i>Packaging</i>	1.040.000	25.789.380.000
3.	<i>Shipping</i>	260.000,00	3.947.320.000
4.	<i>Utilities</i>	1.117.799,15	16.970.426.726
5.	<i>Royalty & Patent</i>	520.000,00	7.894.640
Total		14.283.994,75	216.859.608.2019

e. Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa) = Rp. 394.732.000.000,00

Total Cost = Rp. 342.468.392.128,74

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 52.263.607.871

Pajak Pendapatan = 22 % (PERPU Nomor 1 Tahun 2020)

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 40.765.614.139,58

f. Hasil Kelayakan Ekonomi 4.9.7.1. *Percent*

1. *Return On Investment (ROI)*

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

ROI Sebelum Pajak = 45,50 %

ROI Sesudah Pajak = 35,49 %

2. *Pay Out Time (POT)*

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

POT Sebelum Pajak = 1 Tahun 8 Bulan

POT Sesudah Pajak = 2 Tahun 2 Bulan

3. *Break Even Point (BEP)*

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

BEP = 47,94 %

4. . *Shut Down Point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = 33,07 \%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur Pabrik = 10 Tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 114.854.560.412,35

Working Capital = Rp. 141.723.408.818,58

Salvage Value = Rp. 11.485.456.041,23

Cash Flow (CF) = *Annual profit* + *depresiasi* + *finance*

= Rp. 157.382.629.565,43

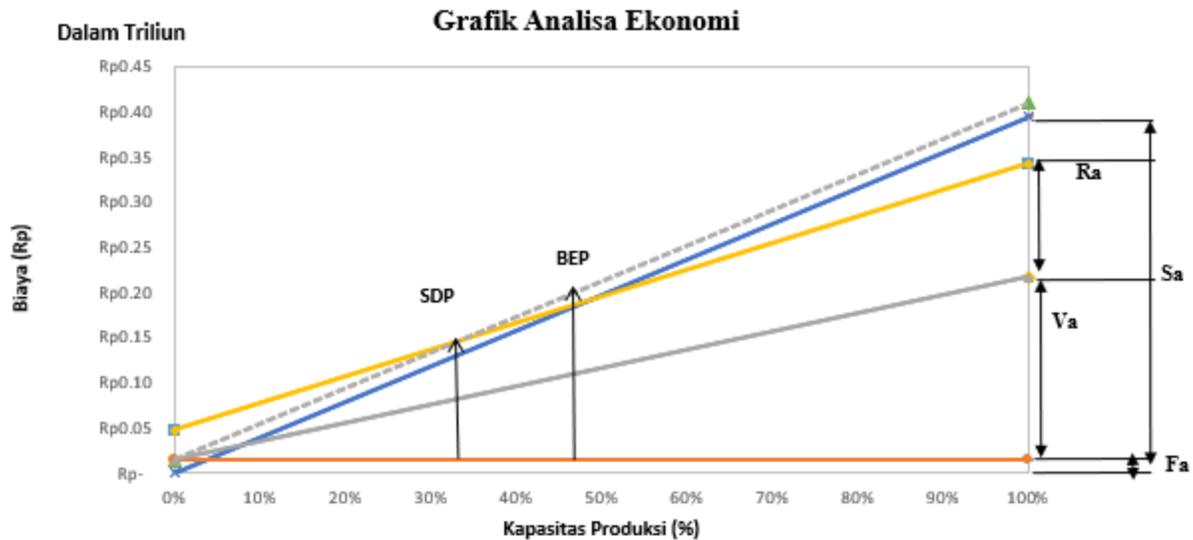
Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

R = Rp. 1.982.226.309.797

S = Rp. 1.982.226.309.797

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 22,69 \%$



Gambar 6.2 Grafik BEP

Gambar 6.2 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 47,94 % dan 33,07%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti Ra, Va, Fa, dan Sa dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar.

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan Perancangan Pabrik Tributyl Sifat dari Asam Sifat dan Butanol dengan Kapasitas 13.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik akan didirikan di Kecamatan Bungah, Gresik, Jawa Timur, dengan luas tanah 7995 m² dan jumlah karyawan 170 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonomi dengan melakukan evaluasi ekonomi, maka pabrik ini dapat dikatakan menarik untuk dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator seperti dibawah ini :

- Return On Investment (ROI)

- a. ROI sebelum pajak = 45,50 %

- b. ROI sesudah pajak = 35,49 %

- Pay Out Time

- a. POT sebelum pajak = 1,8 tahun

- b. POT sesudah pajak = 2,2 tahun

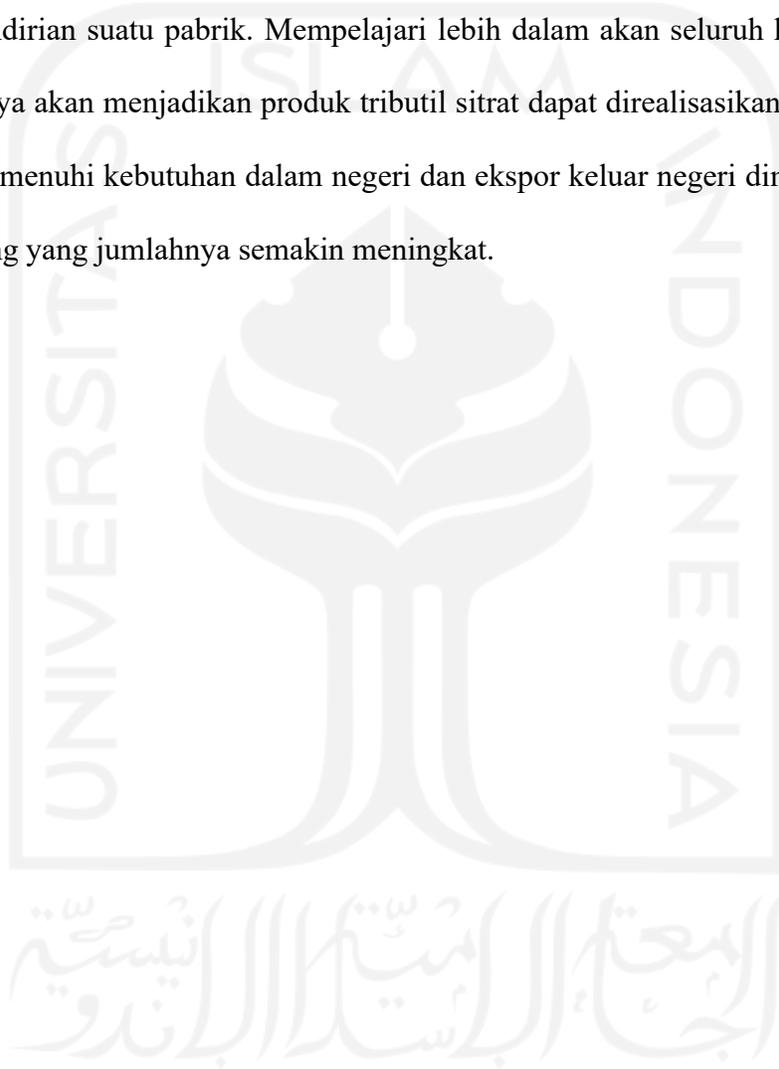
- Break Event Point = 47,94 %

- Shut Down Point = 33,07 %

- Discounted Cash Flow Rate = 20,70 %

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk tributil sitrat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- ANSES. (2016): *Analysis Of The Most Appropriate Risk Management Option (Rmoa). Tributyl Citrate.*
- Aries, R. S. and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation.*
McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- BPS. (2021): *Data Ekspor Import Tributyl Sitrat.*
- Brown, G.G., 1978, "Unit Operation", Modern Asia Edition, Charles E Tuttle Co., Tokyo.
- Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, "Process Equipment Design", pp. 43;58;84-87;88-89;90;93;135;141;156;167;251;254;338-342;346;367, 1st ed., John Wiley & Sons, Inc, New York: USA.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 1983, "Chemical Equipment Design", John Wiley & Sons, New York
- Damayanti, O. (2010): *Pabrik Asam Sitrat Dari Nira Siwalan Dengan Proses Submerged Fermentation.* Surabaya: Its.
- Fonseca, Juan D., Latifi, A.M., Orjuela, A., Rodriguez, G., dan Gil, Ivan.D. (2019): *Modeling, Analysis and Multi-Objective Optimization of an Industrial Batch Process for the Production of Tributyl Citrate.* Universidad Nacional de Colombia. Colombia.
- Kern, D. Q., 1950, "Process Heat Transfer", International Student Edition, McGRAWHILL Kogusha Ltd., Tokyo.

- Kirk, R. E., and Othmers, D. F., 1949, “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, *The Interscience Encyclopedia*, New York.
- Perry, R. H. (1997):. *Perry’s Chemical Engineering Handbook 7th Edition*. McGraw Hill. New York
- Perry, R. H., and Chilton, C.H., 1997, “*Chemical Engineer Hand Book*”, 8th edition, McGRAW-HILL, Tokyo.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. (1991): *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*, 4th Edition. McGraw Hill. New York
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. (2004): *Plant Design and Economics for Chemical Engineer* 5th Edition. John Wiley and Sons, Inc. New York
- Pubchem. (2004): *Compound Summary For Cid 263, 1-Butanol*.
- Pubchem. (2005): *Compound Summary For Cid 6507, Tributyl Citrate*.
- Sui, Y., Helsley, R. N., Park, S.-H., Song, X., Liu, Z. Dan Zhou, C. (2015): Intestinal Pregnane X Receptor Links Xenobiotic Exposure And Hypercholesterolemia. *Molecular Endocrinology*. 29. 765-776
- Yaws, Carl. L. 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, McGraw-Hill, New York
- Zulfa, F. Dan Mayori, C. (2019): *Prarancangan Pabrik N-Butanol Dengan Proses Hidrogenasi N-Butil Butirat Kapasitas 40.000 Ton/Tahun*.



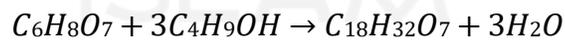
Fungsi : Mereaksikan asam sitrat dan butanol menjadi tributil sitrat

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi Operasi: Suhu = 120 °C

Tekanan = 1 atm

Reaksi Esterifikasi



Model matematis reactor Asumsi :

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

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan :

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} + (-r_A) V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} = (-r_A) V$$

$$F_V (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) = (-r_A) V$$

$$V = \frac{F_V (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} - C_{A0}(1-X_a))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_a)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_a)}{k \cdot C_A}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_a)}{k \cdot (C_{A0} (1-X_a))}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_a}{k \cdot (1-X_a)}$$

$k = 11,616 \text{ L/mol.jam}$

Sehingga diperoleh V sebesar 10.7989 m^3

Optimasi Reaktor

n	V1 (gallon)	V2	V3	V4	V5
1	2.841,425				
2	236,018	236,018			
3	71,190	71,190	71,190		
4	36,344	36,344	36,344	36,344	
5	47,133	47,133	47,133	249,398	253,605

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0	0,96				
2	0	0,48	0,96			
3	0	0,14	0,81	0,96		
4	0	0,07	0,67	0,88	0,96	
5	0	0,09	0,73	0,92	0,944	0,96

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	2.841,425	28.068	28.068
2	236,018	6.308	12.615
3	71,190	3.073	9.219
4	36,344	2.053	8.211
5	47,133	2.399	11.997

Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 96% dengan laju alir 3.119,707504 kg/jam yaitu 1 reaktor

Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1,5 ($H = 1,5D$).

Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head*.

Menghitung Kapasitas Reaktor

Densitas

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam	ρ (kg/m ³)	Fraksi Massa	ρ campuran (kg/m ³)
C ₆ H ₈ O ₇	192	892,05	4,64609375	1464.662	0,2657	389,2581
H ₂ O	18	388,220	21,5677973	935.257	0.1156	108,1733
C ₄ H ₉ OH	74	2.062,865	27,8765	719.789	0.6145	442,3716
CH ₄ SO ₃	96	13,380	0.139382	860,3492	0.0039	3,4297
C ₁₈ H ₃₂ O ₇	360	0	0	872,266	0	0
Total	740	3.356,5167	54,22983	4.852,3227	1	943,2329

Densitas campuran = 943,2329kg/m³

Waktu tinggal = 2,765 jam

Fv = 3,90 m³/jam

V = 10,7989 m³

V Over design = 1,2 x 10,7989 m³ = 12,9588 m³

V silinder = $\pi \cdot D^2 H$

12,9588 m³ = $\frac{3,14}{4} D^2 \cdot 1,5D$

D = 2,5462 m = 100,2454 in

H = 1,5 D = 3,8193 m = 150,3681 in

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

h cairan = 2,5456 m

Menghitung Tekanan Desain

P hidrostatis = $\frac{\rho \cdot h \text{ liquid} \cdot (\frac{g}{gc})}{144}$

P hidrostatis = $\frac{58,88 \cdot 2,5456 \cdot 1}{144}$

P hidrostatis = 1,04086 psia

P absolut = 14,7 psia

P desain = 18,884 psia

Menentukan Tebal Shell

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

t_s = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = Allowable stress (18.750psi)

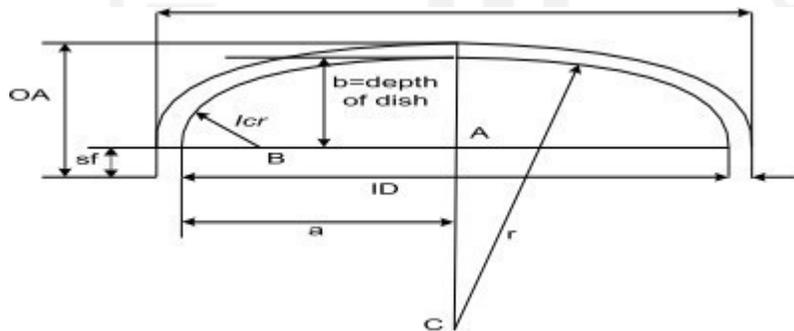
r_i = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (80%(double welded butt joint))

C = Faktor korosi (0.125 in)

Diperoleh tebal shell hitungan adalah 0,2143 in, tebal shell standar = 0,5 in.

Menghitung dimensi Head:



Keterangan :

t = tebal head, in

icr = inside corner radius, in

r = radius of dish, in

OD = outside diameter, in

ID = inside diameter, in

B = depth of dish, in

OA = overall dimension, in

Sf = straight flange

Menghitung Tebal Head

ts = 0,25 in

icr = 6,125 in

r = 96 in

OD = 102 in

ID = 101,5 in

a = 50,75 in

AB = 44,625 in

BC = 89,875 in

AC = 78,0136 in

b = 17,9864 in

Diperoleh dari persamaan persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959

$$th = \frac{Prw}{(2fE-0,2P)} + C$$

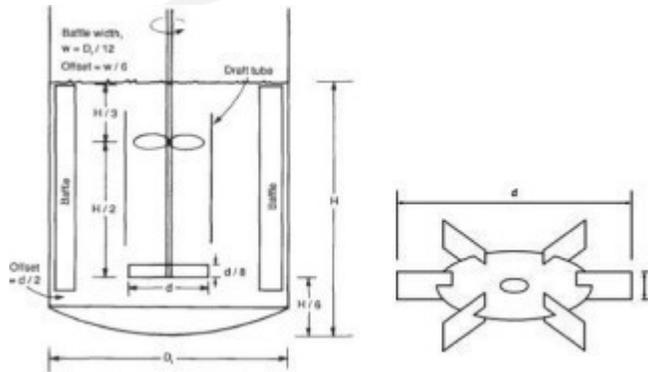
Diperoleh nilai tebal head atas standard adalah 0,250 in dan tebal head bawah standar d adalah 0,250 in. Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal head 0,3125 in didapatkan sf = 1,5 – 3 in, digunakan nilai sf 2,5 in.

Sehingga tinggi head yang diperoleh adalah

$$H \text{ head} = sf + b + th = 20,4864 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Total Reaktor} = 2.H \text{ shell} + H \text{ head} = 4,8601 \text{ m}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk



Jenis pengaduk adalah blade turbine dengan spesifikasi pengaduk flat blade six turbine with disk, impeller jenis ini sesuai untuk pengadukkan dengan viskositas dibawah 100 cp.

$$Dt/Di = 3$$

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

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

$$wb/Di = 0,1$$

$$L/Di = 0,25$$

$$\text{Baffle} = 4 \text{ terpisah } 90^\circ$$

$$Di = \text{diameter pengaduk} = 33,415 \text{ in}$$

$$ZL = \text{tinggi cairan dalam reaktor} = 130,319 \text{ in}$$

$$wb = \text{lebar baffle} = 3,3415 \text{ in}$$

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki = 43,4397 in

L = lebar pengaduk = 8,3538 in

Jumlah Impeller = WELH/D = 1,0083 m = 1 pengaduk

Jumlah Putaran (N) = 84,3921 rpm = 1,4065 rps

Diambil standar = 100 rpm = 1,67 rps

Menghitung Power Pengaduk

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

$$Re = 639,6717$$

Berdasarkan fig. 477 G.G. Brown, $19 N_p = P_o$

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

$$N_p = \text{Power Number} = 2$$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 943,2330 \text{ kg/m}^3$$

$$D_i = \text{Diameter Pengaduk} = 0,8487 \text{ m}$$

$$N_i = \text{Kecepatan putar pengaduk} = 1,67 \text{ rps}$$

$$P_a = 3846,6644 = 43,8467 \text{ kW} = 5,1585 \text{ hP}$$

Daya motor, efisiensi motor adalah 85% (figur 14.38 peters hal 521) sehingga

$$P = 5,1585 \text{ hP}$$

Dipilih power standar $P = 7,5 \text{ hP}$

Neraca Panas Reaktor

Masuk kJ/jam	kJ/Jam	Keluar	kJ/Jam
Arus masuk	815.636,0407	Arus keluar	491.276,3999
Panas Reaksi	549.290,0484	Pendingin	873.649,6892
Total	1.364.926,089	Total	1.364.926,089

Media pendingin yang digunakan adalah cooling water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 35 °C

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H (35^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4.1775 \times (308 - 298)) - (4.1787 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 20,8995 \text{ Kj/Kg}$$

Maka kebutuhan pendingin:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

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

$$m = 41.802,4206 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	120	393,15	248
Suhu fluida panas keluar reaktor	120	393,15	248
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	35	308,15	95

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

$$\Delta T_{LMTD} = 157,46 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas Perpindahan Panas

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

Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan water (cold) sebesar 5 - 75 Btu/ft².F jam

$$UD = 10 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{oF}$$

$$A = 525,997 \text{ ft}^2$$

$$A = 48,8667 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selubung reaktor:

$$A = \pi \cdot D \cdot H = 36,3108 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih koil pendingin.

Kecepatan Volumetrik Air

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

$$Q_v = 40,8620 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s (Culson pg. 527).

Kecepatan fluida pendingin = 2 m/s = 7200 m/jam

Debit fluida pendingin = 40,862 m³/jam

Luas penampang A = 0,0056 m²

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

ID = 0,085 m = 3,347 in

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

NPS = 4 in

Schedule Number = 40

OD = 4,5 in = 0,375 ft = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,3355 ft = 0,1022 m

Luas Penampang (A') = 12,7 in² = 0,0882 ft²

Luas Perpan/panjang (a") = 1,1780 ft²/ft outside

= 1,055 ft²/ft inside

Menentukan koefisien transfer panas dalam koil (hi)

ρ fluida pendingin = 1023,01 kg/m³ = 63,8360 lb/ft³

μ fluida pendingin = 0,8177 cp = 1,9780 lb/ft.jam

k fluida pendingin = 0,3302 Btu/ft.jam.oF

Cp fluida pendingin = 5488,9455 btu/lb.F

jH = 250 (Grafik 24 Kern pg 834)

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$h_i = 12566,76 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$

Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$h_{io} = 11243,06537 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$

Untuk koil, hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral\ koil}} \right)$$

$h_{io_{koil}} = 13324,19542 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$

Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$$L_p = D_i = 2,7846 \text{ ft}$$

$$N = 1,4065 \text{ rps} = 5063,5285 \text{ rpj}$$

$$\rho = 943,23 \text{ kg/m}^3 = 58,857 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 19,0557 \text{ cP} = 46,114 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p = 22238,3757 \text{ kJ/kg} = 5310,5241 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,33021627 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$OD = 102 \text{ in} = 8,5 \text{ ft}$$

$$D = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 346,114$$

Sehingga didapatkan $h_o = 487725,61 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$

Menentukan U_c

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih :

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 12969,87099 \text{ Btu/jam ft}^2\text{.F}$$

Menentukan Ud

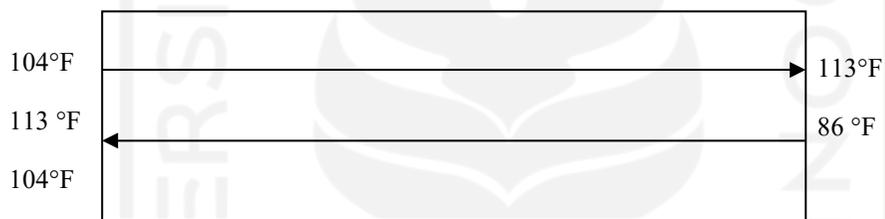
Untuk kecepatan fluida 2 m/s maka $Rd = 0,001$ (Kern pg 845)

$$U_D = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1/Rd$$

$$U_d = 928,417 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas



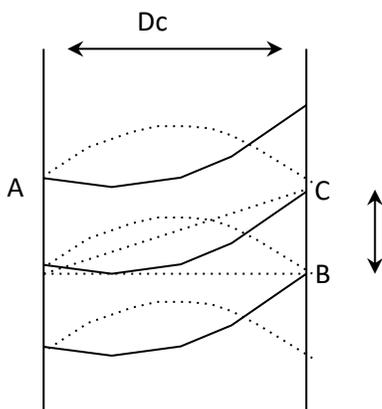
$$A = Q_{total} / (U_d \times \Delta T_{LMTD}) = 5,976 \text{ ft}^2$$

Menentukan Panjang koil

$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 5,07 \text{ ft} = 1,54 \text{ m}$$

Menentukan Jumlah Lilitan

$$\text{Keliling lilitan} = 0.5 \text{ putaran miring} + 0.5 \text{ putaran datar}$$



$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi D_c + 1/2\pi A C$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi D_c + 1/2\pi (D_c^2 + x^2)/x$$

$$K \text{ lilitan} = 18,366 \text{ ft}$$

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 0,27 \text{ lilitan} \approx 1 \text{ lilitan}$$

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,375 \text{ ft} = 0,1143 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam *shell* akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : Semua koil tercelup dalam cairan

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V \text{ cairan dalam shell} = 10,7906 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,0634 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = 5,089 \text{ m}^2$$

$$Z_c = 2,132 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil)/2

$$hk = 1,269 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,520 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangka ke bagian bawah koil (hk) > ($b+sf$)

Menentukan Pressure Drop

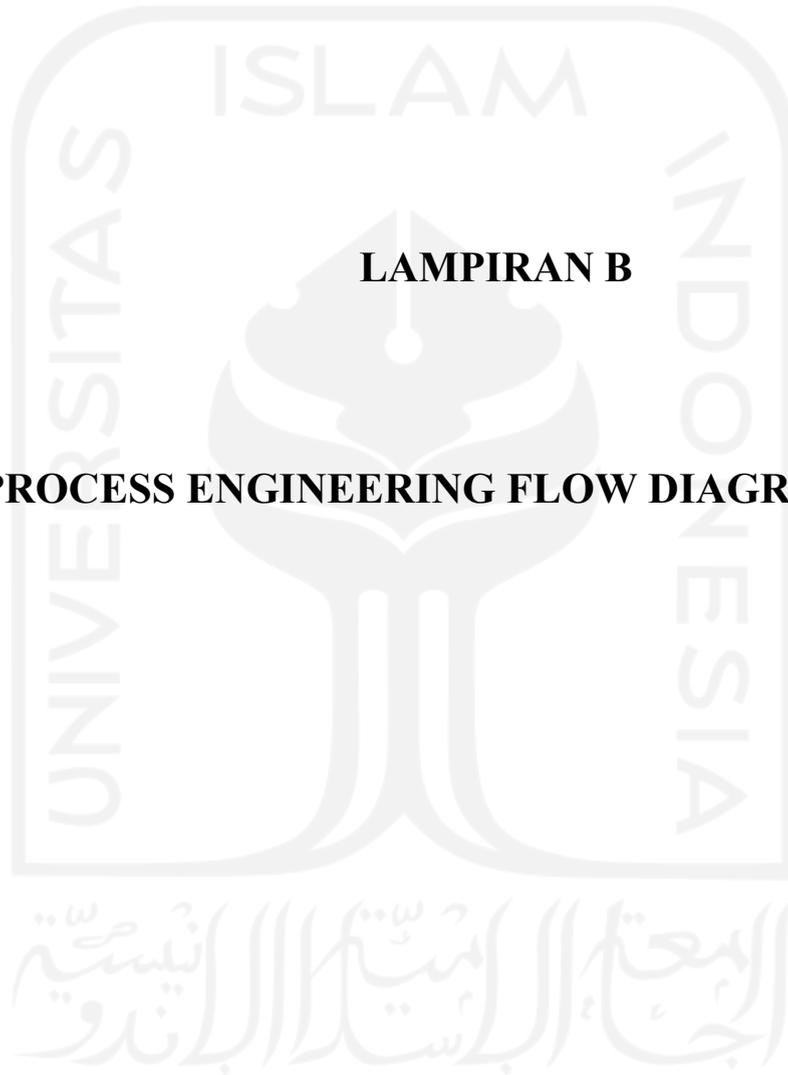
$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$Re = 80.394,2064 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$F = 0,0058 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

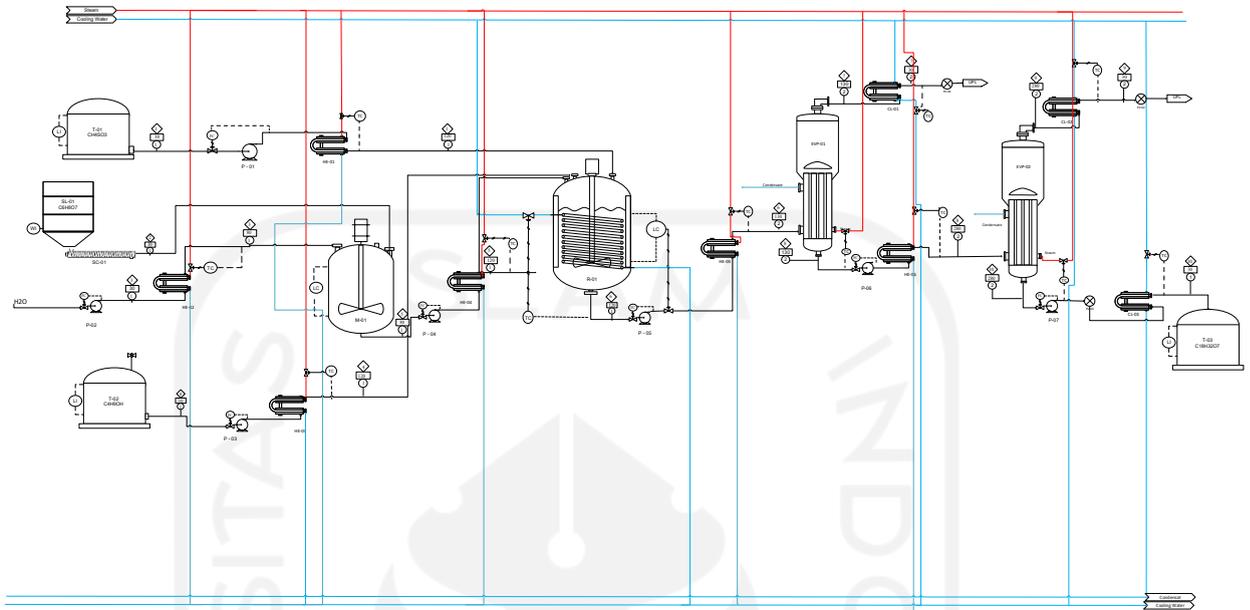
$$\Delta P_T = 0,00926 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$



LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK TRIBUTIL SITRAT DARI ASAM SITRAT DAN BUTANOL DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (KG-JAM)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C6H8O7		892.05			892.05	36		35.682		35.682
H2O			629.074		629.074	629	622.7831	6.2907	6.29073853	
C4H9OH				1072.69		1073	1061.963	10.727	10.7269013	
CH4S03	13.38075					13		13.381	13.2469425	0.1338075
C18H32O7						1606		1605.69		1605.69
TOTAL	13	892.05	629.07385	1072.69	1521.12	3357	1684.746	1671.7704	30.2645823	1641.50581

Keterangan Alat		Keterangan Instrumen	
CL	Cooler	LC	Flow Controller
EV	Expansion Valve	LI	Level Controller
EVP	Evaporator	LI	Level Indicator
HE	Heater	TC	
MI	Mixer	WI	Weight Indicator
M	Motor	Keterangan Instrumen	
P	Pompa	Flow Switch	
R	Reaktor	Temperature	
SC	Screw Conveyor	Isolasi	
SL	Silo	Control Valve	
T	Tangki	Flow Transmitter	
		Signal Transmitter	
		Signal Receiver	



UNIVERSITAS INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTRUMENTASI DAN AUTOMASI

Disusun oleh:
Pratiwi Nur Hafidha, 190110010001
Reza Nur Hafidha, 190110010002
Reza Nur Hafidha, 190110010003

Pada Tanggal:
10 Februari 2023

Disetujui oleh:
Dr. Ir. H. S. P. S. P.
Visi: Mendukung, Mengembangkan, dan Meningkatkan Kualitas Sumber Daya Manusia Indonesia

UNIVERSITAS INDONESIA

الجامعة الإسلامية

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Kartu Konsultasi Dosen Pembimbing 1

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	4/06/2022	Pemilihan Judul Prarancangan Pabrik	<i>He.</i>
2	11/06/2022	Bimbingan Judul TA Baru	<i>He.</i>
3	19/06/2022	Bimbingan Judul TA Baru	<i>He.</i>
4	25/06/2022	Menetapkan Judul Prarancangan Pabrik yang Baru	<i>He.</i>
5	13/09/2022	Mmembuat Diagram Kuantitatif	<i>He.</i>
6	27/09/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
7	04/10/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
8	05/10/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
9	07/10/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
10	11/10/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
12	12/10/2022	Menghitung Neraca Massa	<i>He.</i>
13	18/10/2022	Menentukan Alat Besar	<i>He.</i>
14	19/10/2022	Merancang Reaktor	<i>He.</i>
15	2710/2022	Menentukan Alat Pemisahan	<i>He.</i>

16	31/10/2022	Merancang Alat Pemisahan	<i>Hd.</i>
17	07/11/2022	Menentukan alat kecil	<i>Hd.</i>
18	10/10/2022	Membuat PEFD	<i>Hd.</i>

Dosen Pembimbing 1

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



Kartu Konsultasi Dosen Pembimbing 2

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	03/06/2022	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap perancangan pabrik	
2	21/06/2022	Bimbingan Judul TA baru	
3	30/06/2022	Penentuan Judul TA	
4	04/07/2022	Bimbingan kapasitas pabrik	
5	13/07/2022	Penentuan Kapasitas pabrik	
6	14/07/2022	Persetujuan luaran 1	
7	26/07/2022	Bimbingan luaran 2	
8	26/07/2022	Bimbingan luaran 3	
9	29/07/2022	Bimbingan diagram alir proses	
10	30/07/2022	Bimbingan diagram alir proses	
11	18/08/2022	Konsultasi Neraca Massa	
12	29/08/2022	Menghitung Neraca Massa	
13	08/09/2022	Menghitung Neraca Massa	
14	10/09/2022	Menghitung Neraca Massa Alat	
15	12/09/2022	Menghitung Neraca Massa Alat Pemisah	

Dosen Pembimbing 2



Venitaliya Alethea S. A., S.T., M.Eng.