

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL
BENZOAT DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Anes Febri Agustin
NIM : 17521153

Nama : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati
NIM : 17521164

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

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL BENZOAT DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Anes Febri Agustin

Nama : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati

NIM : 17521153

NIM : 17521164

Yogyakarta, 31 Juli 2021

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

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



Anes Febri Agustin



Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL BENZOAT DARI
ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Oleh :

Nama : Anes Febri Agustin

Nama : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati

NIM : 17521153

NIM : 17521164

Yogyakarta, 04 Agustus 2021

Pembimbing I

Pembimbing II

(Dr. Ifa Puspasari, S.T.,
M.Eng., Ph.D.)

(Venitalitya Alethea Sari
Augustia, S.T., M.Eng.)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL BENZOAT DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Anes Febri Agustin
NIM : 17521153

Nama : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati
NIM : 17521164

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, 24 Agustus 2021

Tim Penguji,

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

Ketua



Agus Taufiq, Ir., M.Sc.

Anggota I



Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc

Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Tekonologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Ketua Program Studi.



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Puji syukur kehadiran Allah yang telah memberikan nikmat iman, islam, sehat, rahmat dan hidayah-Nya. Sholawat dan salam senantiasa tercurah pula kepada Nabi Muhammad SAW., keluarga, sahabat, serta para pengikutnya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah tak henti-hentinya penulis ucapkan atas taufik dan hidayah dari Allah sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Metil Benzoat dari Asam Benzoat dan Metanol dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” ini dengan baik. Penyelesaian tugas akhir ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyelesaian tugas akhir dapat berjalan dengan baik atas bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak yang telah memberikan bimbingan, perhatian, dan pengarahan dalam menjalankan penyusunan tugas akhir ini. Maka, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua Orang Tua dan Keluarga Besar Penulis atas semua do'a yang tidak pernah putus dipanjatkan untuk kesuksesan penulis serta dorongan semangat dan dukungannya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir (skripsi) ini dengan lancar.
2. Rektor Universitas Islam Indonesia, Bapak Fathul Wahid, S.T., M.Sc., Ph.D.
3. Ketua Jurusan Teknik Kimia Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari S.T., M.Eng., selaku pembimbing satu yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami dan juga telah sabar dalam membimbing kami selama melaksanakan penyelesaian tugas akhir sampai di

tahap ini.

5. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng., selaku pembimbing dua yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami dan juga telah sabar dalam membimbing kami selama melaksanakan penyelesaian tugas akhir sampai tahap ini.
6. Seluruh dosen, laboran, dan administrasi Jurusan Teknik Kimia atas ilmu, arahan, dan bantuan selama ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2017 yang telah mendukung dan memberikan semangat dan telah berjuang bersama-sama selama ini.
8. Semua pihak yang telah ikut membantu kelancaran dalam penyusunan tugas akhir ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu.

Semoga Allah SWT memberikan keberkahan atas pertolongan dan kebaikan yang telah diberikan kepada kami.

Kami menyadari bahwa tugas akhir ini masih terdapat kesalahan dan kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan diri pribadi. Oleh karena itu, dengan kerendahan hati kami mengharapkan adanya saran dan kritik yang membangun demi memperbaiki tugas akhir ini dan pembelajaran di masa mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat yang baik bagi pihak yang membutuhkan.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 31 Juli 2021

Penyusun



Anes Febri Agustin

NIM : 17521153



Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati

NIM : 17521164

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan untuk:

Kedua orangtua serta adik-adik saya yang telah memberikan dorongan, restu semangat yang sangat berharga. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati (mba wati) sebagai partner, yang telah sabar selama penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih sudah berjuang dalam duka dan perdramaan lain selama penyusunan tugas akhir ini. Semoga ilmu yang didapat bisa bermanfaat dan menjadi bekal kelak.

Ciwi-ciwi kelas D (eomz syifa, isti oriflame, putri, diva, udin, dezy, dayana) dan Juga JaMeT amanah geng (Ayu, Saniyul, Fika, Vinda krikitieuw), teman-teman dekat saya selama perkuliahan. Terima kasih telah menjadi tempat berbagi suka duka selama perkuliahan. Terima kasih telah bersama melewati perdramaan kuliah ini yang kelak menjadi memori berharga dari detik ini hingga suatu hari nanti. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan kesuksesan dunia dan akhirat.

Teknik Kimia UII 2017, 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 dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Anes Febri Agustin)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan untuk:

Ummiku dan Abiku serta adik-adikku yang telah memberikan do'a, motivasi, dorongan, dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah menjadi *support system* pertamaku, terimakasih telah berjuang dan berkorban sehingga aku bisa menimba ilmu di UII yang akhirnya aku bisa berada dititik ini.

Anes Febri Agustin sebagai partner pra rancangan pabrik yang selama ini telah banyak bersabar dan berjuang dalam menyusun pra rancangan pabrik ini. Terima kasih banyak untuk waktu, ilmu, semangat, motivasi, dan dukungan selama ini. Semoga ilmu yang kita dapatkan dapat bermanfaat bagi diri kita maupun orang lain.

Kost amanah gens (Sani, Fika, Ayu, Acil), kost annisa gens (Sipa, Isti), Putri, Dina, Desy, Diana, dan Dipol. Terima kasih telah menjadi teman suka duka selama perkuliahan. Semoga kita semua sukses yaa kedepannya, ku do'akan yang terbaik untuk kalian semua. Aku bersyukur bisa dipertemukan dengan kalian. Semoga kita semua selalu dalam keistiqomahan berbuat baik dan selalu dalam lindungan Allah. Sukses dunia akhirat, semoga kita tidak hanya bertemu di dunia tapi kita juga bertemu di surga-Nya kelak. Aamiin.

Teknik Kimia UII 2017, almamater tercinta, yang memiliki andil besar dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkanku untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Annisa Fitri Ramadhani)

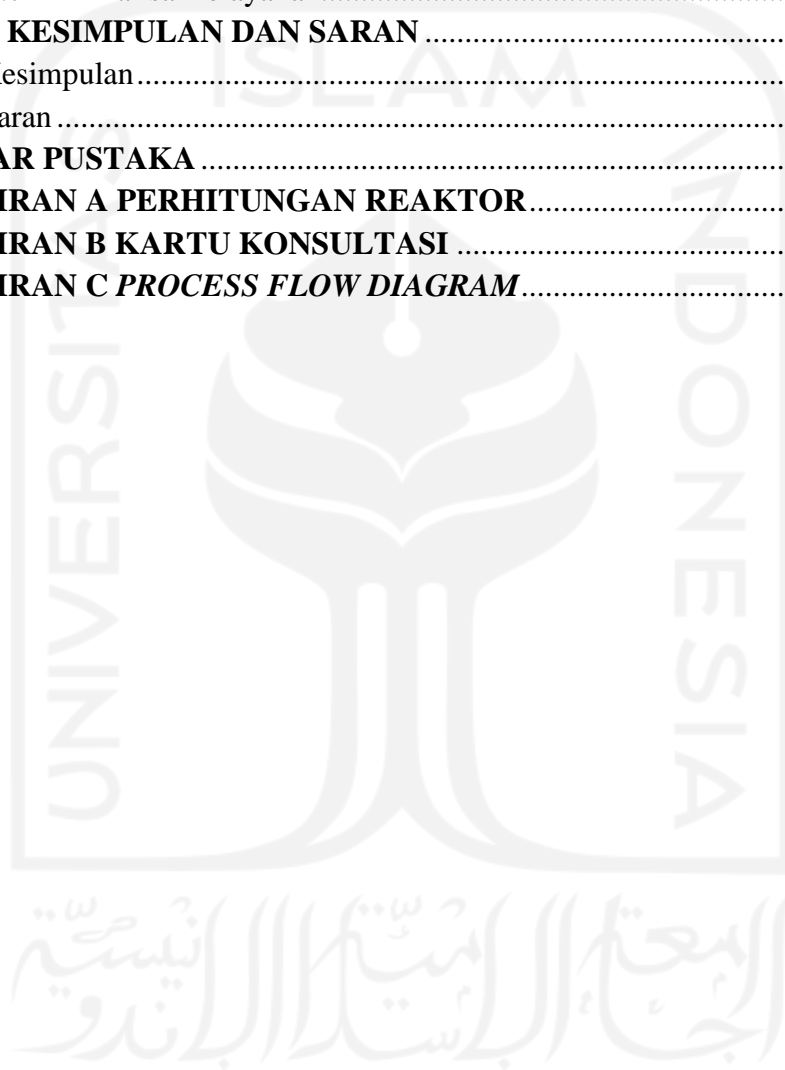
DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
ABSTRACT	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.1.2 Tujuan	2
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi	3
1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Metil Benzoat di Indonesia	3
1.2.2 Kapasitas Produksi Metil Benzoat yang Sudah Berdiri	4
1.2.3 Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik	5
1.3 Tinjauan Pustaka	5
1.3.1 Macam-macam Proses Pembuatan Metil Benzoat	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	9
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pembantu	9
2.2 Pengendalian Kualitas	10
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	10
2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu	11
2.2.3 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	11
2.2.4 Pengendalian Aliran Sistem Kontrol	12
2.2.5 Pengendalian Kualitas Produk	12
BAB III PERANCANGAN PROSES	14
3.1 Uraian Proses	14
3.1.1 Persiapan Bahan Baku	14
3.1.2 Tahap Reaksi	16
3.1.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk	17
3.2 Spesifikasi Alat	21

3.2.1	<i>Mixer</i>	21
3.2.2	Reaktor	22
3.2.3	Netralizer	23
3.2.4	Filter	24
3.2.5	Menara Distilasi	25
3.2.6	Kondensor	26
3.2.7	<i>Reboiler</i>	27
3.2.8	Evaporator	28
3.2.9	Akumulator	29
3.2.10	Tangki Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk	30
3.2.11	Silo	32
3.2.12	<i>Belt Conveyor</i>	33
3.2.13	<i>Bucket Elevator</i>	33
3.2.14	<i>Screw Conveyor</i>	34
3.2.15	<i>Heat Exchanger</i>	35
3.2.16	<i>Cooler</i>	36
3.2.17	Pompa	38
3.3	Perancangan Produksi	42
3.3.1	Kapasitas Perancangan	42
3.3.2	Analisis Kebutuhan Bahan Baku	42
3.3.3	Analisis Kebutuhan Proses	43
BAB IV	PERANCANGAN PABRIK	44
4.1	Lokasi Pabrik	44
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	44
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	47
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	49
4.2.1	Perluasan Pabrik dan Kemungkinan Penambahan Bangunan	49
4.2.2	Keamanan	49
4.2.3	Instalasi dan Utilitas	50
4.2.4	Jaringan jalan raya	50
4.3	Tata Letak Alat Proses	55
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk	55
4.3.2	Aliran Udara	55
4.3.3	Pencahayaan	55
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	55
4.3.5	Tata Letak Alat Proses	56
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses	56
4.4	Alir Proses dan Material	57
4.4.1	Neraca Massa Total	57
4.4.2	Neraca Massa Alat	58

4.4.3	Neraca Panas	62
4.5	Perawatan (<i>Maintenance</i>)	67
4.5.3	<i>Over Head</i> 1 x 1 Tahaun	68
4.5.4	<i>Repairing</i>	68
4.6	Pelayanan Teknik (Utilitas)	69
4.6.3	Unit Penyedia dan Pengolahan Air	69
4.6.4	Unit Penyedia <i>Steam</i>	78
4.6.5	Unit Penyedia Listrik	79
4.6.6	Unit Penyedia Udara	83
4.6.7	Unit Penyedia Bahan Bakar	83
4.6.8	Unit Pengolahan Limbah.....	83
4.7	Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	84
4.7.3	Saringan / <i>Screening</i> (F-01)	84
4.7.4	Bak Pengendapan Awal (B-01)/Sedimentasi	84
4.7.5	Bak Floktuator/Bak Penggumpal (B-02)	85
4.7.6	Tangki Larutan Alum (TU-01).....	85
4.7.7	Bak Pengendapan I (BU-01)	85
4.7.8	Bak Pengendapan II (BU-02).....	86
4.7.9	<i>Sand Filter</i> (FU-02).....	86
4.7.10	Bak Penampung Sementara (BU-03)	87
4.7.11	Tangki Klorinasi (TU-02)	87
4.7.12	Tangki Kaporit (TU-03).....	87
4.7.13	Tangki Air Bersih (TU-01)	88
4.7.14	Tangki <i>Service Water</i> (TU-05).....	88
4.7.15	Tangki Air Bertekanan (TU-04).....	88
4.7.16	Bak Air Pendingin (BU-04)	88
4.7.17	<i>Cooling Tower</i> (CT-01).....	89
4.7.18	<i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	89
4.7.19	<i>Mixed Bed</i> (TU-05)	89
4.7.20	Tangki NaCl (T-02).....	90
4.7.21	Tangki NaOH (T-03).....	90
4.7.22	Deaerator (DE)	90
4.7.23	Tangki N ₂ H ₄ (TU-09).....	91
4.8	Organisasi Perusahaan.....	91
4.8.3	Bentuk Organisasi	91
4.8.4	Struktur Organisasi.....	93
4.8.5	Tugas dan Wewenang	98
4.8.6	Status Karyawan.....	104
4.8.7	Ketenagakerjaan	104
4.8.8	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	109

4.8.9	Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....	111
4.9	Evaluasi Ekonomi.....	112
4.9.3	Harga Alat	113
4.9.4	Dasar Perhitungan	118
4.9.5	Perhitungan Biaya	118
4.9.6	Analisa Keuntungan	123
4.9.7	Analisa Kelayakan.....	124
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		131
5.1	Kesimpulan.....	131
5.2	Saran	132
DAFTAR PUSTAKA		xviii
LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR.....		A-1
LAMPIRAN B KARTU KONSULTASI		B-1
LAMPIRAN C <i>PROCESS FLOW DIAGRAM</i>.....		C-1



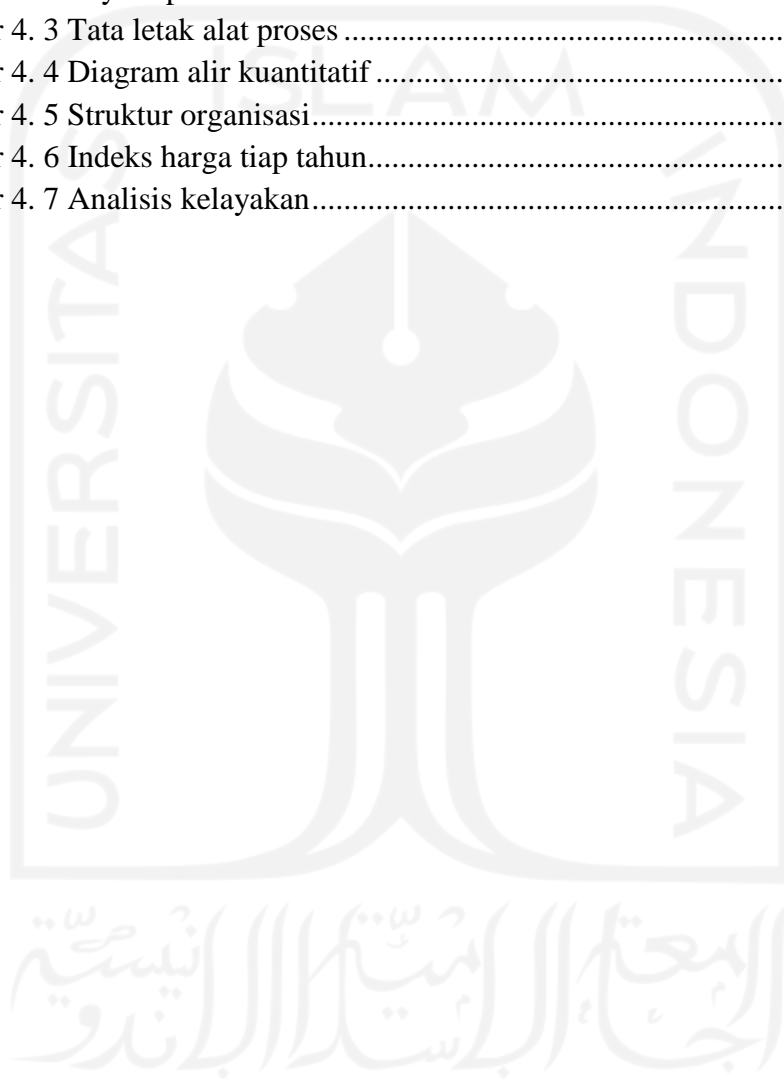
DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data impor metil benzoat di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Daftar pabrik metil benzoat yang telah didirikan di China	4
Tabel 1. 3 Perbandingan proses pembuatan metil benzoat	7
Tabel 2. 1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pembantu	9
Tabel 3. 1 Spesifikasi <i>mixer</i>	21
Tabel 3. 2 Spesifikasi reaktor (R-01 dan R-02)	22
Tabel 3. 3 Spesifikasi netralizer	23
Tabel 3. 4 Spesifikasi filter	24
Tabel 3. 5 Spesifikasi menara distilasi	25
Tabel 3. 6 Spesifikasi kondensor	26
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>reboiler</i>	27
Tabel 3. 8 Spesifikasi evaporator	28
Tabel 3. 9 Spesifikasi akumulator	29
Tabel 3. 10 Spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku, bahan pembantu, dan produk (TK-01 s/d TK-04)	30
Tabel 3. 11 Spesifikasi silo	32
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>belt conveyor</i>	33
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>bucket elevator</i>	33
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>screw conveyor</i>	34
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>heat exchanger</i> (E-01 s/d E-03)	35
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-01 dan CL-02)	36
Tabel 3. 17 Spesifikasi pompa (P-01 s/d P-04)	38
Tabel 3. 18 Spesifikasi pompa (P-05 s/d P-08)	39
Tabel 3. 19 Spesifikasi pompa (P-09 s/d P-13)	40
Tabel 3. 20 Daftar sumber bahan baku utama	42
Tabel 3. 21 Kebutuhan bahan baku	43
Tabel 4. 1 Perincian luas tanah bangunan pabrik	54
Tabel 4. 2 Neraca massa total	57
Tabel 4. 3 Neraca massa mixer (M-01)	58
Tabel 4. 4 Neraca massa reaktor (R-01)	58
Tabel 4. 5 Neraca massa reaktor (R-02)	58
Tabel 4. 6 Neraca massa netralizer (N-01)	59
Tabel 4. 7 Neraca massa rotary drum vacuum filter (F-01)	59
Tabel 4. 8 Neraca massa menara distilasi (T-01)	60
Tabel 4. 9 Neraca massa evaporator (EV-01)	60
Tabel 4. 10 Neraca panas mixer (M-01)	62
Tabel 4. 11 Neraca panas reaktor (R-01)	62

Tabel 4. 12 Neraca panas reaktor (R-02)	63
Tabel 4. 13 Neraca panas netralizer (N-01)	63
Tabel 4. 14 Neraca panas rotary drum vacuum filter (F-01).....	64
Tabel 4. 15 Neraca panas menara distilasi (T-01).....	64
Tabel 4. 16 Neraca panas evaporator (EV-01).....	64
Tabel 4. 17 Neraca panas condenser (CD-01).....	65
Tabel 4. 18 Neraca panas condenser (CD-02).....	65
Tabel 4. 19 Neraca panas reboiler (RB-01).....	65
Tabel 4. 20 Neraca panas heat exchanger (E-01).....	66
Tabel 4. 21 Neraca panas heat exchanger (E-02).....	66
Tabel 4. 22 Neraca panas heat exchanger (E-03).....	66
Tabel 4. 23 Neraca panas cooler (CL-01)	67
Tabel 4. 24 Neraca panas cooler (CL-02)	67
Tabel 4. 25 Kebutuhan air pendingin	77
Tabel 4. 26 Kebutuhan steam	77
Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat proses	80
Tabel 4. 28 Kebutuhan listrik alat utilitas	81
Tabel 4.29 Total kebutuhan listrik	82
Tabel 4. 30 Gaji karyawan	105
Tabel 4.31 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	109
Tabel 4. 32 Jabatan dan keahlian	112
Tabel 4.33 Harga alat proses	115
Tabel 4. 34 Harga alat utilitas	116
Tabel 4.35 <i>Physical Plan Cost</i> (PPC)	119
Tabel 4.36 <i>Direct Plan Cost</i> (DPC)	119
Tabel 4.37 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	119
Tabel 4.38 <i>Total Working Capital Investment</i> (WCI).....	120
Tabel 4.39 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	120
Tabel 4.40 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	121
Tabel 4.41 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	122
Tabel 4.42 <i>Total Manufacturing Cost</i> (TMC).....	122
Tabel 4.43 <i>General Expense</i> (GE)	123
Tabel 4.44 <i>Total Production Cost</i> (TPC)	123
Tabel 4.45 <i>Annual Fixed Cost</i> (Fa).....	126
Tabel 4.46 <i>Annual Variable Cost</i> (Va).....	127
Tabel 4.47 <i>Annual Regulated Cost</i> (Ra).....	127
Tabel 4.48 <i>Annual Sales Cost</i> (Sa).....	127

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik impor metil benzoat di Indonesia.....	4
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif	20
Gambar 4. 1 Lokasi pabrik.....	48
Gambar 4. 2 Layout pabrik metil benzoat.....	53
Gambar 4. 3 Tata letak alat proses	56
Gambar 4. 4 Diagram alir kuantitatif	61
Gambar 4. 5 Struktur organisasi.....	97
Gambar 4. 6 Indeks harga tiap tahun.....	114
Gambar 4. 7 Analisis kelayakan.....	130



ABSTRAK

Metil benzoat merupakan bahan yang dapat digunakan sebagai pelarut cat, zat aditif pada pestisida, insektisida, fungisida, solven selulosa, resin karet, bahan pembuatan parfum (karena memiliki bau harum seperti buah). Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maka dirancang pabrik metil benzoat ($C_8H_8O_2$) dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dengan bahan baku asam benzoat ($C_7H_6O_2$) sebanyak 11.943 ton/tahun dan metanol (CH_3OH) sebanyak 19.509 ton/tahun. Pabrik metil benzoat direncanakan didirikan di kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses produksi dilakukan dengan metode esterifikasi dengan katalis homogen asam sulfat yang dilakukan pada dua *continuous stirring reactor tank* (RATB) yang disusun secara seri pada kondisi operasi $70^\circ C$ dan tekanan 1 atm serta reaksi terjadi secara *reversible*. Nilai konversi yang diperoleh adalah 90%. Hasil keluaran reaktor yang mengandung katalis asam sulfat dan sisa asam benzoat dinetralkan dengan natrium hidroksida (NaOH). Proses pemisahan campuran garam dan larutan dilakukan menggunakan *rotary drum vacuum filter* (F-01) dimana hasil pemisahan garam natrium sulfat dan natrium benzoat keluaran bawah filter dikumpulkan ke dalam silo garam (SL-02) dan akan dipisahkan oleh pihak ketiga kemudian dijual, sedangkan hasil atas yaitu metanol, air, dan metil benzoat diumpangkan ke menara distilasi (T-01). Hasil atas Menara Distilasi (T-01) berupa metanol yang selanjutnya diumpangkan ke evaporator (EV-01) untuk dipekatkan dan dikembalikan ke mixer (M-01) sedangkan hasil bawah menara distilasi berupa produk metil benzoat akan ditampung di dalam tangki (TK-04). Untuk keluaran bawah evaporator (EV-01) berupa air, metanol, dan metil benzoat di-*treatment* ke Unit Pengolahan Limbah (UPL). Utilitas yang diperlukan oleh pabrik metil benzoat berupa air diolah dari sungai Bontang. Analisis ekonomi pabrik metil benzoat ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 31,18% dan ROI sesudah pajak sebesar 18,71%. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,4 tahun dan POT sesudah pajak adalah 3,5 tahun. BEP sebesar 48,88 % kapasitas produksi dan SDP sebesar 27,57 % kapasitas produksi. DCFR sebesar 14,02 %. Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, maka pabrik metil benzoat ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : asam benzoat, esterifikasi, metanol, metil benzoat

ABSTRACT

Methyl benzoate is a material that can be used as a solvent for paints, additives in pesticides, insecticides, fungicides, cellulose solvents, rubber resins, and perfumes (because it has a fruity smell). To meet domestic demand, a methyl benzoate ($C_8H_8O_2$) factory was designed with a capacity of 10.000 tons/year with benzoic acid ($C_7H_6O_2$) raw material as 11.943 tons / year and methanol (CH_3OH) as 19.509 tons / year. The methyl benzoate plant is planned to be established in the industrial area of Bontang, East Kalimantan. The factory operates for 330 days in 1 year. The production process is carried out by the esterification method with a homogeneous sulfuric acid catalyst carried out in two *continuous stirring reactor tanks* (RATB) which are arranged in series at 70°C and 1 atm pressure. The reaction process occurs in a manner *reversible*. The conversion value obtained is 90%. The output of the reactor containing sulfuric acid catalyst and residual benzoic acid must be neutralized in the neutralizer with sodium hydroxide (NaOH). The process of separating the mixture of salt and solution is carried out using a *rotary drum vacuum filter* (F-01) where the results of the separation of sodium sulfate and sodium benzoate salts from the bottom of the filter are collected into a salt silo (SL-02) and will be separated by a third party and then sold, while the top products, namely methanol, water, and methyl benzoate are fed to the distillation tower (T-01). The top product of the distillation tower (T-01) is in the form of methanol which is then fed to the evaporator (EV-01) to be concentrated and returned to the mixer (M-01), while the bottom product of the distillation tower in the form of methyl benzoate product will be accommodated in tank (TK-04). The lower output of the evaporator (EV-01) in the form of water, methanol, and methyl benzoate is *treated* to the Waste Treatment Unit (UPL). The utility required by the Methyl Benzoate plant is water treated from the Bontang river. The economic analysis of the Methyl Benzoate factory shows the ROI before tax of 31,18% and ROI after tax of 18,71%. The value of POT before tax is 2,4 years and POT after tax is 3,5 years. BEP is 48,88% of production capacity and SDP is 27.57% of production capacity. DCFRR is 14.02%. Based on the results of the economic analysis, the methyl benzoate plant is worthy of further study.

Keywords: benzoic acid, esterification, methanol, methyl benzoate

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Saat ini sektor industri mengalami perkembangan yang sangat pesat termasuk perkembangan industri kimia. Dalam menghadapi era globalisasi, kegiatan perkembangan industri kimia di Indonesia dapat membantu meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri maupun luar negeri. Salah satu bahan penunjang yang kebutuhannya meningkat untuk proses dalam industri adalah metil benzoat. Metil benzoat memiliki rumus kimia $C_8H_8O_2$ atau $C_6H_5COOCH_3$. Nama lain dari metil benzoat adalah *benzoic acid methyl ester*, *niobe oil*, atau *methyl benzenecarboxylate*. Metil benzoat memiliki sifat jernih, cairan tidak berwarna, dan berbau harum (Maki, 2012).

Metil benzoat memiliki berbagai kegunaan yaitu antara lain sebagai pelarut cat, zat aditif untuk pestisida, desinfektan, insektisida, fungisida, solven untuk selulosa, ester, resin karet, untuk produk dalam industri kosmetik (khususnya dalam pembuatan parfum), dan lain sebagainya (Anggraeni, 2019). Namun, sampai saat ini Indonesia masih mengimpor metil benzoat dalam jumlah yang cukup besar dari negara lain. Indonesia juga belum mendirikan pabrik yang memproduksi metil benzoat, padahal sebagian besar bahan baku terdapat di dalam

negeri.

Maka dari itu diperlukannya pembangunan industri metil benzoat di Indonesia. Perencanaan pendirian pabrik metil benzoat di Indonesia yaitu pada tahun 2026. Dengan adanya pendirian pabrik metil benzoat dapat memenuhi kebutuhan metil benzoat dalam negeri serta dapat mengekspor ke luar negeri. Selain itu, pendirian pabrik metil benzoat akan berpengaruh positif dalam menambah devisa negara maupun untuk membuka lapangan kerja baru dan memacu pertumbuhan industri lainnya. Kebutuhan metil benzoat akan terus meningkat yang dapat dilihat dari semakin banyak industri yang menggunakan metil benzoat.

1.1.2 Tujuan

Perancangan pabrik metil benzoat dari asam benzoat dan metanol bertujuan:

1. Memenuhi kebutuhan metil benzoat dalam negeri.
2. Mengurangi impor metil benzoat negara.
3. Meningkatkan devisa negara pada sektor industri.
4. Turut serta dalam upaya mengurangi pengangguran dengan menciptakan lapangan kerja baru.
5. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan metil benzoat sebagai bahan baku.

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Metil Benzoat di Indonesia

Menurut data dari Badan Pusat Statistik Indonesia, terjadi kecenderungan peningkatan tiap tahunnya pada kebutuhan metil benzoat di Indonesia. Tabel 1.1 menunjukkan data impor metil benzoat di Indonesia yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dari tahun 2008 sampai 2019.

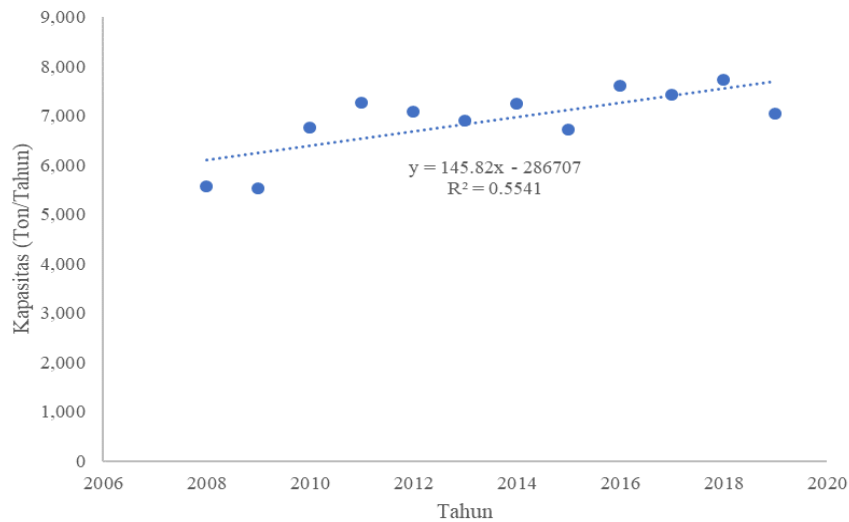
Tabel 1. 1 Data impor metil benzoat di Indonesia

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2008	5.557
2009	5.531
2010	6.751
2011	7.269
2012	7.085
2013	6.895
2014	7.233
2015	6.709
2016	7.609
2017	7.420
2018	7.721
2019	7.047

Sumber: BPS, 2020

Dari data impor metil benzoat yang dilakukan dengan menggunakan metode linier, pada Grafik 1.1 dapat dilihat bahwa kebutuhan metil benzoat tiap tahunnya cenderung mengalami kenaikan dan untuk proyeksinya dapat digunakan persamaan regresi linier $y = 145,82x - 286707$ dimana y adalah kebutuhan metil benzoat pada tahun tertentu dalam ton, sedangkan x adalah tahun dimana pabrik akan didirikan. Dengan menggunakan persamaan regresi linier tersebut, maka diperoleh proyeksi kebutuhan impor metil metil benzoat pada tahun 2026 adalah sebesar 8.724,32 ton/tahun. Gambar 1.1 menunjukkan grafik jumlah impor dan

persamaan garis lurus.



Gambar 1. 1 Grafik impor metil benzoat di Indonesia

1.2.2 Kapasitas Produksi Metil Benzoat yang Sudah Berdiri

Kapasitas produksi yang memproduksi metil benzoat berkisar antara 240 ton/tahun sampai 40.000 ton/tahun. Kapasitas produksi juga dapat mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam merancang pabrik. Kapasitas pabrik yang didirikan dapat mengikuti pabrik yang telah berdiri maupun didirikan sesuai dengan kebutuhan pasar minimum. Sebagai perbandingan Tabel 1.2 merangkum data pabrik metil benzoat yang telah berdiri di negara China.

Tabel 1. 2 Daftar pabrik metil benzoat yang telah didirikan di China

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Hangzhou Think Chemical Co., Ltd.	240
Huaxinhang Tianjin Import and Export Co., Ltd.	1.500
K-Well Industry Co., Ltd.	480
Snowwhite Chemical Co., Ltd.	40.000

Sumber: UN.Comtrade, 2020

1.2.3 Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik

Berdasarkan proyeksi kebutuhan metil benzoat dari perhitungan impor dan kapasitas pabrik yang telah berdiri maka dipilih kapasitas perancangan produksi pada tahun 2026 sebesar 10.000 ton/tahun. Pemilihan kapasitas perancangan ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri disamping kelebihan produksi diproyeksikan untuk ekspor. Di Indonesia, pabrik yang menggunakan bahan baku metil benzoat sebagai pembuatan *fragrance* adalah PT Essence Indonesia. Selain itu metil benzoat juga digunakan pada industri cat di Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

Metil benzoat merupakan ester dalam asam karboksilat, ester asam karboksilat adalah senyawa yang mengandung gugus COOR. R disini dapat berupa alkil atau aril. Suatu ester dapat dibentuk dengan reaksi asam karboksilat dan suatu alkohol, dengan suatu reaksi yang disebut reaksi esterifikasi. Reaksi esterifikasi bersifat *reversible*, untuk memperoleh rendemen tinggi dari ester itu, kesetimbangan harus digeser ke arah pembentukan ester. Salah satu teknik untuk dapat mencapai hal tersebut adalah menggunakan salah satu zat pereaksi yang murah dan berlebihan (Fessenden & Fessenden, 1999).

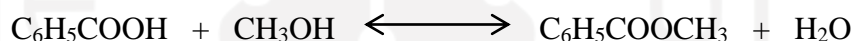
Metil benzoat dapat juga disebut sebagai *benzoic acid methyl ester*, *niobe oil*, atau *methyl benzenecarboxylate* yang memiliki rumus molekul $C_8H_8O_2$. Metil benzoat berbentuk cairan tidak berwarna, beraroma khas, larut dalam alkohol, namun tidak larut dalam air, serta memiliki berat molekul 136,15 gram/mol (Thermo Fisher Scientific, 2020).

1.3.1 Macam-macam Proses Pembuatan Metil Benzoat

Ditinjau dari prosesnya, pembuatan metil benzoat dapat dilakukan dengan 3 proses:

a. Reaksi Esterifikasi Asam Benzoat dan Metanol

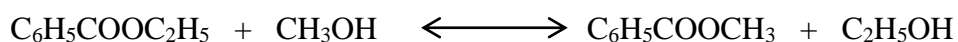
Metode ini dapat membentuk metil benzoat dengan cara mereaksikan asam benzoat sebagai asam karboksilat dan metanol sebagai alkohol dengan bantuan katalis asam (asam sulfat) melalui proses refluks yang menghasilkan metil benzoat (ester) dan air. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Dengan perbandingan umpan masuk reaktor antara asam benzoat : metanol adalah 1 : 6,2. Reaksi dapat berjalan pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Biasanya digunakan katalisator asam sulfat (H₂SO₄) karena katalis tersebut dapat bekerja secara maksimal pada reaksi esterifikasi. Menghasilkan konversi 90% dari asam benzoat dan diproses secara kontinyu (U.S patent, 1972).

b. Reaksi Esterifikasi Etil Benzoat dan Metanol

Cara esterifikasi lain dalam pembuatan metil benzoat adalah dengan cara mereaksikan etil benzoat dengan metanol yang menghasilkan metil benzoat dengan etanol, dengan reaksi sebagai berikut :



Pada reaksi ini tidak dibutuhkan katalisator dan reaksi berjalan pada suhu kamar sehingga reaksi yang terjadi berjalan lambat untuk mencapai kesetimbangan. Namun jika ingin digunakan katalis dapat menggunakan

katalis sodium alkoksida dan konversinya maksimal 53% (Groggins, 1958).

c. Bioteknologi

Bioteknologi merupakan metode lain yang dapat dilakukan untuk menghasilkan metil benzoat dengan menggunakan enzim pembentuk metil benzoat. Reaksi yang dilakukan adalah mengesterifikasikan langsung asam benzoat dalam *rugosa lipase powder* yang disuspensikan ke *hexane* dan toluen. Asam benzoat yang dilarutkan menggunakan toluen akan memiliki pengaruh buruk pada kecepatan reaksinya. Asam benzoat yang dihasilkan dengan metode bioteknologi ini dapat menghasilkan konversi yang baik (*Biotechnology and Bioengineering*, 2000).

Pada Tabel 1.3 dijelaskan secara singkat perbandingan proses-proses yang dapat menghasilkan metil benzoat.

Tabel 1. 3 Perbandingan proses pembuatan metil benzoat

Perbandingan	Reaksi Esterifikasi Asam Benzoat dan Metanol	Reaksi Esterifikasi Etil Benzoat dan Metanol	Proses Enzimatis
Bahan baku	Asam Benzoat Metanol	Etil Benzoat Metanol	Asam Benzoat Metanol
Kondisi Operasi:			
Suhu	50-250 °C	Suhu Ruang	37°C
Tekanan	maks 2 atm	1 atm	1 atm
Katalis dan bahan lain	Asam Sulfat	Sodium etoksid	Menggunakan <i>toluene</i> dan <i>hexane</i> <i>Candida rugosa lipase powder</i>
Sifat Reaksi	Reversible	Reversible	Irreversible

Tabel 1. 3 Perbandingan proses pembuatan metil benzoat lanjutan

Perbandingan	Reaksi Esterifikasi Asam Benzoat dan Metanol	Reaksi Esterifikasi Etil Benzoat dan Metanol	Bioteknologi
Rasio Umpan	1:6,2	1:1,0	5:6,2
Kondisi reaksi dan hasil samping	Reaksi berlangsung lambat, menghasilkan air	Reaksi berlangsung lambat, menghasilkan etanol	Kecepatan reaksi lambat
Konversi	80-90%	maks 53%	maks 100%

Dari ketiga proses yang telah di uraikan diatas,dipilih proses pertama yaitu proses esterifikasi asam benzoat dan metanol. Berdasarkan pertimbangan dari kemurnian proses, kemudahan bahan baku, dan kondisi operasi, maka perancangan pabrik metil benzoat dipilih metode esterifikasi asam benzoat dan metanol dengan menggunakan katalis asam sulfat. Apabila dibandingkan dengan kedua proses yang lainnya, metode esterifikasi dinilai memiliki nilai ekonomi yang lebih rendah, lebih sederhana, harga bahan baku yang lebih murah, dan secara aplikatif lebih banyak dilakukan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan produk metil benzoat dirancang berdasarkan variable utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas yang akan ditunjukkan pada Tabel 2.1.

2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pembantu

Tabel 2. 1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pembantu

Parameter	Spesifikasi				
	Produk	Bahan Baku		Bahan Pembantu	
Nama Senyawa	Metil Benzoat	Asam Benzoat	Metanol	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida
Rumus kimia	$C_6H_5COOH_3$	C_6H_5COOH	CH_3OH	H_2SO_4	$NaOH$
Fasa	Cair	Padatan	Cair	Cair	Cair
Kenampakan	Cairan tak berwarna	Padatan Kristal Putih	Cairan tak berwarna	Cairan kental dan tidak berwarna	Cairan tak berwarna
Berat Molekul (kg/kmol)	136,15	122,12	32,04	98,08	40
Kadar	99% metil benzoat, 0,1% air	99,99% asam benzoat, 0,01% air	99,99% metanol, 0,01% air	98% asam sulfat, 2% Air	48% natrium hidroksida, 52% air
Densitas (gr/cm^3)	1,088	1,257	0,7915	1,84	1,53
Titik Beku	-12,3°C	122,4°C	-97,80°C	-35°C	318°C
Titik Didih	199°C	249°C	64,50°C	340°C	1.390°C

Tabel 2. 1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pembantu lanjutan

Parameter	Spesifikasi				
	Produk	Bahan Baku		Bahan Pembantu	
Kelarutan	Tidak larut dalam air	71,5g/100g metanol	Larut dalam air dan eter	Larut dalam air dan alkohol	Larut dalam air
Sumber	Perry,1950	Perry,1950	Perry,1950	Perry,1950	Perry,1950

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dilakukan untuk menjaga produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Untuk memenuhi kualitas produk yang memenuhi standar maka dibutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol sehingga diperoleh produk yang memiliki kualitas dan dapat dipasarkan. Tujuan dilakukan pemeriksaan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan normal atau tidak. Bila terjadi masalah dapat segera dilakukan tindakan pengendalian agar tidak timbul masalah yang jauh lebih besar dan mengakibatkan kualitas dari produk terganggu. Adapun pengendalian yang dilakukan:

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku dapat menentukan kualitas produk yang akan dihasilkan. Oleh karena itu pemilihan bahan baku dengan kualitas yang baik harus dilakukan. Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap bahan baku yang diperoleh dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu seperti katalis asam sulfat dan natrium hidroksida untuk proses pembuatan metil benzoat di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengawasan dan pengendalian jalan operasinya dilakukan dengan menggunakan alat pengendali yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan indikator yang telah ditetapkan tersebut atau disett baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa : nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual maupun secara otomatis. Beberapa alat *control* yang digunakan yaitu *control* terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus dipasang pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

b. *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang didalam setiap alat proses. Jika belum

sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

c. *Flow Control*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

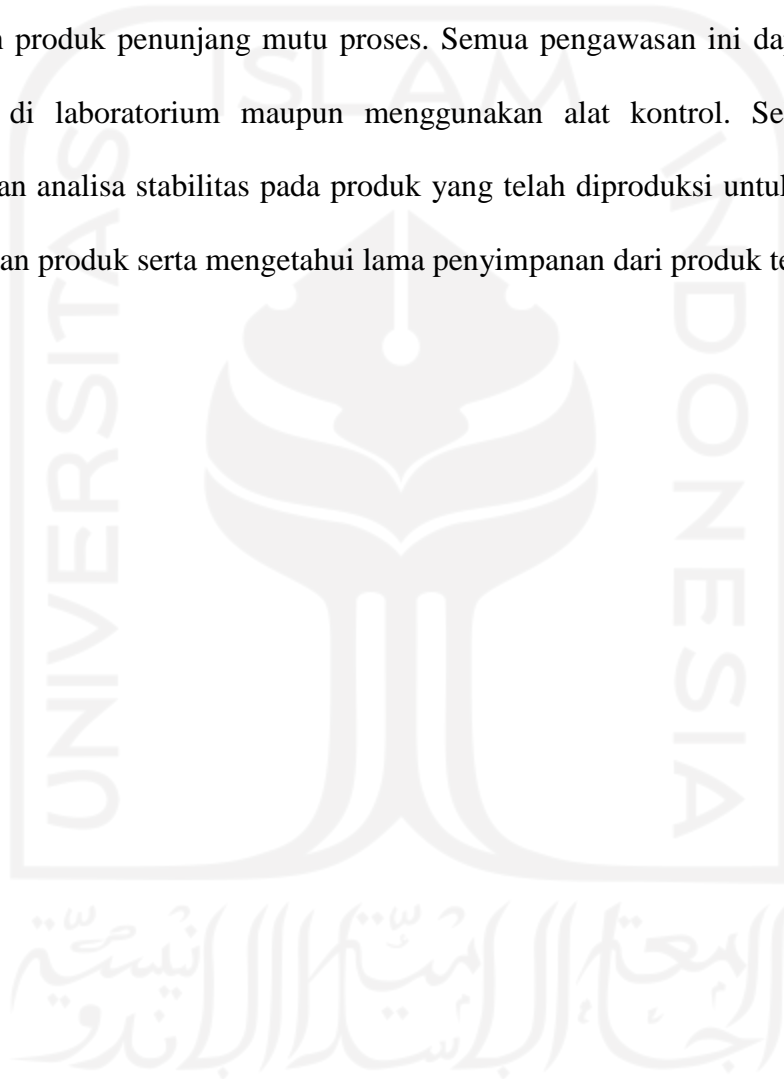
2.2.4 Pengendalian Aliran Sistem Kontrol

- 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*.

2.2.5 Pengendalian Kualitas Produk

Adanya pengawasan dan pengendalian produksi yang dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan harus sudah dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain itu, perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Untuk memperoleh mutu produk yang sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan

rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Maka dari itu perlu juga pengawasan mutu bahan baku, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan ini dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Selain itu pula dilakukan analisa stabilitas pada produk yang telah diproduksi untuk memastikan ketahanan produk serta mengetahui lama penyimpanan dari produk tersebut.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pabrik metil benzoat ini diproduksi dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dari bahan baku asam benzoat dan metanol yang akan beroperasi 24 jam perhari dalam 330 hari selama setahun. Secara umum, proses pada industri kimia memiliki 3 tahapan yaitu, proses persiapan bahan baku/reaktan, proses pembuatan produk, proses pemisahan dan pemurnian produk. Untuk dapat memperoleh kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik metil benzoat diperlukan pemilihan proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

a. Asam Benzoat

Bahan baku asam benzoat ($C_7H_6O_2$) 99% disimpan dalam silo (SL-01) dalam fase padat pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama dua minggu. Bahan baku asam benzoat didapat dari pabrik di China. Asam benzoat diumpankan menggunakan *belt conveyor* (BC-01) dan *bucket elevator* (BE-01) ke dalam mixer (M-01) untuk dicampur dengan metanol yang berasal dari tangki penyimpanan (TK-01) dan hasil atas *recycle* menara distilasi (T-01).

b. Metanol

Bahan baku metanol (CH_3OH) 99% disimpan dalam tangki

penyimpanan (TK-01) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama satu minggu. Bahan baku metanol didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Kaltim Methanol Industri. Metanol dipompa dengan pompa (P-01) dan dialirkan ke dalam *mixer* (M-01) untuk dicampur dengan padatan asam benzoat dari silo (SL-01).

c. Pencampuran Asam Benzoat dan Metanol

Padatan asam benzoat ($C_7H_6O_2$) dan metanol (CH_3OH) dengan rasio perbandingan molar 1:6,2 dimasukkan ke dalam *mixer* (M-01) untuk dicampur. Pencampuran dijalankan pada kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Arus keluar *mixer* (M-01) selanjutnya dipompa dengan pompa (P-04) dan dialirkan ke dalam *heater* (E-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 70°C sebelum dimasukkan ke dalam reaktor-1 (R-01) jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

d. Asam Sulfat

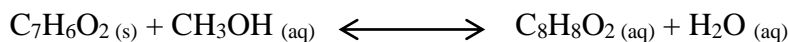
Bahan pembantu yang pertama berupa katalis homogen asam sulfat (H_2SO_4) dengan kemurnian 98%. Asam sulfat (H_2SO_4) ini disimpan dalam tangki penyimpanan (TK-02) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama satu minggu. Bahan baku asam sulfat didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Indonesian Acid Industri yang terletak di Jakarta Timur. Asam sulfat dipompa dengan pompa (P-02) dan dialirkan ke dalam *heater* (E-02) untuk dinaikkan suhunya menjadi 70°C sebelum dimasukkan ke dalam reaktor (R-01) jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

e. Natrium Hidroksida

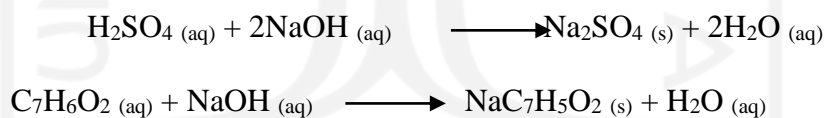
Bahan pembantu kedua berupa katalis natrium hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 48%. Natrium hidroksida ini disimpan dalam tangki penyimpanan (TK-03) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama satu minggu. Bahan baku natrium hidroksida didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Asahimas Chemical yang terletak di Cilegon Jawa Barat. Natrium hidroksida dipompa dengan pompa (P-03) dan dialirkan ke dalam heater (E-03) untuk dinaikkan suhunya menjadi 70°C sebelum dimasukkan ke dalam netralizer (N-01). Penggunaan netralizer ini diperlukan agar katalis asam sulfat tidak merusak alat proses lainnya. Serta menghasilkan produk samping yang bisa dijual yaitu garam sodium sulfat dan sodium benzoat.

3.1.2 Tahap Reaksi

Arus keluar *mixer* (M-01) serta katalis asam sulfat setelah melalui proses persiapan bahan baku dan pembantu dimasukkan ke dalam reaktor-1 (R-01) yang dilengkapi dengan koil pendingin. Reaksi dalam reaktor terjadi pada kondisi 70°C dan tekanan 1 atm yang berlangsung secara eksotermis dalam fase cair-cair menggunakan dua Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun seri setelah dilakukan optimasi reaktor. Reaksi pada reaktor-1 (R-01) diperoleh konversi 68,38 %. Hasil dari reaktor-1 (R-01) dipompa dengan pompa (P-05) ke reaktor-2 (R-02) dengan kondisi operasi yang sama untuk mencapai konversi 90% . Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Produk keluran reaktor-2 (R-02) dipompakan dengan pompa (P-06) menuju netralizer (N-01) dengan asumsi tidak terjadi perubahan suhu dari reaktor-1 (R-01) hingga netralizer (N-01). Asam sulfat yang masih tersisa dari hasil reaksi dinetralkan dengan menggunakan natrium hidroksida untuk mencegah terjadinya korosi pada alat karena terkena asam sulfat yang merupakan asam kuat. Netralizer berjalan pada kondisi operasi 70°C dan tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung secara endotermis dalam fase cair-cair. Hasil reaksi dalam netralizer akan menghasilkan garam natrium sulfat dan natrium benzoat dengan reaksi samping berupa air dengan konversi reaksi 100%. Produk keluaran netralizer (N-01) sebagian besar berupa metanol, terbesar kedua yaitu metil benzoat, dan sisanya natrium sulfat, natrium benzoat, dan air. Keluaran dari netralizer (N-01) dialirkan ke dalam *rotary drum vacuum filter* (F-01) menggunakan pompa (P-07). Reaksi yang terjadi yaitu:



3.1.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Tahap pertama dalam pemisahan dan pemurnian produk dilakukan pada alat *rotary drum vacuum filter* (F-01). F-01 berfungsi untuk menyaring dan memisahkan campuran garam natrium sulfat dan natrium benzoat dengan campuran metil benzoat, metanol, dan air. Keluaran filter berupa *cake* natrium sulfat dan natrium benzoat yang akan di transport menggunakan *conveyor horizontal (screw conveyor)* menuju silo (SL-02), dari silo garam-garam tersebut

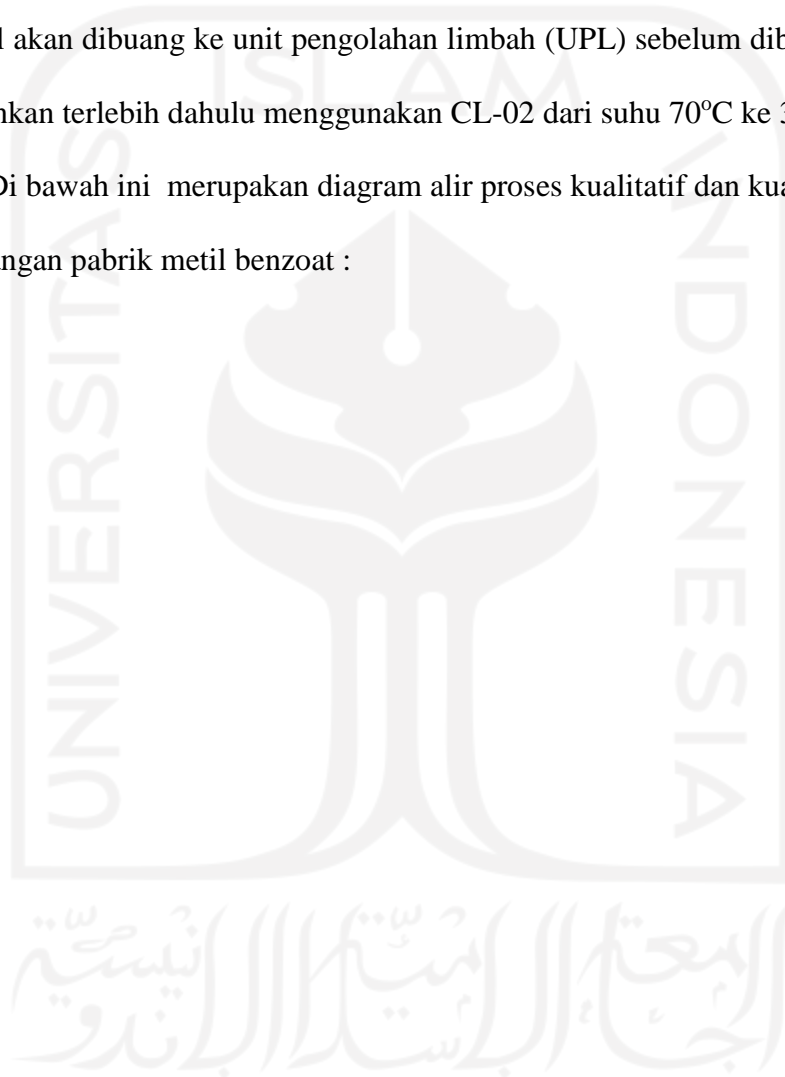
di-*treatment* untuk dipisahkan lebih lanjut, setelah terpisah produk dijual ke pihak ke 3 untuk diproses lebih lanjut menjadi sebuah produk. Sedangkan keluaran filter (F-01) yang berupa filtrat yaitu metanol, air dan metil benzoat dipompa dengan pompa (P-08) ke menara distilasi (T-01).

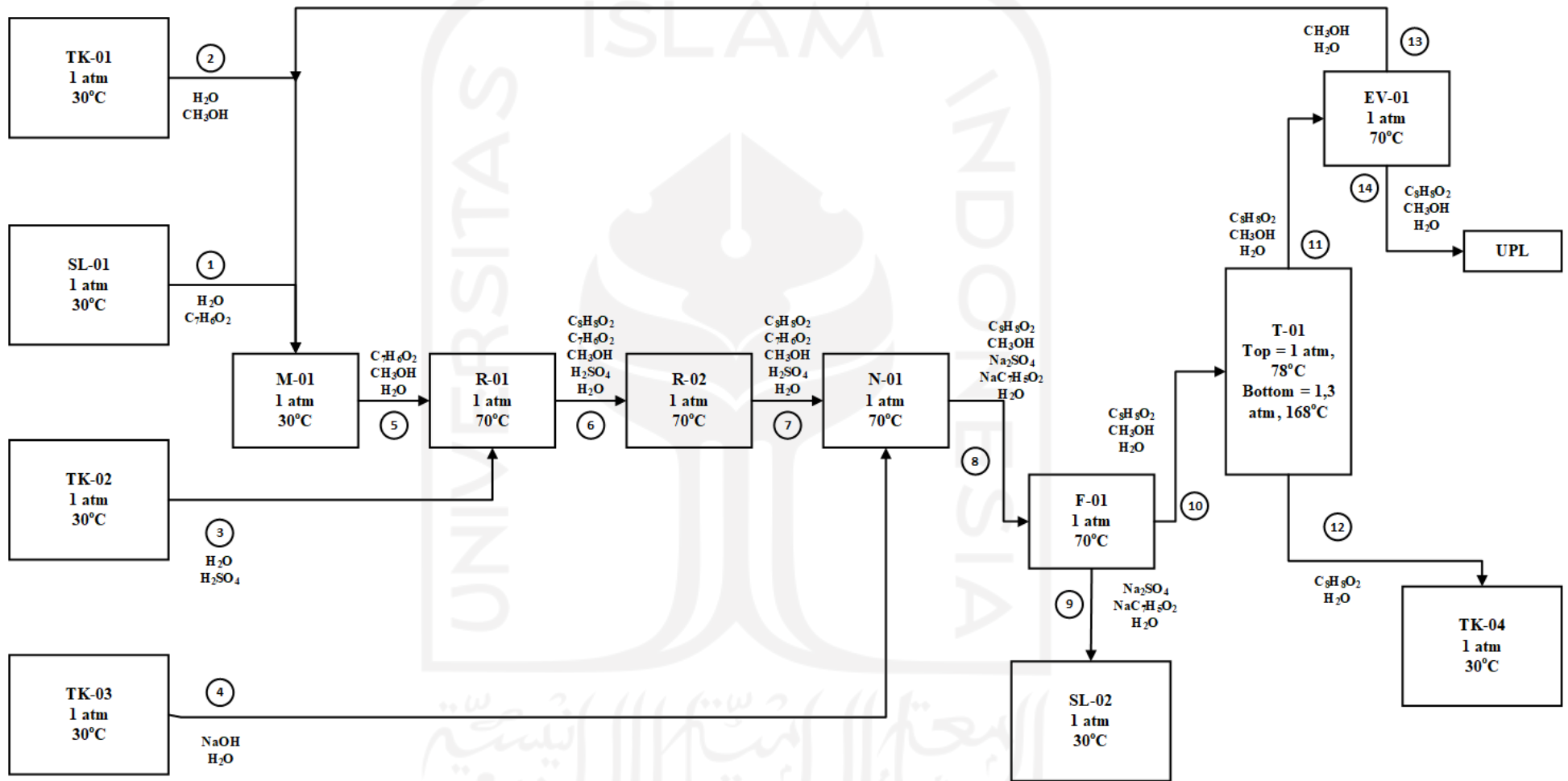
Alat pemisahan dan pemurnian yang kedua adalah menara distilasi (T-01). Pada menara distilasi (T-01) terjadi pemisahan antara metil benzoat, metanol, dan air dengan kondisi operasi tekanan 1,2 atm. Keluaran atas T-01 sebagian besar adalah metanol, dan sisanya metil benzoat, dan air sedangkan keluaran bawah T-01 berupa metil benzoat 99,74% dan sisanya adalah air. Keluaran atas T-01 masuk ke alat kondenser (CD-01) yang berfungsi mengubah fasa gas menjadi fasa cair serta menurunkan suhu dari 78°C ke 70°C. Kemudian keluaran kondenser sebagian akan dikembalikan ke kolom T-01 dan sebagian lain akan dipompa dengan pompa P-09 ke dalam evaporator (EV-01). Keluaran bawah T-01 masuk ke alat reboiler (RB-01) yang berfungsi untuk memanaskan kembali cairan yang mengalir keluar dari dasar kolom untuk menguapkannya dari suhu 168°C menjadi 196°C. Kemudian keluaran reboiler sebagian dipanaskan lagi dan sebagian lain akan dipompa dengan pompa P-10 menuju CL-01 untuk menurunkan suhu produk dari 168°C menjadi 30°C berjenis *double pipe heat exchanger* untuk disimpan dalam tangki TK-04 dengan kondisi 30°C dan tekanan 1 atm.

EV-01 bekerja pada kondisi operasi 70°C dan 1 atm. Evaporator berfungsi untuk menguapkan metanol kemudian diumpankan balik ke M-01 sebagai arus *recycle*. Keluaran atas EV-01 berupa metanol 99% akan masuk ke alat condenser (CD-02) yang kemudian akan diumpankan menuju *accumulator* (ACC-01) dengan

menggunakan pompa (P-11). *Accumulator* berfungsi sebagai penampung arus keluaran kondensor serta untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar sebelum diumpankan balik ke M-01 sebagai arus *recycle*. Sedangkan keluaran bawah EV-01 yang sebagian besar berupa air dan sisanya metil benzoat serta metanol akan dibuang ke unit pengolahan limbah (UPL) sebelum dibuang ke UPL didinginkan terlebih dahulu menggunakan CL-02 dari suhu 70°C ke 30°C.

Di bawah ini merupakan diagram alir proses kualitatif dan kuantitatif perancangan pabrik metil benzoat :





Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Mixer

Tabel 3. 1 Spesifikasi *mixer*

Kode	M-01
Fungsi	Mencampur padatan asam benzoat dengan larutan metanol
Jenis	Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical</i> .
Bahan	<i>Stainless stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30°C
Dimensi <i>Mixer</i>	
- Diameter <i>shell</i>	1,68 m
- Tinggi <i>shell</i>	3,34 m
- Tebal <i>shell</i>	3/16 in
- Tinggi <i>Mixer</i>	3,61 m
- Volume <i>Mixer</i>	5,77 m ³
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,2820 m
- Tebal <i>head</i>	1/4 in
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Marine propeller with 3 blades and pitch 2Di</i>
- Jumlah <i>impeller</i>	1
- Jumlah <i>baffle</i>	4
- Diameter pengaduk	0,5001 m
- Lebar pengaduk	0,1000 m
- Jarak pengaduk	0,5556 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,1389 m
- Kecepatan pengadukan	84 rpm
- <i>Power</i> pengadukan	7,5 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 184.533

3.2.2 Reaktor

Tabel 3. 2 Spesifikasi reaktor (R-01 dan R-02)

Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan asam benzoat dan metanol dengan bantuan katalis asam sulfat menjadi metil benzoat dan air
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan	<i>Stainless stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	70 ⁰ C
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	1,50 m
- Tinggi <i>shell</i>	2,25 m
- Tebal <i>shell</i>	3/16 in
- Volume <i>shell</i>	3,99 m ³
- Tinggi Reaktor	2,90 m
- Volume Reaktor	4,22 m ³
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,3115 m
- Tebal <i>head</i>	3/16 in
- Volume <i>head</i> :	0,1126 m ³
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Marine propeller with 3 blades and pitch 2Di</i>
- Jumlah <i>impeller</i>	1
- Jumlah <i>baffle</i>	4
- Diameter pengaduk	0,5007 m
- Tinggi pengaduk	1,9527 m
- Lebar pengaduk	0,1252 m
- Jarak pengaduk	0,6509 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,0501 m
- Kecepatan pengadukan	190 rpm
- <i>Power</i> pengadukan	2 Hp
Koil Pendingin	
- Panjang koil	9,17 m
- Tinggi tumpukan koil	0,0613 m
- Jumlah lilitan	2

Tabel 3. 2 Spesifikasi reaktor (R-01 dan R-02) lanjutan

Kode	R-01
- Tebal	¼ in
- Beban pendingin	152.399 kJ/Jam
- Luas selubung reaktor	120 ft ²
- Luas transfer panas	251 ft ²
Jumlah	2
Harga	\$ 312.494

3.2.3 Netralizer

Tabel 3. 3 Spesifikasi netralizer

Kode	N-01
Fungsi	Mereaksikan asam sulfat dan natrium hidroksida menjadi sodium sulfat dan air serta mereaksikan asam benzoat dan natrium hidroksida menjadi natrium benzoat dan air.
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan	<i>Stainless stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	70 ⁰ C
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	1,17 m
- Tinggi <i>shell</i>	1,75 m
- Tebal <i>shell</i>	0,25 in
- Volume <i>shell</i>	1,87 m ³
- Tinggi Netralizer	2,43 m
- Volume Netralizer	1,97 m ³
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,3391 m
- Tebal <i>head</i>	1/4 in
- Volume <i>head</i> :	0,1086 m ³
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Marine propeller with 3 blades and pitch 2Di</i>
- Jumlah <i>impeller</i>	1
- Jumlah <i>baffle</i>	4

Tabel 3. 3 Spesifikasi netralizer lanjutan

Kode	N-01
- Diameter	0,3886 m
- Tinggi pengaduk	1,5156 m
- Lebar pengaduk	0,0972 m
- Jarak pengaduk	0,5052 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,0661 m
- Kecepatan pengadukan	190 rpm
- <i>Power</i> pengadukan	3 Hp
Jaket Pemanas	
- Diameter Jaket (Dj)	2,30 m
- Tinggi Jaket	2,26 m
- Tebal Jaket	0,375 in
- Total Q serap	21.564 kj/jam
Jumlah	1
Harga	\$ 107.644

3.2.4 Filter

Tabel 3. 4 Spesifikasi filter

Kode	F-01
Fungsi	Memisahkan Na_2SO_4 dan $\text{NaC}_7\text{H}_5\text{O}_2$ (padatan/ <i>cake</i>) dari $\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_2$ (cairan/ <i>filtrate</i>) sebagai produk utama
Jenis	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Tekanan	<i>vacuum</i>
Suhu	70 ⁰ C
Diameter Filter	
- Diameter filter	2,18 m
- Panjang filter	3,27 m
- Luas permukaan filter	3,03 m ²
Waktu Siklus	
- Tahap filtrasi	42 detik
- Tahap <i>dewatering</i>	18 detik
- Tahap <i>washing</i>	36 detik
- <i>Second watering</i>	24 detik
Kecepatan Putar	2.000 rpm

Tabel 3. 4 Spesifikasi filter lanjutan

Kode	F-01
Luas filter	18 ft ²
<i>Power Blower</i>	0,05 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 138.512

3.2.5 Menara Distilasi

Tabel 3. 5 Spesifikasi menara distilasi

Kode	T-01
Fungsi	Memisahkan dan memurnikan metil benzoat hasil filtrasi dari F-101 menjadi hasil atas dan bawah.
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray)</i> berbentuk <i>torispherical dishead</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Kondisi operasi	73 ⁰ C, 1,2 atm
<i>Light Key</i>	H ₂ O
<i>Heavy Key</i>	C ₈ H ₈ O ₂
Jumlah <i>plate</i>	32 buah
<i>Tray spacing</i>	0,30 m
Letak umpan <i>plate</i>	19
Dimensi <i>shell</i>	
- Tinggi	12,20 m
- Tebal	1/4 in
Dimensi <i>head</i>	
- Tinggi	0,2424 m
- Tebal	1/4 in
Dimensi <i>tray</i>	
- Tebal	5 mm
- Diameter <i>hole</i>	5 mm
- Jumlah <i>hole</i>	1158
Jumlah	1
Harga	\$ 342.688

3.2.6 Kondensor

Tabel 3. 6 Spesifikasi kondensor

Kode	CD-01	CD-02
Fungsi	Untuk mengembunkan uap (hasil atas) menjadi <i>liquid</i> dari T-01	Untuk mengembunkan uap (hasil atas) menjadi <i>liquid</i> dari EV-01
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Q pendingin	539.003 Btu/jam	479.020 Btu/jam
Jumlah <i>hairpin</i>	16	15
<i>Annulus</i>		
- IPS	2 in	2 in
- OD	2,38 in	2,38 in
- ID	2,067 in	2,067 in
- <i>Surface area</i>	0,622 sqrt/ft	0,622 sqrt/ft
- Panjang	12 ft	12 ft
<i>Inner Pipe</i>		
- IPS	1,25 in	1,25 in
- OD	1,66 in	1,66 in
- ID	1,38 in	1,38 in
- <i>Surface area</i>	0,435 sqrt/ft	0,622 sqrt/ft
- Panjang	12 ft	12 ft
A	119 ft ²	112 ft ²
Ud	68,80 Btu/jam.ft ² .°F	74,48 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	206,34 Btu/jam.ft ² .°F	215,18 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,010	0,009
Rd min	0,001	0,001
Jumlah alat	1	1
Harga	\$ 19.082	\$ 18.857

3.2.7 Reboiler

Tabel 3. 7 Spesifikasi *reboiler*

Kode	RB-01
Fungsi	Untuk menguapkan <i>liquid</i> (hasil bawah) menjadi uap dari T-01
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Q steam	2.737.251 Btu/jam
a''	0,6390 in ²
P_t	1,25 triangular
Passes	1
Uc	263,37 Btu/jam.ft ² .°F
Ud	105,82 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,0057
Rd min	0,004
A	266 ft ²
<i>Shell, Hot fluid</i>	
- IDs	13,25 in
- B	10
- <i>Passes</i>	1
- ΔP perhitungan	0,0019 psi
- ΔP diizinkan	10 psi
<i>Tube, cold fluid</i>	
- Nt	47 buah
- L	24 ft
- OD	1 in
- ID	0,9020 in
- BWG	18
- ΔP perhitungan	0,2201 psi
- ΔP diizinkan	10 psi
Jumlah alat	1
Harga	\$ 21.888

3.2.8 Evaporator

Tabel 3. 8 Spesifikasi evaporator

Kode	EV-01
Fungsi	Memekatkan metanol yang keluar dari menara distilasi (T-01) untuk di umpan balikkan ke <i>recycle</i>
Jenis	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Suhu	70 ⁰ C
Evaporator	
- Diameter	2,94 m
- Tinggi	5,88 m
- Tebal <i>shell</i>	1/8 in
- Tebal <i>head</i>	5/8 in
- Tinggi <i>head</i>	1,39 m
- Volume <i>head</i>	52 ft ³
- Jumlah tube	48
- Pass	1
- Fouling factor	281,59 Btu/jam.ft ² .f
- Pressure Drop	0,3240 psi
Steam	
- Massa Steam	1.172 kg/jam
- Luas transfer panas	6,6305 m ²
Jumlah	1
Harga	\$ 75.879

3.2.9 Akumulator

Tabel 3. 9 Spesifikasi akumulator

Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung sementara hasil atas evaporator (EV-01) dengan waktu tinggal 5 menit.
Jenis	Tangki Silinder Horizontal
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	70°C
Dimensi <i>Accumulator</i>	
- Diameter	0,4656 m
- Panjang	3,07 m
- Volume	0,5017 m ³
- Tebal <i>shell</i>	3/16 in
- Tebal <i>head</i>	3/16 in
- Tinggi <i>head</i>	0,1399 m
Jumlah	1
Harga	\$ 2.582

3.2.10 Tangki Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

Tabel 3. 10 Spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku, bahan pembantu, dan produk (TK-01 s/d TK-04)

Tangki	Tangki-01	Tangki-02
Kode	TK-01	TK-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku metanol untuk kebutuhan selama 5 hari dengan kapasitas penyimpanan 2.463 kg/jam	Menyimpan bahan pembantu asam sulfat untuk kebutuhan selama 7 hari dengan kapasitas penyimpanan 238 kg/jam
Jenis	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless steel type 316</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 ⁰ C	30 ⁰ C
Diameter Tangki	12,19 m	4,57 m
Tinggi Tangki	5,49 m	3,66 m
Tebal Tangki	¼ in	¼ in
Volume tangki	452,34 m ³	26,36 m ³
Tinggi <i>Head</i>	0,4549 m	0,1280 m
Tebal <i>Head</i>	1/8 in	5/8 in
Jumlah	1	1
Harga	\$ 130.655	\$ 104.277

Tabel 3. 10 Spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku, bahan pembantu, dan produk (TK-01 s/d TK-04) lanjutan

Tangki	Tangki-03	Tangki-04
Kode	TK-03	TK-04
Fungsi	Menyimpan bahan pembantu natrium hidroksida untuk kebutuhan selama 7 hari dengan kapasitas penyimpanan 470 kg/jam	Menyimpan produk metil benzoat untuk kebutuhan selama 5 hari dengan kapasitas penyimpanan 1.250 kg/jam
Jenis	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Stainless steel type 304</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 ⁰ C	30 ⁰ C
Diameter Tangki	6,10 m	15,24 m
Tinggi Tangki	3,66 m	5,49 m
Tebal Tangki	¼ in	¼ in
Volume tangki	58,57 m ³	166,64 m ³
Tinggi <i>Head</i>	0,1419 m	0,4438 m
Tebal <i>Head</i>	1 in	2 in
Jumlah	1	1
Harga	\$ 124.369	\$ 212.033

3.2.11 Silo

Tabel 3. 11 Spesifikasi silo

Tangki	Silo-01	Silo-02
Kode	SL-01	SL-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku asam benzoat untuk kebutuhan selama 14 hari dengan kapasitas penyimpanan 1.508 kg/jam	Menyimpan produk samping natrium sulfat dan natrium benzoat selama 7 hari dengan kapasitas penyimpanan 1.607 kg/jam
Jenis	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 ⁰ C	30 ⁰ C
Diameter Tangki	7,34 m	4,49 m
Tinggi Tangki	14,69 m	8,98 m
Tinggi <i>shell</i>	11,02 m	2,24 m
Tinggi Alas Kerucut	3,67 m	0,444 m
Tebal <i>shell</i>	5/16 in	¼ in
Volume tangki	518,49 m ³	118,49 m ³
Jumlah	1	1
Harga	\$ 378.382	\$ 66.001

3.2.12 Belt Conveyor

Tabel 3. 12 Spesifikasi *belt conveyor*

Kode	BC-01
Fungsi	Mengangkut asam benzoat dari silo (SL-01) menuju <i>bucket elevator</i> (BE-01)
Jenis	<i>Horizontal belt conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>
Tekanan	1 atm
Suhu	30 ⁰ C
Kapasitas	3,99 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	20,22 m
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Tinggi <i>belt</i>	1,5 m
Diameter <i>belt</i>	14 in
Kecepatan normal	200 ft/menit
Power motor	7,5 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 44.700

3.2.13 Bucket Elevator

Tabel 3. 13 Spesifikasi *bucket elevator*

Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut asam benzoat dari <i>belt conveyor</i> (BC-01) menuju <i>mixer</i> (M-01)
Jenis	<i>Centrifugal discharge bucket elevator</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>
Rate bahan	1.508 kg/jam
Ukuran <i>bucket</i>	(6 x 4 x 4 ½) in
<i>Bucket spacing</i>	1 ft
Lebar <i>belt</i>	0,5833 ft
Tinggi total	11,86 ft
Kecepatan	70,23 fpm
Power <i>bucket</i>	0,3861 Hp
Power motor	0,5 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 12.150

3.2.14 Screw Conveyor

Tabel 3. 14 Spesifikasi *screw conveyor*

Kode	SC-01
Fungsi	Mengangkut Na_2SO_4 & $\text{NaC}_7\text{H}_5\text{O}_2$ dari filter (F-01) menuju silo garam (SL-02)
Jenis	<i>Horizontal screw</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Suhu	30 ⁰ C
Panjang	4,57 m
Diameter <i>Screw</i>	9 in
Kecepatan Motor	40 rpm
<i>Power Motor</i>	0,43 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 3.800

3.2.15 Heat Exchanger

Tabel 3. 15 Spesifikasi *heat exchanger* (E-01 s/d E-03)

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>
Kode	E-01	E-02	E-03
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran mixer (M-01) dari 30 ⁰ C menjadi 70 ⁰ C menuju reaktor (R-01)	Menaikkan temperatur umpan asam sulfat dari 30 ⁰ C menjadi 70 ⁰ C dari tangki penyimpanan (TK-02) menuju reaktor (R-01).	Menaikkan temperatur umpan natrium hidroksida dari 30 ⁰ C menjadi 70 ⁰ C dari tangki penyimpanan (TK-03) menuju netralizer (N-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Stainless Steel type 316</i>	<i>Stainless Steel type 304</i>
Jumlah Hairpin	20	2	3
<i>Annulus</i>			
- IPS	2 in	2 in	2 in
- OD	2,380 in	2,380 in	2,380 in
- ID	2,067 in	2,067 in	1,939 in
- <i>Surface area</i>	0,622 sqrt ft	0,622 sqrt/ft	0,622 sqrt/ft
- Panjang	15 ft	15 ft	12 ft
<i>Inner Pipe</i>			
- IPS	1,25 in	1,25 in	1,25 in
- OD	1,66 in	1,66 in	1,66 in
- ID	1,38 in	1,38 in	1,278 in
- <i>Surface area</i>	0,435 sqrt/ft	0,435 sqrt/ft	0,435 sqrt/ft
- Panjang	15 ft	12 ft	15 ft

Tabel 3. 15 Spesifikasi *heat exchanger* (E-01 s/d E-03) lanjutan

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>
Kode	E-01	E-02	E-03
A	185 ft ²	12 ft ²	8 ft ²
Ud	19,89 Btu/jam.ft °F	4,02 Btu/jam.ft °F	10,05 Btu/jam.ft °F
Uc	178,70 Btu/jam.ft °F	11,33 Btu/jam.ft °F	92,79 Btu/jam.ft °F
Rd	0,045	0,161	0,089
Rd min	0,001	0,001	0,001
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 43.327	\$ 2.020	\$ 1.459

3.2.16 *Cooler*

Tabel 3. 16 Spesifikasi *cooler* (CL-01 dan CL-02)

<i>Cooler</i>	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>
Kode	CL-01	CL-02
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran keluar reboiler (RB-01) dari 168 °C menjadi 30 °C untuk diumpankan ke tangki (TK-04)	Menurunkan temperatur aliran keluar evaporator (EV-01) dari 70°C menjadi 30°C menuju UPL
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Jumlah Hairpin	6	4
<i>Annulus</i>		
- IPS	2 in	2 in

Tabel 3. 16 Spesifikasi *cooler* (CL-01 dan CL-02) lanjutan

<i>Cooler</i>	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>
Kode	CL-01	CL-02
- OD	2,380 in	2,380 in
- ID	1,939 in	1,939 in
- <i>Surface area</i>	0,622 sqft/ft	0,622 sqft/ft
- Panjang	12 ft	12 ft
<i>Inner Pipe</i>		
- IPS	1,25 in	1,25 in
- OD	1,66 in	1,66 in
- ID	1,278 in	1,278 in
- <i>Surface area</i>	0,435 sqft/ft	0,435 sqft/ft
- Panjang	12 ft	12 ft
A	41 ft ²	28 ft ²
Ud	99 Btu/jam.ft ⁰ F	100 Btu/jam.ft ⁰ F
Uc	112,12 Btu/jam.ft ⁰ F	202,27 Btu/jam.ft ⁰ F
Rd	0,002	0,006
Rd min	0,001	0,001
Jumlah	1	1
Harga	\$ 2.694	\$ 1.459

3.2.17 Pompa

Tabel 3. 17 Spesifikasi pompa (P-01 s/d P-04)

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan bahan baku CH ₃ OH (metanol) dari tangki penyimpanan (TK-01) menuju mixer (M-01)	Mengalirkan katalis H ₂ SO ₄ (asam sulfat) dari tangki penyimpanan (TK-02) menuju reaktor-1 (R-01)	Mengalirkan NaOH (natrium hidroksida) dari tangki penyimpanan (TK-03) menuju netralizer (N-01)	Mengalirkan keluaran mixer (M-01) menuju reaktor-01 (R-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless steel type 316</i>	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Stainless steel type 304</i>
Dimensi Pipa				
IPS	1,5 in	0,5 in	0,75 in	2 in
<i>Sch.Number</i>	80	80	80	80
OD	1,9 in	0,84 in	1,05 in	2,38 in
ID	1,5 in	0,546 in	0,742 in	2,95 in
Dimensi Daya				
Efisiensi motor	0,8	0,8	0,8	0,8
Daya motor	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp	0,083 Hp

Tabel 3. 17 Spesifikasi pompa (P-01 s/d P-04) lanjutan

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Kecepatan Putar	4.104 rpm	809 rpm	1.206 rpm	4.619 rpm
Jumlah	2	2	2	2
Harga	\$ 15.714	\$ 18.408	\$ 17.061	\$ 30.755

Tabel 3. 18 Spesifikasi pompa (P-05 s/d P-08)

Pompa	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan keluaran reaktor-01 (R-01) menuju reaktor-02 (R-02)	Mengalirkan keluaran reaktor-02 (R-02) menuju netralizer (N-01)	Mengalirkan keluaran netralizer (N-01) menuju filter (F-01)	Mengalirkan keluaran bawah filter (F-01) menuju menara distilasi (T-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless steel type 316</i>	<i>Stainless steel type 316</i>	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Stainless steel type 304</i>
Dimensi Pipa				
IPS	2 in	2 in	0,25 in	0,25 in
<i>Sch.Number</i>	80	80	80	80
OD	2,38 in	2,38 in	0,540 in	0,540 in

Tabel 3. 18 Spesifikasi pompa (P-05 s/d P-08) lanjutan

Pompa	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
ID	2,95 in	2,95 in	0,302 in	0,302 in
Dimensi Daya				
Efisiensi motor	0,8	0,8	0,8	0,8
Daya motor	0,0833 Hp	0,25 Hp	0,5 Hp	0,25 Hp
Kecepatan Putar	4.741 rpm	3.007 rpm	2.700 rpm	4.265 rpm
Jumlah	2	2	2	2
Harga	\$ 33.449	\$ 33.449	\$ 17.061	\$ 17.061

Tabel 3. 19 Spesifikasi pompa (P-09 s/d P-13)

Pompa	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12	Pompa-13
Kode	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13
Fungsi	Mengalirkan keluaran atas menara distilasi (T-01) menuju evaporator (EV-01)	Mengalirkan keluaran bawah menara distilasi (T-01) menuju tangki (TK-04)	Mengalirkan keluaran atas evaporator (EV-01) menuju akumulator (ACC-01)	Mengalirkan keluaran accumulator (ACC-01) menuju mixer (M-01)	Mengalirkan keluaran bawah evaporator (EV-01) menuju UPL

Tabel 3. 19 Spesifikasi pompa (P-09 s/d P-13) lanjutan

Pompa	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12	Pompa-13
Kode	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless steel type 304</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Dimensi Pipa					
IPS	0,13 in	0,13 in	0,133 in	0,13 in	0,13 in
<i>Sch.Number</i>	80	80	80	80	80
OD	0,405 in	0,405 in	0,405 in	0,405 in	0,405 in
ID	0,215 in	0,215 in	0,215 in	0,215 in	0,215 in
Dimensi Daya					
Efisiensi motor	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
Daya motor	0,75 Hp	0,25 Hp	0,75 Hp	0,25 Hp	0,05 Hp
Kecepatan Putar	1.029 rpm	1.007 rpm	964 rpm	2.123 rpm	3.216 rpm
Jumlah	2	2	2	2	2
Harga	\$ 11.225	\$ 17.061	\$ 11.225	\$ 11.225	\$ 11.225

3.3 Perancangan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Dalam merancang suatu pabrik dibutuhkan adanya penentuan kapasitas pabrik pertahun. Penentuan kapasitas pabrik didasarkan pada factor kebutuhan metil benzoat di Indonesia, ketersediaan bahan baku serta kapasitas minimal. Kebutuhan metil benzoat dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan bahwa perkembangan industri kimia semakin pesat. Di Indonesia tidak ada pabrik kimia yang memproduksi metil benzoat, maka sebagian besar produk diimpor dibanding menciptakan sendiri.

Kebutuhan metil benzoat di Indonesia pada tahun 2026 diperkirakan sebesar 10.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan berdasarkan kebutuhan impor dan berdasarkan kapasitas pabrik metil benzoat yang telah berdiri.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisi kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Pada Tabel 3.19 terdapat daftar sumber bahan baku utama.

Tabel 3. 20 Daftar sumber bahan baku utama

No	Bahan Baku	Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
1.	$C_7H_6O_2$ Kemurnian 99%	- Anhui Gracemen Co., Ltd - Kalama Chemical - Chatterton Petrochemical - Velsicol Chemical	45.000 80.000 65.000 32.500	www.alibaba.com
2.	CH_3OH kemurnian 99%	PT. Kaltim Methanol Industri	660.000	www.kaltimmethanol.com
3.	H_2SO_4 Kemurnian 98%	PT. Indonecian Acid Industry	82.500	www.indoacid.co.id

Tabel 3. 20 Daftar sumber bahan baku utama lanjutan

No	Bahan Baku	Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
4.	NaOH kemurnian 48%	PT. Asahimas Chemical	370.000	www.asc.co.id

Tabel 3. 21 Kebutuhan bahan baku

No	Bahan baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Kapasitas (ton/tahun)
1.	C ₇ H ₆ O ₂ Kemurnian 99%	11.943	45.000
2.	CH ₃ OH kemurnian 99%	19.509	660.000
3.	H ₂ SO ₄ Kemurnian 98%	1.889	82.500
4.	NaOH kemurnian 48%	3.724	370.000

Dari Tabel 3.20 dan 3.21 diatas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku asam benzoat, metanol, asam sulfat, dan NaOH dapat memenuhi kebutuhan pabrik, sehingga ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.3 Analisis Kebutuhan Proses

Tujuan dari analisis kebutuhan proses adalah mengetahui besarnya anggaran yang dibutuhkan untuk pembelian dan perawatan peralatan proses. Analisis yang dilakukan seperti menganalisis kemampuan peralatan dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik sangat penting dalam perancangan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Faktor utama dalam menentukan lokasi pabrik adalah *production cost* dan *operating cost* yang minimum, serta tersedianya ruang untuk perluasan pabrik.

Pabrik Metil Benzoat dengan bahan baku metanol dan asam benzoat direncanakan akan didirikan di kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur. Pada umumnya ada 2 faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik yaitu:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang mempengaruhi proses produksi dan distribusi, adapun faktor primer yang berpengaruh terhadap penentuan lokasi pabrik adalah:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik harus didirikan pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh atau tersedianya sarana transportasi yang memadai. Bahan baku metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri yang juga terletak di daerah kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur sedangkan, asam benzoat masih harus diimpor dari Anhui Gracemen Co., Ltd,

yang berlokasi di Provinsi Anhui, China. Katalis asam sulfat yang didapat dari Indonesia Acid Industry yang terletak di Jakarta Timur, serta natrium hidroksida didapatkan dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten.

b. Sarana Transportasi

Transportasi merupakan faktor yang terkait dengan pengangkutan bahan baku maupun produk jadi. Faktor transportasi juga mempengaruhi kesuksesan pemasaran. Kawasan Bontang mempunyai lokasi yang strategis untuk mencapai lokasi yang menunjang pemasaran seperti pelabuhan dan industri-industri, karena kawasan Bontang merupakan kawasan industri sehingga tersedia lahan dan infrastruktur yang memadai seperti jalan raya yang memudahkan transportasi maupun pendistribusian produk ke tujuan yang memudahkan akses pengiriman bahan baku dan pendistribusian produk untuk ekspor ke luar negeri melalui jalur laut.

c. Pemasaran Produk

Indonesia adalah negara industri yang sedang dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Indonesia sebagai pasar yang baik bagi metil benzoat. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Metil benzoat yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri cat, parfum, kosmetik, dan lain-lain. Oleh karena itu untuk pemasarannya lebih mudah karena banyaknya industri yang membutuhkan metil benzoat.

d. Utilitas

Utilitas yang diperlukan seperti air dan tenaga listrik dapat mudah dipenuhi karena berada pada kawasan industri. Penyediaan air diperoleh dari aliran air sungai Bontang. Serta tenaga listrik diperoleh dari PLN dan generator pabrik.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan hal penting untuk menunjang kelancaran proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Untuk tenaga kerja yang berkualitas dan berpotensi diperoleh dari alumni Universitas di seluruh Indonesia sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Hal ini diharapkan dapat mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Daerah Bontang, Kalimantan Timur merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri. Daerah Bontang dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara normal di daerah tersebut, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar. Bencana alam seperti gempa bumi dan tanah longsor jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, kawasan Bontang telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

c. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan sistem pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan.

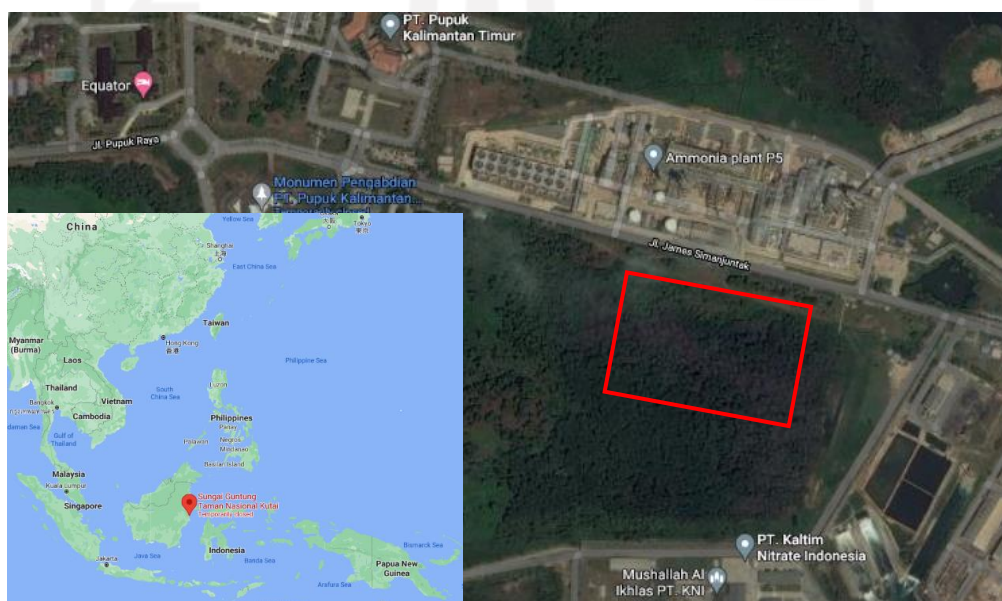
Misalnya penyimpanan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

d. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

e. Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri. Pada Gambar 4.1 menunjukkan lokasi pabrik.



Gambar 4. 1 Lokasi pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada dalam pabrik, dimana meliputi tempat perkantoran (*office*), tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung dan tambahan lain, yang dirancang terutama untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi. Beberapa tujuan dari pengaturan tata ruang pabrik adalah antara lain : Penghematan waktu transportasi bahan baku, produk, alat maupun karyawan dalam areal pabrik sehingga waktu proses produksi dapat optimal. Pemanfaatan area pabrik secara efektif dan efisien sehingga diharapkan tidak ada area kosong yang dibiarkan begitu saja dan dapat menghemat lahan yang berarti pula dapat menghemat biaya investasi dan pajak, pencegahan kecelakaan kerja, serta tujuan-tujuan yang lain. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

4.2.1 Perluasan Pabrik dan Kemungkinan Penambahan Bangunan

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal supaya masalah kebutuhan tempat tidak timbul di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun mengolah produknya sendiri ke produk lain.

4.2.2 Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu diperlukan peralatan-peralatan pemadam kebakaran di sekitar

lokasi yang berbahaya tadi. Tangki penyimpanan produk atau unit-unit yang mudah meledak harus diletakkan di areal yang khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan bangunan yang lain.

4.2.3 Instalasi dan Utilitas

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

4.2.4 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 *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

a. Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan administrasi yang mana, tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik, serta harus terletak jauh dari area proses yang berbahaya.

b. Daerah Fasilitas Umum

Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin, poliklinik, dan pos keamanan.

c. Daerah Proses

Merupakan pusat proses produksi dimana alat-alat proses dan pengendali ditempatkan. Daerah proses ini terletak dibagian tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses. Daerah proses ini diletakkan minimal 15 meter dari bangunan-bangunan atau unit-unit lain.

d. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses, serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses. Sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi, tekanan, temperatur, dan lain-lain yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat dengan proses apabila terjadi sesuatu masalah di daerah proses dapat diatasi.

e. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan, atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

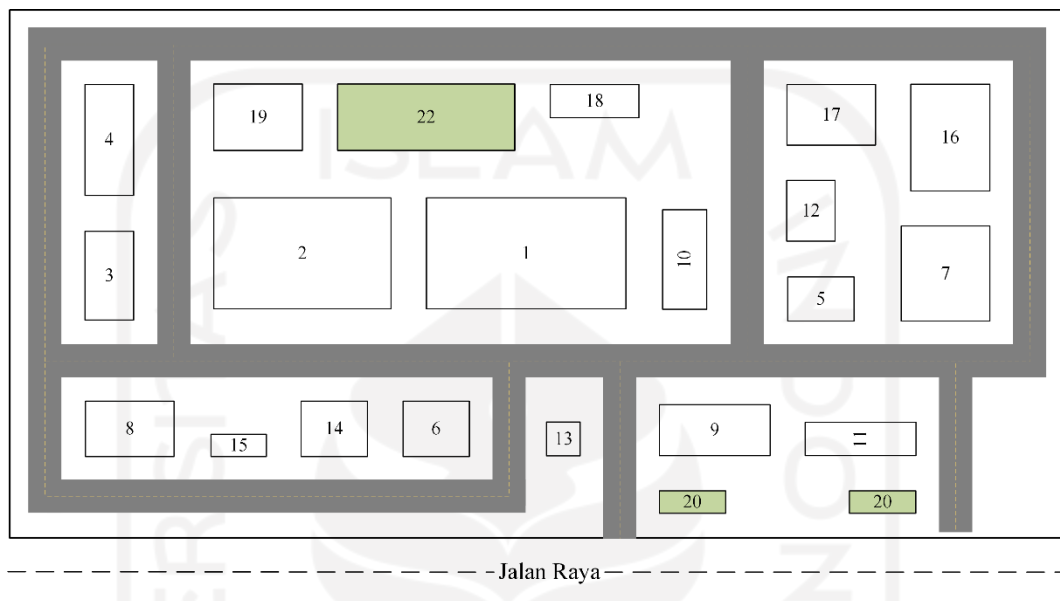
g. Daerah Utilitas

Daerah utilitas ini merupakan tempat untuk menyediakan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, *steam*, dan listrik. Daerah ini ditempatkan dekat dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis. Tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara area utilitas dan area proses harus diatur sekitar 15 meter.

Hasil 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 peta situasi pabrik dapat dilihat dalam Gambar 4.2 tata letak pabrik (*plant lay out*) metil benzoat dari metanol dan asam benzoat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.



Skala 1 : 500

Gambar 4. 2 *Layout* pabrik metil benzoat

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Area Proses | 12. Poliklinik |
| 2. Area Utilitas | 13. Pos Keamanan |
| 3. Bengkel | 14. Control Room |
| 4. Gudang Peralatan | 15. Control Utilitas |
| 5. Kantin | 16. Area Mess |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 17. Masjid |
| 7. Kantor Utama | 18. Unit Pemadam Kebakaran |
| 8. Laboratorium | 19. UPL |
| 9. Parkir Utama | 20. Taman |

- | | |
|------------------|----------------------|
| 10. Parkir Truk | 21. Jalan |
| 11. Perpustakaan | 22. Daerah perluasan |

Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1.

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Lokasi	Luas, m ²
1	Area Proses	4.500
2	Area Utilitas	4.000
3	Bengkel	880
4	Gudang Peralatan	1.100
5	Kantin	600
6	Kantor Teknik dan Produksi	750
7	Kantor Utama	1.720
8	Laboratorium	1.000
9	Parkir Utama	1.150
10	Parkir Truk	900
11	Perpustakaan	300
12	Poliklinik	594
13	Pos Keamanan	100
14	Control Room	750
15	Control Utilitas	250
16	Area Mess	1.728
17	Masjid	1.080
18	Unit Pemadam Kebakaran	600
19	UPL	1.200
20	Taman	1.200
21	Jalan	15.000
22	Daerah perluasan	2.400
Luas Bangunan		23.202
Luas Tanah		18.600
Luas Tanah dan Bangunan		41.802

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

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

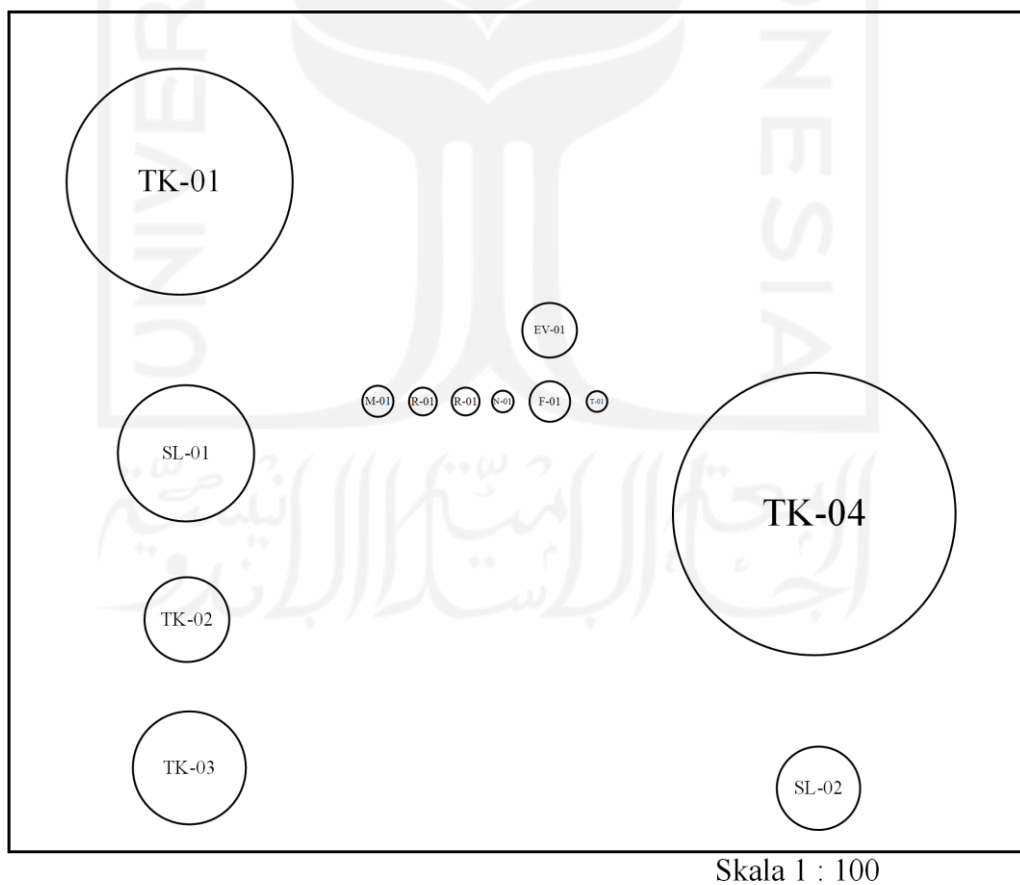
4.3.5 Tata Letak Alat Proses

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

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

Gambar peta situasi alat proses dapat dilihat dalam Gambar 4.3 tata letak alat proses metil benzoat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.



Gambar 4. 3 Tata letak alat proses

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Basis perhitungan neraca massa :

Kapasitas produk : 10.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \left[\frac{10.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 1.250 \text{ kg/jam}$$

Tabel 4. 2 Neraca massa total

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)		
					Produk utama	Produk samping	Limbah
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 12	Arus 9	Arus 14
C ₇ H ₆ O ₂	1.506						
CH ₃ OH		319					22
C ₈ H ₈ O ₂					1.250		13
H ₂ O	2	11	1	154	3	160	314
H ₂ SO ₄			238				
NaOH				316			
Na ₂ SO ₄						344	
NaC ₇ H ₅ O ₂						440	
Total	2.546				2.546		

4.4.2 Neraca Massa Alat

a. Mixer (M-01)

Tabel 4. 3 Neraca massa mixer (M-01)

Komponen	Massa input (kg/jam)			Massa output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 13	Arus 5
C ₇ H ₆ O ₂	1.506			1.506
CH ₃ OH		319	2.131	2.449
H ₂ O	2	11	3	16
Total	3.971			3.971

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 4 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Massa input (kg/jam)		Massa output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 6
C ₇ H ₆ O ₂		1.506	476
CH ₃ OH		2.449	2.179
C ₈ H ₈ O ₂			1.148
H ₂ SO ₄	238		238
H ₂ O	1	16	169
Total	4.210		4.210

c. Reaktor (R-02)

Tabel 4. 5 Neraca massa reaktor (R-02)

Komponen	Massa input (kg/jam)	Massa output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
C ₇ H ₆ O ₂	476	373
CH ₃ OH	2.179	2.152

Tabel 4. 5 Neraca massa reaktor (R-02) lanjutan

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)		Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 6		Arus 7	
C ₈ H ₈ O ₂	1.148		1.263	
H ₂ SO ₄	238		238	
H ₂ O	169		184	
Total	4.210		4.210	

d. Netralizer (N-01)

Tabel 4. 6 Neraca massa netralizer (N-01)

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)		Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 7	Arus 8	
C ₇ H ₆ O ₂		373		
CH ₃ OH		2.152	2.152	
C ₈ H ₈ O ₂		1.263	1.263	
H ₂ SO ₄		238		
NaOH	316			
Na ₂ SO ₄			344	
NaC ₇ H ₅ O ₂			440	
H ₂ O	154	184	481	
Total	4.680		4.680	

e. Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Tabel 4. 7 Neraca massa rotary drum vacuum filter (F-01)

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9 (filtrat cake)	Arus 10 (filtrat)
CH ₃ OH	2.152		2.152
C ₈ H ₈ O ₂	1.263		1.263

Tabel 4. 7 Neraca massa rotary drum vacuum filter (F-01) lanjutan

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9 (filtrat <i>cake</i>)	Arus 10 (filtrat)
Na ₂ SO ₄	344	344	
NaC ₇ H ₅ O ₂	440	440	
H ₂ O	481	160	320
Total	4.680	4.680	

f. Menara Distilasi (T-01)

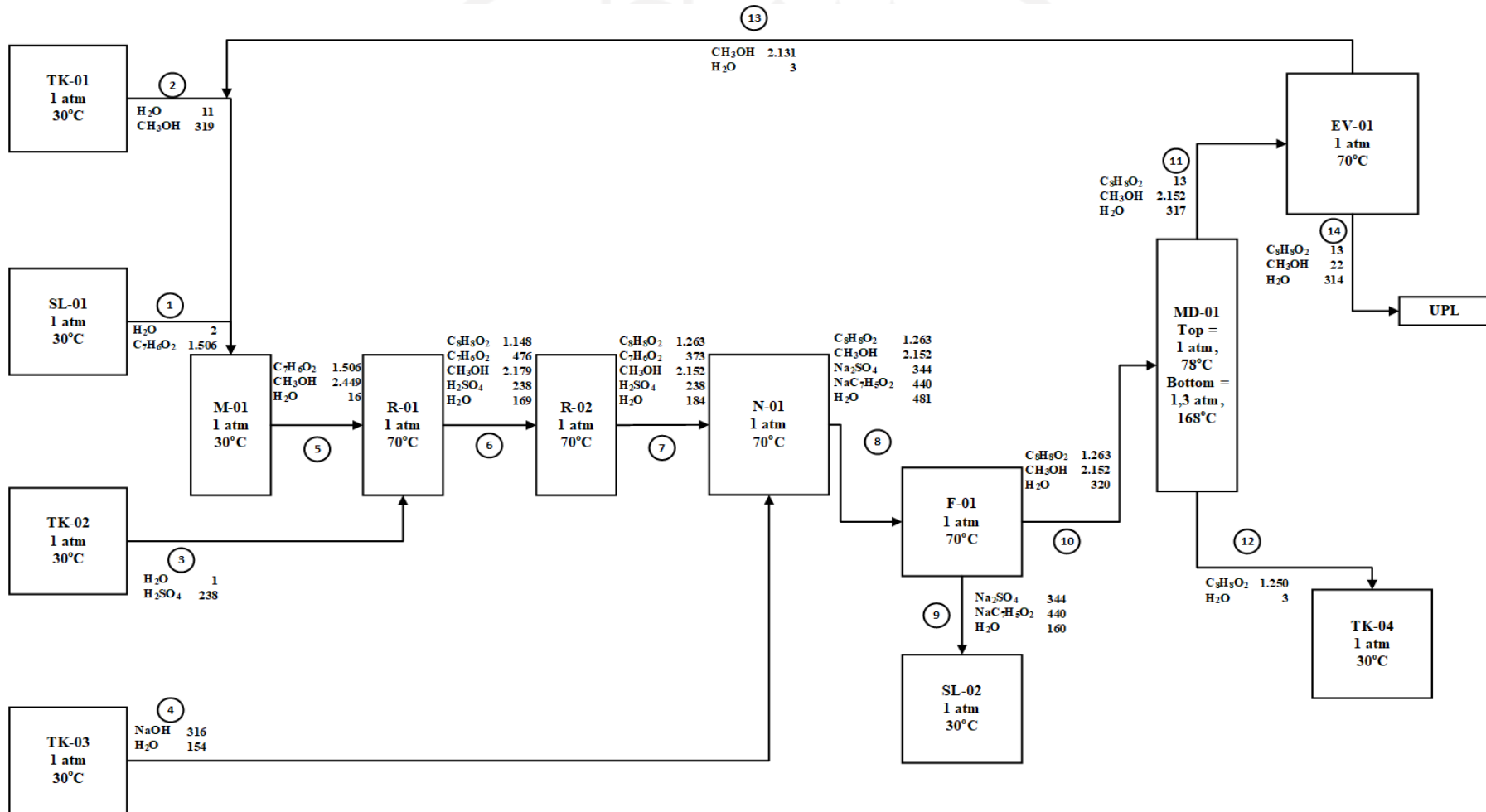
Tabel 4. 8 Neraca massa menara distilasi (T-01)

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11 (<i>top</i>)	Arus 12 (<i>bottom</i>)
CH ₃ OH	2.152	2.152	
C ₈ H ₈ O ₂	1.263	13	1.250
H ₂ O	320	317	3
Total	3.735	3.735	

g. Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 9 Neraca massa evaporator (EV-01)

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 13 (<i>top</i>)	Arus 14 (<i>bottom</i>)
CH ₃ OH	2.152	2.131	22
C ₈ H ₈ O ₂	13		13
H ₂ O	317	3	314
Total	2.482	2.482	



Gambar 4. 4 Diagram alir kuantitatif

4.4.3 Neraca Panas

a. Mixer (M-01)

Tabel 4. 10 Neraca panas mixer (M-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)			Qout (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 13	Arus 5
H ₂ O	47	225	66	339
C ₇ H ₆ O ₂	9.481			9.481
CH ₃ OH		8.600	57.501	66.102
Total		75.921		75.921

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 11 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	3.203	31.743
C ₇ H ₆ O ₂	125.965	39.826
CH ₃ OH	646.086	574.826
C ₈ H ₈ O ₂		82.946
H ₂ SO ₄	8.140	8.140
Q _R	92.638	
Q _P		138.551
Total	876.032	876.032

c. Reaktor (R-02)

Tabel 4. 12 Neraca panas reaktor (R-02)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	31.743	34.595
C ₇ H ₆ O ₂	39.826	31.217
CH ₃ OH	574.826	567.704
C ₈ H ₈ O ₂	82.946	91.236
H ₂ SO ₄	8.140	8.140
Q _R	9.259	
Q _P		13.848
Total	746.740	746.740

d. Netralizer (N-01)

Tabel 4. 13 Neraca panas netralizer (N-01)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
H ₂ O	63.572	90.320
C ₇ H ₆ O ₂	31.217	
CH ₃ OH	567.704	567.704
C ₈ H ₈ O ₂	91.236	91.236
H ₂ SO ₄	8.140	
NaOH	30.954	
Na ₂ SO ₄		24.797
Q _R	10.116	
Q _S		28.883
Total	802.939	802.939

e. *Rotary Drum Vacuum Filter-01*

Tabel 4. 14 Neraca panas rotary drum vacuum filter (F-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
H ₂ O	90.346	22.586	67.759
CH ₃ OH	567.704		567.704
C ₈ H ₈ O ₂	91.341		91.341
Na ₂ SO ₄	14.842	14.842	
Total	764.233	764.233	

f. Menara Distilasi (T-01)

Tabel 4. 15 Neraca panas menara distilasi (T-01)

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
CH ₃ OH	608.365	515.092
H ₂ O	64.110	77.728
C ₈ H ₈ O ₂	97.375	3.631.348
Qpendingin		-568.298
Qsteam	2.886.021	
Total	3.655.870	3.655.870

g. Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 16 Neraca panas evaporator (EV-01)

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
CH ₃ OH	553.935	562.468
H ₂ O	58.289	58.996
C ₈ H ₈ O ₂	892	775
Hvap		2.533.400
Qs masuk	3.271.748	
Qs keluar		729.224
Total	3.884.863	3.884.863

h. Condenser (CD-01)

Tabel 4. 17 Neraca panas condenser (CD-01)

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
CH ₃ OH	515.879	2.292
H ₂ O	54.594	713
C ₈ H ₈ O ₂	835	5
Qp		568.298
Total	571.308	571.308

i. Condenser (CD-02)

Tabel 4. 18 Neraca panas condenser (CD-02)

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
CH ₃ OH	562.027	57.501
H ₂ O	596	66
Qp		505.055
Total	562.623	562.623

j. Reboiler (RB-01)

Tabel 4. 19 Neraca panas reboiler (RB-01)

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
CH ₃ OH	606.860	
H ₂ O	63.478	23.215
C ₈ H ₈ O ₂	97.371	3.630.514
Qs	2.886.021	
Total	3.653.729	3.653.729

k. *Heat Exchanger (E-01)*

Tabel 4. 20 Neraca panas heat exchanger (E-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ O	338	3.035
C ₇ H ₆ O ₂	13.464	125.965
CH ₃ OH	66.102	646.087
Qsteam	695.183	
Total	775.087	775.087

l. *Heat Exchanger (E-02)*

Tabel 4. 21 Neraca panas heat exchanger (E-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	1.700	15.602
H ₂ O	19	167
Qsteam	14.051	
Total	15.769	15.769

m. *Heat Exchanger (E-03)*

Tabel 4. 22 Neraca panas heat exchanger (E-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
NaOH	3.442	30.954
H ₂ O	3.231	28.977
Qsteam	53.258	
Total	59.931	59.931

n. *Cooler (CL-01)*

Tabel 4. 23 Neraca panas cooler (CL-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C ₈ H ₈ O ₂	300.275	9.855
H ₂ O	1.936	67
Q _p		292.289
Total	302.211	302.211

o. *Cooler (CL-02)*

Tabel 4. 24 Neraca panas cooler (CL-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ O	59.015	6.581
CH ₃ OH	5.677	581
C ₈ H ₈ O ₂	912	99
Q _p		58.341
Total	65.604	65.604

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau 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 produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika

terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

4.5.3 *Over Head 1 x 1 Tahaun*

Merupakan perbaikan dan pengecekan alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

4.5.4 *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*

a. Umur alat

Semakin tua umur alat, maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (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 metil benzoat 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 butil asetat, terdiri dari:

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

4.6.3 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

a. Unit Penyedia Air

Unit pengadaan pengolahan air atau yang lebih dikenal dengan *Raw Water Treatment Plant* (RWTP) adalah proses pengolahan air baku menjadi air bersih karena air yang berasal dari alam bukanlah air jernih sebab masih banyak mengandung kotoran (*impurities*) yang terdiri dari *suspended solid* (*impurities* tidak terlarut) yang diolah pada proses klarifikasi dan *dissolved*

solid (impurities terlarut) yang diolah pada proses demineralisasi.

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Kebutuhan air dalam pabrik diperoleh dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM) Tirta Taman Bontang dan air sungai Bontang yang diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air sungai digunakan untuk keperluan pabrik sebagai:

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*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

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

2. Air Umpan Boiler

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

- a) Tidak membuih (berbusa)

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

- b) Tidak membentuk kerak dalam reboiler

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

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

3. Air Sanitasi

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

a) Syarat fisika, meliputi:

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

b) Syarat kimia, meliputi:

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

4. Air Proses

Air proses digunakan untuk kebutuhan proses pada area proses, adapun syarat air proses meliputi:

- Tidak berasa

- Berwarna jernih

b. Unit Pengolahan Air

Air Sungai diolah agar mendapatkan air yang bersih sehingga dapat dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan air. Air baku tersebut perlu diolah terlebih dahulu sebelum digunakan karena masih mengandung banyak kotoran seperti lumpur, tanah, dan kotoran lainnya. Air baku tersebut mula-mula dilewatkan *screener* dan diumpankan ke bak pengendapan awal untuk mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai. Kemudian diumpankan ke bak penggumpal dan diinjeksi *aluminium sulfate* yang berfungsi sebagai koagulan untuk menetralsir muatan negatif partikel dari *suspended solid* sehingga tidak saling tolak-menolak menjadi *floct*. Kemudian diinjeksi pula dengan *caustic* yang berfungsi untuk menetralkan pH pada air setelah injeksi *aluminium sulfate* agar diharapkan pH air tersebut dapat mencapai 6,4–6,7.

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air:

1. Penyaringan (*Screening*)

Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (*screen*) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila *screen* kotor.

2. Penampungan (Reservoir)

Air dalam penampungan di reservoir, kotorannya seperti lumpur akan mengendap.

3. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

4. Bak Pengendap I dan II

Flok dan endapan dari proses koagulasi diendapkan dalam bak pengendap I dan II.

5. Proses Filtrasi

Air yang keluar dari bak pengendap II yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya dilewatkan filter untuk difiltrasi.

6. Bak Penampung Air Bersih

Air dari proses filtrasi merupakan air bersih, ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih tersebut kemudian digunakan secara langsung untuk air pendingin dan air layanan (*service water*). Air bersih

kemudian digunakan juga untuk air domestik yang terlebih dahulu di desinfektanisasi, dan umpan boiler terlebih dahulu di demineralisasi.

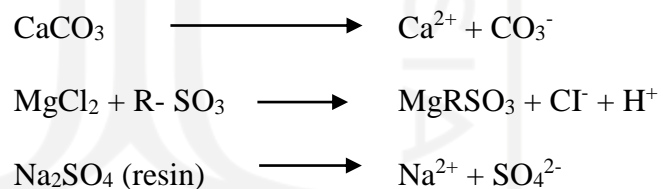
7. Demineralisasi

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*

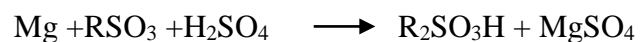
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation - kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi:

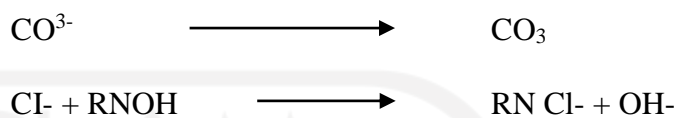


b) *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa,

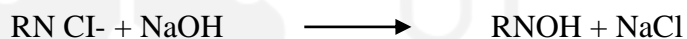
sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:

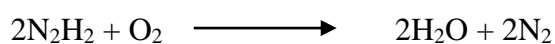


c) *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler. Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas, sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO_2 dapat dihilangkan. Karena gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi

pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boilerfeed water*).

c. Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Tabel 4. 25 Kebutuhan air pendingin

Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	2.196
Reaktor-02	R-02	220
Cooler-01	CL-01	4.661
Cooler-02	CL-02	930
Condenser-01	CD-01	9.061
Condensor-02	CD-02	8.054
Total		25.122

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin listrik menjadi 30.147 kg/jam.

2. Air Steam

Tabel 4. 26 Kebutuhan steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heat Exchanger 1	E-01	253
Heat Exchanger 2	E-02	5
Heat Exchanger 3	E-03	19
Reboiler	RB-01	1.031
Evaporator	EV-01	1.172
Netralizer	N-01	8
Total		2.488

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit *steam* menjadi 2.986 kg/jam

3. Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik metil benzoat air kebutuhan proses yang diperlukan sebesar 793 kg/jam yang digunakan untuk keperluan proses di *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF).

4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100L/hari atau sama dengan 1,0230 kg/L.

Jumlah karyawan 170 orang.

Kebutuhan air tiap karyawan adalah 4,0729 kg/jam.

Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 692,3991 kg/jam.

Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak 20 rumah yang diperkirakan dihuni oleh 60 orang.

Perkiraan kebutuhan air tiap orangnya 200 kg/hari.

Maka, kebutuhan air untuk mess adalah 10.000,000 kg/jam.

Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 26.617,580 kg/jam.

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll adalah sebesar 500 kg/jam.

Kebutuhan air total keseluruhan adalah 60.250 kg/jam

4.6.4 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.

4.6.5 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 Proses

Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer-01	M-01	7,50	5.592,75
Reaktor-01	R-01	2,00	1.491,40
Reaktor-02	R-02	2,00	1.491,40
Netralizer-01	N-01	3,00	2.237,10
Filter-01	F-01	0,05	37,29
Pompa-01	P-01	0,05	37,29
Pompa-02	P-02	0,05	37,29
Pompa-03	P-03	0,05	37,29
Pompa-04	P-04	0,08	62,12
Pompa-05	P-05	0,08	62,12
Pompa-06	P-06	0,25	186,43
Pompa-07	P-07	0,50	372,85
Pompa-08	P-08	0,25	186,43
Pompa-09	P-09	0,75	559,28
Pompa-10	P-10	0,25	186,43
Pompa 11	P-11	0,75	559,28
Pompa 12	P-12	0,25	186,43
Pompa 13	P-13	0,05	37,29

Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat proses lanjutan

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Screw Conveyor	SC-01	0,43	320,65
Belt Conveyor	BC-01	7,50	5.592,75
Bucket Elevator	BE-01	0,50	372,85
Total		26,35	19.646,66

2. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 4. 28 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,00	1.491,40
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	6,00	4.474,20
Kompresor Udara	CP-01	6,00	4.474,20
Pompa-01	PU-01	3,00	2.237,10
Pompa-02	PU-02	5,00	3.728,50
Pompa-03	PU-03	3,00	2.237,10
Pompa-04	PU-04	0,05	37,29
Pompa-05	PU-05	5,00	3.728,50
Pompa-06	PU-06	3,00	2.237,10
Pompa-07	PU-07	1,00	745,70
Pompa-08	PU-08	2,00	1.491,40
Pompa-09	PU-09	2,00	1.491,40
Pompa-10	PU-10	0,05	37,29
Pompa-11	PU-11	2,00	1.491,40
Pompa-12	PU-12	2,00	1.491,40
Pompa-13	PU-13	0,05	37,29
Pompa-14	PU-14	0,05	37,29
Pompa-15	PU-15	0,75	559,28
Pompa-16	PU-16	0,75	559,28

Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat utilitas lanjutan

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-17	PU-17	0,08	62,12
Pompa-18	PU-18	0,17	124,31
Pompa-19	PU-19	0,08	62,12
Pompa-20	PU-20	0,08	62,12
Pompa-21	PU-21	0,08	62,12
Total		44,20	32.959,87

3. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC

Listrik untuk penerangan diperkirakan adalah sebesar 200 kW listrik untuk AC diperkirakan adalah sebesar 55 kW.

4. Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel

Listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan adalah sebesar 40kW.

5. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 50 kW. Total kebutuhan listrik pada pabrik metil benzoat adalah sebesar:

Tabel 4.29 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	19,65
	b. Utilitas	32,96
2	a. Listrik AC	55,00
	b. Listrik Penerangan	200,00
3	Laboratorium dan Bengkel	100,00
4	Instrumentasi	50,00
Total		457,61

4.6.6 Unit Penyedia Udara

Proses yang terjadi pada unit penyedia udara instrumen pada dasarnya yaitu untuk mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrument udara.

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 56,07 m³/jam.

4.6.7 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) sebanyak 275 kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *fuel oil* sebanyak 63,89 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

4.6.8 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik metil benzoat dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat organik
- b. Buangan air domestik.
- c. *Back washfilter*, air berminyak dari pompa
- d. *Blow down coolingwater*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan

menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

4.7 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

4.7.3 Saringan / Screening (F-01)

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

Bahan : Alumunium

Jumlah air : 87.431 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 12,04 m

- Lebar = 12,04 m

- Tinggi = 6,02 m

4.7.4 Bak Pengendapan Awal (B-01)/Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 83.060 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 12,04 m

- Lebar = 12,04 m
- Tinggi = 6,02 m

4.7.5 Bak Floktuator/Bak Penggumpal (B-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

Jumlah air : 78.907 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 4,94 m
- Tinggi = 4,94 m

Pengaduk :

- Jenis = *Marine propeller 3 blade*
- Diameter = 4,94 m
- Power = 2 Hp

4.7.6 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.

Kebutuhan : 0,2544 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,40 m
- Tinggi = 2,79 m

4.7.7 Bak Pengendapan I (BU-01)

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

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 78.906 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 10,44 m

- Lebar = 10,44 m

- Tinggi = 5,22 m

4.7.8 Bak Pengendapan II (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 74.962 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 10,26 m

- Lebar = 10,26 m

- Tinggi = 5,13 m

4.7.9 Sand Filter (FU-02)

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

Jumlah air : 71.213 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 2,68 m

- Lebar = 2,68 m

- Tinggi = 1,34 m

4.7.10 Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah disaring di *sand filter*

Jumlah air : 67.653 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 5,46 m

- Lebar = 5,46 m

- Tinggi = 2,73 m

4.7.11 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 26.618 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,44 m

- Tinggi = 3,44 m

4.7.12 Tangki Kaporit (TU-03)

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

Jumlah bahan : 0,020 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,45 m

- Tinggi = 0,45 m

4.7.13 Tangki Air Bersih (TU-01)

Fungsi : Menampung air keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 26.618 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 9,92 m

- Tinggi = 9,92 m

4.7.14 Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 700 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,95 m

- Tinggi = 2,95 m

4.7.15 Tangki Air Bertekanan (TU-04)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,64 m

- Tinggi = 2,64 m

4.7.16 Bak Air Pendingin (BU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 37.408 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 12,92 m

- Lebar = 12,92 m

- Tinggi = 6,46 m

4.7.17 *Cooling Tower (CT-01)*

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan.

Jumlah air ; 37.408 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 2,10 m

- Lebar = 2,10 m

- Tinggi = 2,16 m

4.7.18 *Blower Cooling Tower (BL-01)*

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

Jumlah udara : 1.133.629 ft³/jam

Daya motor : 5 Hp

4.7.19 *Mixed Bed (TU-05)*

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

Jumlah air : 3.127 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,638 m
- Tinggi = 1,40 m
- Tebal = 3/16 in

4.7.20 Tangki NaCl (T-02)

Fungsi : Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Tipe : Tangki silinder

Jumlah NaCl : 35,775 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,32 m

- Tinggi = 1,32 m

4.7.21 Tangki NaOH (T-03)

Fungsi : Menampung Larutan NaOH yang akan digunakan untuk mengregenerasi anion exchanger.

Tipe : Tangki silinder

Jumlah NaOH : 8,944 kg

Dimensi bak :

- Diameter = 1,049 m

- Tinggi = 1,049 m

4.7.22 Deaerator (DE)

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

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 3.127 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,68 m

- Tinggi = 1,68 m

4.7.23 Tangki N₂H₄ (TU-09)

Fungsi : Menyimpan larutan N₂H₄.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 3.127 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,69 m

- Tinggi = 1,69 m

4.8 Organisasi Perusahaan

4.8.3 Bentuk Organisasi

Pabrik metil benzoat yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). 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 (PT) ini adalah didasarkan beberapa faktor sebagai berikut :

- Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh

berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.

- Efisiensi dari manajemen.
- 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.
- Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- Lapangan usaha lebih luas.
- Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
- Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
- Mudah bergerak di pasar global.

4.8.4 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu proses pabrik dengan efektif dan efisien di perusahaan diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing 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 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 :

- a. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

- b. 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.

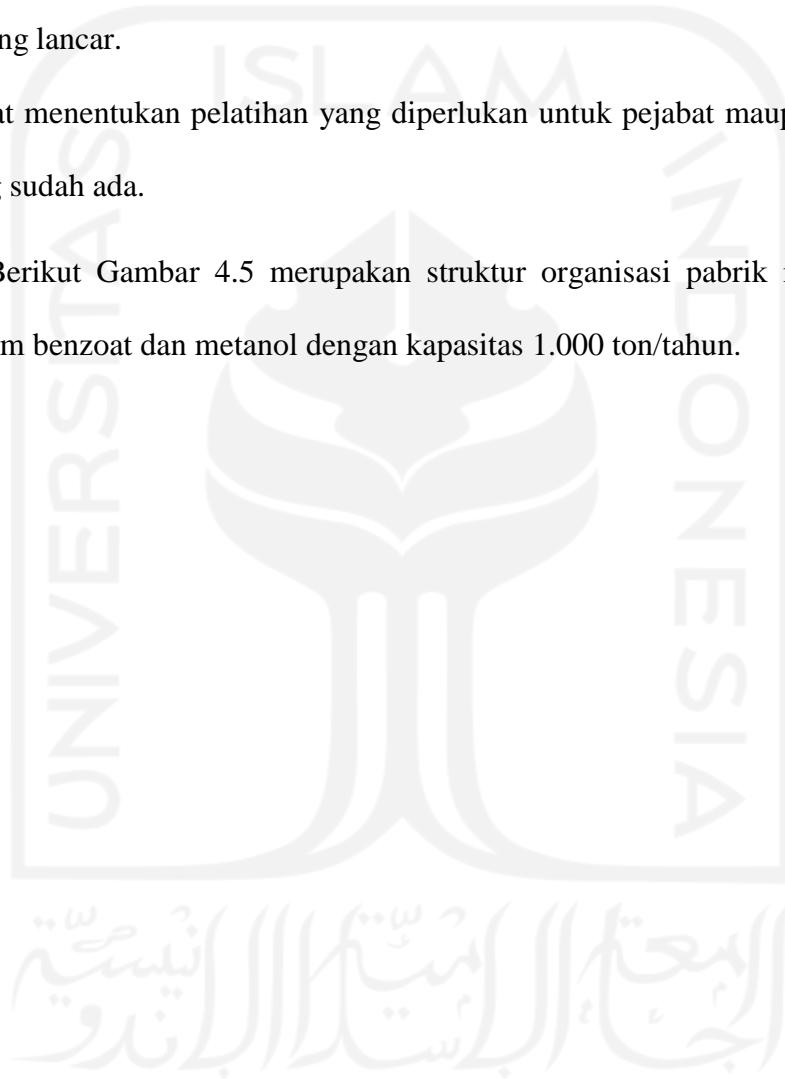
Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

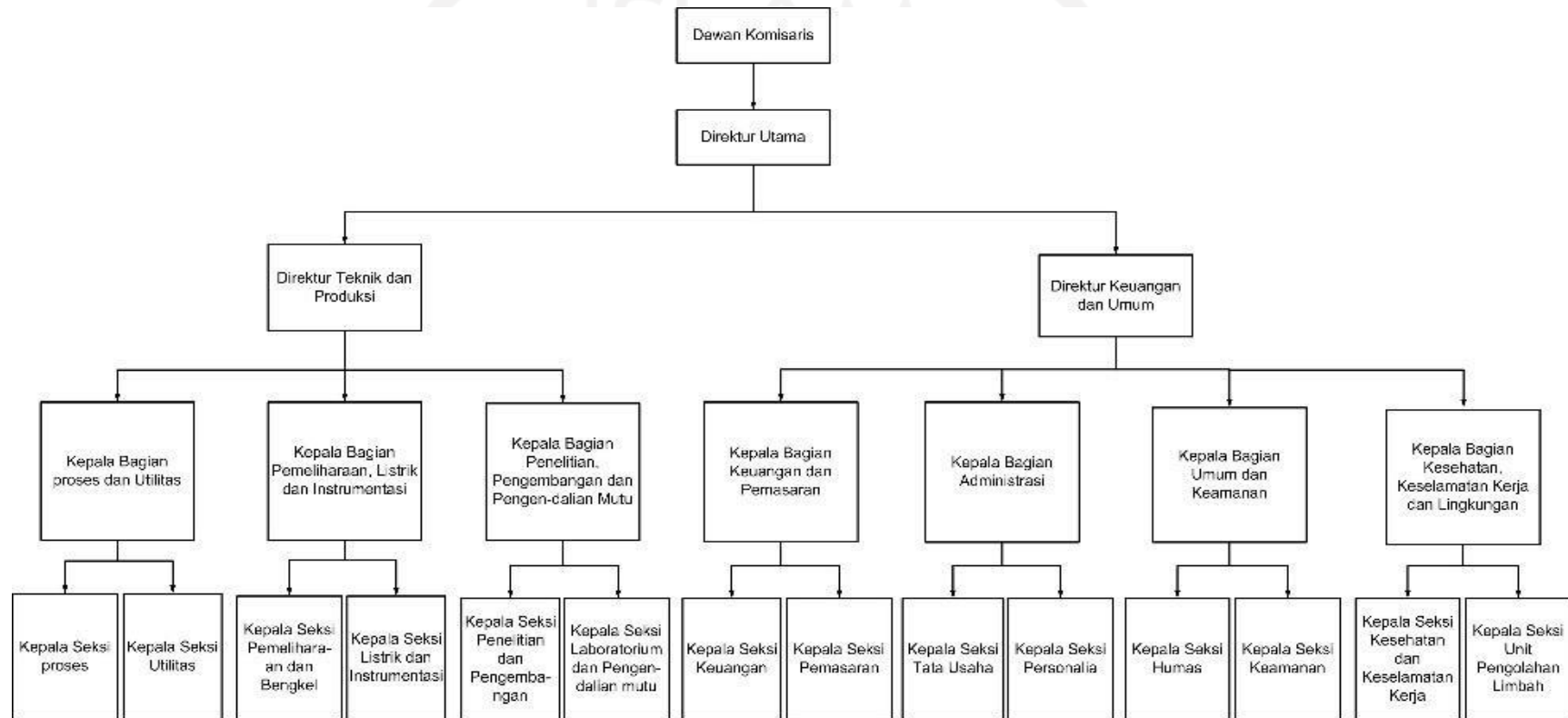
Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- a. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.

- b. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.
- f. Dapat menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat maupun karyawan yang sudah ada.

Berikut Gambar 4.5 merupakan struktur organisasi pabrik metil benzoat dari asam benzoat dan metanol dengan kapasitas 1.000 ton/tahun.





Gambar 4. 5 Struktur organisasi

4.8.5 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

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

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
2. Mengawasi tugas - tugas direktur.
3. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur

Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya ada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.
5. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

e. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi dan laboratorium.

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, dan pengadaan.

3. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

5. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

6. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

7. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

8. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan

kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

f. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

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

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

7. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

10. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

11. Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga,

serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.8.6 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.8.7 Ketenagakerjaan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

d. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Jumlah gaji yang diberikan bervariasi sesuai dengan jabatannya dapat dilihat pada Tabel 4.30.

Tabel 4. 30 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000

Tabel 4. 30 Gaji karyawan lanjutan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
25	Karyawan Personalia	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
26	Karyawan Humas	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
27	Karyawan Litbang	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
28	Karyawan Pembelian	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
29	Karyawan Pemasaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
30	Karyawan Administrasi	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
32	Karyawan Proses	15	Rp 8.000.000	Rp 120.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
36	Karyawan Utilitas	12	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000

Tabel 4. 30 Gaji karyawan lanjutan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
38	Operator proses	28	Rp 5.000.000	Rp 140.000.000
39	Operator Utilitas	14	Rp 5.000.000	Rp 70.000.000
40	Sekretaris	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000
41	Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000
42	Perawat	4	Rp 4.500.000	Rp 18.000.000
43	Satpam	6	Rp 3.500.000	Rp 21.000.000
44	Supir	8	Rp 3.500.000	Rp 28.000.000
45	Cleaning Service	6	Rp 3.000.000	Rp 18.000.000
Total		170	Rp 534.500.000	Rp 1.320.000.000

e. Jam Karyawan

Pabrik metil benzoat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan non shift yang bekerja selama 6 hari dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah : Direktur Utama, Direktur Teknik, dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at	: 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
Sabtu	: 07:00 – 12:00
Minggu	: Libur, termasuk hari libur nasional

2. Karyawan *Shift*

Karyawan shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*.

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

a) *Shift* operasi

Shift I : 07.00 - 15.00

Shift II : 15.00 - 23.00

Shift III: 23.00- 07.00

b) *Shift* sekuriti

Shift I : 06.00 – 14. 00

Shift II : 14.00 - 22.00

Shift II : 22.00 - 06.00

Untuk karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga regu yang masuk dan ada satu regu yang libur. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan dua hari libur untuk setiap

minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan.

Jadwal pembagian kerja masing-masing regu ditampilkan dalam bentuk tabel 4.31 sebagai berikut:

Tabel 4.31 Jadwal Kerja Karyawan Shift

<i>Shift/</i> Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
Pagi	A	A	D	D	C	C	B	B
Sore	B	B	A	A	D	D	C	C
Malam	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

4.8.8 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 :

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian
- Jamsostek
- Uang makan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan

produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan. Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

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 kerja.

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 didirikan 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

Merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan Kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

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

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti misal 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.

4.8.9 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang

dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya seperti Tabel 4.32 sebagai berikut:

Tabel 4. 32 Jabatan dan keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

4.9 Evaluasi Ekonomi

Untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

- a. *Return On Investment*
- b. *Pay Out Time*
- c. *Discounted Cash Flow*
- d. *Break Even Point*

e. Shut Down Point

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

a. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) meliputi :

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cos*) Meliputi :

- 1) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

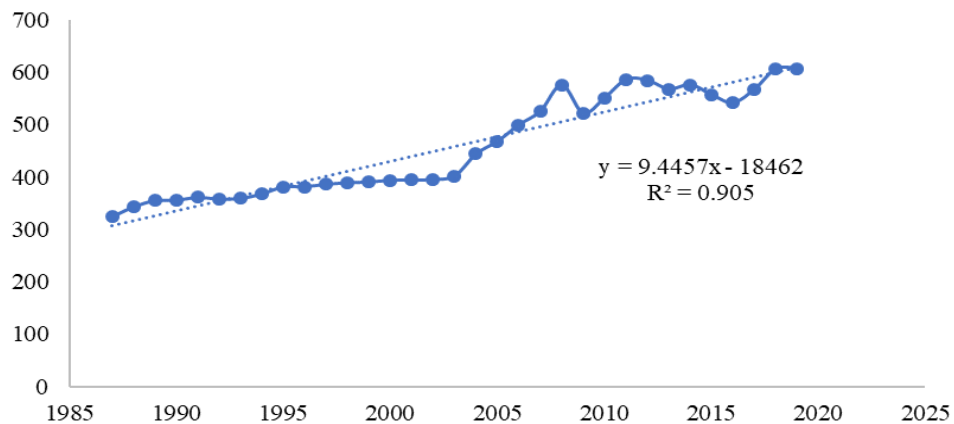
c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- 1) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- 2) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- 3) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.3 Harga Alat

Harga dari suatu alat industri akan berubah seiring dengan perubahan ekonomi. Maka diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu. Nilai *index cost* dapat dilihat pada Gambar 4.6.



Gambar 4. 6 Indeks harga tiap tahun

Berdasarkan Gambar 4.6 tersebut, maka didapatkan persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 9,4457x - 18462$. Pabrik metil benzoat kapasitas 10.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 646,65.

Harga alat pada tabel 4.32 dan 4.33 diperoleh dari situs matche (www.matche.com) dan buku karangan Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton tahun 1955. Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus berikut:

$$E_y = E_x \left(\frac{N_y}{N_x} \right)^x \quad (\text{Aries dan Newton, 1955})$$

Keterangan :

E_x = Harga pembelian alat pada tahun 2014

E_y = Harga pembelian alat pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2014

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

Tabel 4.33 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat
Tangki Metanol (CH ₃ OH)	TK-01	1	\$ 130.655
Tangki Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	TK-02	1	\$ 104.277
Tangki Natrium Oksida (NaOH)	TK-03	1	\$ 124.369
Tangki Metil Benzoat (C ₈ H ₈ OH)	TK-04	1	\$ 212.033
Silo Asam Benzoat (C ₇ H ₆ O ₂)	SL-01	1	\$ 378.382
Silo Na ₂ SO ₄ & NaC ₇ H ₅ O ₂	SL-02	1	\$ 66.001
Akumulator	ACC-01	1	\$ 2.582
Mixer	M-01	1	\$ 184.533
Reaktor	R	2	\$ 312.494
Netralizer	N-01	1	\$ 107.644
Filter	F-01	1	\$ 138.512
Menara Distilasi	T-01	1	\$ 342.688
Condensor 1	CD-01	1	\$ 19.082
Reboiler	RB-01	1	\$ 21.888
Evaporator	EV-01	1	\$ 75.879
Heater 1	E-01	1	\$ 43.327
Heater 2	E-02	1	\$ 2.020
Heater 3	E-03	1	\$ 1.459
Cooler 1	CL-01	1	\$ 2.694
Cooler 2	CL-02	1	\$ 1.459
Condensor 1	CD-02	1	\$ 18.857
Pompa 1	P-01	2	\$ 15.714
Pompa 2	P-02	2	\$ 18.408
Pompa 3	P-03	2	\$ 17.061
Pompa 4	P-04	2	\$ 30.755
Pompa 5	P-05	2	\$ 33.449
Pompa 6	P-06	2	\$ 33.449
Pompa 7	P-07	2	\$ 17.061
Pompa 8	P-08	2	\$ 17.061
Pompa 9	P-09	2	\$ 11.225
Pompa 9	P-09	2	\$ 11.225
Pompa 10	P-10	2	\$ 17.061
Pompa 11	P-11	2	\$ 11.225
Pompa 12	P-12	2	\$ 11.225

Tabel 4.33 Harga alat proses lanjutan

Pompa 13	P-13	2	\$ 11.225
Belt Conveyor	BC-01	1	\$ 33.449
Screw Conveyor	SC-01	1	\$ 4.265
Bucket Elevator	BE-01	1	\$ 9.092
Total		52	\$ 2.582.564

Tabel 4. 34 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat
Screening	FU-01	1	\$ 27.051
Reservoir	BU-01	1	\$ 1.684
Bak Penggumpal	BU-02	1	\$ 1.684
Bak Pengendap I	BU-03	1	\$ 1.684
Bak Pengendap II	BU-04	1	\$ 1.684
Sand Filter	FU-02	1	\$ 7.745
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	\$ 1.684
Bak Air Pendingin	BU-06	1	\$ 10.888
Cooling Tower	CT-01	1	\$ 10.888
Blower Cooling Tower	BL-01	1	\$ 172.222
Deaerator	DE-01	1	\$ 1.459
Mixed Bed	BO-01	1	\$ 248.738
Boiler	TU-01	1	\$ 26.153
Tangki Alum	TU-02	1	\$ 10.551
Tangki Kaporit	TU-03	1	\$ 3.031
Tangki Klorinasi	TU-04	1	\$ 14.255
Tangki Air Bersih	TU-05	1	\$ 90.471
Tangki NaCl	TU-06	1	\$ 2.694
Tangki Air Demin	TU-07	1	\$ 27.051
Tangki Hydrazine	TU-08	1	\$ 29.072
Tangki Air Bertekanan	TU-09	1	\$ 29.409
Tangki Service Water	TU-10	1	\$ 29.409

Tabel 4.34 Harga alat utilitas lanjutan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat
Tangki Hydrazine	TU-08	1	\$ 29.072
Tangki Air Bertekanan	TU-09	1	\$ 29.409
Tangki Service Water	TU-10	1	\$ 29.409
Pompa 1	PU-01	2	\$ 27.164
Pompa 2	PU-02	2	\$ 27.164
Pompa 3	PU-03	2	\$ 27.164
Pompa 4	PU-04	2	\$ 3.143
Pompa 5	PU-05	2	\$ 27.164
Pompa 6	PU-06	2	\$ 27.164
Pompa 7	PU-07	2	\$ 27.164
Pompa 8	PU-08	2	\$ 27.164
Pompa 9	PU-09	2	\$ 27.164
Pompa 10	PU-10	2	\$ 27.164
Pompa 11	PU-11	2	\$ 27.164
Pompa 12	PU-12	2	\$ 27.164
Pompa 13	PU-13	2	\$ 7.408
Pompa 14	PU-14	2	\$ 7.408
Pompa 15	PU-15	2	\$ 23.123
Pompa 16	PU-16	2	\$ 23.123
Pompa 17	PU-17	2	\$ 8.531
Pompa 18	PU-18	2	\$ 8.531
Pompa 19	PU-19	2	\$ 8.531
Pompa 20	PU-20	2	\$ 8.531
Pompa 21	PU-21	2	\$ 8.531
Tangki Bahan Bakar		1	\$ 19.194
Kompresor		1	\$ 6.174
Total		66	\$ 1.180.531

4.9.4 Dasar Perhitungan

Dalam perhitungan evaluasi ekonomi, digunakan standar perhitungan yang didasarkan pada berikut ini:

- a. Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$: Rp. 14.459,00
(pada tanggal 4 Juli 2021)
- e. Pabrik didirikan tahun : 2026
- f. Harga jual : Rp 1.015.361.206.842/tahun
- g. Upah pekerja asing : \$ 20/*man hour*
- h. Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/*man hour*
- i. 1 *man hour* asing : 2 *man hour* Indonesia
5 % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.9.5 Perhitungan Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

1) *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik. Pada Tabel 4.35 hingga 4.37 merupakan rincian dari biaya *Fixed Capital Investment*.

Tabel 4.35 *Physical Plan Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 54.410.577.456	\$ 3.763.094
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 13.602.644.364	\$ 940.774
3	Instalasi cost	Rp 8.571.703.665	\$ 592.828
4	Pemipaan	Rp 12.638.661.958	\$ 874.103
5	Instrumentasi	Rp 13.543.514.866	\$ 936.684
6	Insulasi	Rp 2.036.464.221	\$ 140.844
7	Listrik	Rp 8.161.586.618	\$ 564.464
8	Bangunan	Rp 136.875.000.000	\$ 9.466.422
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 135.400.000.000	\$ 9.364.410
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 385.240.153.149	\$ 26.643.624

Tabel 4.36 *Direct Plan Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 77.048.030.630	\$ 5.328.725
Total (DPC + PPC)		Rp 462.288.183.779	\$ 31.972.348

Tabel 4.37 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 462.288.183.779	\$ 31.972.348
2	Kontraktor	Rp 18.491.527.351	\$ 1.278.894
3	Biaya tak terduga	Rp 46.228.818.378	\$ 3.197.235
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 527.008.529.508	\$ 36.448.477

2) *Working Capital Investment*

Working Capital Investment (WCI) adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Pada Tabel 4.38 dibawah ini merupakan rincian dari perhitungan WCI.

Tabel 4.38 Total *Working Capital Investment* (WCI)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 108.041.591.166	\$ 7.472.273
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 82.894.030.161	\$ 5.733.040
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 55.262.686.774	\$ 3.822.027
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 276.916.692.775	\$ 19.151.856
5	<i>Available Cash</i>	Rp 165.788.060.321	\$ 11.466.081
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 688.903.061.197	\$ 47.645.277

b. **Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)**

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

Menurut Aries & Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk. Untuk rinciannya dapat dilihat pada tabel 4.39.

Tabel 4.39 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 396.152.500.943	\$ 27.398.333
2	<i>Labor</i>	Rp 15.840.000.000	\$ 1.095.511
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.643.200.000	\$ 251.968
4	<i>Maintenance</i>	Rp 10.540.170.590	\$ 728.970
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.581.025.589	\$ 109.345
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 10.153.612.068	\$ 702.235
7	<i>Utilities</i>	Rp 30.107.876.142	\$ 2.082.293
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 468.018.385.332	\$ 32.368.655

Untuk rincian *raw material* dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.39 Rincian kebutuhan *raw material*

Bahan	Kebutuhan	Harga satuan	Biaya (Rp)
	kg/tahun	(Rp)	Rp/th
CH ₃ OH (Metanol)	19.508.927	Rp 8.675	Rp 169.247.743.874
C ₇ H ₆ O ₂ (Asam Benzoat)	11.942.819	Rp 15.688	Rp 187.359.125.636
H ₂ SO ₄ (Asam Sulfat)	1.889.220	Rp 8.675	Rp 16.389.741.170
NaOH	3.724.387	Rp 6.217	Rp 23.155.890.262
Total			Rp 396.152.500.943

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Untuk rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.40.

Tabel 4.40 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.168.000.000	\$ 219.102
2	<i>Laboratory</i>	Rp 3.168.000.000	\$ 219.102
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 14.256.000.000	\$ 985.960
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 50.768.060.342	\$ 3.511.174
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 71.360.060.342	\$ 4.935.339

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. Untuk rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.41 dan Tabel 4.42 merupakan total dari biaya manufaktur.

Tabel 4.41 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 52.700.852.951	\$ 3.644.848
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 10.540.170.590	\$ 728.970
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.270.085.295	\$ 364.485
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 68.511.108.836	\$ 4.738.302

Tabel 4.42 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 468.018.385.332	\$ 32.368.655
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 71.360.060.342	\$ 4.935.339
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 68.511.108.836	\$ 4.738.302
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 607.889.554.510	\$ 42.042.296

c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. Pada Tabel 4.43 dan Tabel 4.44 merupakan hasil dari general expense dan total biaya produksinya.

General Expense meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries*, *legal fees* dan *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.

Tabel 4.43 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 36.473.373.271	\$ 2.522.538
2	<i>Sales expense</i>	Rp 133.735.701.992	\$ 9.249.305
3	<i>Research</i>	Rp 48.631.164.361	\$ 3.363.384
4	<i>Finance</i>	Rp 24.318.231.814	\$ 1.681.875
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 243.158.471.438	\$ 16.817.102

Tabel 4.44 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 607.889.554.510	\$ 42.042.296
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 243.158.471.438	\$ 16.817.102
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 851.048.025.948	\$ 58.859.397

4.9.6 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.015.361.206.842

Total biaya produksi : Rp 851.048.025.948

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya
Produksi
: Rp 164.313.180.894

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 40 % x Rp 164.313.180.894
: Rp 65.725.272.358
(pasal 17 UU Ayat 1 tentang Pph)
Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp 98.587.908.536

4.9.7 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:

a. Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

ROI sebelum pajak (ROI_b)

$$ROI_b = 31,18 \%$$

ROI setelah pajak (ROI_a)

$$ROI_a = 18,71 \%$$

b. Pay out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan tahunan} + 0,1FCI}$$

1) POT sebelum pajak (POT_b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

$$POT_b = 2,4 \text{ tahun (pabrik memenuhi kelayakan)}$$

2) POT setelah pajak (POT_a)

$$POT_a = 3,5 \text{ tahun (pabrik memenuhi kelayakan)}$$

c. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai *break event 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 *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:

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

Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Pada Tabel 4.45 hingga Tabel 4.48 adalah perhitungan dari nilai-nilai yang dibutuhkan untuk mengetahui nilai BEP.

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

Tabel 4.45 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 52.700.852.951	\$ 3.644.848
2	<i>Property taxes</i>	Rp 10.540.170.590	\$ 728.970
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.270.085.295	\$ 364.485
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 68.511.108.836	\$ 4.738.302

Tabel 4.46 *Annual Variable Cost (Va)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 396.152.500.943	\$ 27.398.333
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 50.768.060.342	\$ 3.511.174
3	<i>Utilities</i>	Rp 30.107.876.142	\$ 2.082.293
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 10.153.612.068	\$ 702.235
Variable Cost (Va)		Rp 487.182.049.496	\$ 33.694.035

Tabel 4.47 *Annual Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 15.840.000.000	\$ 1.095.511
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 14.256.000.000	\$ 985.960
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 3.168.000.000	\$ 219.102
4	<i>Supervision</i>	Rp 3.643.200.000	\$ 251.968
5	<i>Laboratory</i>	Rp 3.168.000.000	\$ 219.102
6	<i>Administration</i>	Rp 36.473.373.271	\$ 2.522.538
7	<i>Finance</i>	Rp 24.318.231.814	\$ 1.681.875
8	<i>Sales expense</i>	Rp 133.735.701.992	\$ 9.249.305
9	<i>Research</i>	Rp 48.631.164.361	\$ 3.363.384
10	<i>Maintenance</i>	Rp 10.540.170.590	\$ 728.970
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 1.581.025.589	\$ 109.345
Regulated Cost (Ra)		Rp 295.354.867.617	\$ 20.427.060

Tabel 4.48 *Annual Sales Cost (Sa)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Annual Sales Cost</i>	\$ 70.223.474	Rp 1.015.361.206.842
Annual Sales Cost		\$ 70.223.474	Rp 1.015.361.206.842

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 48,88 % BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 % – 60 %, sehingga pabrik memenuhi kelayakan

d. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

$$SDP = 27,57 \%$$

e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun).

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 527.008.529.508

Working Capital Investment (WCI) : Rp 688.903.061.197

Salvage value (SV) : Depresiasi : Rp 52.700.852.951

Cash flow (CF) : *Annual profit* + depresiasi + *finance*

: Rp 175.606.993.301

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error* dimana nilai

R harus sama dengan S.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

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

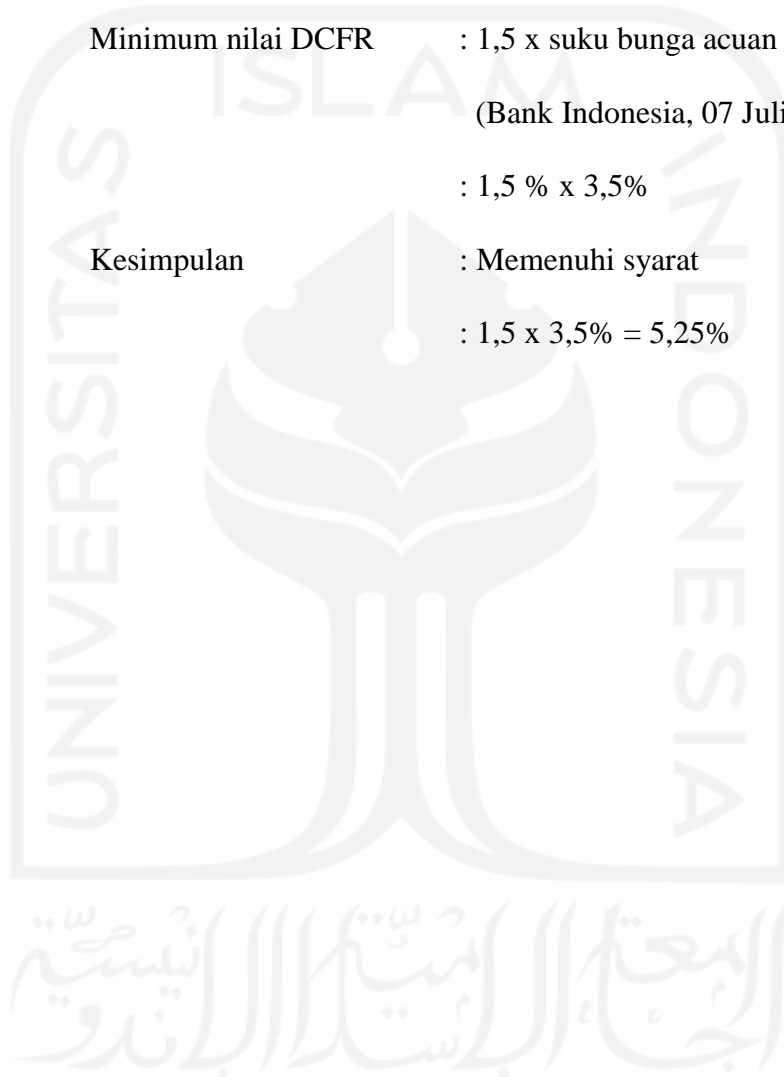
Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,1402 DCFR : 14,02%

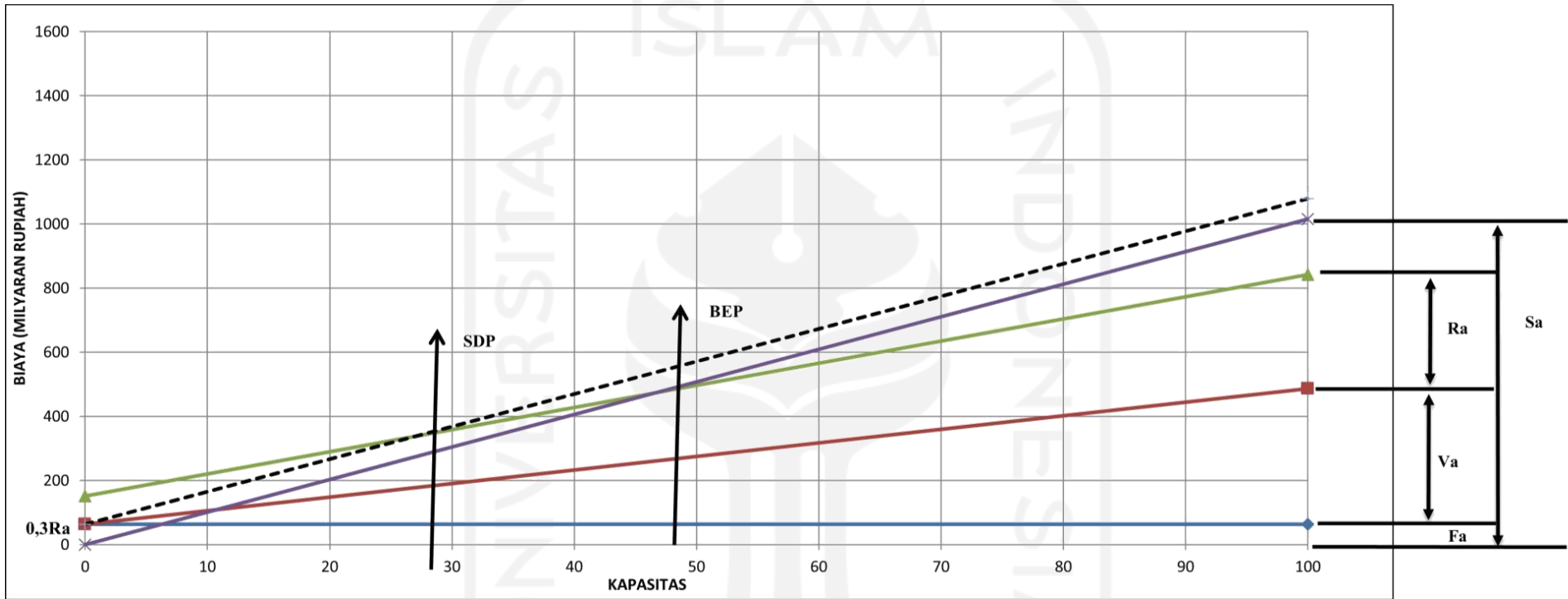
Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga acuan bank
(Bank Indonesia, 07 Juli 2021)

: 1,5 % x 3,5%

Kesimpulan : Memenuhi syarat

: $1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$





Gambar 4. 7 Analisis kelayakan

Keterangan

Fa : Annual Fixed Cost
 BEP : Break Even Point

Va : Annual Variable Cost
 SDP: Shut Down Point

Ra : Annual Regulated Cost Sa : Annual Sales Cost (Sa)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dalam pra rancangan pabrik metil benzoat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik metil benzoat didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik metil benzoat akan didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dengan bahan baku asam benzoat sebanyak 1.508 kg/jam dan metanol sebanyak 2.463 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat di kawasan industri.
4. Berdasarkan kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta prosesnya, maka pabrik metil benzoat tergolong pabrik berisiko rendah.

5. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil seperti pada

Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5.1 Hasil analisa ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar kelayakan (Aries & Newton, 1945)
Profit		
Profit sebelum pajak	Rp 164.313.180.894	
Profit sesudah pajak	Rp 98.587.908.536	Keuntungan setelah pajak (40%)
Return on Investment (ROI)		
(ROI) sebelum pajak	31,18 %	<i>Industrial Chemical</i> 11 % - 44%
(ROI) setelah pajak	18,71 %	
Pay Out Time (POT)		
(POT) sebelum pajak	2,4 tahun	<i>Industrial Chemical min 2 th/ High Risk – 5 th/low risk</i>
(POT) setelah pajak	3,5 tahun	
Break Even Point (BEP)	48,88 %	40%-60%
Shut Down Point (SDP)	27,57 %	
Discounted cash flow rate of return (DCFRR)	14,02 %	1,5 x suku bunga acuan bank = 5,25% (suku bunga acuan bank 2021 : 3,5%)

6. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, maka pabrik metil benzoat dari asam benzoat dan metanol layak untuk didirikan .

5.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik, seperti: pemilihan alat proses atau alat penunjang, bahan baku dan kemurnian produk perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Anggraeni, J. A. (2019). *Skripsi: Pra Rancangan Pabrik Kimia Metil Benzoat dari Asam Benzoat dan Metanol dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun*. Yogyakarta: Pradi Teknik Kimia UII.
- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries, 5th ed.* Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Statistic Indonesia*. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 20 Februari 2021 pukul 15.40 WIB
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York
- Brownell, L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Chemnet. 2006. *Benzoic Acid*. www.chemnet.com. Diakses pada tanggal 4 Mei 2021 pukul 17.15 WIB.
- Chohey, N. P., and G. H. Tyler. 1994. *Chemical Engineering Calculations*, 4th ed. New York: The McGraw – Hill Companies, Inc.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Faith, W. L., D. B. Keyes, and R. L. Clark. 1975. *Industrial Chemical*, 4th ed. New York: John Willey and Sons Inc.
- Fessenden, R. J, and J. S. Fessenden. 1982, *Kimia Organik*, Jilid.2, Edisi. 3.

Jakarta: Erlangga.

Fogler, H.S. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering, 4th ed.* Pearson Education Inc. Massachusetts.

Geankoplis, C. J. 1978. *Transport Processes and Unit Operations, 3rd ed.* Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc.

Hulsmann et al. 1972. *Process for The Production of Methyl Benzoate.* United States Patents.

Kementrian Perindustrian. 2021. <http://www.kemenperin.go.id/> diakses pada 27 Maret 2021 pukul 20.00 WIB.

Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer.* Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.

Kirk, R. E., and Othmer D. F. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed.* The Interscience Encyclopedia Inc. New York.

Maki, T. T. (2012). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Benzoic Acid and Derivatives Ed 6th.* Hoboken, NJ: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co, Vol. 5, 329-342, ISBN 9783527303854.

Matche. 2018. *equipment cost.* <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 11 Mei 2021 pukul 10.00 WIB.

McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering,* 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.

Merck. 2019. *Sulfuric Acid 98 %.* www.merckgroup.com. Diakses pada tanggal 12 Maret 2021 pukul 15.35 WIB.

Muizuddin. 2018. *Skripsi: Prarancangan Pabrik Metil Benzoat dari Metanol dan*

- Asam Benzoat Kapasitas 15.000 Ton/Tahun*. Surakarta: Universitas Sebelas Maret.
- Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed.* McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Peters, M., Timmerhause, K., dan West, R. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical engineers*. McGraw Hill. New York.
- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- P.T Asahimas Chemical. 2019. Natrium Hidroksida. <https://www.asc.co.id/>. Diakses pada tanggal 26 Mei 2021 pukul 20.00 WIB.
- P.T Indonesian Acid Industry. 2019. *Sulfuric Acid*. <http://www.indoacid.com/>. Diakses pada tanggal 26 Mei 2021 pukul 09.05 WIB.
- P.T Kaltim Methanol Industry. 2019. *Methanol*. <http://www.kaltimethanol.com/>. Diakses pada tanggal 25 Mei 2021 pukul 12.45 WIB.
- R.K.Sinnot. 1983. *An Introduction to Chemical Engineering Design*. Pergamon Press. Oxford. 138
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Thermo Fisher Scientific. 2020. *Methyl Benzoate*. <http://www.thermofisher.com>. Diakses pada tanggal 10 Februari 2021 pukul 13.10 WIB.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, inc., New York.

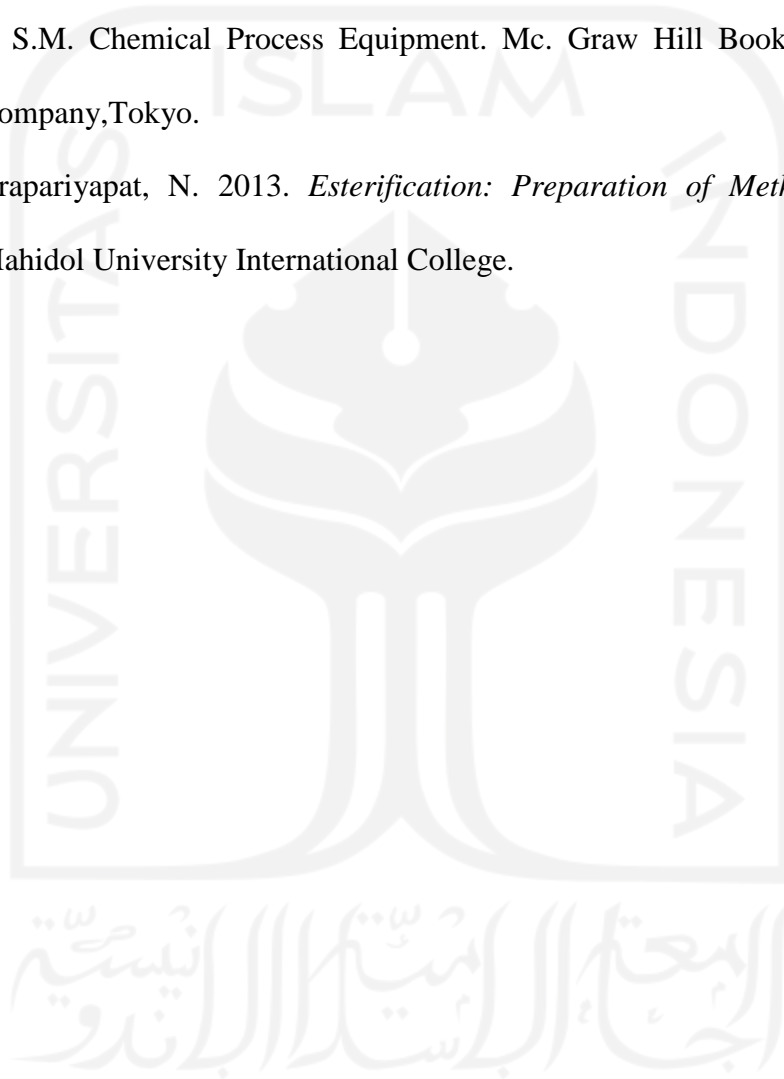
UNcomtrade. 2019. *Tables of Imports and Export*. <http://www.comtrade.un.org>.

Diakses pada tanggal 10 Februari 2021 pukul 13.10 WIB.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks.
New York.

Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha
Company, Tokyo.

Watcharapariyapat, N. 2013. *Esterification: Preparation of Methyl Benzoate*.
Mahidol University International College.

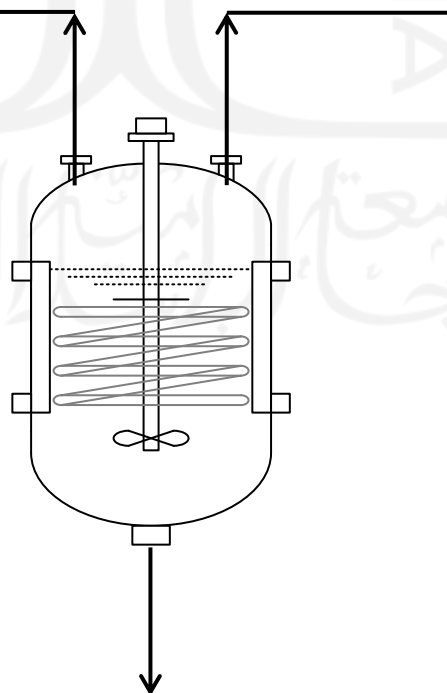


LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis	= Reaktor alir tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	= Cair - Cair
Bentuk	= Tangki Silinder
Bahan	= Stainless Steel 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)
Suhu Operasi	= 70 °C
Tekanan	= 1 atm
Waktu Tinggal (θ)	= 1 jam
Konversi terhadap asam benzoat	= 90%

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *asam benzoat* dan *metanol* menjadi *metil benzoat* dengan bantuan katalis *asam sulfat*.



Alasan pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya operasi lebih rendah.

Data Raw Material :

- Asam benzoat ($C_7H_6O_2$) kemurnian 99%
- Metanol (CH_3OH) kemurnian 99%
- Katalis Asam Sulfat 98%

komponen	BM
H_2O	18,01534
$C_7H_6O_2$	122,12467
CH_3OH	32,04243
$C_8H_8O_2$	136,15176
H_2SO_4	98,07754

1. Tinjauan Termodinamika

- a) Penentuan Sifat Reaksi (Eksotermis/Endotermis)

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis). Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada tekanan $P = 1$ atm dan $T = 298$ K.



Harga $\Delta H^{\circ}f$ masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel di bawah:

Komponen	Harga $\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	Harga $\Delta H^{\circ}f$ (kkal/kmol)
Asam Benzoat (AB)	-290,20	-69313
Metanol (M)	-201,17	-48049
Metil Benzoat (MB)	-287,90	-68764
Air	-241,80	-57753

(Yaws, 1999)

Nilai $\Delta H^{\circ}R$ dapat dihitung dari perubahan entalpi pembentukan standar menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H^{\circ}R_{298K} &= \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan} & (1) \\ &= (\Delta H^{\circ}f \text{ MB} + \Delta H^{\circ}f \text{ air}) - (\Delta H^{\circ}f \text{ AB} + \Delta H^{\circ}f \text{ M}) \\ &= (-68764 + (-57753)) - (-69313 + (-48049)) \\ &= -9155 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Karena $\Delta H^{\circ}R$ pada reaksi di reaktor bernilai negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis. Penurunan suhu operasi dapat mengakibatkan kenaikan harga K (konstanta kesetimbangan). Hal ini sesuai dengan persamaan berikut:

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad (2)$$

Salah satu faktor yang dapat mempengaruhi reaksi *reversible* adalah suhu reaksi. Jika suhu dinaikkan, maka sistem akan berupaya untuk menurunkan kembali suhu menjadi normal dan menghasilkan reaksi eksoterm. Jika suhu diturunkan, maka sistem akan berusaha untuk menaikkan suhu dan menghasilkan reaksi endoterm. Dalam kasus ini, dipilih suhu 70°C karena suhu tersebut relatif

rendah untuk reaksi esterifikasi, sehingga diharapkan dengan suhu tersebut reaksi eksoterm dapat terjadi secara normal yang menjadikan reaksi akan bergeser ke arah produk (ke kanan). Pada suhu 70°C pula merupakan suhu yang optimal digunakan dalam reaksi esterifikasi asam benzoat dan metanol.

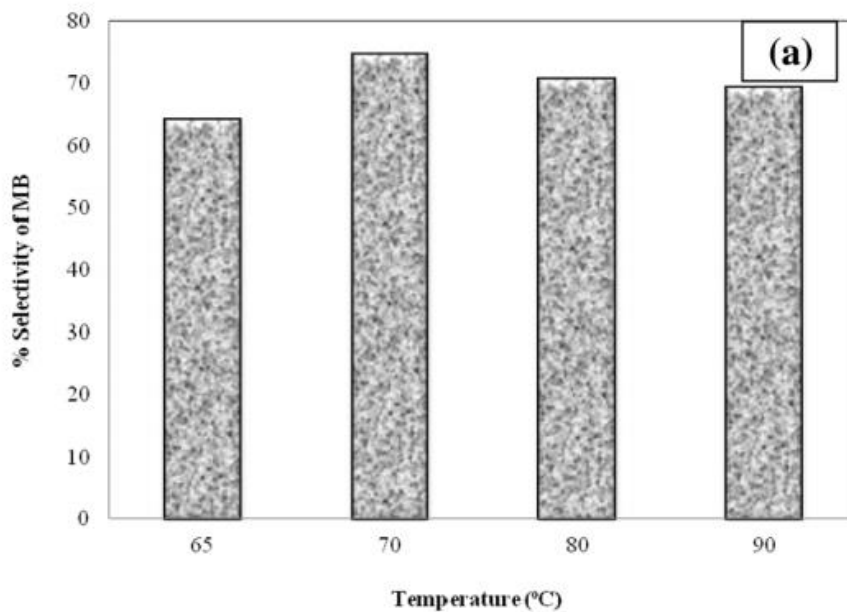


Fig. 3 a % Selectivity of methyl benzoate (MB) with respect to temperature in heating mantle, reaction time: 60 min

b) Penentuan Sifat Reaksi (Reversibel/Irreversibel)

Parameter termodinamika yang dapat menentukan reaksi tersebut reversibel/irreversibel (spontan/tidak spontan) dapat dilihat pada energi bebas gibbs (ΔG°) dan K. Pada kondisi P dan T tetap, perubahan kimia akan bergerak ke arah penurunan energi bebas Gibbs. Nilai G akan berubah seiring dengan perubahan komposisi kimia reaktan menjadi produk.

Energi bebas Gibbs menyatakan hubungan antara entalpi, entropi, dan temperatur sistem yang terlihat pada persamaan di bawah ini:

$$G = H - TS \quad (3)$$

G = energi bebas Gibbs

H = entalpi

T = temperatur (K)

S = entropi

Jika hasil perhitungan diperoleh nilai energi bebas Gibbs negatif atau kurang dari nol maka proses reaksi kimia terjadi secara spontan. Jika nilai energi bebas Gibbs sama dengan nol maka proses reaksi reversibel atau kesetimbangan. Dan jika energi bebas Gibbs nilainya positif atau lebih besar dari nol maka proses tidak spontan, tetapi proses kebalikannya berlangsung spontan. Penentuan energi bebas reaksi kimia umumnya dinyatakan dengan perubahan energi bebas Gibbs satandar dengan notasi ΔG° .

Dalam esterifikasi asam benzoat dan metanol merupakan reaksi yang tidak dalam kondisi standar atau dapat dikatakan reaksi eksotermis reversibel. Reaksi tersebut apabila suhu dinaikkan maka nilai K akan turun, sehingga konversi juga akan menurun, karena nilai K berbanding lurus dengan konversi. Pada reaksi eksotermis reversibel, semakin tinggi suhu, konversi setimbang akan semakin kecil (prinsip Le Chatelier). Hubungan tetapan kesetimbangan (K) dengan suhu menggunakan persamaan Van't Hoff berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (4)$$

Reaksi reversibel dapat ditunjukkan dari nilai konstanta kesetimbangan berikut:

$$\Delta G = \Delta G^\circ + RT \ln K \quad (5)$$

Pada saat setimbang atau reversibel, $\Delta G = 0$, maka:

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (6)$$

$$\ln K = \Delta G/(-RT) \quad (7)$$

Komponen	ΔG° (kkal/kmol)
Asam Benzoat (AB)	$-2,10 \times 10^{-6}$
Metanol (M)	$-1,63 \times 10^{-6}$
Metil Benzoat (MB)	$-1,81 \times 10^{-6}$
Air	$-2,29 \times 10^{-6}$

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ R (298K) &= \Delta G^\circ \text{produk} - \Delta G^\circ \text{reaktan} \\ &= -3,65 \times 10^{-7} \text{ kkal/kmol} \end{aligned} \quad (8)$$

Reaksi reversibel dapat ditunjukkan dari nilai konstanta kesetimbangan berikut:

$$\ln K = \Delta G/(-RT)$$

$$\ln K = -3,65 \cdot 10^{-7} \text{ kkal/kmol} / (-1,987 \text{ kkal/kmol.K} \times 298 \text{ K})$$

$$K = \exp(-6,16 \cdot 10^{10})$$

$$K = 1$$

Menggunakan persamaan Van't Hoff seperti pada persamaan 4

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Maka nilai K pada $T = 343 \text{ K}$

$$\ln \frac{K_{343}}{K_{298}} = \frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{343} - \frac{1}{298} \right)$$

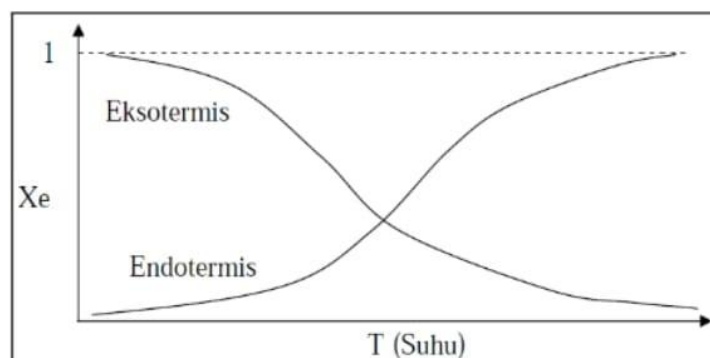
$$\ln K_{343} = \frac{-9155 \text{ kkal/kmol}}{\frac{1,987 \text{ kkal}}{\text{kmol.K}}} \left(\frac{1}{343} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K = 2,028$$

$$K = 7,60$$

Karena nilai K pada saat setimbang lebih kecil daripada nilai K pada suhu operasi yang diinginkan maka reaksi dapat dianggap berjalan ke arah kanan atau ke arah pembentukan produk (ester).

Menurut Van't Hoff “bila pada sistem kesetimbangan suhu dinaikkan, maka kesetimbang reaksi akan bergeser ke arah yang membutuhkan kalor (ke arah reaksi endoterm)”. Reaksi pembentukan metil benzoat merupakan reaksi reversibel dan eksotermik (reaksi ke kanan eksotermik sedangkan ke kiri endotermik). Pergeseran kesetimbangan reaksi kimia antara lain dipengaruhi oleh suhu reaksi. Kesetimbangan kimia terjadi apabila kecepatan reaksi ke kanan sama dengan kecepatan reaksi ke kiri ($r_1 = r_2$). Bila dalam suatu reaksi eksotermik dilakukan perubahan suhu reaksi, maka kesetimbangan reaksi kimia akan bergeser ke arah reaksi endotermik (ke kiri), sehingga produk yang terbentuk menjadi berkurang. Ketika suhu tinggi produk yang terbentuk akan terdekomposisi dan mengakibatkan kesetimbangan akan bergeser ke kiri.



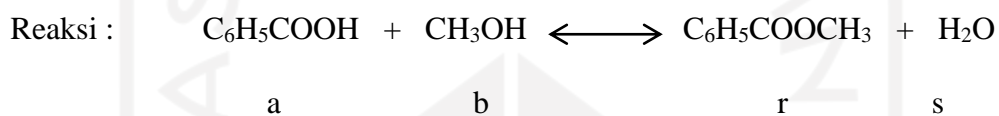
Gambar 9. Grafik Pengaruh Konversi terhadap Suhu Reaksi (Prinsip Le Chatelier)

Dapat dilihat pada grafik bahwa untuk reaksi eksotermis, semakin tinggi suhu maka konversinya semakin rendah sesuai dengan persamaan Van't Hoff dan

prinsip Le Chatelier dimana tetapan kesetimbangan kimia berbanding terbalik dengan suhu namun berbanding lurus dengan konversi, atau dengan kata lain konversi berbanding terbalik dengan suhu reaksi.

2. Kinetika Reaksi

a) Penentuan Kinetika Reaksi



Persamaan Laju Reaksi

Reaksi dianggap berorde 2 secara keseluruhan.

$$(-r) = k_1 \cdot C_a \cdot C_b - k_2 \cdot C_r \cdot C_s \quad (9)$$

Dengan :

$(-r)$ = laju reaksi $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$ $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

k = konstanta laju reaksi, $\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$.

C_a = konsentrasi $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$, kmol/m^3 .

C_b = konsentrasi CH_3OH , kmol/m^3 .

C_r = konsentrasi $\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_2$, kmol/m^3 .

C_s = konsentrasi H_2O , kmol/m^3 .

Berdasarkan referensi disebutkan :

1. Konversi sebesar = 0,9
2. Reaksi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk
3. Waktu reaksi yang dibutuhkan = 1 jam

Menghitung densitas dan kecepatan laju alir volumetrik pada $T = 70^\circ\text{C}$

$$\text{Density} = A \left[B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right] \quad (10)$$

$$T = 70^\circ\text{C}$$

$$= 343\text{K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	density (ρ), g/ml	ρ , (kg/m ³)
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13	0,9854	985
C ₇ H ₆ O ₂	0,35235	0,24812	0,28570	751,00	1,1363	1136
CH ₃ OH	0,27197	0,27192	0,23310	512,58	0,7439	744
C ₈ H ₈ O ₂	0,31228	0,23519	0,26760	693,00	1,0426	1043
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,28570	925,00	1,7773	1777
Total						5685

Umpan:

Komponen	massa (kg/jam)	Fraaksi massa (x)	mol (kmol/jam)	ρ campuran (x* ρ)	ρ , (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
H ₂ O	17,0445	0,0040	0,9461	3,9896	985	4,272
C ₇ H ₆ O ₂	1505,6881	0,3577	12,3291	406,4051	1.136	3,705
CH ₃ OH	2449,3382	0,5818	76,4405	432,8476	744	5,659
C ₈ H ₈ O ₂	0	0	0	0	1.043	0
H ₂ SO ₄	237,6470	0,0565	2,4231	100,3306	1.777	2,369
Total	4209,7180	1	92,1387	943,5729	5.685	16,004

Keluar reaktor:

Komponen	massa (kg/jam)	Fraaksi massa (x)	mol (kmol/jam)	ρ campuran (x* ρ)	ρ , (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
H ₂ O	184,1128	0,0437	10,2198	43,0952	985	4,272
C ₇ H ₆ O ₂	373,1445	0,0886	3,0554	100,7166	1.136	3,705
CH ₃ OH	2.152,1874	0,5112	67,1668	380,3350	744	5,659
C ₈ H ₈ O ₂	1.262,6262	0,2999	9,2737	312,7050	1.043	4,038
H ₂ SO ₄	237,6470	0,0565	2,4231	100,3306	1.777	2,369
Total	4.209,7180	1	92,1387	937,1824	5.685	20,042

Reaktan pembatas pada reaksi esterifikasi ini adalah asam benzoat, maka asam benzoat adalah senyawa A dan metanol adalah senyawa B.

$$F_v = \frac{\text{massa umpan}}{p \text{ campuran}} \quad (11)$$

$$= 16,004 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 16.004, 432 \text{ liter/jam}$$

$$C_{Ao} = n_a/F_v \quad (12)$$

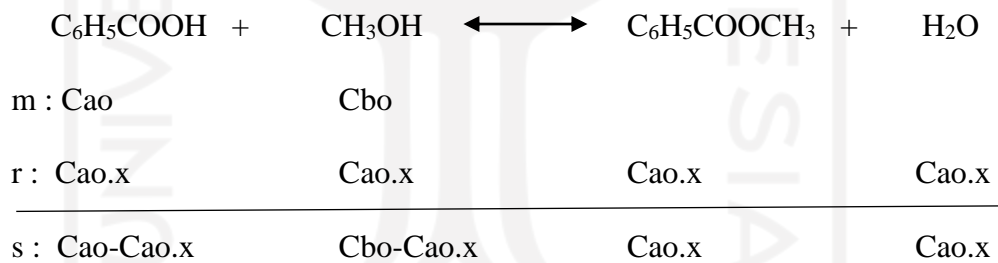
$$= 0,00077 \text{ kmol/liter}$$

$$C_{Bo} = n_b/F_v \quad (13)$$

$$= 0,00478 \text{ kmol/liter}$$

$$C_{Bo}/C_{Ao} = R = 6,2 \quad (14)$$

Reaksi :



Reaksi merupakan reaksi orde dua, dimana kecepatan reaksi dinyatakan

dengan:

$$x = 0,90$$

$$t = 1 \text{ jam}$$

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_R}{dt} = C_{Ao} \frac{dX_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S \quad (15)$$

$$C_{Ao} \frac{dX_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_R^2 \quad (16)$$

Dengan perbandingan umpan reaktan dapat dinyatakan dalam R.

$$R = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A) \quad (17)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0}X_A \quad (18)$$

Pers 15 disubstitusi ke pers 17 dan 18

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = -k_1 [C_{A0}(1 - X_A) \cdot C_{B0} - C_{A0}X_A] - k_2 C_R^2$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = -k_1 [C_{A0}(1 - X_A) \cdot C_{B0} - C_{A0}X_A] - k_2 (C_{A0}X_A)^2$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = -k_1 [(C_{A0} - C_{A0}X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0}X_A)] - k_2 C_{A0}^2 X_A^2$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = -k_1 [C_{A0}C_{B0} - C_{A0}^2 X_A - C_{A0}C_{B0}X_A + C_{A0}^2 X_A^2] - k_2 C_{A0}^2 X_A^2 \quad (19)$$

Dibagi C_{A0} dan pers 19 disubstitusi ke pers 14

$$\frac{dX_A}{dt} = -k_1 [(C_{A0}R - C_{A0}X_A - C_{A0}RX_A + C_{A0}X_A^2)] - k_2 C_{A0}X_A^2 \quad (20)$$

Saat reaksi sudah mencapai kesetimbangan, maka kecepatan reaksi = 0, yang artinya reaksi akan berhenti, sehingga tidak ada lagi reaktan yang berubah menjadi produk maupun produk menjadi reaktan, maka :

$$-\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_R}{dt} = 0 \quad (21)$$

Pers 21 disubstitusi ke pers 15

$$-\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S$$

$$0 = k_1 C_A C_B - k_2 C_R^2$$

$$k_1 C_A C_B = k_2 C_R^2$$

$$\frac{k_1}{k_2} = \frac{C_R^2}{C_A C_B}$$

(22)

Pers 22 disubstitusi ke pers 20

$$\frac{k_1}{k_2} = \frac{C_{Ao} X_A^2}{[(C_{Ao} R - C_{Ao} X_A - C_{Ao} R X_A + C_{Ao} X_A^2)]}$$

$$k_2 = \frac{[(C_{Ao} R - C_{Ao} X_A - C_{Ao} R X_A + C_{Ao} X_A^2)]}{C_{Ao} X_A^2} k_1$$

(23)

Pers 23 disubstitusi ke pers 20

$$\frac{d X_A}{dt} = -k_1 [(C_{Ao} R - C_{Ao} X_A - C_{Ao} R X_A + C_{Ao} X_A^2)] - k_2 C_{Ao} X_A^2$$

$$\frac{d X_A}{dt} = -k_1 [(C_{Ao} R - C_{Ao} X_A - C_{Ao} R X_A + C_{Ao} X_A^2)] - \frac{[(C_{Ao} R - C_{Ao} X_A - C_{Ao} R X_A + C_{Ao} X_A^2)]}{C_{Ao} X_A^2} k_1 C_{Ao} X_A^2$$

$$\frac{d X_A}{dt} = k_1 C_{Ao} [X_A^2 - (R + 1) X_A + R] - \frac{C_{Ao} [X_A^2 - (R + 1) X_A + R]}{C_{Ao} X_A^2} k_1 C_{Ao} X_A^2$$

$$\frac{d X_A}{[X_A^2 - (R + 1) X_A + R]} = k_1 C_{Ao} dt \left[- \frac{C_{Ao} [X_A^2 - (R + 1) X_A + R]}{C_{Ao} X_A^2} k_1 C_{Ao} X_A^2 \right]$$

$$\int_0^{X_A} \frac{d(X_A)}{[X_A^2 - (R + 1) X_A + R]} = k_1 C_{Ao} \int_0^t dt \left[- \frac{C_{Ao} [X_A^2 - (R + 1) X_A + R]}{C_{Ao} X_A^2} k_1 C_{Ao} X_A^2 \right] \quad (24)$$

Pers abu-abu diintegalkan menggunakan integral parsial

$$\int_0^{X_A} \frac{d(X_A)}{[X_A^2 - (R + 1) X_A + R]} = \int \frac{d(X_A)}{(X_A - R)(X_A - 1)}$$

$$\frac{1}{(X_A - R)(X_A - 1)} = \frac{A}{(X_A - R)} + \frac{B}{(X_A - 1)}$$

$$1 = A(X_A - 1) + B(X_A - R)$$

$$1 = X_A(A + B) - (A + BR)$$

$$(A + B) = 0 \rightarrow A = -B$$

$$-(A + BR) = 1$$

$$-(-B + BR) = 1$$

$$(B - BR) = 1$$

$$(B(1 - R)) = 1$$

$$B = \frac{1}{1 - R} \rightarrow B = -\frac{1}{R - 1} \rightarrow A = \frac{1}{R - 1}$$

$$\frac{1}{(X_A - R)(X_A - 1)} = \frac{1}{(R - 1)(X_A - R)} - \frac{1}{(R - 1)(X_A - 1)}$$

$$1 = \frac{1}{1 - R} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{X_A - R} - \frac{dX_A}{X_A - 1}$$

$$1 = \frac{1}{1 - R} (\ln(X_A - R) - \ln(X_A - 1)) \Big|_0^{X_A}$$

$$1 = \frac{1}{1 - R} \left(\ln \left(\frac{X_A - R}{X_A - 1} \right) - \ln \left(\frac{0 - R}{0 - 1} \right) \right)$$

$$1 = \frac{1}{1 - R} \left(\ln \left(\frac{X_A - R}{R(X_A - 1)} \right) \right)$$

(25)

Pers 25 disubstitusi ke pers 24

$$\frac{1}{1 - R} \left(\ln \left(\frac{X_A - R}{R(X_A - 1)} \right) \right) = k_1 C_{Ao} \cdot t \left[-\frac{C_{Ao}[X_A^2 - (R + 1)X_A + R]}{C_{Ao}X_A^2} k_1 C_{Ao}X_A^2 \right]$$

$$\frac{1}{t C_{Ao}(1 - R)} \left(\ln \left(\frac{X_A - R}{R(X_A - 1)} \right) \right) = k_1 \left[-\frac{C_{Ao}[X_A^2 - (R + 1)X_A + R]}{C_{Ao}X_A^2} k_1 C_{Ao}X_A^2 \right] \quad (26)$$

$$k_1 = 7.9186 \frac{L}{\text{kmol}} \cdot \text{jam}$$

$$k_1 = 7,92 \frac{m^3}{\text{kmol}} \cdot \text{jam}$$

Untuk mencari k_2 menggunakan pers 23

$$k_2 = \frac{[(C_{Ao}R - C_{Ao}X_A - C_{Ao}RX_A + C_{Ao}X_A^2)]}{C_{Ao}X_A^2} k_1$$

$$k_2 = 5.1813 \frac{L}{kmol} \cdot jam$$

$$k_2 = 5,18 \frac{m^3}{kmol} \cdot jam$$

b) Penentuan Konversi Maksimal Reaksi

Untuk menentukan konversi maksimal pada reaksi maka digunakan rumus berikut ini (persamaan 23):

$$\frac{k_1}{k_2} = K = \frac{C_{Ao}X_A^2}{[C_{Ao}R - C_{Ao}X_A - C_{Ao}RX_A + C_{Ao}X_A^2]}$$

$$7,60 = \frac{0,00077X_A^2}{[(0,00077)(6,2) - (0,00077X_A) - (0,00077)(6,2)X_A + 0,00077X_A^2]}$$

$$7,60 = \frac{0,00077X_A^2}{[(4,774 \times 10^{-3}) - (0,00077X_A) - (4,774 \times 10^{-3})X_A + 0,00077X_A^2]}$$

$$7,60 = \frac{0,00077X_A^2}{[(4,774 \times 10^{-3}) - (5,544 \times 10^{-3}X_A) + 0,00077X_A^2]}$$

$$0,0363 - 0,0421X_A + 2,304 \times 10^{-2}X_A^2 = 0,00077 X_A^2$$

$$2,304 \times 10^{-2}X_A^2 - 0,0421X_A + 0,0363 = 0$$

Dengan menggunakan rumus ABC

$$X_{1,2} = -\frac{b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$X_1 = -\frac{(-0,0421) + \sqrt{(-0,0421)^2 - (4 \times 2,304 \times 10^{-2} \times 0,0363)}}{2(2,304 \times 10^{-2})} = 0,9306$$

$$X_2 = -\frac{(-0,0421) - \sqrt{(-0,0421)^2 - (4 \times 2,304 \times 10^{-2} \times 0,0363)}}{2(2,304 \times 10^{-2})} = 0,8966$$

Maka didapatkan nilai $X_{A1} = 0,9306$ atau $X_{A2} = 0,8966$

3. Optimasi Reaktor

Tujuan optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Penurunan persamaan volume RATB

- Persamaan Neraca Massa

Rate of Input - Rate of Output - Rate of Reaction = Accumulation

$$Fv.C_{Ao} - Fv.C_a - (-r_a).V = 0 \quad (27)$$

Dimana

$$\begin{aligned} C_A &= C_{Ao}(1 - X_A) \\ C_B &= C_{Bo}(1 - X_A) \\ C_{Ao} &= C_{Bo} \\ C_E &= C_W = C_{Ao}X_A \end{aligned} \quad (28)$$

$$Fv.C_{Ao} - Fv.C_{Ao}(1-x) - (k.C_a.C_b).V = 0$$

$$Fv.C_{Ao} - Fv.C_{Ao}(1-x) = (k.C_a.C_b).V$$

$$V = \frac{Fv(C_{Ao} - (C_{Ao} - C_{Ao}x))}{k C_a C_b} \quad (29)$$

$$V = \frac{Fv C_{Ao}.x}{k (C_{Ao}(1 - X)).(C_{Bo} - C_{Ao}X)} \quad (30)$$

$$M = \frac{C_{Bo}}{C_{Ao}}$$

M=rasio mol umpan

$$V = \frac{Fv C_{Ao}.x}{k C_{Ao}(1 - X).C_{Ao}(M - X)}$$

$$V = \frac{Fv X}{k C_{Ao} (1 - X).C_{Ao} (M - X)}$$

Dapat disimpulkan bahwa persamaan volume untuk RATB adalah:

$$V = \frac{Fv X}{k C_{Ao} (1 - X).C_{Ao} (M - X)} \quad (31)$$

Untuk lebih dari 1 reaktor ; dengan n adalah jumlah reaktor

$$V = \frac{Fv (X_n - X_{n-1})}{k C_{Ao} (1 - X_n).C_{Ao} (M - X_n)} \quad (32)$$

- Jumlah Reaktor = 1

$$V = \frac{Fv(x_{A1} - x_{A0})}{kC_{Ao} (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

Diperoleh : $X_{A0} = 0,000$ $t = 12,4665$ menit

$X_{A1} = 0,9$ $V_1 = 13,8410 \text{ m}^3$

- Jumlah Reaktor = 2

$$V = \frac{Fv(x_{A2} - x_{A1})}{kC_{Ao} (1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

Diperoleh : $X_{A0} = 0$ $t = 12,4665$ menit

$X_{A1} = 0,68$ $V_1 = 3,3253 \text{ m}^3$

$X_{A2} = 0,9$ $V_2 = 3,3253 \text{ m}^3$

- Jumlah Reaktor = 3

$$V = \frac{Fv(x_{A3} - x_{A2})}{kC_{Ao} (1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

Diperoleh : $X_{A0} = 0$ $t = 12,4665$ menit

$X_{A1} = 0,54$ $V_1 = 1,7715 \text{ m}^3$

$X_{A2} = 0,78$ $V_2 = 1,7715 \text{ m}^3$

$$X_{A3} = 0,9$$

$$V_3 = 1,7715 \text{ m}^3$$

- Jumlah Reaktor = 4

$$V = \frac{Fv(x_{A4} - x_{A3})}{kCA_0 (1 - X_{A4})(M - X_{A4})}$$

Diperoleh : $X_{A0} = 0$ $t = 12,4665$ menit

$$X_{A1} = 0,44 \quad V_1 = 1,1943 \text{ m}^3$$

$$X_{A2} = 0,68 \quad V_2 = 1,1943 \text{ m}^3$$

$$X_{A3} = 0,82 \quad V_3 = 1,1943 \text{ m}^3$$

$$X_{A4} = 0,9 \quad V_4 = 1,1943 \text{ m}^3$$

- Jumlah Reaktor = 5

$$V = \frac{Fv(x_{A5} - x_{A4})}{kCA_0 (1 - X_{A5})(M - X_{A5})}$$

Diperoleh : $X_{A0} = 0$ $t = 12,4665$ menit

$$X_{A1} = 0,37 \quad V_1 = 0,8976 \text{ m}^3$$

$$X_{A2} = 0,60 \quad V_2 = 0,8976 \text{ m}^3$$

$$X_{A3} = 0,75 \quad V_3 = 0,8976 \text{ m}^3$$

$$X_{A4} = 0,90 \quad V_4 = 0,8976 \text{ m}^3$$

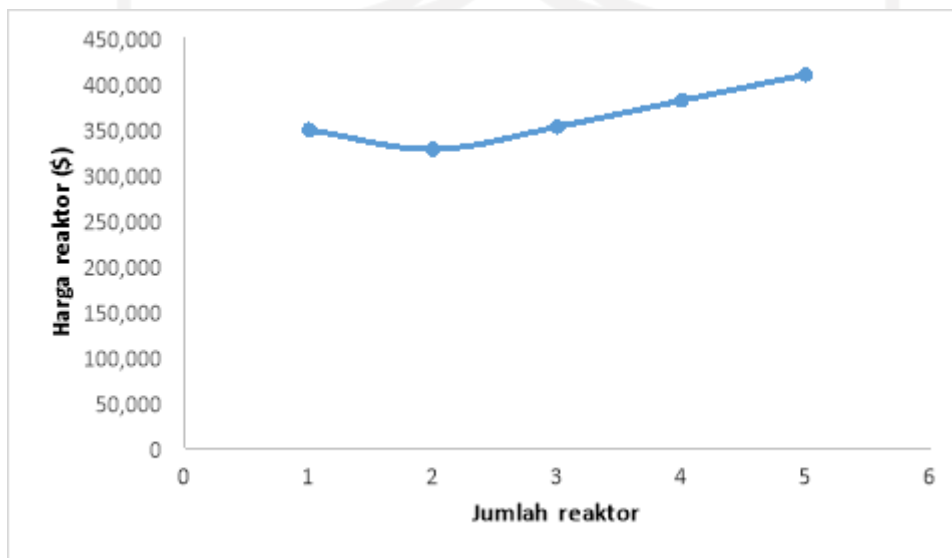
n	X_{A1}	X_{A2}	X_{A3}	X_{A4}
1	0,90			
2	0,68	0,90		
3	0,54	0,78	0,90	
4	0,44	0,68	0,82	0,90
5	0,37	0,60	0,75	0,84

n	$V (m^3)$	$1.2 \times V (m^3)$
1	13,8410	16,6092
2	3,3253	3,9904
3	1,7715	2,1258
4	1,1943	1,4332
5	0,8976	1,0771

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Dengan menggunakan harga reaktor yang didapat dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih *stainless stell* 304 sebagai bahan pembuat reaktor.

$$1 \text{ m}^3 = 264,172 \text{ gallons}$$

n	V (m ³)	V (gallon)	Harga (USD)	Harga (USD)	total
1	16,6092	4.388	349.500		349.500
2	3,9904	1.054	164.100		328.200
3	2,1258	562	117.600		352.800
4	1,4332	379	95.400		381.600
5	1,0771	285	82.000		410.000



Dilihat dari segi ekonomi, jumlah reaktor berpengaruh pada harga reaktor. Dari hasil optimasi, didapatkan harga paling ekonomis dengan menggunakan 2 buah reaktor.

4. Perancangan Reaktor

- Reaktor 1

$$\text{Konversi } X_{A1} = 0,6838 = 68,38\%$$

$$\text{Total Flowrate} = 4.209,7180 \text{ kg/h}$$

Komponen	Input		Output	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
H ₂ O	0,9461	17,0445	9,3771	168,9323
C ₇ H ₆ O ₂	12,3291	1.505,6881	3,8981	476,0524
CH ₃ OH	76,4405	2.449,3382	68,0094	2.179,1878
C ₈ H ₈ O ₂	0,0000	0,0000	8,4310	1.147,8984
H ₂ SO ₄	2,4231	237,6470	2,4231	237,6470
Total	92,1387	4.209,7180	92,1387	4.209,7180

- Reaktor 2

$$\text{Konversi } X_{A1} = 0,9 = 90\%$$

$$\text{Total Flowrate} = 4.209,7180 \text{ kg/h}$$

Komponen	Input		Output	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
H ₂ O	9,3771	168,9323	10,2198	184,1128
C ₇ H ₆ O ₂	3,8981	476,0524	3,0554	373,1445
CH ₃ OH	68,0094	2179,1878	67,1668	2152,1874
C ₈ H ₈ O ₂	8,4310	1147,8984	9,2737	1262,6262
H ₂ SO ₄	2,4231	237,6470	2,4231	237,6470
Total	92,1387	4209,7180	92,1387	4209,7180

1) Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan over design sebesar 20%, sehingga

volume reaktor menjadi :

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times \text{volume cairan} \quad (33)$$

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 3,3253 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 3,9904 \text{ m}^3 = 140,9194 \text{ ft}^3 = 1.054 \text{ gallon}$$

a. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak

$$\text{Volume} = \text{volume silinder} + \text{volume tutup} \quad (34)$$

$$= \text{volume silinder} + 2 \text{ volume head}$$

Tutup berbentuk *torispherical dished head*

Dengan :

$$\text{Volume head} = 0,000049 \text{ d}^3 \text{ (Pers. 5.11., Brownell hal. 88)} \quad (35)$$

Sehingga :

$$\text{Volume} = \left(\frac{1}{4} \pi D^2 H \right) + (2 \times (0,000049 \times D^3)) \quad (36)$$

Dipilih perbandingan D : H = 1 : 1,5

$$140,9194 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \right) + [2 \times (0,000049) \times (D^3)]$$

$$140,9194 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times 1,5D \right) + [(0,000098) \times (D^3)]$$

$$140,9194 \text{ ft}^3 = D^3 \left(\frac{4,71}{4} + 0,000098 \right)$$

$$140,9194 \text{ ft}^3 = D^3 (1,1776)$$

$$D^3 = \frac{140,9194 \text{ ft}^3}{1,1776}$$

$$D = \sqrt[3]{119,6768 \text{ ft}^3}$$

$$D = 4,9280 \text{ ft} = 59,1359 \text{ in} = 1,5021 \text{ m}$$

Maka tinggi reaktor :

(1 in = 0,024 m)
(1 m = 3,280 ft)

$$H = 1,5 D$$

(37)

$$H = 1,5 \times 4,9280 \text{ ft}$$

$$H = 7,3920 \text{ ft} = 88,7038 \text{ in} = 2,2531 \text{ m}$$

Bentuk reaktor dipilih vertical vessel dengan torispherical dished head (Brownell, hal 88), dasar pemilihan digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam 1 atm.

b. Menghitung tinggi cairan

$$\text{Volume cairan} = h \text{ cairan} \times \frac{\pi D^2}{4} \quad (38)$$

$$3,3253 \text{ m}^3 = h \text{ cairan} \times \frac{3,14 \times 1,5021^2}{4}$$

$$3,3253 \text{ m}^3 = h \text{ cairan} \times 1,7712$$

$$h \text{ cairan} = 1,8775 \text{ m}$$

c. Menghitung tebal dinding reactor

Reaktor terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

Head atas dan head bawah berbentuk *torispherical*. Bahan untuk reaktor adalah *stainless stell SA 299 grade 3 type 304*.

Persamaan 13.1 (Brownell 1959, Page 254) :

$$ts = \frac{p \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times p)} + C \quad (39)$$

Dengan :

Allowable stress (f) = 18.750 psia (Coulson hal 812)

Sambungan yang dipilih = *single welded butt joint with backing strip*

Efisiensi sambungan (E) = 80% (tabel 13.2 brownell 1959:254)

Corrosion allowance (C) = 0,125 in (tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

Jari-jari reaktor (ri) = 29,5679 in

Menghitung tekanan hidrostatik

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho g h}{g_c} \quad (40)$$

Diketahui : Tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psi

Dimana $g/g_c = 1$

ρ campuran = 943,5729 kg/m³

$P_{\text{Hidrostatik}} = 2,5181$ psia

Menghitung tekanan total

$$\begin{aligned} \text{Tekanan (P)} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} \quad (41) \\ &= 14,7 \text{ psia} + 2,5181 \text{ psia} \\ &= 17,2181 \text{ psia} \end{aligned}$$

Karena tekana *over design* 20% maka, P desain menjadi 20,6617 psi.

$$ts = \frac{20,6617 \text{ psia} \times 29,5679 \text{ in}}{(18.750 \text{ psia} \times 80 \%) - (0,6 \times 20,6617 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$ts = 0,1658 \text{ in}$$

Jadi, tebal *shell minimum* yang dibutuhkan 0,1658 in

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, hal 90 maka dipilih ts standar :

$$ts = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$ID \text{ shell} = 59,1359 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD \text{ shell} &= ID + 2ts \\ &= 59,1359 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 59,5109 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959, hal 90), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

$$OD = 60 \text{ in} = 1,5240 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2ts \\ &= 60 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 59,6250 \text{ in} = 4,9686 \text{ ft} = 1,5145 \text{ m} \end{aligned}$$

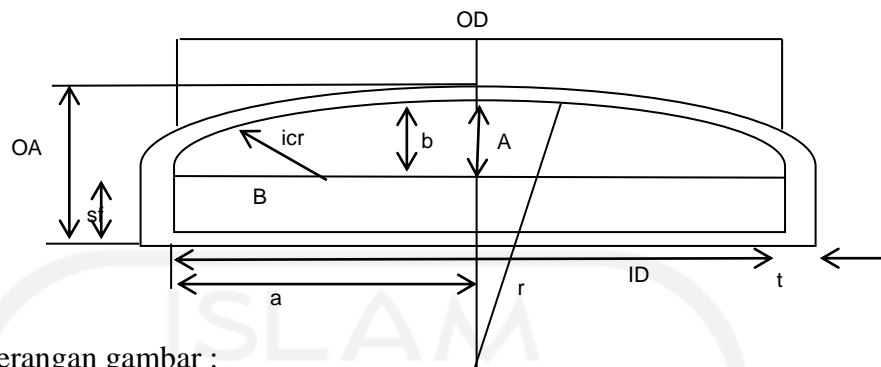
$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times ID \\ &= 1,5 \times 59,6250 \text{ in} \\ &= 89,4375 \text{ in} = 7,4501 \text{ ft} = 2,2717 \text{ m} \end{aligned}$$

$$icr = 3,6250 \text{ in}$$

$$rc = 60 \text{ in}$$

2) Menghitung Dimensi Head Reaktor

Dipilih head dengan bentuk *Torispherical Flanged & Dished Head*, dengan pertimbangan harganya cukup ekonomis dan digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

a. Menghitung tebal *Head*

$$th = \frac{P \times rc \times W}{(2xfxE) - (0,2XP)} + C \quad (42)$$

(Brownell & Young 1959,Page 138)

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (43)$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,6250}} \right)$$

$$W = 1,7671$$

Sehingga :

$$th = \frac{20,6617 \times 60 \times 1,7671}{(2 \times 18,750 \times 80\%) - (0,2 \times 20,6617)} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,1980 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young, hal 87 dipilih th standar :

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

b. Menghitung Tinggi Head

$$Sf = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m (Table 5.8 page 93, Brownell & Young)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2th \\ &= 60 \text{ in} - (2 \times 0,25 \text{ in}) \\ &= 59,5000 \text{ in} = 4,9564 \text{ ft} \\ A &= ID/2 \end{aligned} \tag{44}$$

$$\begin{aligned} &= 59,5000 / 2 \\ &= 29,7500 \text{ in} \\ AB &= a - icr \end{aligned} \tag{45}$$

$$\begin{aligned} &= (29,7500 - 3,6250) \text{ in} \\ &= 26,1250 \text{ in} \\ BC &= rc - icr \end{aligned} \tag{46}$$

$$\begin{aligned} &= (60 - 3,6250) \text{ in} \\ &= 56,3750 \text{ in} \\ AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \end{aligned} \tag{47}$$

$$= \sqrt{(56,3750)^2 - (26,1250)^2}$$

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

$$B = rc - AC \tag{48}$$

$$= (60 - 49,9562) \text{ in}$$

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

Tinggi *head* total :

$$OA = sf + b + th \tag{49}$$

$$= (2,5 + 10,0438 + 0,25) \text{ in}$$

$$= 12,7938 \text{ in} = 0,3250 \text{ m}$$

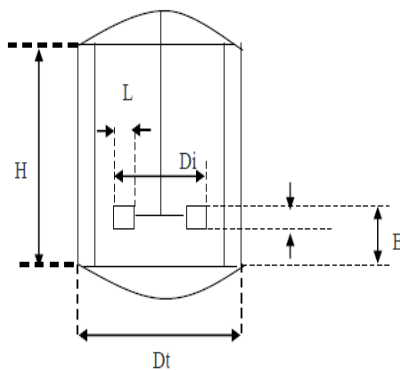
$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

(50)

$$h_{\text{Reaktor}} = (2 \times 0,3250 \text{ m}) + 2,2531 \text{ m}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2,9030 \text{ m}$$

3) Menghitung Dimensi Pengaduk



Keterangan

ID : diameter dalam pengaduk

Di : diameter pengaduk

L : panjang sudut pengaduk

W : lebar sudut pengaduk

E : jarak pengaduk dengan dasar tangki

J : lebar *baffle*

H : tinggi cairan

$$\text{Volume cairan yang diaduk} = 3,3253 \text{ m}^3$$

$$= 878 \text{ gallon}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekentalan cairan yang diaduk } (\mu) &= 608,4887 \text{ cp} \\ &= 0,4089 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Jenis pengaduk yang dipilih yaitu *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di*, dengan alasan cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 4000 cP. A-12

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi buku Brown pada Fig. 477 kurva no. 15 halaman 507 dan tabelnya.

$$DT = 59,1359 \text{ in} = 1,5021 \text{ m} = 4,9280 \text{ ft}$$

$$Zl = 3,3253 \text{ m}^3$$

$$\frac{DT}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

$$\frac{Wb}{Di} = 0,10 \quad \text{jumlah baffle} = 4 \text{ terpisah } 90^\circ \text{ satu sama lain}$$

$$\frac{L}{Di} = 0,25$$

Maka diperoleh :

a. Diameter Pengaduk (Di)

$$\begin{aligned} Di &= \frac{DT}{3} \\ &= \frac{59,1359}{3} \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 19,7120 \text{ in} = 0,5007 \text{ m} = 1,6426 \text{ ft}$$

DT = diameter dalam reaktor
 Di = diameter pengaduk
 Zl = tinggi cairan dalam reaktor
 Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki
 Wb = lebar baffle
 L = lebar pengaduk

b. Tinggi Cairan dalam Pengadukan (Zl)

$$\begin{aligned} Zl &= Di \times 3,9 \\ &= 19,7120 \text{ in} \times 3,9 \\ &= 76,8767 \text{ in} = 1,9527 \text{ m} = 6,4063 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki

$$\begin{aligned} Zi &= Di \times 1,3 \\ &= 19,7120 \text{ in} \times 1,3 \\ &= 25,6256 \text{ in} = 0,6509 \text{ m} = 2,1354 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Lebar baffle (Wb)

$$\begin{aligned} Wb &= Di \times 0,10 \\ &= 19,7120 \text{ in} \times 0,10 \\ &= 1,9712 \text{ in} = 0,0501 \text{ m} = 0,1643 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Lebar pengaduk (L)

$$\begin{aligned} L &= Di \times 0,25 \\ &= 19,7120 \text{ in} \times 0,25 \\ &= 4,9280 \text{ in} = 0,1252 \text{ m} = 0,4107 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menghitung jumlah pengaduk

$$\text{WELH (Water Equivalen Liquid High)/ ID} \quad (51)$$

Diketahui :

$$\rho_i \text{ cairan (kg/m}^3) = 943,5729$$

$$\rho_i \text{ air (kg/m}^3) = 985,3666$$

$$\text{Tinggi cairan dalam pengadukan} = 1,9688$$

$$Sg = \rho_i \text{ cairan} / \rho_i \text{ air}$$

$$S_g = 0,9576 \quad \boxed{\text{WELH} = h_{\text{Cairan}} \cdot S_g} \quad (52)$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 1,8775 \times 0,9576 \\ &= 1,7979 \text{ m} \\ &= 5,8985 \text{ ft} \end{aligned} \quad \boxed{\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{\text{WELH}}{D}} \quad (53)$$

Jumlah Pengaduk = $1,7979 / 1,5021 = 1,1970$ buah = 1 buah

g. Kecepatan pengaduk (N)

(Eq. 8-8, P345 Rase, 1977)

$$N = \frac{600}{\pi D i} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 D i}}, \text{WELH} = Z_L \times S_g \quad (54)$$

Dimana: N = kecepatan putar pengaduk, rpm
 d = diameter pengaduk, ft
 Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m
 S_g = *specific gravity*
 WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

$$N = \frac{600}{3,14 \times 1,6426 \text{ ft}} + \sqrt{\frac{5,8985 \text{ ft}}{2 \times 1,6426 \text{ ft}}} = 155,8693 \text{ rpm} = 2,5978 \text{ rps}$$

Jadi, kecepatan pengaduk standar yang digunakan dari buku “Chemical Process Equipment” karangan S.M Walas, hal 288 adalah 190 rpm = 3,1667 rps.

h. Menghitung power pengaduk reaktor

$$\boxed{\text{Re} = \frac{\rho N D i^2}{\mu}} \quad (55)$$

$$\text{Re} = \frac{58,9054 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,1667 \text{ rps} \times 1,6426^2 \text{ cm}}{0,4089 \frac{\text{g}}{\text{cm}} \cdot \text{s}}$$

$$= 1.230,9585$$

Dari buku "Unit Operation" karangan G.G.Brown fig 477

$$\text{diperoleh } N_p = 1,2 \quad P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5 \quad (56)$$

N_p = Power Number

ρ = Densitas campuran

D_i = Diameter Pengaduk

N_i = Kecepatan putar pengaduk

Maka :

$$\begin{aligned} P_a &= 1,2 \times 943,5729 \text{ kg/m}^3 \times 3,1667^3 \text{ rps} \times 0,5007^5 \text{ m} \\ &= 1.131,3226 \text{ watt} = 1,1313 \text{ kW} = 1,5171 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jika efisiensi pengaduk 73%

Digunakan buku " Plant Design and Economics for Chemical Engineers"

Karangan Timmerhaus, jika efisiensi pengaduk 73 %.

$$\text{Maka ; Power} = P_a / \text{Eff} = 1,5171 / 73\% = 2,0783 \text{ Hp}$$

Digunakan Hp standar = 2 Hp (standar NEMA)

4) Menghitung Dimensi *Coil* Pendingin

a. Menentukan Suhu LMTD

Hot fluid (heavy organic)

$$T_{in} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid (Air)

$$t_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 45\text{ }^{\circ}\text{C} = 318\text{ K} = 113\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= (158 - 86)\text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 72\text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= (158 - 113)\text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 45\text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\Delta TLMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{45\text{ }^{\circ}\text{F}}{72\text{ }^{\circ}\text{F}}\right)} \quad (57)$$

$$\Delta TLMTD = 57,4464\text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Menghitung Luas Transfer Panas

$$\begin{aligned}Q_{\text{pendinginan}} &= 152.398,7911\text{ kJ/jam} \\ &= 144.474,0540\text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

untuk *cold fluid* = *water* dan *hot fluid* = *heavy organic*

Untuk fluida *heavy organic* (viskositas diatas 1 cP)

$$U_d = 5-75\text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam} \quad (\text{Kern, Table 8 Hal. 840})$$

$$\text{Diambil Harga } U_d = 10\text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta TLMTD} \quad (58)$$

$$A = \frac{144.474,0540\text{ Btu/jam}}{10\frac{\text{btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F} \cdot \text{Jam} \times 57,4464}$$

$$A = 251,4938\text{ ft}^2$$

c. Menghitung Luas Selimut Reaktor

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 60\text{ in} \\ &= 1,5240\text{ m} \\ &= 5\text{ ft}\end{aligned}$$

$$H = 89,4375\text{ in}$$

$$= 2,2717 \text{ m}$$

$$= 7,6556 \text{ ft}$$

$$A = \pi \cdot OD \cdot H \quad (59)$$

$$= 3,14 \times 5 \times 7,6556$$

$$A = 120,1460 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A (luas transfer panas) terhitung, sehingga luas selimut tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan *coil* pendingin.

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{pendinginan} = m_{air} \times C_p \text{ air} \Delta T \quad (60)$$

$$m_{air} = (Q_{pendinginan}) / (C_p \text{ air} \times \Delta T) \quad (61)$$

$$\Delta H = 63,0825 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{air} = \frac{Q_{pendinginan}}{\Delta H} \quad (62)$$

$$m_{air} = \frac{152.398,7911 \text{ kJ/jam}}{63,0825 \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{air} = 2.415,8648 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.326,0155 \text{ lb/jam}$$

Sifat fisis air pada $T_f = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$:

$$C_p = 4.200 \text{ j/kg.K} = 1,0038 \text{ btu/lb.F}$$

$$\rho = 1.016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4460 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6991 \text{ cp} = 1,6919 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,3596 \text{ btu/jam.ft.F}$$

b. Kecepatan Volumetrik Air

$$Qv = \frac{m_{air}}{\rho_{air}} \quad (63)$$

$$Qv = \frac{2.415,8648 \text{ kg/jam}}{1.016,0968 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$Qv = 2,3776 \text{ m}^3/\text{jam}$$

c. Menentukan Diameter Minimum Koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s.

(Coulson pg 527).

Dipilih :

$$\text{Kecepatan pendingin} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Debit air pendingin} = 2,3776 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 9000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{2,3776 \text{ m}^3/\text{jam}}{9000 \text{ m/jam}}$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2$$

$$= 0,0028 \text{ ft}^2$$

$$= 0,4095 \text{ in}^2$$

$$A = (\pi \cdot (ID)^2) / 4$$

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

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 0,0003}{3,14}}$$

$$ID = 0,0183 \text{ m} = 0,7222 \text{ in}$$

Dipilih : diameter standard (Kern tabel 11 pg 844)

NPS = 0,75 in

Schedule Number = 80

OD = 1,05 in = 0,0875 ft

ID = 0,742 in = 0,0618 ft

Luas Penampang (A') = 0,432 in² = 0,0030 ft²

Luas Perpan/panjang (a") = 0,2750 ft²/ft

d. Menentukan hi

ρ air pendingin = 1.016,0968 kg/m³ = 63,4044 lb/ft³

μ air pendingin = 0,6991 cP = 1,6912 lb/ft.jam

k air pendingin = 0,3596 Btu/ft.jam.F

Cp air pendingin = 342,1903 Btu/lb.F

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

$$Gt = W/A \quad (64)$$

$$= \frac{5.326,0155 \frac{lb}{jam}}{0,0030 ft^2}$$

$$= 1.775.338,5110 lb/ft^2.jam$$

$$V = Gt/\rho \quad (65)$$

$$= \frac{1.775.338,5110 lb/ft^2.jam}{63,4044 lb/ft^3}$$

$$= 28.000,2234 ft/jam$$

$$= 2,3707 m/s$$

$$= 7,9892 ft/s$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$\text{Ret} = \frac{ID.Gt}{\mu} \quad (66)$$

$$\text{Re} = \frac{0,0618 \text{ ft}^2 \times 1.775.338,5110 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}}{1,6912 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$\text{Re} = 64.910,35$$

$$jH = 190 \quad (\text{Kern fig 24 pg 834})$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Kern pg 104}) \quad (67)$$

$$h_i = 12.952,2586 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

e. Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (68)$$

$$h_{io} = 12.952,2586 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F} \times \frac{0,0618 \text{ ft}^2}{0,0875 \text{ ft}^2}$$

$$h_{io} = 9.152,9294 \text{ btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$H_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiralkoil}}}\right) \quad (\text{Kern pg 721}) \quad (69)$$

Diambil : D spiral koil = 80% *Diameter tangki

$$D_{\text{spiralkoil}} = 0,8 \times 60 \text{ in}$$

$$= 48 \text{ in}$$

$$= 3,9984 \text{ ft}$$

$$H_{io \text{ koil}} = 9.152,9294 \text{ btu/ft}^2.\text{jam.F} \left(1 + 3.5 \frac{0,0618 \text{ ft}}{3,9984 \text{ ft}}\right)$$

$$= 9.648,3392 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

f. Menentukan ho

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

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{d} \right) \left(\frac{Lp^2 \cdot N \cdot p}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4} \quad (\text{Kern.pers 20.4pg 722}) \quad (70)$$

dengan :

Lp (Diameter Impeller)	= Di = 1,6426 ft
N (Kecepatan Putar Pengaduk)	= 3,1667 rps = 11.400 rpj
ρ (Densitas Fluida Panas)	= 943,5729 kg/m ³ = 58,8789 lb/ft ³
μ (Viskositas Fluida Panas)	= 1.472,5427 lb/ft.jam
cp (Kapasitas Panas)	= 38,2435 Btu/lb
k (konduktivitas Panas)	= 0,2340 Btu/ft.jam.°F
OD	= 1,05 in = 0,0875 ft
D	= 59,6250 in = 4,9668 ft
μ/μw	= 1.472,5427

ho =

$$0,87 \left(\frac{0,2340}{4,9668} \right) \left(\frac{1,6426 \times 11.400 \times 58,8789}{1.472,5427} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{38,2435 \cdot 1.472,5427}{0,2340} \right)^{\frac{1}{3}} 1.472,5427^{0,4}$$

$$h_o = 5.414,7201 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

g. Menentukan Uc

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (71)$$

$$U_c = \frac{5.414,7201 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 9.648,3392 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \cdot \text{F}}{5.414,7201 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} + 9.648,3392 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \cdot \text{F}}$$
$$= 3.468,2899 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

h. Menentukan Ud

Untuk kecepatan air = 2,5 m/s, maka

RD = 0,003 (Kern tabel 12 pg 845)

sehingga :

$$hD = 1/RD \quad (72)$$

$$= 1/0,003$$

$$= 333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.$$

$$U_d = \frac{hD \times U_c}{hD + U_c} \quad (73)$$

$$U_d = \frac{333,3333 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 3.468,2899 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}{333,3333 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} + 3.468,2899 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$U_d = 304,1061 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

i. Menentukan Luas Bidang Transfer

$$A = \frac{Q_{total}}{U_d \times \Delta LMTD} \quad (74)$$

$$A = \frac{144.474,0540 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{304,1061 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 57,4464 \text{ F}}$$

$$A = 8,2699 \text{ ft}^2$$

$$= 0,7683 \text{ m}^2$$

j. Menentukan Panjang Koil

$$L_{\text{pipakoil}} = \frac{A}{a''} \quad (75)$$

$$\begin{aligned} L_{\text{pipakoil}} &= \frac{8,2699 \text{ ft}^2}{0,2750 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 30,0725 \text{ ft} \\ &= 9,1661 \text{ m} \end{aligned}$$

k. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

$$D_c = 0,8 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 0,8 \times 59,6250 \text{ in}$$

$$= 47,7000 \text{ in}$$

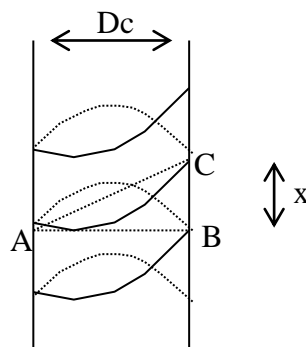
$$= 3,9750 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$

$$Ac = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2} \quad (76)$$

$$Ac = \sqrt{(ID)^2 + x^2}$$



$$\text{busur AB} = \frac{1}{2}\pi D_c$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2}\pi AC$$

Diambil :

$$X = 0,3 * OD$$

$$x = 0,3 \times 1,05 \text{ in}$$

$$= 0,3150 \text{ in}$$

$$= 0,0263 \text{ ft}$$

Panjang 1 putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC) \quad (77)$$

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

$$K \text{ lilitan} =$$

$$(0,5 \times 3,14 \times 3,9750) + (0,5 \times 3,14 \times ((4,9668^2 + 0,0263^2))^{0.5})$$

$$= 14,0387 \text{ ft}$$

$$= 168,4641 \text{ in}$$

$$= 4,2790 \text{ m}$$

1. Menentukan Banyak Lilitan

$$N \text{ lilitan} = \frac{L_{\text{pipakoil}}}{K_{\text{lilitan}}} \quad (78)$$

$$N \text{ lilitan} = \frac{30,0725 \text{ ft}}{14,0387 \text{ ft}}$$

$$N \text{ lilitan} = 2,1421 \approx 2 \text{ lilitan}$$

m. Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada

Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot \text{OD} \quad (79)$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= ((2-1) \times 0,0263 \text{ ft}) + 2 \times 0,0875 \text{ ft} \\ &= 0,2013 \text{ ft} \\ &= 0,0613 \text{ m} \\ &= 2,4150 \text{ in} \end{aligned}$$

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

Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$V \text{ shell} = 3,1002 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,0205 \text{ m}^3$$

$$A \text{ shell} = 1,7711 \text{ m}^2$$

$$Z_c = \frac{3,1002 + 0,0205}{1,7711}$$

$$Z_c = 1,7620 \text{ m}$$

Karena tinggi tumpukan koil 0,0613 m, maka koil ada di shell saja.

Sehingga,

Tinggi cairan didalam reactor setelah ada koil :

$$Z_c = Z_c + b + sf \quad (80)$$

$$Z_c = 1,7620 \text{ m} + 0,2551 \text{ m} + 0,0635 \text{ m}$$

$$= 2,0806 \text{ m}$$

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

$$H_k = \frac{2,0806 \text{ m} - 0,0613 \text{ m}}{2}$$

$$= 1,0096 \text{ m}$$

$$b + sf = 0,2551 \text{ m} + 0,0635 \text{ m}$$

$$= 0,3186 \text{ m}$$

Karena jarak dasar tangki ke bagian bawah koil $>$ $(b+sf)$, maka asumsi

bahwa koil tercelup di shell saja adalah benar



LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

1. Nama Mahasiswa : Anes Febri Agustin
No. MHS : 17521153
2. Nama Mahasiswa : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati
No. MHS : 17521164

Judul Prarancangan *): PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL BENZOAT
DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 Mei 2021

Batas Akhir Bimbingan : 5 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	24 Nov 2020	Konsultasi judul	" IfaPuspa
2.	5 Feb 2021	Konsultasi proses dan penentuan kapasitas	" IfaPuspa
3.	9 Maret 2021	Konsultasi diagram alir	" IfaPuspa
4.	14 April 2021	Konsultasi neraca massa	" IfaPuspa
5.	6 Mei 2021	Konsultasi neraca massa	" IfaPuspa
6.	11 Juni 2021	Konsultasi neraca panas	" IfaPuspa
7.	14 Juli 2021	Revisi naskah	" IfaPuspa
8.	01 Agts 2021	Konsultasi Naskah dan PEFD	" IfaPuspa
9.	03 Agts 2021	Revisi Naskah	" IfaPuspa

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 04 Agustus 2021
Pembimbing,



IfaPuspasari, Dr., S.T., M.Eng.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PENELITIAN

1. Nama Mahasiswa : Anes Febri Agustin
No. MHS : 17521153
2. Nama Mahasiswa : Annisa Fitri Ramadhani Ardiawati
No. MHS : 17521164

Judul Prarancangan *): PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METIL BENZOAT
DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON

Mulai Masa Bimbingan : 9 Mei 2021

Batas Akhir Bimbingan : 5 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	30 Nov 2020	Pengarahan awal	
2.	19 Des 2021	Konsultasi kapasitas pabrik	
3.	14 April 2021	Konsultasi neraca massa	
4.	25 Mei 2021	Konsultasi neraca massa & neraca panas	
5.	25 Juni 2021	Konsultasi alat besar	
6.	25 Juni 2021	Konsultasi alat kecil	
7.	1 Juli 2021	Konsultasi naskah	
8.	29 Juli 2021	Konsultasi PEFD	
9.	31 Juli 2021	Revisi naskah dan PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 04 Agustus 2021
Pembimbing,

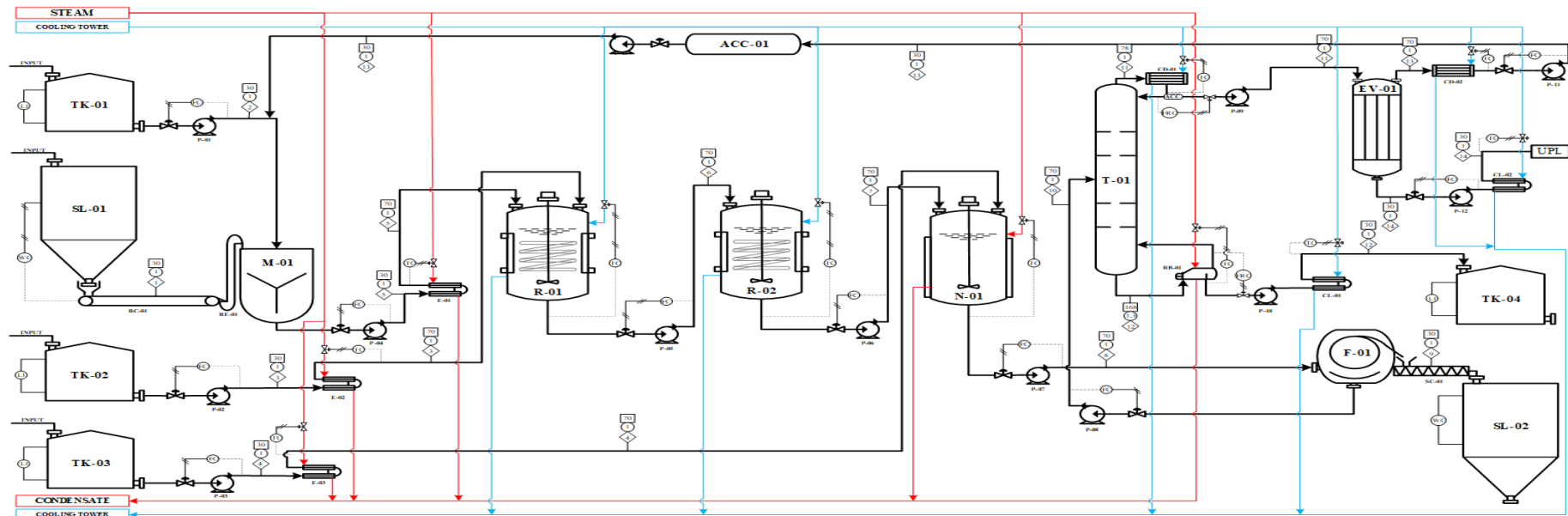

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

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

LAMPIRAN C

PROCESS FLOW DIAGRAM

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METIL BENZOAT DARI ASAM BENZOAT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/Jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
C ₇ H ₆ O ₂	1.505,688				1.505,688	476,052	373,144								
CH ₃ OH		2.449,338			2.449,338	2.179,188	2.152,187	2.152,187		2.152,187	2.152,187		2.130,665	21,522	
C ₆ H ₅ O ₂						1.147,898	1.262,626	1.262,626		1.262,626	12,626	1.250,000		12,626	
H ₂ O	2,244	13,910	0,891	154,211	16,154	168,932	184,113	480,673	160,224	320,449	317,244	3,204	3,172	314,072	
H ₂ SO ₄			237,647			237,647	237,647								
NaOH				316,039											
Na ₂ SO ₄								344,173	344,173						
NaC ₂ H ₃ O ₂								440,309	440,309						
Total	1.507,932	2.463,248	238,538	470,251	3.971,180	4.209,718	4.209,718	4.679,969	944,706	3.735,262	2.482,058	1.253,204	2.133,838	348,220	

Keterangan Alat	
ACC	Akumulatör
BC	Belt Conveyor
BE	Belt Elevator
CD	Kondemör
CL	Cooler
E	Evaporator
EV	Evaporator
F	Filter
N	Neutrallizer
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
T	Menara Distilasi
TK	Tangki

Instrumen Kontrol	
T/C	Temperature Control
WC	Weight Control
LE	Level Indicator
FC	Flow Control
FRC	Flow Ratio Control

Keterangan Alat	
○	Nomor alat (g/jam)
□	Suhu (C)
△	Tekanan (atm)
—	Aliran proses
---	Tidak ada efek terbalik
—/—	Udara tekan
—/—	Kontrol tutup



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2021

Disusun oleh :

1. Anes Febri Agustina (17521153)
2. Amisa Fitri Ramadhani Ardiawati (17521164)

Dosen pembimbing :

1. Iba Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.
2. Venitaliya Alethea Augusta, S.T., M.Eng.