

**PRARANCANGAN PABRIK
ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

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



Disusun oleh :

**Nama : Brian Rizka Iswara
NIM : 19521213**

**Nama : Luthfiah Khomairoh
NIM : 19521220**

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama: Brian Rizka Iswara
NIM: 19521213

Nama: Luthfiyah Khomairoh
NIM: 19521220

Yogyakarta, 30 september 2023

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

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



Brian Rizka Iswara
NIM: 19521213



Luthfiyah Khomairoh
NIM: 19521220

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

ISLAM

Oleh :

Nama : Brian Rizk Iswara

Nama : Luthfiah Khomairoh

NIM : 19521215

NIM : 19521217

Yogyakarta, 30 September 2023



Diana, Dr., S.T.,M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Brian Rizka Iswara Nama : Luthfiyah Khomairoh
NIM : 19521213 NIM : 19521220

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta

Tim Penguji,

Ketua Penguji

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

Anggota I

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

Anggota II

Umi Rofiqah, S.T., M.T



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadirat Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN”** tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendo'akan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk menyelesaikan penyusunan laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Diana , S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang selalu sabar dalam membimbing kami, memberikan masukan, dan memberikan semangat kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat

dan doa.

8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata penulis berharap laporan penelitian ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu 'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 30 September 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan :

Mengucapkan syukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala dengan mengucapkan kalimat Alhamdulillahillobbil'alamin, karena atas berkah dan rahmat-Nya, saya bisa sampai dan menyelesaikan skripsi ini. Mengucapkan Shalawat kepada Nabi Muhammad Shalallahu Alaihi Wassalam yang senantiasa menjadi sosok dan suri tauladan kita semua, yang selalu kita nantikan syafa'at beliau di Yaumul Akhir kelak.

Untuk keluarga besar saya terimakasih atas segala doa, semangat dan dukungan moral maupun materi. Semoga dengan karya ini dapat memberikan rasa bangga. Serta bantuan dari semua pihak terutama keluarga yang terus memberikan dukungan dan nasehat terbaiknya.

Kepada Ibu Diana, S.T., M.T., Ph.D. Serta seluruh pengajar dari Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia, Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.

Kepada partner dan pacar saya Luthfiah Khomairoh sebagai partner perancangan pabrik saya ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Kepada seluruh rekan saya dari Teknik Kimia UII 2019, yang telah meluangkan waktu untuk sama-sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

(Brian Rizka Iswara)

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan :

Mengucapkan syukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala dengan mengucapkan kalimat Alhamdulillahirobbil'alamin, karena atas berkah dan rahmat-Nya, saya bisa sampai dan menyelesaikan skripsi ini. Mengucapkan Shalawat kepada Nabi Muhammad Shalallahu Alaihi Wassalam yang senantiasa menjadi sosok dan suri tauladan kita semua, yang selalu kita nantikan syafa'at beliau di Yaumul Akhir kelak.

Untuk ibu yang paling saya sayangi, Ibu Dahliar. Untuk Ayah yang memperjuangkan anak-anaknya, Bapak Yusri. Untuk kakak-kakak saya yang selalu berdiri teguh dibelakang saya, Beni Meijesta Pratama, Iyud Dwi Rahmi dan Rafika Husni. Terimakasih atas segala do'a, dan dukungan moral maupun materi. Semoga dengan karya ini dapat memberikan rasa bangga atas anakmu ini yang jauh dirantau. Serta bantuan dari semua pihak terutama keluarga yang terus memberikan dukungan dan nasehat terbaiknya.

Kepada Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. Serta seluruh pengajar dari Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia, Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.

Kepada partner saya Brian Rizka Iswara sebagai partner perancangan pabrik saya ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Kepada seluruh rekan saya dari Teknik Kimia UII 2019, serta yang telah menemani masa-masa sulit yang telah dilalui. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

(Luthfiyah Khomairoh)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xviii
BA B I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan	2
1.2.1 <i>Supply</i>	2
1.2.2 <i>Demand</i>	4
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	9
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	9
1.4.2 Tinjauan Kinetika	12
BAB II.....	13
PERANCANGAN PRODUK	13
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan baku dan Bahan Pendukung.....	13
2.1.1 Sifat Fisika Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung	13
2.1.2 Sifat Kimia Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung	14
2.2 Pengendalian Kualitas	18
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	18
2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung	19
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	19
2.2.4 Pengendalian Proses Produksi.....	19

BAB III.....	22
PERANCANGAN PROSES	22
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	22
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	22
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	22
3.2 Uraian Proses	24
3.2.1 Persiapan Bahan Baku Dan Bahan Pendukung	24
3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk	25
3.2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.....	25
3.3 Spesifikasi Alat	26
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	26
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah	28
3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	33
3.3.4 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	34
3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas	37
3.4 Neraca Massa	42
3.4.1 Neraca Massa Total	42
3.4.2 Neraca Massa Alat.....	42
3.5 Neraca Panas	45
3.5.1 Neraca Panas Total	45
3.5.2 Neraca Panas Alat	45
BAB IV	47
PERANCANGAN PABRIK.....	47
4.1 Lokasi Pabrik	47
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	48
4.1.2 Sarana utilitas yang memadai.....	48
4.1.3 Transportasi dan distribusi yang lancar.....	48
4.1.4 Pemasaran yang potensial	49
4.2 Tata Letak Pabrik	50
4.3 Tata Letak Alat Proses	54
4.4 Organisasi Perusahaan	56
4.4.1 Bentuk Organisasi	56
4.4.2 Struktur Organisasi.....	57
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	60

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja.....	63
BAB V.....	70
UTILITAS.....	70
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	70
5.1.1 Unit Penyediaan Air	70
5.1.2 Unit Pengolahan Air	75
5.2 Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generator System</i>)	78
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	79
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	84
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	84
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	84
BAB VI.....	95
EVALUASI EKONOMI.....	95
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	96
6.2 Dasar Perhitungan	101
6.3 Komponen Biaya.....	101
6.4 Analisa Keuntungan	105
6.5 Analisa Kelayakan	105
BAB VII.....	110
PENUTUP.....	110
7.1 Kesimpulan	110
7.2 Saran.....	111
DAFTAR PUSTAKA	112
LAMPIRAN.....	114

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor asam fumarat dari tahun 2018-2022.....	3
Tabel 1. 2 Daftar Pabrik asam fumarat di Indonesia.....	3
Tabel 1. 3 Ekspor asam fumarat Dari Tahun 2018-2022	4
Tabel 1. 4 Konsumsi asam fumarat untuk minuman kemasan di Indonesia	6
Tabel 1. 5 Konsumsi asam fumarat untuk makanan kemasan di Indonesia.....	6
Tabel 1. 6 Konsumsi asam fumarat untuk kesehatan di Indonesia	7
Tabel 1. 7 Perbandingan Jenis Proses Pembuatan asam fumarat.....	8
Tabel 1. 8 Harga ΔH_f° masing-masing komponen	9
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	13
Tabel 3. 1 Spesifikasi <i>Reaktor 01</i>	28
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	33
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	34
Tabel 3. 4 Spesifikasi alat transportasi padatan	35
Tabel 3. 5 Spesifikasi alat transportasi cairan	36
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>condensor</i> (CD-01).....	37
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>reboiler</i> (RB-01).....	38
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-01).....	39
Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>heater</i> (HE-02).....	40
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>alat trsnportasi gas</i> (BL-01) –(BL-04)	40
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-01)-(CL-02)	40
Tabel 3. 12 Neraca Massa Total.....	41
Tabel 3. 13 Neraca Massa <i>Reaktor 01</i> (R-01).....	41
Tabel 3. 14 Neraca Massa <i>Reaktor 02</i> (R-02).....	41
Tabel 3. 15 Neraca Massa <i>Reaktor 01</i> (R-01).....	43
Tabel 3. 16 Neraca Massa <i>Absorber 01</i> (AB-01).....	43
Tabel 3. 17 Neraca Massa <i>Menara Distilasi</i> (MD-01)	44
Tabel 3. 18 Neraca Panas Total.....	45
Tabel 3. 19 Neraca Panas <i>Reaktor 01</i> (R-01).....	45
Tabel 3. 20 Neraca Panas <i>Reaktor 02</i> (R-02).....	45
Tabel 3. 21 Neraca Panas <i>Absorber 01</i> (AB-01).....	46
Tabel 3. 22 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	46
Tabel 3. 23 Neraca Panas <i>Menara Distilasi</i> (MD-01)	46
Tabel 4. 1 Luas Area Pabrik.....	53
Tabel 4. 2 Jadwal kerja karyawan <i>non-shift</i>	64
Tabel 4. 3 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i>	64
Tabel 4. 4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok.....	65
Tabel 4. 5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian	66
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik	71
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	71

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk <i>Steam</i>	72
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses.....	80
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	81
Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik.....	83
Tabel 5. 7 Spesifikasi Screener Utilitas	85
Tabel 5. 8 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> Utilitas	86
Tabel 5. 9 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas	86
Tabel 5. 10 Spesifikasi <i>Mixed Bed</i> Utilitas	86
Tabel 5. 11 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i>	87
Tabel 5. 12 Spesifikasi Dearator	87
Tabel 5. 13 Spesifikasi Bak Utilitas	88
Tabel 5. 14 Spesifikasi Tangki Utilitas	89
Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas	91
Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1987-2018.....	97
Tabel 6. 2 Harga alat proses	99
Tabel 6. 3 Harga alat utilitas	99
Tabel 6. 4 <i>Physical plant cost (PPC)</i>	101
Tabel 6. 5 <i>Direct plant cost (DPC)</i>	101
Tabel 6. 6 <i>Fixed capital investment (FCI)</i>	102
Tabel 6. 7 <i>Working capital investment (WCI)</i>	102
Tabel 6. 8 <i>Direct manufacturing cost (DMC)</i>	103
Tabel 6. 9 <i>Indirect manufacturing cost (IMC)</i>	103
Tabel 6. 10 <i>Fixed manufacturing cost (FMC)</i>	104
Tabel 6. 11 <i>Total manufacturing cost</i>	104
Tabel 6. 12 <i>General expense (GE)</i>	104
Tabel 6. 13 <i>Total production cost</i>	105
Tabel 6. 14 <i>Annual fixed manufacturing cost (Fa)</i>	107
Tabel 6. 15 <i>Annual regulated expenses (Ra)</i>	107
Tabel 6. 16 <i>Annual variable value (Va)</i>	107
Tabel 6. 17 <i>Annual sales value (Sa)</i>	107

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Impor asam fumarat dari tahun 2017 s.d 2021 (tahun ke-5)	3
Gambar 1. 2 Ekspor asam fumarat dari tahun 2017 s.d 2021 (tahun ke-5).....	4
Gambar 2. 1 <i>Hazard</i> pada asam fumarat.....	14
Gambar 2. 2 <i>Hazard</i> pada benzena	15
Gambar 2. 3 <i>Hazard</i> pada oxygen.....	16
Gambar 2. 4 <i>Hazard</i> pada vanadium pentaoksida	17
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif Produksi asam fumarat	18
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi asam fumarat	23
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik	47
Gambar 4. 2 <i>Layout</i> pabrik asam fumarat	54
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	55
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik asam fumarat	59
Gambar 5. 1 Diagram Utilitas	74
Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi	109

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....	114
LAMPIRAN B	128
LAMPIRAN C	1

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
t	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
Π	: Jari- jari, in
P	: Power motor, Hp
ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔPT	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
Di	: Diameter pengaduk, m
ZL	: Tinggi cairan, m
Wb	: Lebar baffle, m
Zi	: Jarak pengaduk dari tangka, in
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
icr	: Jari-jari sudut dalam, in

W : Tinggi pengaduk, m
N : Kecepatan putaran, rpm
Ud : Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft² °F
Uc : Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft² °F
Rd : Faktor pengotor
Cp : Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K : Konduktivitas termal, Btu/jam ft² °F
JH : *Heat transfer factor*
hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam ft² °F
ho : *Outside film coefficient*, Btu/jam ft² °F
LMTD : *Long mean temperature different*, °F
k : Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf : Total *head*, in
ΔH : Entalpi, KJ/Jam
th : Tebal *head*, in

ABSTRAK

Asam Fumarat merupakan senyawa yang memiliki rumus kimia $C_4H_4O_4$. Asam Fumarat digunakan sebagai bahan baku perasa pada makanan dan minuman kemasan. Dalam bidang farmasi asam fumarat juga banyak digunakan sebagai antiseptik dan disinfektan. Perancangan pabrik asam fumarat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun yang nantinya akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah diatas lahan seluas 27.346 m^3 pada tahun 2027. Metode yang digunakan untuk pembuatan asam fumarat adalah isomerisasi asam maleat, dimana benzene direaksikan dengan udara yaitu oksigen sehingga menghasilkan asam maleat, selanjutnya asam maleat akan diisomerisasikan menjadi asam fumarat menggunakan bantuan katalis asam klorida dan vanadium pentaoksida. Benzene dan oksigen direaksikan menggunakan Reaktor Fixed Bed dengan suhu 400°C dan tekanan 3,5 atm menggunakan bantuan katalis Vanadium Pentaoksida sedangkan isomerisasi asam maleat menjadi asam fumarat direaksikan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan suhu 90°C dan tekanan 1 atm dengan bantuan katalis asam klorida. Setelah direaksikan di Reaktor Fixed Bed, dilakukan pemisahan di Absorber dan dimurnikan di menara distilasi hingga menjadi produk utama yaitu asam fumarat. Untuk memperoleh Asam Fumarat sejumlah 10.000 ton/tahun, dibutuhkan setidaknya 8203.86 ton/ tahun Benzene dan 15145,56 ton/tahun Oksigen. Selain itu pabrik ini memiliki unit penunjang yaitu utilitas, unit ini membantu berjalannya proses dengan menyediakan air pendingin sebesar 33199367,77 ton/tahun, *steam* sebesar 39395,48 ton/tahun, udara tekan sebesar $24,29\text{ m}^3/\text{jam}$, listrik sebesar 177,6901 kW, dan 1.522,28 kL/tahun kebutuhan bahan bakar solar. Hasil analisa terhadap kelayakan pabrik diketahui bahwa pabrik Asam Fumarat ini memiliki tingkat resiko yang tinggi (*high risk*) dengan menganalisa besaran pajak 25%, didapatkan *return on Investment* (ROI) minimal sebesar 11%, nilai *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 5 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40-60%. Setelah menghitung evaluasi ekonomi terhadap pabrik Fenol didapat kebutuhan untuk modal tetap sebesar Rp 313.390.955.262, modal kerja sebesar Rp 413.423.997.060, Keuntungan sebelum pajak Rp 9.960.772.212. Untuk nilai ROI sebelum pajak didapat sebesar 22,32% dan ROI setelah pajak sebesar 17,86%, sementara untuk nilai BEP didapat sebesar 53,07 %, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 32,05%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 21,22%. Berdasarkan analisa evaluasi ekonomi tersebut, dapat disimpulkan bahwa secara ekonomi pabrik asam fumarat layak untuk didirikan dan mempunyai potensi yang besar sebagai pemasok kebutuhan asam fumarat baik dari dalam maupun luar negeri.

Kata-kata kunci : *asam fumarat, oksigen, benzene, RATB, Fixed Bed, Perancangan Pabrik*

ABSTRACT

Fumaric acid is a compound that has the chemical formula $C_4H_4O_4$. Fumaric acid is used as a raw material for flavorings in packaged foods and drinks. In the pharmaceutical field, fumaric acid is also widely used as an antiseptic and disinfectant. The design of a fumaric acid factory with a capacity of 10,000 tons/year will later be established in the Cilacap area, Central Java on an area of 27,346 m³ in 2027. The method used to make fumaric acid is isomerization of maleic acid, where benzene is reacted with air, namely oxygen, to produce maleic acid, then maleic acid will be isomerized into fumaric acid using the help of a hydrochloric acid catalyst and vanadium pentoxide. Benzene and oxygen are combined using a Fixed Bed Reactor with a temperature of 400°C and a pressure of 3.5 atm using the help of a Vanadium Pentaoxide catalyst while the isomerization of maleic acid becomes acid. fumarate is reacted using a Stirred Tank Flow Reactor with a temperature of 90 °C and a pressure of 1 atm with the help of a hydrochloric acid catalyst. After being reacted in a Fix Bed Reactor, it is separated in an Absorber and purified in a distillation tower until it becomes the main product, namely fumaric acid. To obtain Fumaric Acid amounting to 10,000 tons/year, at least 8203.86 tons/year of Benzene and 15145.56 tons/year of Oxygen are needed. Apart from that, this factory has a supporting unit, namely utilities, this unit helps the process run by providing cooling water of 33199367.77 tonnes/year, steam of 39395.48 tonnes/year, compressed air of 24.29 m³/hour, electricity of 177. 6901 kW, and 1,522.28 kL/year diesel fuel requirements. The results of the analysis of the feasibility of the factory show that this Fumaric Acid factory has a high level of risk (high risk) by analyzing the tax amount of 25%, obtained a minimum return on investment (ROI) of 11%, a maximum Pay Out Time (POT) value of 5 years , and Break Even Point (BEP) of 40-60%. After calculating the economic evaluation of the Phenol factory, it was found that the need for fixed capital was IDR 313,390,955,262, working capital was IDR 413,423,997,060, profit before tax was IDR 9,960,772,212. The ROI value before tax was 22.32% and the ROI after tax was 17.86%, while the BEP value was 53.07%, the Shut Down Point (SDP) was 32.05%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) was 21.22%. Based on the economic evaluation analysis, it can be concluded that economically a fumric acid factory is feasible to establish and has great potential as a supplier of fumaric acid needs both from within and outside the country.

Keywords : *Fumaric Acid, benzene, oxygen, CSTR, fixed bed, Plant Design.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada zaman yang maju seperti sekarang ini , perkembangan industri dan teknologi merupakan salah satu sektor yang paling berpengaruh dalam sistem perekonomian di berbagai negara, khususnya Indonesia karena pembangunan industri di sebuah negara dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat di negara tersebut. Seiring dengan peningkatan tersebut maka kebutuhan pada bahan baku industri juga akan meningkat. Salah satu industri yang sedang berkembang pesat saat ini adalah industri kimia . Industri kimia merupakan industri, dimana bahan kimia digunakan di dalam proses produksinya. Salah satu dari berbagai industri kimia yang sedang berkembang adalah asam fumarat. Asam fumarat adalah asam dikarboksilat yang merupakan perantara dalam metabolisme mikroorganisme. Asam fumarat mempunyai struktur yang banyak dimana gugus fungsinya dengan mudah diubah menjadi banyak bahan kimia yang bermanfaat. Asam fumarat digunakan terutama untuk pengasam makanan dan pengawetan, peningkatan rasa, dan penyesuaian pH pada makanan dan minuman. Meningkatnya permintaan terhadap makanan dan minuman olahan siap saji menjadi faktor pendorong utama pertumbuhan pasar asam fumarat. Asam fumarat juga digunakan sebagai bahan baku kimia untuk produksi resin kertas, resin poliester tak jenuh (UPR), resin alkyd, plasticizer, dan produk industri lainnya termasuk minyak pelumas dan cairan lapangan minyak, ester, tinta, lak, dan agen karboksilat untuk karetstirena buta diena.

Asam fumarat sendiri telah digunakan sejak tahun 1946 karena sifatnya yang cenderung aman dikonsumsi. Asam fumarat sendiri memiliki rumus kimia $\text{HO}_2\text{CCH}=\text{CHCO}_2\text{H}$ yang senyawanya berbentuk kristal dan merupakan isomer dari asam dikarboksilat tak jenuh asam maleat. Dalam sistem penamaan di IUPAC asam fumarat dikenal dengan nama 2- butenedioic acid. Asam Fumarat sendiri berwujud kristal putih dengan rumus molekul $\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_4$. Bahan baku untuk produksi asam fumarat ini menggunakan benzena dan udara. Asam fumarat juga bisa dibuat melalui proses isomerisasi katalik asam maleat dalam larutan akuatik. Bahan baku benzena berupa fase cair dengan rumus molekul C_6H_6 dan O_2 dari udara. Saat ini Indonesia telah memiliki pabrik penghasil Benzena, yaitu PT Trans Pacific Petrochemical Indotama dengan kapasitas 300.000 ton pertahun. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, saat ini Indonesia masih mengimpor asam fumarat dari luar negeri, sehingga pendirian pabrik asam fumarat ini diorientasikan untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri, ekspor luar negeri dan menghemat devisa negara.

1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan

Kapasitas pabrik ditentukan berdasarkan Analisa terhadap *supply* dan *demand*. Penentuan kapasitas pabrik ini mempunyai peran penting terhadap pendirian sebuah pabrik karena berfungsi untuk menentukan jumlah produksi sesuai dengan kebutuhan pasar.

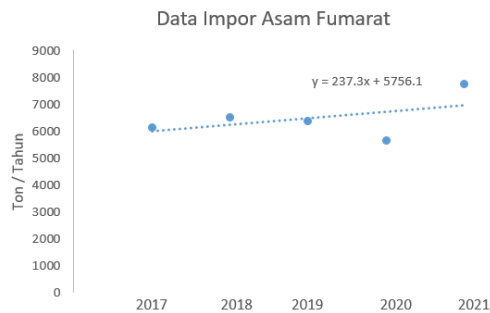
1.2.1 Supply

Supply merupakan jumlah pasokan yang meliputi data impor dan produksi dalam negeri. Dari data Badan Pusat Statistik (BPS), didapat data impor asam fumarat dan produksi fenol dalam negeri sebagai berikut :

a. Data Impor Asam Fumarat

Tabel 1. 1 Impor asam fumarat dari tahun 2017-2021

Tahun	Jumlah, ton
2017	6119
2018	6483
2019	6366
2020	5650
2021	7722



Gambar 1. 1 Impor asam fumarat dari tahun 2017 (tahun ke-1) s.d 2021 (tahun ke-5)

Dari kurva tersebut didapat persamaan regresi linier sebagai berikut:

$$y=300.69x + 4720.3$$

$$y=300.69 (14) +4720.3$$

$$y=8929,96$$

Dengan Y adalah jumlah asam fumarat yang diimpor pada tahun ke X. Sehingga diperkirakan pada tahun 2030 indonesia akan membutuhkan impor asam fumarat sebesar 8929,96 ton/tahun. Dengan harapan kebutuhan asam fumarat di dalam negeri dapat terpenuhi dan dapat memunculkan pabrik-pabrik asam fumarat di dalam negeri. Pabrik dalam negeri yang memproduksi asam fumarat sekitar 4.000 ton per tahun, dimana produksi asam fumarat diperoleh dari PT

Justus Kimiaraya yang berlokasi di Semarang Jawa Tengah. Adapun negara lain yang memproduksi asam fumarat antara lain: China, India dan Canada

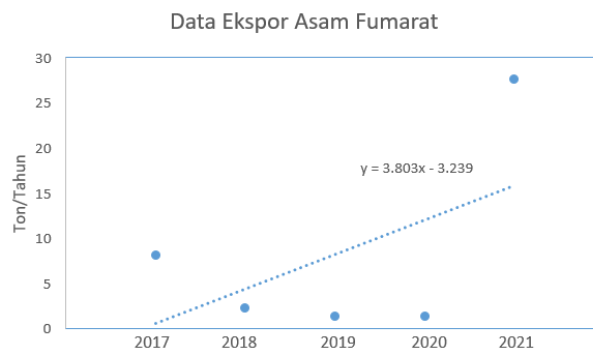
1.2.2 Demand

Demand adalah jumlah permintaan yang meliputi ekspor dan konsumsi dalam negeri. Dari data Badan Pusat Statistik (BPS), didapat data ekspor asam fumarat sebagai berikut :

a. Data Ekspor Asam Fumarat

Tabel 1. 2 Ekspor asam fumarat Dari Tahun 2017-2021

Tahun	Jumlah, Ton
2017	8,12
2018	2,34
2019	1,37
2020	1,43
2021	27,59



Gambar 1. 2 Ekspor asam fumarat dari tahun 2017 s.d 2021

Perkiraan nilai ekspor asam fumarat di indonesia pada tahun 2030 dapatdihitung dengan rumus:

$$y = 1,3221x + 0,8458$$

$$y = 1,332(14) + 0,8458$$

$$y = 19,355$$

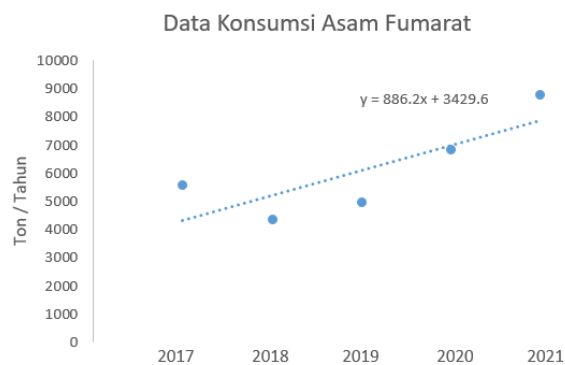
dengan Y adalah jumlah asam fumarat yang diimpor pada tahun ke X. Sehingga padatahun 2030 perkiraan ekspor asam fumarat indonesia sebesar 19,355 ton/tahun.

Penentuan kebutuhan konsumsi asam fumarat dalam negeri diperoleh berdasarkan data statistik industri manufaktur bahan baku tahun 2017 sampai 2021:

b. Data Konsumsi dalam Negeri

Tabel 1. 3 Konsumsi Asam Fumarat di Indonesia

Tahun	Jumlah, Ton
2017	5578
2018	4325
2019	4956
2020	6821
2021	8761



Gambar 1. 3 Konsumsi asam fumarat dari tahun 2017 s.d 2021

Dari grafik diatas didapatkan persamaan $y = 420,38 x + 3988,8$, sehingga dari persamaan tersebut dapat dihitung perkiraan konsumsi pada tahun 2030 sebesar 9874,12 ton. Untuk menghitung peluang kapasitas pabrik asam fumarat pada tahun 2030 menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang Kapasitas} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\
 &= (19,355 + 9874,12) - (8929,96 + 4000) \\
 &= (9893,475 - 12929,96) \\
 &= -3036,485
 \end{aligned}$$

Selain itu, kapasitas produksi dapat ditentukan dengan melihat dari kapasitas industri yang telah berdiri. Adapun beberapa produsen asam fumarat mancanegara yang telah berdiri adalah sebagai berikut :

Tabel 1. 4 Pabrik Asam Fumarat di dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas produksi (Ton/tahun)
1.	PT. Justus Kimiaraya	Semarang, Jawa Tengah	4.000
2.	PT. Batrek Ingredient	Ontario,Canada	10.000
3.	Anhui, Anhui Sealong BiotechnologyCo. Ltd	Bengbu City, Anhui Province,China	20.000
4.	ThirumalaiChemicals Ltd.	India	14.000

Secara komersial, kapasitas minimum pabrik asam fumarat yang memberikan keuntungan adalah 4000 ton per tahun yang diproduksi oleh Pt Justus Kimiaraya yang berlokasi di Semarang,Jawa Tengah. Kapasitas terbesar pabrik asam fumarat adalah 20.000 ton per tahun yang diproduksi oleh Anhui, Anhui Sealong Biotechnology Co. Ltd, perusahaan asal Bengbu City, Anhui Province, China. Berdasarkan pertimbangan dari kebutuhan asam fumarat dan kapasitas pabrik yang telah ada, maka dalam prarancangan pabrik ini diambil kapasitas produksi sebesar 10.000 ton per tahun dengan alasan untuk menggantikan impor dan memenuhi kebutuhan ekspor ,kapasitas tersebut berada pada kapasitas pabrik yang telah berdiri.

1.3 Tinjauan Pustaka

Asam fumarat murni adalah kristal padat berwarna putih tanpa bau dan sedikit rasa asam serta mudah terbakar. Asam fumarat memiliki kepadatan 1,625 kg m³ dan titik leleh 286°C. Jika dipanaskan dengan hati-hati pada suhu 200°C, asam fumarat akan menyublim tanpa mengalami dekomposisi. Pada suhu yang lebih tinggi, asam fumarat akan membentuk jejak anhidrida maleat. Asam fumarat atau asam (E)-2-butanodioat merupakan asam dikarboksilat trans, sedangkan

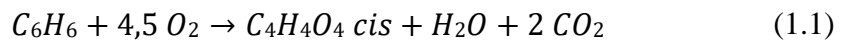
asam maleat adalah mitra cisnya. Asam fumarat senyawa kimia yang memiliki struktur kimia $\text{HO}_2\text{CCH}=\text{CHCO}_2\text{H}$ dengan rumus molekulnya adalah $\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_4$, Kelarutan asam fumarat dalam pelarut organik juga rendah: 54,4 g/L dalam etanol 95% dan 16,9 g/L dalam aseton pada suhu 29,71°C; 0,03 g/L dalam benzena dan 0,27 g/L dalam karbon tetraklorida pada 25°C. Penggunaan asam fumarat terbesar adalah untuk mensintesis berbagai resin, termasuk resin kertas, resin alkid, dan UPR, yang memiliki masa depan cerah untuk pertumbuhan pasar yang berkelanjutan. Asam fumarat telah banyak digunakan sebagai pengasam dalam makanan dan minuman sejak tahun 1946. Saat ini asam fumarat digunakan dalam banyak produk makanan, termasuk tortilla jagung dan gandum, adonan biskuit yang didinginkan, adonan asam dan roti gandum hitam, makanan penutup agar-agar, bahan pembentuk gel, isian pai, jus buah, minuman nutraceutical, dan anggur. Asam fumarat meningkatkan kualitas dan mengurangi biaya banyak produk makanan dan minuman. Baru-baru ini, meningkatnya permintaan akan makanan dan minuman yang praktis, seperti minuman berenergi, telah memicu aplikasi asam fumarat secara substansial dalam makanan dan minuman. Beberapa proses dalam pembuatan asam fumarat diuraikan dalam bagian berikut ini

a. Fermentasi bahan organik menjadi asam fumarat

Asam fumarat yang dibuat dengan proses fermentasi biasanya menggunakan bahan baku organik dan mikroorganisme, jenis mikroorganisme yang biasa digunakan untuk proses fermentasi biasanya berasal dari keluarga fungi dan spesies rhizopus. Dalam dunia industri umumnya proses fermentasi pembuatan asam fumarat menggunakan bioreaktor, fase rekasi cair-padat dengan suhu rekaksi dan tekanan yang lebih rendah jika dibandingkan proses petrokimia pembuatan asam fumarat. Kelebihan proses fermentasi produksi asam fumarat adalah harga bahan baku pembuatan asam fumarat lebih murah jika dibandingkan proses petrokimianya, sedangkan kekurangan proses fermentasi produksi asam fumarat adalah perlunya netralisir pH secara terus- menerus untuk mendapatkan hasil yang optimal dalam proses pembuatan asam fumarat menggunakan metode fermentasi ini.

b. Proses Petrokimia produksi asam fumarat

Proses petrokimia produksi asam fumarat dilakukan dengan dua tahap reaksi yang pertama adalah oksidasi benzena menjadi asam maleat dilanjutkan dengan proses isomerisasi asam maleat menjadi asam fumarat. Dalam dunia industri umumnya pembuatan asam fumarat dengan proses petrokimia umumnya menggunakan katalis berbasis vanadium dengan suhu reaksi dan tekanan yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan pembuatan asam fumarat dengan proses fermentasi. Proses petrokimia pembuatan asam fumarat ini umumnya menggunakan fase reaksi cair-gas dan reaktor fix bed atau RATB. Kelebihan dari proses petrokimia produksi asam fumarat ini adalah menghasilkan yield dan konversi yang tinggi sedangkan kekurangannya adalah proses pembuatannya dilakukan dengan suhu dan tekanan yang relatif besar. Reaksi pembentukan asam fumarat dari benzena dan udara terjadi melalui 2 proses tahapan reaksi, yaitu :



Tabel 1. 5 Perbandingan Jenis Proses Pembuatan Asam Fumarat

Proses	<i>Petrokimia (Oksidasi Benzena)</i>	<i>Fermentasi (Glukosa)</i>
Bahan baku	Benzene dan Oksigen	Glukosa
Katalis	Vanadiun dan Hcl	-
Reaktor	Fixed Bed dan RATB	Bioreaktor
<i>Fase reaksi</i>	Gas-cair	Cair-padat
Konversi, %	90 –99	80-90
Tekanan, atm	1-3,5	<i>1</i>

Berdasarkan perbandingan proses pembuatan asam fumarat di pilih proses pembuatan asam fumarat secara petrokimia dengan proses oksidasi benzena karena memiliki nilai konversi yang tinggi.

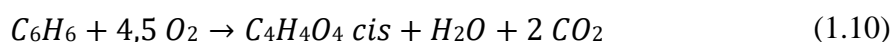
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk mengetahui sifat reaksi apakah suatu reaksi tersebut menyerap panas (*endotermis*) atau melepas panas (*eksotermis*), untuk menentukannya perlu dilakukan perhitungan menggunakan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 °K. Reaksi pembentukan asam fumarat dari benzene dan udara dapat dilihat dari persamaan reaksi 1.3. Dan untuk nilai panas pembentukan standar (ΔH_f°) masing-masing senyawa dapat dilihat pada table berikut :

Tabel 1. 6 Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
C_6H_6	82,8
O_2	0
$C_4H_4O_4$	-401,3
H_2O	-238,41
CO_2	-393,42



$$\begin{aligned} \Delta H_{r,298} &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan} \\ \Delta H_{r,298} &= (\Delta H_f^\circ_{C_4H_4O_4} + \Delta H_f^\circ_{H_2O} + 2 \Delta H_f^\circ_{CO_2}) - (\Delta H_f^\circ_{C_6H_6} + 4,5 \Delta H_f^\circ_{O_2}) \\ \Delta H_{r,298} &= (-401,30 + (-238,41) + (-786,84)) - (82,82 + 0) \\ \Delta H_{r,298} &= -1753,864188 \quad \text{kJ/mol} \\ \Delta H_{r,298} &= -175386 \quad \text{J/mol} \end{aligned}$$

Reaksi *Overall* dari proses pembuatan asam fumarat dari benzene dan udara dapat disimpulkan bahwa reaksinya termasuk *eksotermis* dengan kesetimbangan reaksi bernilai negatif, yaitu $\Delta H_{reaksi}^\circ = -175386$ kJ/mol. Artinya reaksi

pembentukan asam fumarat ini akan melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang.

Setelah mengetahui nilai enthalpy secara keseluruhan, kemudian menghitung nilai Gibbs keseluruhan pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K, berikut merupakan tabel harga energi Gibbs pada masing-masing komponen, diantaranya adalah sebagai berikut :

Tabel 1. 7 Harga ΔG_f° masing-masing Komponen

komponen	Harga
C_6H_6	81,5
O_2	0
$C_4H_4O_4$	-399,65
H_2O	-241,74
CO_2	-394,63

Energi Gibbs Secara Keseluruhan :

$$\Delta G^\circ_r (298) = \Delta G_f^\circ \text{Produk} - \Delta G_f^\circ \text{Reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_r (298) = -1751.367 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_r (298) = -175137 \text{ J/mol}$$

. Reaksi keseluruhan dari proses pembuatan Asam Fumarat merupakan reaksi eksotermis dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri didapatkan nilai $\Delta H_r = -1751.36 \text{ kJ/mol}$ artinya reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang. Sementara untuk nilai energi Gibbs yang didapatkan yaitu sebesar $\Delta G_r = -1751.36 \text{ kJ/mol}$, dimana energi Gibbs memiliki nilai negatif sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan.

Berdasarkan persamaan 15.14 dari Van Ness (1997), maka :

$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G_r^\circ}{T \cdot R} \right) \quad (1.11)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \frac{-(-136,65)}{8,314} \quad (1.12)$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{T} \times 16,43613183} \quad (1.13)$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298 K dapat dihitung dengan persamaan (1.13) maka didapatkan

$$K_1 = e^{\frac{1}{T} \times 16,43613183}$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{298} \times 16,43613183}$$

$$K_1 = 1,06$$

Pada suhu 120 °C (393 K), besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.14)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.14) maka didapatkan :

$$\ln \frac{K_2}{1,056704185} = \left[-\frac{-133,76}{8,314} \right] \left[\frac{1}{393} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{1,056704185} = -0,01305061659$$

$$\frac{K_2}{1,056704185} = e^{-0,01305061659}$$

$$\frac{K_2}{1,056704185} = 0,9870341735$$

$$K_2 = 1,04$$

Dari hasil perhitungan nilai kesetimbangan diperoleh K_1 sebesar 1,06 dan K_2 sebesar 1,04. Karena nilai K mendekati 1 maka reaksi dapat berjalan secara *reversible*. Untuk menjaga reaksi berjalan ke arah kanan, maka beberapa kondisi harus dijaga antara lain: menambah konsentrasi reaktan dan menaikkan tekanan hal ini dapat dilakukan untuk menjaga reaksi agar berjalan ke arah produk dan dilihat lagi karena reaksinya termasuk eksotermis maka untuk menjaga agar reaksi berjalan ke arah produk suhu harus diturunkan .

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika berfungsi untuk menganalisa laju reaksi dan kecepatan reaksi. Laju reaksi sendiri merupakan perubahan konsentrasi reaktan terhadap waktu. Laju reaksi akan meningkat dengan seiring peningkatan suhu dan menyebabkan volume reaktor yang dibutuhkan semakin kecil. Diketahui nilai analogi kinetika reaksi benzene dengan oksigen menjadi asam fumarat dalam mikroreaktor sebagai berikut :

Maka,

$$k = 49,32 \text{ kmol/L.jam (orde 2) untuk raksi 1}$$

$$k = 33,3 \text{ min}^{-1} \text{ (orde 1) untuk reaksi 2}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk, Bahan baku dan Bahan Pendukung

2.1.1 Sifat Fisika Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Spesifikasi	Produk	Produk samping	Bahan Baku		Produk samping	Bahan Pendukung	
Nama senyawa	Asam Fumarat	Karbon Dioxide	Benzena	Oksigen	Air	Asam klorida	Vanadiun Dioxide
Rumus molekul	C ₄ H ₄ O ₄	CO ₂	C ₆ H ₆	O ₂	H ₂ O	Hcl	V ₂ O ₅
Berat molekul, g/mol	116	44	78	32	18	36	181
Fase	padat	gas	gas	gas	cair	cair	padat
Spesifik gravity	1,63	1,56	1,1058	2,13	1,44	2,31	1,12
Titik didih, °C	290	-78	80	-182	100	48	1750
Titik lebur, °C	287	-57	5	-218	0	-27	690
Densitas, g/cm ³	1,64	1,6	0,87	0,08	1	1,09	1,07
Temperatur Kritis, K	967,35		615	653,3			
Tekanan kritis, atm	604,98		44,6	49,8			
Kelarutan dalam air, g/l pada 20 °C	0,8				1		

2.1.2 Sifat Kimia Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Secara kimia, asam fumarat memiliki sifat mudah terbakar, dapat menyebabkan iritasi pada mata, kulit serta saluran pernapasan. Dimana secara standar National Fire Protection Association (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol Hazard Diamond, tingkat bahaya pada asam fumarat dapat ditunjukkan pada Gambar 2.1



Gambar 2. 1 *Hazard* asam fumarat

Berdasarkan Gambar , asam fumarat dapat tergolong ke dalam 4 hal sebagai berikut :

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Asam fumarat tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 2. Hal ini menunjukkan bahwa asam fumarat dapat menyebabkan luka, iritasi atau cedera ringan hingga sedang apabila terpapar dalam kurun waktu yang singkat

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Asam fumarat tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa asam fumarat dapat terbakar pada pemanasan moderat, titik nyala api diantara 275 °C - 350 °C.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Asam fumarat tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa asam fumarat memiliki reaktivitas yang stabil, namun pada tekanan dan suhu yang tinggi asam fumarat dapat menjadi tidak stabil.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Asam fumarat tidak tergolong ke dalam peringatan khusus pada. Hal ini menunjukkan bahwa asam fumarat tidak memiliki peringatan khusus

1. Sifat Kimia Benzena (C_6H_6)

Secara kimia, benzena memiliki sifat korosif ,mudah terbakar dan dapat menyebabkan iritasi pada mata, kulit serta saluran pernapasan. Dimana secara standar National Fire Protection Association (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol Hazard Diamond, tingkat bahaya pada benzena dapat ditunjukkan pada Gambar 2.2



Gambar 2. 2 *Hazard* pada benzene

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Benzena tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 2.Hal ini menunjukkan bahwa benzena relatif digunakan dengan pengawasan. Adapun pada keadaan darurat, dapat menyebabkan luka atau cedera ringan.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Benzena tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 3.Hal ini menunjukkan bahwa benzena rawan terbakar pada pemanasan moderat dan pada keadaan darurat perlu pengawasan.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

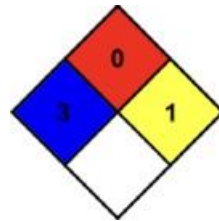
Benzena tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0 Hal ini menunjukkan bahwa benzena memiliki reaktivitas yang sangat stabil dan aman.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Benzena tidak memiliki peringatan khusus

2. Sifat Kimia Oksigen

Secara kimia, oksigen merupakan gas yang tidak berwarna, tidak berbau, tidak berasa serta sedikit larut dalam air dan alkohol, oksigen merupakan konduktor yang buruk. Dimana secara standar National Fire Protection Association (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol Hazard Diamond, tingkat bahaya pada oksigen dapat ditunjukkan pada Gambar 2.3



Gambar 2. 3 Hazard pada Oksigen

Berdasarkan gambar 2.3, oksigen dapat tergolong ke dalam 4 hal sebagai berikut :

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Oksigen tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa oksigen tergolong aman dan tidak menyebabkan luka atau iritasi serius.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Oksigen tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa oksigen relatif aman dalam pembakaran dan tidak perlu pengawasan khusus.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Oksigen tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa oksigen memiliki reaktivitas yang sangat stabil dan aman.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Oksigen tidak memiliki peringatan khusus

3. Sifat Kimia V_2O_5 (*Vanadium Pentaoxide*)

Vanadium Pentaoksida bewarna kuning orange dan ketika membeku membentuk kristal seperti jarum. Vanadium pentaoksida bersifat amfoter yang dapat bereaksi dengan asam maupun basa. Vanadium pentaoksida berfungsi atau dapat digunakan sebagai bahan katalis dari suatu larutan. Dimana secara standar National Fire Protection Association (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol Hazard Diamond, tingkat bahaya pada vanadium pentaoksida dapat ditunjukkan pada Gambar 2.3



Gambar 2. 3 *Hazard* pada V_2O_5 (Vanadium Dioxide)

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Vanadium pentaoksida tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 3. Hal ini menunjukkan bahwa vanadium pentaoksida dapat menyebabkan iritasi pada mata dan kulit dengan bahaya tingkat sedang hingga berat sehingga diperlukan pengawasan khusus dalam penggunaannya.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Vanadium pentaoksida tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa vanadium pentaoksida relatif aman dalam pembakaran dan tidak perlu pengawasan khusus.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Vanadium pentaoksida tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa vanadium pentaoksida memiliki reaktivitas yang sangat stabil dan aman.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Vanadium pentaoksida tidak memiliki peringatan khusus

4. Sifat Kimia Asam Klorida (HCl)

Asam klorida merupakan asam kuat dan komponen utama penyusun asam lambung sifat kimia. Dimana secara standar National Fire Protection Association (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol Hazard Diamond, tingkat bahaya pada natrium nitrat dapat ditunjukkan pada Gambar 2.4



Gambar 2.4 hazard HCl

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Asam klorida memiliki nilai tingkat bahaya diangka 3, hal ini menunjukkan bahwa asam klorida cukup berbahaya bagi kesehatan jika terkena kontak fisik.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Asam klorida tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa asam klorida relatif aman dalam pembakaran dan tidak perlu pengawasan khusus.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Asam klorida tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 2. Hal ini menunjukkan bahwa asam klorida memiliki reaktivitas yang kurang stabil.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Asam klorida tidak memiliki peringatan khusus

2.2 Pengendalian Kualitas

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku sangat berpengaruh terhadap kualitas produk, Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk menjadikan bahan baku menjadi hal yang sangat penting didalam industri. Pengaruh kualitas bahan baku yang digunakan untuk proses produksi sebagian besar mempengaruhi kualitas produk akhir ditentukan oleh bahan baku yang digunakan sehingga karakteristik bahan baku akan menjadi sangat penting dalam industri. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa benzene dan oksigen dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik dan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Tujuan pengujian ini dilakukan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan di dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan seperti kelarutan dalam air, densitas, titik lebur, kemurnian bahan baku dan lain sebagainya.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Bahan pendukung sangat berpengaruh dalam pembuatan suatu produk dimana bahan pendukung untuk pembuatan asam fumarat adalah katalis HCl dan V_2O_5

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk dan komposisi komponen produk.

2.2.4 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pada pabrik dilakukan untuk menjaga kualitas bahan baku sampai menjadi produk yang akan dihasilkan. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pendukung, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control* dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

2.1.1.1. Alat Sistem Kontrol

a. *Level Control*

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

b. *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

c. *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang didalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa suara dan nyala lampu.

2.1.1.2. Aliran Sistem Control

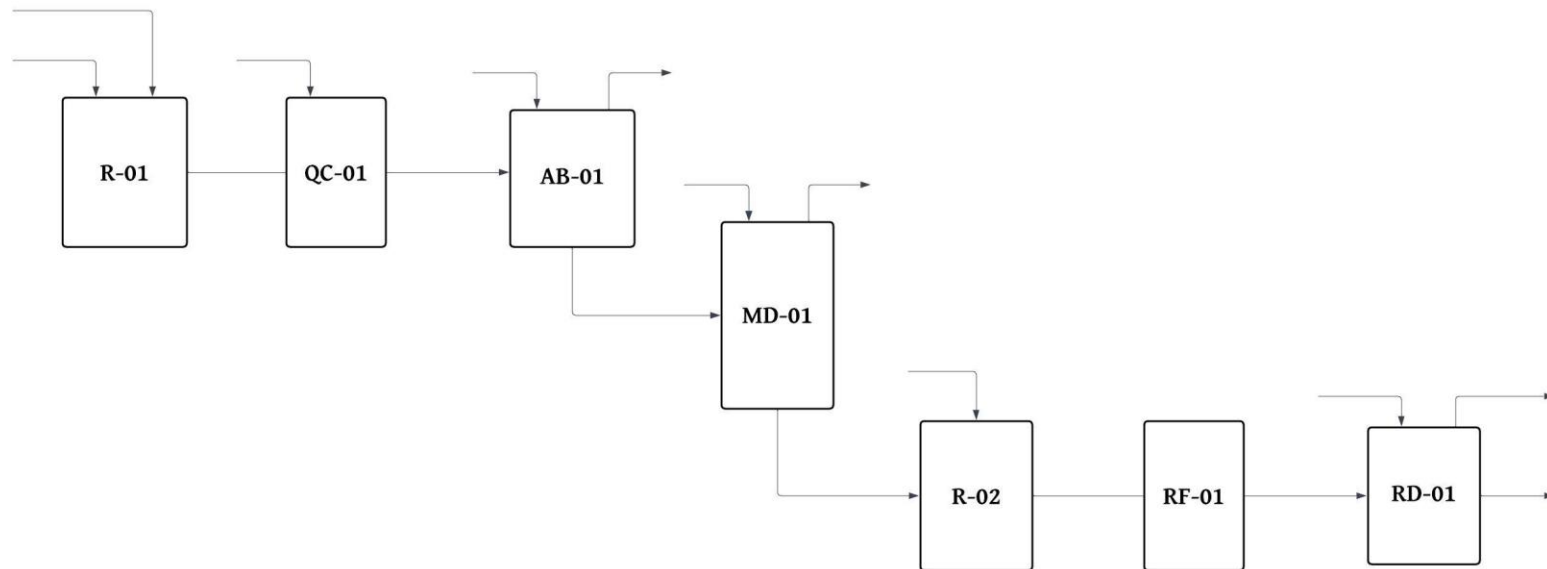
- a. Aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan *level*) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*

BAB III

PERANCANGAN PROSES

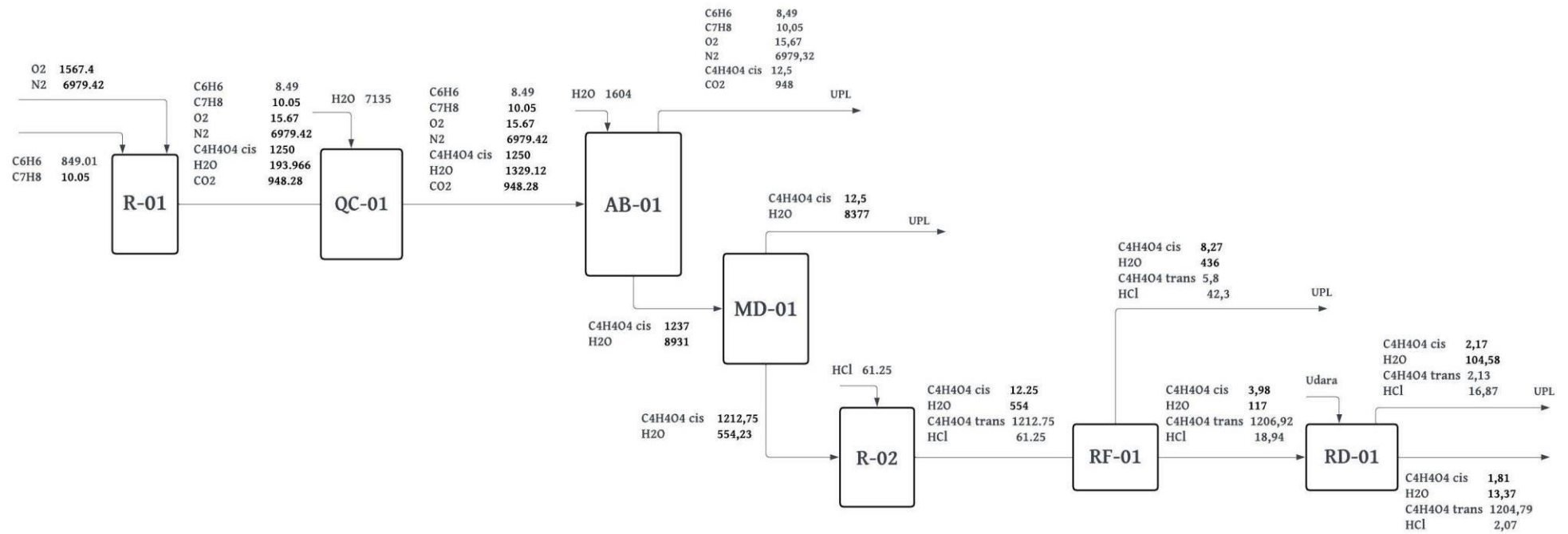
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif Produksi Asam Fumarat

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Asam Fumarat

3.2 Uraian Proses

Pabrik pembentukan asam fumarat ini diproduksi dengan kapasitas 10.00 ton/tahun dari bahan baku benzena dan oksigen untuk membentuk asam fumarat yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama 1 tahun. Secara keseluruhan proses dapat digolongkan menjadi tiga tahapan yaitu :

1. Persiapan bahan baku dan bahan pendukung
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

3.2.1 Persiapan Bahan Baku Dan Bahan Pendukung

a. Benzena (C_6H_6)

Bahan baku benzena merupakan salah satu komponen utama yang digunakan sebagai pembentukan asam fumarat, dimana benzena disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan fase cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Sebelum dialirkan kedalam reactor 1 (R-01) benzena di uapkan menggunakan *vaporizer* (VP-01) agar berubah fase menjadi gas dan dialirkan menuju separator (SP-01) dan selanjutnya di alirkan oleh *blower* menuju *heater* yang nantinya suhu dan tekanan sesuai dengan kondisi operasi.

b. Oksigen (O_2)

bahan baku oksigen yang di gunakan dalam pembentukan asam fumarat, diambil dari udara menggunakan blower (BL-01) dengan fase gas pada suhu 30 C dan tekanan 1 atm. Sebelum dialirkan kedalam reactor 1(R-01) oksigen di *filter* terlebih dahulu dengan filter udara (F-01) dan selanjutnya di alirkan oleh blower menuju heater yang nantinya suhu dan tekanan sesuai dengan kondisi operasi.

c. Katalis *Vanadium Pentaoxide* (V_2O_5) dan Hcl

Katalis V_2O_5 dan Hcl merupakan bahan yang memebantu mekanisme dalam proses rekasi pembentukan asam fumarat.

3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk

Proses pembuatan asam fumarat dari benzena dan oksigen dengan bantuan katalis V_2O_5 dan HCl terjadi dengan dua tahap reaksi. Reaksi pertama terjadi pada reaktor *fixed bed* (R-01) dimana benzene dan oksigen dalam fase gas direaksikan sehingga membentuk asam maleat. Reaksi ini terjadi pada suhu $400\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan $3,5\text{ atm}$. Reaksi ini berjalan secara eksotermis dan berjalan secara satu arah dengan bantuan katalis V_2O_5 . Konversi dalam reaktor mencapai 99% . Reaksi kedua yaitu isomerisasi asam maleat menjadi asam fumarat. Reaksi ini terjadi pada reaktor 2 (RATB) (R-02). Reaksi ini terjadi pada suhu $90\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm dengan fase cair antara klorobenzena dengan NaOH pada suhu $120\text{ }^\circ\text{C}$, tekanan 2 atm berlangsung secara eksotermis dan berjalan secara satu arah dengan bantuan HCl. Konversi dalam reaktor mencapai 99% . Untuk menjaga suhu dalam reaksi maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin.

3.2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Hasil keluaran dari reaktor (R-01) dialirkan ke dalam absorber dimana alat ini berfungsi untuk menyerap produk asam maleat dengan bantuan umpan air yang nantinya akan diisomerisasikan menjadi asam fumarat. Selain itu absorber berfungsi memisahkan zat yang terlarut dalam air dan zat yang tidak terlarut dalam air, dimana produk berupa asam maleat dan air akan turun ke bawah karena asam maleat larut dalam air. Sedangkan produk samping dan *impurities* akan naik ke atas karena tidak larut dalam air. Produk samping dan *impurities* selanjutnya di alirkan menuju UPL (Unit Pengolahan Limbah). Untuk produk asam maleat dan air akan dialirkan menuju menara distilasi (MD-01) untuk pemurnian lebih lanjut.

Menara distilasi (MD-01) berfungsi untuk memisahkan keluaran dari absorber, H_2O sebagai *Light Component* (LK) dan produk asam maleat sebagai *Heavy Component* (HK). Arus keluaran dari menara distilasi terdapat 2 arus, yaitu arus atas yang mengandung air, dan sedikit asam maleat. Hasil keluaran atas akan di alirkan menuju UPL (Unit Pengolahan

Limbah). Sementara arus bawah yang mengandung banyak asam maleat dan sedikit air akan dialirkan menuju reactor 2 RATB (R-02) untuk direaksikan sehingga terbentuk produk utama yaitu asam fumarat.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor 1 Fixed Bed

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara benzene dan oksigen dengan bantuan katalis V_2O_5
Jenis/Tipe	: Fixed Bed reaktor
Mode Operasi	: kontinyu
Jumlah	1
Harga	: Rp 2,443,859,063.26

Kondisi Operasi

Suhu	: 400 °C
Tekanan	: 3,5 atm
Kondisi Proses	: <i>Isothermal</i>

Konstruksi dan Material

Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 1,26 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,96 in
Tinggi total	: 6,42 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical flanged & dished head</i>

Spesifikasi Khusus

Material pipa	: <i>steel pipe Triangular</i> dengan pitch 1 1/4 in
Jumlah pipa	: 700 buah
IDT	: 1,04 in

ODT :1,32 in

b. Reaktor 2 RATB

Spesifikasi Umum

Kode : R-02

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi isomerisasi asam maleat menjadi asam fumarat

Jenis/Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Mode Operasi : kontinyu

Jumlah 1

Harga : Rp 2,181,112,394.52

Kondisi Operasi

Suhu : 90 °C

Tekanan : 1 atm

Kondisi Proses : *Isothermal*

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

Diameter (ID) *shell* : 1,92 m

Tebal *shell* : 0,46 in

Tinggi total : 3,65 m

Jenis *head* : *Torispherical flanged & dished head*

Spesifikasi Khusus

Jenis pengaduk : Turbine with 6 flat blades

Diameter pengaduk : 0,64 m

Jarak pengaduk : 0.83 m

Lebar pengaduk : 0.64 m

Lebar baffle : 0.11 m

Jumlah Pengaduk : 2 buah

Kecepatan Pengadukan : 122.01rpm

Power Pengadukan : 9.96 hP

Bahan Jacket	: Stainless Steel SA 167 Grade 11type316	
UD	: 346.80	W/m2.K
Luas Area Transfer Panas	: 10.24	m2
Tebal Dinding Jacket	: 0.0048	m

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

Tabel 3. 1 Spesifikasi *Separator*

<i>Separator</i>	SP-01
Fungsi	Memisahkan campuran fasa uap dan cair hasil keluaran dari vaporizer 01
Jumlah	1
Jenis	Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipstical dished head
Harga (Rp)	
Material	Carbon Stell SA-212 Grade B
Kondisi Operasi	127 °C, 3,5 atm
Tebal Shell	0.2500
Tinggi Head	6.5625
Tebal Head	0.1875
Tinggi	1.0615

a. Absorber

Kode	: AB-01
Fungsi	: Untuk menyerap asam maleat dan memisahkan produk samping yang keluar dari reactor 1 dengan prinsip kelarutan dalam air
Jenis	: Packed tower (Packing : rasching ring)
Material	: Stainless steel type SA 283 Grade C
Kondisi Operasi	: 139 °C; 3,5 atm
Jumlah	1

Spesifikasi

Tinggi Menara	:	17,88 m
Packing	:	16,75 m
Diameter	:	2,31 m
Tinggi head	:	0.5663 m
Tebal head	:	0.0063 m
Dimensi shell	ID	: 2.7210 m
	OD	: 2.7432 m
Harga	:	Rp 525,673,362.61

b. Menara Distilasi

Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Untuk memisahkan komponen H ₂ O dengan asam maleat
Jenis	:	<i>Plate Tower (Sieve Tray)</i> berbentuk <i>Torispherical Roof</i>
Material	:	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Jumlah	:	1

Kondisi Operasi

a. Umpan	:	97 °C
b. Distilat	:	100 °C
c. Bottom	:	109 °C

Spesifikasi

Shell

a. Diameter	:	2,73 m
b. Tinggi	:	16,78 m
c. Tebal	:	0,72 in

Head

- a. Jenis : *Torispherical dished head*
- b. Tinggi : 17,72 in
- c. Tebal : 0,437 in

Tray

- a. Jenis tray : *Sieve tray*
- b. Tebal tray : 0,003 m
- c. Jumlah plate aktual : 3 buah
- d. Diameter hole : 0,005 m
- e. *Tray spacing* : 1,6 m
- f. Jumlah lubang : 15055 buah
- Harga : Rp 786,025,697.20

c. Quencher

- Kode : QC-01
- Fungsi : Untuk menurunkan suhu keluaran R-01 secara drastis dari 400 °C ke 139 °C
- Jenis : menara pendingin
- Material : Stainless steel type SA 283 Grade C
- Kondisi Operasi : 139 °C; 3,5 atm
- Jumlah : 1

Spesifikasi

- Tinggi Menara : 15,23 m
- Packing : 13,84 m
- Jumlah packing : 79 buah
- Tinggi head : 0.5663 m
- Tebal head : 0.005 m
- Dimensi shell ID : 2.7210 m
- OD : 2.7432 m
- Harga : Rp 415,673,362.61

d. Rotary Dryer

Kode	:	RD-01
Fungsi	:	mengeringkan asam fumarat yang keluar dari RF-01
Jenis	:	Direct heat rotary dryer
Dasar pemilihan	:	Sesuai untuk pengeringan padatan
Jumlah	:	1 unit
Kondisi operasi	:	T = 130 C P = 1 atm
Diameter	:	0.976653877 m
Panjang	:	3.906615508 m
Tebal shell	:	0.1533 in
Kemiringan	:	4 cm/m
Kecepatan putar	:	5.963426524 rpm
Waktu tinggal	:	18.28199241 menit
Daya motor	:	5 hp
Harga	:	Rp 113,982,362.61

e. Rotary Filter

Kode	:	RF-01
Fungsi	:	menyaring asam fumarat yang keluar dari R-02
Jenis	:	Direct rotary filter
Jumlah	:	1 unit
Kondisi operasi	:	T = 90 C P = 1 atm
Diameter	:	0.976653877 m
Panjang	:	3.906615508 m
Tebal shell	:	0.1533 in
Kemiringan	:	4 cm/m
Kecepatan putar	:	4.813426524 rpm
Waktu tinggal	:	30.28199241 menit
Daya motor	:	4 hp
Harga	:	Rp 93,712,362.61

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	SL-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku C ₆ H ₆	Menyimpan katalis (Hcl)	Menyimpan produk asam fumarat
Lama Penyimpanan	15	15	15
Fasa	Cair	Cair	Padat
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	<i>Slilinder</i> tegak dengan dasar <i>Flat Bottom</i> dan atap berbentuk <i>Torispherical Roof</i>	<i>Slilinder</i> tegak dengan dasar <i>Flat Bottom</i> dan atap berbentuk <i>Torispherical Roof</i>	<i>Slinder</i> tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan tutup <i>Flat Head</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi			
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 type 304</i>
Volume Tangki (m ³)	336,77	26,81	186,63
Diameter (m)	9,34	3,43	4,71
Tinggi (m)	5,23	1,87	7,05
Jumlah <i>course</i>	3	3	
Tebal <i>shell</i> (in)	0,64	0,55	0,66
Head & Bottom			
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Flat Head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,19	0,19	0,38
Jenis <i>Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>	<i>Conical Bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i>	0,99	0,81	
Harga (Rp)	3.100.836.330	1.785.877.110	865.911.801

3.3.4 Spesifikasi *Expansion Valve*

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Expansion Valve*

Nama		Expansion Valve 01
Kode		(EV-01)
Fungsi		Menurunkan tekanan keluaran AB-01 untuk diumpankan ke MD-01
Jenis		<i>Globe Valve</i>
Material		<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
Kondisi Operasi	T (°C)	139
	P in (atm)	3,5
	P out (atm)	1
Ukuran Pipa	ID (in)	0,82
	OD (in)	1,05
	SCH	40
	IPS (in)	1,25
	Luas (in ²)	1.5
Panjang Ekvivalen, (m)		10,67
Daya (Hp)		
Jumlah		1
Harga (Rp)		12.223.116

3.3.5 Spesifikasi Kompresor

Tabel 3. 4 Spesifikasi alat transportasi padatan

Nama	K-01
Jenis	Sentifugal single stage
materi	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
P masuk ,atm	1
P keluar,atm	3,5
Power (Hp)	18,5
Jumlah	1
Harga	22.432.664

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 5 Spesifikasi alat transportasi padatan

Jenis Alat	<i>Screw Conveyor (SC-01)</i>
Jumlah	1
Fungsi	Mengangkut asam fumarat <i>slury</i> menuju RF-01
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Bentuk Bahan	<i>slury</i>
Jenis <i>Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (ton/jam)	1,45
<i>Speed</i> (rpm)	40
Motor Power (Hp)	0,53
Panjang (m)	5,57
Diameter (in)	9
Material <i>Contruction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (Rp)	57.172.140

Tabel 3. 6 Spesifikasi alat transportasi padatan

Jenis Alat	<i>Screw Conveyor (SC-02)</i>
Jumlah	1
Fungsi	Mengangkut asam fumarat padat menuju RD-01
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Bentuk Bahan	Padat
Jenis <i>Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (ton/jam)	1,45
<i>Speed</i> (rpm)	40
Motor Power (Hp)	0,43
Panjang (m)	4,57
Diameter (in)	9
Material <i>Contruction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (Rp)	57.172.140

Tabel 3. 7 Spesifikasi alat transportasi cairan

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07	P-08
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan C ₆ H ₆ menuju vaporizer	Mengalirkan dan menaikkan tekan air proses menuju QC-01	Mengalirkan dan menaikkan tekanan air proses menuju AB-01	Mengalirkan hasil bawah AB-01 ke M-01	Mengalirkan hasil keluaran ACC-01 ke MD-01 menjadi refluk	Mengalirkan hasil keluaran bawah MD-01 ke R-02	Mengalirkan hasil keluaran R-02 ke Rf-01	Mengalirkan katalis Hcl ke R-02
<i>Kondisi Operasi</i>								
Viskositas (cP)	0,6893	0,8177	0,8622	0,6893	0,741	0,6874	0,7874	0,6874
Kapasitas (m ³ /jam)	7,4142	14,1804	14,8694	7,1088	10,41604	5,5131	5,5131	5,1231
<i>Pump Head</i> (m)	3,7652	3,1203	2,3143	0,8484	0,9015	3,1564	3,1564	2,1564
Suhu Fluida (°C)	30	30	90	108	30	90	90	30
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>							
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>							
Daya Motor (Hp)	0,55	0,75	0,750	0,30	0,35	0,55	0,55	0,35
Material <i>Contruction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>							
Harga (Rp)	85.317.100	85.317.100	85.317.100	85.317.100	85.317.100	85.317.100	85.317.100	85.317.100

Tabel 3. 8 Spesifikasi alat transportasi gas

Blower	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05	BL-06
Fungsi	Mengalirkan udara bebas menuju F-01	Mengalirkan gas benzene menuju HE-02	Mengalirkan gas keluaran R-01 menuju QC-01	Mengalirkan keluaran gas QC-01 menuju AB-01	Mengalirkan gas dari AB-01 bagian atas menuju ke UPL	Mengalirkan udara bebas menuju F-02
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Tipe	Blower sentrifugal	Blower sentrifugal	Blower sentrifugal	Blower sentrifugal	Blower sentrifugal	Blower sentrifugal
Kapasitas (cuft/min)	4364	1287	4872	3265	4176	2176
Power(Hp)	0,75	0,55	0,82	0,66	0,87	0,43
Harga	60.777.214	60.777.214	60.777.214	60.777.214	60.777.214	60.777.214

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Condensor* (CD-01)

Tabel 3. 9 Spesifikasi *condensor* (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan hasil atas keluaran Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Water</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Anulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	30	158
Suhu Keluar (°C)	40	116
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	983901,92	
Mechanical Design		
	<i>Anulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang (ft)	20	
<i>Hairpin</i>	4	
ID (in)	4,026	3,068
OD (in)	4,5	3,5
A (ft ³)	0,02158	0,05131
<i>Pressure Drop</i> (psi)	0,00035	0,03810
Rd (Btu/jam.ft ³ .F)	0,0046	
Harga (Rp)	529.594.560	

b. *Reboiler* (RB-01)

Tabel 3. 10 Spesifikasi *reboiler* (RB-01)

Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Anulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	200	175
Suhu Keluar (°C)	195	178
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	1339672,77	
Mechanical Design		
	<i>Anulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang (ft)	20	
<i>Hairpin</i>	3	
ID (in)	4,026	3,068
OD (in)	4,5	3,5
A (ft ³)	0,02158	0,05131
<i>Pressure Drop</i> (psi)	0,00064	0,03188
Rd (Btu/jam.ft ³ .F)	0,0053	
Harga (Rp)	321.969.420	

c. Vaporizer (Vp-01)

Tabel 3. 11 Spesifikasi vaporizer (Vp-01)

Fungsi	Menguapkan benzene cair menuju SP-01
Jenis	<i>Sheel and tube</i>
Tipe	<i>Steam</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>30</i>
Suhu keluar,C	<i>127</i>
Beban panas, btu/jam	<i>410050</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>276,46</i>
ID shell,in	<i>12</i>
OD,in	<i>1</i>
ID	<i>0,9</i>
Jarak bufle,in	<i>18</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>143.542.771</i>

a. Heater (HE-01)

Tabel 3.12 Spesifikasi heater (HE-01)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari SP-01 menuju Reaktor-01
Jenis	<i>Sheel and tube</i>
Tipe	<i>Steam</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>127</i>
Suhu keluar,C	<i>400</i>
Beban panas, btu/jam	<i>410050</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>47,55</i>
Jumlah pipa	<i>461</i>
ID shell,in	<i>12</i>
OD,in	<i>1</i>
ID	<i>0,9</i>
Jarak bufle,in	<i>29</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>105.542.771</i>

b. *Heater* (HE-02)

Tabel 3. 13 Spesifikasi *heater* (HE-02)

Fungsi	Memanaskan udara keluaran K-01 menuju R-01
Jenis	<i>Sheel and tube</i>
Tipe	<i>Steam</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>30</i>
Suhu keluar,C	<i>400</i>
Beban panas, btu/jam	<i>311741</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>207,34</i>
Jumlah pipa	<i>488</i>
ID shell,in	<i>12</i>
OD,in	<i>1</i>
ID	<i>0,902</i>
Jarak bufle,in	<i>7,2</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>105.542.771</i>

c.*Heater* (HE-03)

Tabel 3. 14 Spesifikasi *heater* (HE-02)

Fungsi	Memanaskan udara menuju RD-01
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Tipe	<i>Steam</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>30</i>
Suhu keluar,C	<i>130</i>
Beban panas, btu/jam	<i>82947</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>207,34</i>
Jumlah aliran ,lb/jam	<i>24,21</i>
Jumlah kebutuhan steam,kg/jam	<i>10,98</i>
OD,in	<i>2,3</i>
ID	<i>0,902</i>
Jarak bufle,in	<i>7,2</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>105.542.771</i>

d. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 15 Spesifikasi cooler (CL-01)

Fungsi	Menurunkan suhu keluaran AB-01 menuju MD-01
Jenis	<i>Sheel and tube</i>
Tipe	<i>water</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>139</i>
Suhu keluar,C	<i>97</i>
Beban panas, btu/jam	<i>383703</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>226,19</i>
Jumlah pipa	<i>42</i>
ID shell,in	<i>12</i>
OD,in	<i>1</i>
ID	<i>0,902</i>
Jarak bufle,in	<i>7,2</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>60.552.641</i>

e. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 16 Spesifikasi cooler (CL-02)

Fungsi	Menurunkan suhu keluaran MD-01 menuju R-02
Jenis	<i>Double pipe</i>
Tipe	<i>water</i>
Jumlah	<i>1 buah</i>
Suhu masuk,C	<i>108</i>
Suhu keluar,C	<i>90</i>
Beban panas, btu/jam	<i>383703</i>
Luas Transfer panas ft2	<i>226,19</i>
Jumlah pipa	<i>42</i>
ID shell,in	<i>12</i>
OD,in	<i>1</i>
ID	<i>0,902</i>
Jarak bufle,in	<i>7,2</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	<i>60.552.641</i>

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 17 Neraca Massa Total Reaksi 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₆ H ₆	849,01	8,49
O ₂	1567,40	15,67
C ₄ H ₄ O ₄ cis		1250
H ₂ O		193,966
CO ₂		948,28
total	2416,41	2416,41

Tabel 3. 18 Neraca Massa Total Reaksi 2

Komponen	Input(Kg/jam)	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)
C ₄ H ₄ O ₄ cis	1225,00		12,25
C ₄ H ₄ O ₄ trans			1212,7500
H ₂ O	554,234		554,234
Hcl		61.25	61,250
Total	1840,48		1840.48

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3. 19 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₆ H ₆	849,01		8,49
C ₇ H ₈	10,05		10,05
O ₂		1567,40	15,67
N ₂		6979,42	6979,42
C ₄ H ₄ O ₄ cis			1250
H ₂ O			193,966
CO ₂			948,28
total	9405,9		9405,9

b. Quencher (QC-01)

Tabel 3. 20 Neraca Massa Quencher

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₆	8,49		8,49
C ₇ H ₈	10,05		10,05
O ₂	15,67		15,67
N ₂	6979,42		6979,42
C ₄ H ₄ O ₄ cis	1250		1250
H ₂ O	193,966	7135	7329,12
CO ₂	948,28		948,28
total	1641,02		1641,02

a. Absorber 01 (AB-01)

Tabel 3. 21 Neraca Massa Absorber 01 (AB-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆	8,49		8,490	
C ₇ H ₈	10,05		10,050	
O ₂	15,67		15,6740	
N ₂	6979,42		6979,4200	
C ₄ H ₄ O ₄ cis	1250		12,50	1237,500
H ₂ O	7329,12	1602,56		8931,68
CO ₂	948,28		948,276	
Total	18143,6		18143,6	

b. Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3. 22 Neraca Massa Menara Distilasi 01 (MD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₄ H ₄ O ₄ cis	1237,500	12,5	1225
H ₂ O	8931,68	8377,45	554,23
Total	10169,2	10169,2	

c. Reaktor 02 (R-02)

Tabel 3. 23 Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Input(kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₄ H ₄ O ₄ cis	1225		12,5
C ₄ H ₄ O ₄ trans			1212,75
H ₂ O	554,23		554,23
Hcl		61,25	61,25
Total	1840,48		1840,48

e. Rotary Filter (RF-01)

Tabel 3. 24 Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₄ H ₄ O ₄ cis	12,5	8,27	3,98
C ₄ H ₄ O ₄ trans	1212,75	5,83	1206,92
H ₂ O	554,23	436,28	117,95
Hcl	61,25	42,31	18,94
Total	1840,5	1840,5	

e. Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3. 25 Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₄ H ₄ O ₄ cis	3,98	2,17	1,81
C ₄ H ₄ O ₄ trans	1206,92	2,13	1204,79
H ₂ O	117,95	104,58	13,37
Hcl	18,94	16,87	2,07
Total	1347,8	1347,8	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3. 26 Neraca Panas Total

Alat	Q Masuk (Kj/Jam)	Q Keluar (Kj/Jam)
Reaktor - 01	10220461,68	10220461,68
Reaktor - 02	502309,28	502309,28
Absorber-01	4717050,83	4717050,83
Menara Distilasi -01	5386068,67	5386068,67
Rotary Dryer - 01	24177059,38	24177059,38
Total	53875624213,72	53875624213,72

3.5.2

Neraca Panas Alat

a. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3. 27 Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
ΔH_1 (in)	2998912,7508	
ΔH_oR	7221548,9348	
ΔH_2 (out)		2451571,8572
Q (pendingin)		7768889,8284
TOTAL	10220461,6856	10220461,6856

b. Reaktor 02 (R-02)

Tabel 3. 28 Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Input (kjoule/jam)	Output (kjoule/jam)
Q ₁	289451,40	
Q ₂		359577,19
Q _R	212857,88	
Q pendingin	502309,28	142732,10
Total	502309,28	502309,28

c. Absorber 01 (AB-01)

Tabel 3. 29 Neraca Panas Absorber 01 (AB-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Q_1	4717050,83	
Q_2		4717050,83
Total	4717050,83	4717050,83

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 30 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen Energi	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
$Q_{(umpan)}$	674043.12	
$Q_{(distilat)}$		572322.1782
$Q_{(bottom)}$		384246.5916
$Q_{(reboiler)}$	4712025.5465	
$Q_{(condensor)}$		4429499.9001
Total	5386068,67	5386068,67

e. Rotary Dryer 01 (RD-01)

Tabel 3. 31 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
H1	333017,2774	
H2		24177059,38
Steam pemanas	23844042,1027	
Total	24177059,38	24177059.38

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci dan spesifik sebelum mendirikan suatu pabrik. Dengan pertimbangan tersebut Perancangan Pabrik Asam Fumarat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini akan di bangun di daerah Cilacap ,Jawa Tengah.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat dibutuhkan untuk menjamin kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku pembuatan asam fumarat adalah benzena dan oksigen. Lokasi yang dipilih berdekatan dengan bahan baku benzena yang berasal dari PT.Pertamina Cilacap yang terletak di kota Cilacap , sedangkan untuk bahan baku oksigen diambil langsung menggunakan blower dari udara.

4.1.2 Sarana utilitas yang memadai

Agar suatu proses pada pabrik berjalan dengan lancar dibutuhkan sarana pendukung seperti utilitas, utilitas sendiri berfungsi sebagai sarana pendukung seperti air, listrik, dan bahan bakar. Pada pendirian pabrik asam fumarat ini, sumber air berasal dari sungai serayu yang berada lumayan dekat dengan lokasi pabrik. Dengan pertimbangan sumber air tersebut memiliki debit air yang cukup besar dengan fluktuasi antara musim hujan dan musim kemarau relatif kecil. Sumber energi listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator pabrik sebagai cadangan jika PLN mengalami gangguan. Untuk bahan bakar generator sendiri diperoleh dari Pertamina terdekat.

4.1.3 Transportasi dan distribusi yang lancar

Cilacap merupakan Kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, dimana Kawasan ini memiliki infrastruktur yang memadai seperti jalan raya yang akan memudahkan proses pendistribusian produk melalui jalur darat. Selain itu memiliki akses impor bahan baku dan proses ekspor produk ke luar negeri melalui jalur laut.

4.1.4 Pemasaran yang potensial

Asam fumarat banyak digunakan dibidang makanan dan minuman, . Target pasar produk asam fumarat sendiri adalah pemenuhan kebutuhan terhadap konsumsi asam fumarat dalam negeri maupun luar negeri. Di Indonesia asam fumarat sendiri banyak digunakan sebagai bahan perasa makanan dan minuman kemasan . Untuk target penjualan dalam negeri akan difokuskan di Pulau Jawa, Sumatra dan Kalimantan. Sedangkan untuk di luar negeri akan difokuskan pada negara-negara tetangga seperti Malaysia, Singapore, dan Thailand.

4.1.5 Penyediaan Sumber Daya Manusia sebagai Tenaga Kerja

Untuk kebutuhan tenaga kerja diperlukan spesifikasi sesuai dengan kriteria perusahaan. Diperlukan juga pertimbangan terhadap gaji minimum daerah setempat, jumlah waktu kerja, keanekaragaman keterampilan, Pendidikan masyarakat sekitar dan pertimbangan lainnya. Dengan ini kebutuhan tenaga kerja akan terpenuhi, baik dari sekitar lokasi maupun luar lokasi pabrik. Dengan adanya pendirian pabrik ini diharapkan dapat menurunkan tingkat pengangguran serta meningkatkan sumber daya manusia yang ada.

4.1.6 Keadaan iklim yang stabil

Kota Cilacap merupakan kota dengan iklim tropis, dengan suhu rata-rata 25°C - 36°C, sehingga operasi pabrik akan berjalan dengan lancar.

4.1.7 Lingkungan dan Masyarakat

Dengan adanya pembangunan pabrik baru ini, akan membuka lapangan pekerjaan yang cukup luas. Respon masyarakat sekitar juga cukup baik karena pendirian pabrik baru tersebut. Selain dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar, pendirian pabrik ini juga tidak mengganggu keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar karena dampak yang telah dipertimbangkan sebelumnya.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan salah satu hal yang penting dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada dalam pabrik guna menjalankan proses produksi. Tata letak pabrik ini meliputi semua rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas yang ada disuatu pabrik, baik aktivitas didalam kantor, Gudang, kamar, maupun aktivitas lain yang berhubungan dengan proses suatu pabrik. Tata letak pabrik dibuat dengan mempertimbangkan berbagai aspek, sehingga proses produksi yang berkelanjutan dan mobilitas karyawan dapat dilakukan dengan aman, mudah dan efisien.

Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik (Peters, 2004):

- a. Urutan rangkaian proses produksi,
- b. Perluasan lokasi pabrik,
- c. Distribusi ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, *steam process*, serta tenaga listrik,
- d. Pemeliharaan serta perbaikan komponen-komponen dalam pabrik,
- e. Keamanan (*safety*) dan keselamatan kerja,
- f. Luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi bangunan yang telah memenuhi syarat.
- g. Perencanaan tata letak pabrik yang fleksibel dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak membutuhkan biaya yang mahal.
- h. Pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti ruang ibadah, kantin, toilet, tempat parkir, dan sebagainya diatur dengan baik sehingga tidak jauh dari lokasi kerja.

Berikut merupakan hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1. Perluasan Pabrik

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

2. Keamanan

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

3. Luas Area yang tersedia

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

4. Bangunan

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

5. Instalasi dan Utilitas

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

6. 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 menanggulungnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- a) Daerah Administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :
 - Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 - Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, dan masjid.
- b) Daerah Proses dan Perluasan Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.
- c) Daerah Pergudangan, Bengkel, Garasi dan *Loading Space*
- d) Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.
- e) Daerah Pengolahan Limbah Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Berikut merupakan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut :

Tabel 4. 1 Luas Area Pabrik

No	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)
1.	Area Proses	9750	150	65
2.	Area Evakuasi	260	20	13
3.	Area Perluasan	2535	39	65
4.	Area Utilitas	2600	40	65
5.	Atm <i>Center</i>	180	15	12
6.	Bengkel	480	16	30
7.	Gudang Penyimpanan	900	45	20
8.	Kantin	500	25	20

Tabel 4.1 Luas Area Pabrik (Lanjutan)

No	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)
9.	Kantor Teknik dan Produksi	400	20	20
10.	Kantor Utama	2400	60	40
11.	Koperasi	180	15	12
12.	Laboratorium	180	15	12
13.	<i>Loading space</i>	1290	30	43
14.	Masjid	1200	30	40
15.	Mess karyawan	800	20	40
16.	Parkir karyawan	780	60	13
17.	Parkir <i>truck</i>	630	15	42
18.	Perpustakaan	260	20	13
19.	Poliklinik	180	15	12
20.	Pos jaga	180	15	12
21.	Ruang kontrol Proses	225	15	15
22.	Ruang kontrol Utilitas	144	12	12
23.	Taman	325	25	13
Luas Bangunan		26.379	717	629
Luas Tanah		27.336	210	130

Berikut gambar 4.2 yang merupakan *layout* tata letak pabrik :



Gambar 4. 2 *Layout* pabrik Asam Fumarat

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak alat-alat proses, ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak peralatan proses diantaranya sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk
 Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.
2. Aliran udara
 Aliran udara di dalam dan sekitar alat proses perlu diperhatikan supaya lancar
3. Pencahayaan.
 Pencahayaan seruluh area pabrik harus diperhatikan terutama pada tempat-tempat yang beresiko tinggi.

4. Kelancaran Lalu lintas

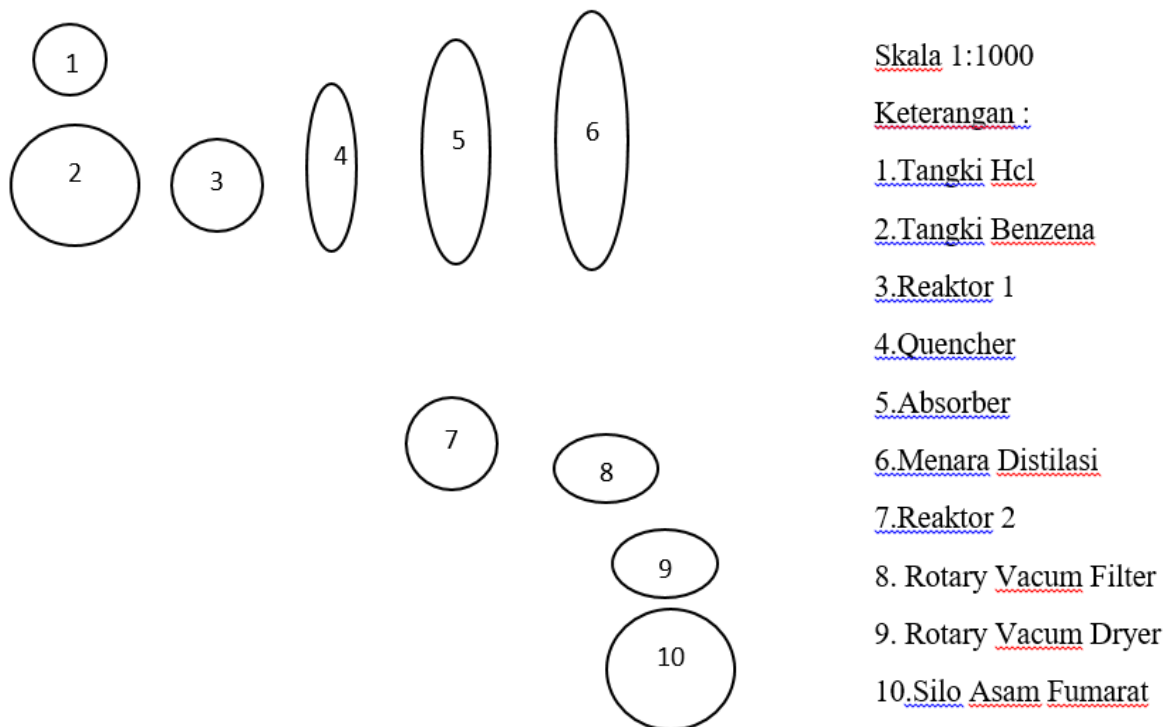
Kelancaran lalu lintas barang dan manusia perlu diperhatikan karena berpengaruh terhadap jalannya proses produksi dan keamanan pekerja.

5. Pertimbangan ekonomi

Dalam penempatan alat-alat produksi diusahakan dapat menekan biaya operasi serta menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, hal tersebut dapat menguntungkan.

6. Jarak antar alat proses

Jarak antar alat proses yang memiliki suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan proses lainnya.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Prarancangan Pabrik asam fumarat ini akan, menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Dimana modalnya diperoleh dari penjualan saham dan tiap sekutu berhak mengambil bagian sebesar satu saham atau lebih.

Pemegang saham hanya bertanggung jawab untuk menyetor jumlah yang disepakati untuk setiap saham. Bagi perusahaan besar yang biasanya berbentuk perseroan terbatas (PT/korporasi), perseroan terbatas (PT) adalah persekutuan hukum para mitra yang diperlakukan sebagai badan hukum. Beberapa faktor yang menjadi alasan pemilihan perseroan terbatas adalah sebagai berikut :

- a. Kemudahan dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan maupun berasal dari bank.
- b. Kelancaran produksi hanya bisa dipegang oleh pimpinan perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham yang sangat terbatas.
- c. Pemilik dan pengelola perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemilik saham dan pengelola perusahaan adalah manajemen eksekutif beserta timnya yang diawasi oleh dewan pengawas sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemilik saham, manajemen eksekutif beserta timnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
- e. Lapangan usaha yang lebih luas karena suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.
- f. Dapat dengan mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan perusahaan yang perlu dibutuhkan yaitu sumber daya manusia dan juga sistem manajemen atau organisasi yang mempunyai pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Terbentuknya struktur organisasi yang baik dapat diperoleh dari manajemen perusahaan yang baik juga. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk mengatur dan membagi bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab dari masing-masing bagian atau divisi yang terbentuk di dalam perusahaan tersebut. Bagian-bagian atau jabatan yang akan dibentuk dalam perusahaan ini dimulai dari jenjang tertinggi dimana terdapat dua bentuk struktur organisasi yang baik yaitu sistem line dan staf. Ada dua jenis kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini diantaranya adalah sebagai berikut :

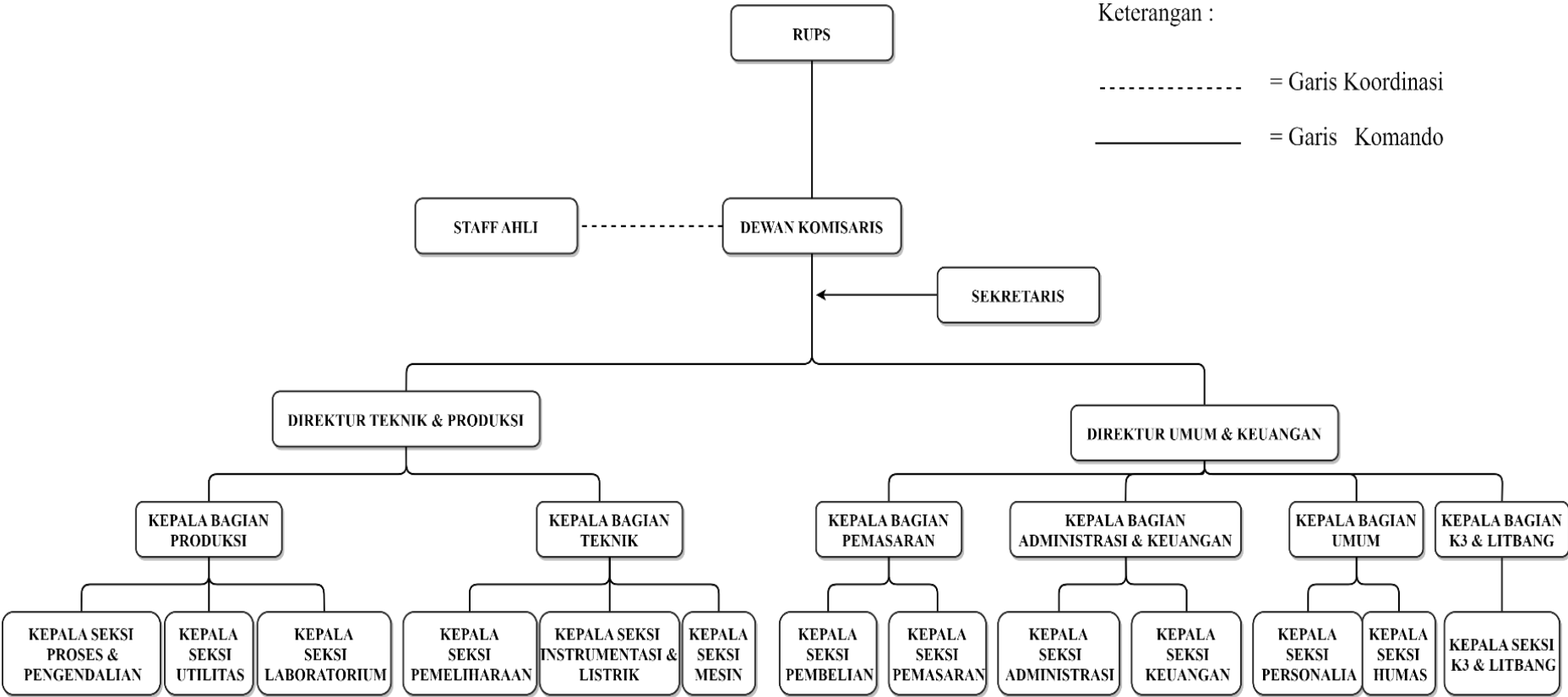
1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh manajer produksi dan direktur administrasi, keuangan dan umum. Manajer produksi mengawasi produksi, proses, kontrol, pasokan, dan pemeliharaan. Tanggung jawab administrasi, keuangan dan administrasi meliputi pengadaan, pemasaran, administrasi dan keuangan, sumber daya manusia, hubungan masyarakat dan keamanan, serta penelitian dan pengembangan.

Direktur membawahi sejumlah kepala departemen yang bertanggung jawab kepada bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap manajer departemen mengelola beberapa departemen, dan setiap departemen mengawasi dan mengarahkan beberapa karyawan perusahaan di area masing-masing. Karyawan perusahaan dibagi menjadi beberapa kelompok tim yang masing-masing dipimpin oleh seorang pemimpin tim, dimana pemimpin tim tersebut bertanggung jawab kepada manajer departemen masing-masing. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai materi pengantar untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan rencana pengembangan manajemen
5. Penataan ulang langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar dan tidak memenuhi syarat.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Asam Fumarat

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh pemilik saham serta dewan komisaris, dan dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalannya perusahaan. Akan tetapi, apabila terjadi hal mendesak, RUPS dapat tetap dilaksanakan sesuai dengan ketentuan forum. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut :

- a. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah
- c. Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan
- d. Menetapkan besar keuntungan tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanamkan kembali.

4.4.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih RUPS yang merupakan pelaksana dari pemilik saham, sehingga bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris diantaranya sebagai berikut :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
- b. Melaksanakan pengawasan terhadap seluruh aktivitas dan pelaksanaan tugas direktur.
- c. Membantu direktur utama dalam kegiatan yang bersifat penting.

4.4.3.3. Direktur Utama

Direktur utama memiliki jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab sepenuhnya terhadap keberhasilan perusahaan sesuai dengan target dari RUPS. Direktur utama sebagai pimpinan tertinggi dalam perusahaan memiliki tanggung jawab atas segala tindakan dan kebijaksanaan terhadap dewan komisaris. Tugas-tugas Direktur utama meliputi :

- a. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
- b. Merumuskan dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- c. Mengusulkan kerjasama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
- d. Mewakili perusahaan untuk menjalin hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- e. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama akan dibantu oleh Sekretaris, Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut merupakan tugas masing-masing sebagai berikut :

1. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lain untuk membantu dalam menangani administrasi perusahaan.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur teknik dan produksi adalah memimpin semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang memiliki

hubungan dengan bidang produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur teknik dan produksi dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu :

a. Kepala Bagian Produksi

Tugas dari kepala bagian produksi adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian produksi akan dibantu oleh beberapa seksi yaitu, seksi proses & pengendalian, seksi utilitas dan seksi laboratorium.

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas dari kepala bagian teknik adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik dibantu oleh 3 Kepala seksi yaitu seksi pemeliharaan, seksi instrumentasi & listrik serta seksi mesin.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur keuangan dan umum adalah memimpin semua kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktur keuangan dan umum dibantu oleh beberapa kepala bagian yaitu :

a. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas kepala bagian pemasaran adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas kepala bagian administrasi dan keuangan adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan serta pembukuan dan pengaturan gaji karyawan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian administrasi dan keuangan dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

c. Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang personalia, humas, dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi, yaitu seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Tugas dari kepala bagian K3 dan litbang yaitu mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang K3 dan litbang. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian K3 dan litbang dibantu oleh dua kepala seksi, meliputi seksi K3 dan seksi Litbang.

4.4.3.4. Staff Ahli

Staff ahli memiliki tugas memberi masukan, berupa saran, nasihat, dan pandangannya terhadap segala aspek operasional yang terlibat dalam perusahaan.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Asam Fumarat ini direncanakan akan dioperasikan selama 330 hari selama satu tahun secara kontinyu dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok yaitu:

1. Karyawan *non-shift* yaitu karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non-shift* adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut merupakan perincian jam kerja karyawan *non-shift* sebagai berikut :

Tabel 4. 2 Jadwal kerja karyawan *non-shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	07.00 – 16.00	12.00 – 13.00
Jum'at	07.00 – 16.00	12.00 – 13.00

2. Karyawan *Shift*, yaitu karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari perusahaan yang memiliki hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* diantaranya sebagai berikut:

Tabel 4. 3 Jadwal kerja karyawan *shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 – 15.00	11.00 – 12.00
Shift 2	15.00 – 23.00	19.00 – 20.00
Shift 3	23.00 – 07.00	03.00 – 04.00

Karyawan *shift* dilakukan dalam 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang masuk dan ada satu kelompok yang libur. Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja

dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang sudah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Masing-masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut :

Tabel 4. 4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

Kelompok	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Tabel 4.4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok (Lanjutan)

Kelompok	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
B	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan :

P = Shift Pagi (07.00 – 15.00)

S = Shift Sore (15.00 – 23.00)

M = Shift Malam (23.00 – 07.00)

L = Libur

4.4.5. Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut Tabel 4.5 merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4. 5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
1.	Direktur Utama	1	40,000,000	40,000,000	480,000,000	480,000,000
2.	Staff Ahli	1	18,000,000	18,000,000	216,000,000	216,000,000
3.	Sekretaris	1	18,000,000	18,000,000	216,000,000	216,000,000
4.	Direktur Teknik dan Produksi	1	30,000,000	30,000,000	360,000,000	360,000,000
5.	Direktur Keuangan dan Umum	1	30,000,000	30,000,000	360,000,000	360,000,000
6.	Kepala Bagian Umum	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
8.	Kepala Bagian Keuangan	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
9.	Kepala Bagian Teknik	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
10.	Kepala Bagian Produksi	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
11.	Kepala Bagian Litbang	1	16,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
12.	Kepala Seksi Personalia	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
13.	Kepala Seksi Humas	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
14.	Kepala Seksi Keamanan	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
15.	Kepala Seksi Pembelian	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
17.	Kepala Seksi Administrasi	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000

Tabel 4.5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
18.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
19.	Kepala Seksi Proses	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
22.	Kepala Seksi Utilitas	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
23.	Kepala Seksi Pengembangan	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
24.	Kepala Seksi Penelitian	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
25.	Kepala Seksi Instrumentasi & Listrik	1	15,000,000	15,000,000	180,000,000	180,000,000
26.	Karyawan Personalia	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000
27.	Karyawan Humas	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000
28.	Karyawan Pembelian	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000
29.	Karyawan Pemasaran	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000
30.	Karyawan Administrasi & Keuangan	5	8,000,000	40,000,000	480,000,000	480,000,000
31.	Karyawan Proses	10	8,000,000	80,000,000	960,000,000	960,000,000
32.	Karyawan Pengendalian	3	8,000,000	24,000,000	288,000,000	288,000,000
33.	Karyawan Laboratorium	3	8,000,000	24,000,000	288,000,000	288,000,000
34.	Karyawan Pemeliharaan	3	8,000,000	24,000,000	288,000,000	288,000,000
35.	Karyawan Utilitas	8	8,000,000	64,000,000	768,000,000	768,000,000
36.	Karyawan K3	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000
37.	Karyawan Litbang	4	8,000,000	32,000,000	384,000,000	384,000,000

Tabel 4.5 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
38.	Operator Proses	22	6,000,000	132,000,000	1,584,000,000	1,584,000,000
39.	Operator Utilitas	14	6,000,000	84,000,000	1,008,000,000	1,008,000,000
40.	Dokter	2	8,000,000	16,000,000	192,000,000	192,000,000
41.	Perawat	4	5,000,000	20,000,000	240,000,000	240,000,000
42.	Satpam	6	4,500,000	27,000,000	324,000,000	324,000,000
43.	Supir	6	5,000,000	30,000,000	360,000,000	360,000,000
44.	Cleaning Service	5	4,500,000	22,500,000	270,000,000	270,000,000
Total		140		1,221,500,000		14,658,000,000

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

4.4.6. Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut merupakan fasilitas serta hak karyawan yang diberikan oleh perusahaan untuk menunjang aktivitas kerja karyawan diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Hak Cuti

a. Cuti Tahunan

Setiap karyawan dalam perusahaan mempunyai hak cuti maksimal sebanyak 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun selanjutnya.

b. Cuti Massal

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

c. Cuti Hamil

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

2. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional adalah hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan *shift*, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur

Kerja lembur dilaksanakan atas persetujuan kepala bagian apabila ada pekerjaan yang mendesak harus segera diselesaikan.

4. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

5. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan yang bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

6. Penyediaan fasilitas bagi karyawan :

- a. Penyediaan sarana transportasi/bus karyawan.
- b. Penyediaan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.
- c. Penyediaan fasilitas tempat ibadah yang dilengkapi dengan sarana air dan listrik.
- d. Penyediaan fasilitas koperasi karyawan.
- e. Penyediaan fasilitas kantin
- f. Memberikan tanda penghargaan dalam bentuk tanda mata kepada pekerja yang mencapai masa kerja berturut-turut 10 tahun.

BAB V

UTILITAS

Salah satu sarana penunjang untuk membantu jalannya suatu proses pada pabrik adalah unit utilitas, dimana perancangan utilitas sendiri akan menjamin keberlangsungan berdirinya suatu pabrik. Ada beberapa unit penyediaan yang dibutuhkan suatu pabrik, antara lain :

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

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik asam fumarat ini menggunakan Sungai Serayu sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindarkan dari kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air

laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar karena membutuhkan alat yang relatif lebih mahal.

- Jumlah air sungai yang lebih banyak dibandingkan jumlah air sumur.
- Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pembangunan pabrik.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan :

a. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso, 2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 150 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

No.	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Karyawan	14662,57
2.	Perumahan Karyawan	7812,5
Total		22475,07

b. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi untuk membantu dalam penurunan suhu pada beberapa alat. Kebutuhan air pendingin pada pabrik asam fumarat ini telampir pada Tabel 5.2 sebagai berikut :

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	3310136
Reaktor-02	R-02	3413,75
Cooler-01	CL-01	9205,62
Cooler-02	CL-02	3661,87
Condensor-01	CD-01	105880,18
Total		3428635,698

Perancangan untuk kebutuhan air pendingin dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 4114362,65 kg/jam. Kebutuhan air *make-up* dengan *over desain* 20% yaitu sebesar 276,80 kg/jam.

c. Air untuk *Steam*

Air *steam* merupakan media pemanas dalam suatu pabrik, air *steam* ini berfungsi untuk membantu beberapa alat untuk menaikkan suhu. Air *steam* yang digunakan untuk boiler harus sesuai dengan persyaratan yang ada, sehingga tidak terjadinya kerusakan seperti *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Kebutuhan *steam* tiap-tiap alat pada perancangan pabrik asam fumarat ini terlampir pada tabel sebagai berikut :

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk Steam

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater-01</i>	HE-01	154,36
<i>Heater-02</i>	HE-02	1215,08
<i>Heater-03</i>	HE-03	10,98
<i>Vaporizer-01</i>	VP-01	101,96
<i>Reboiler-01</i>	RB-01	2606,47
Total		4088,85

Perancangan dibuat dengan *over design* sebesar 20% sehingga total kebutuhan untuk air steam adalah sebanyak 4906,62 kg/jam. Setelah terjadinya proses, air pembangkit *steam* akan digunakan kembali sebanyak 85%, ini karena terjadinya *blowdown* pada *boiler* dan penggunaan *steam trap* sebesar 5%. Maka diperlukan air *make-up steam* sebanyak 15% yaitu sebesar 269,85 kg/jam.

d. Air Proses

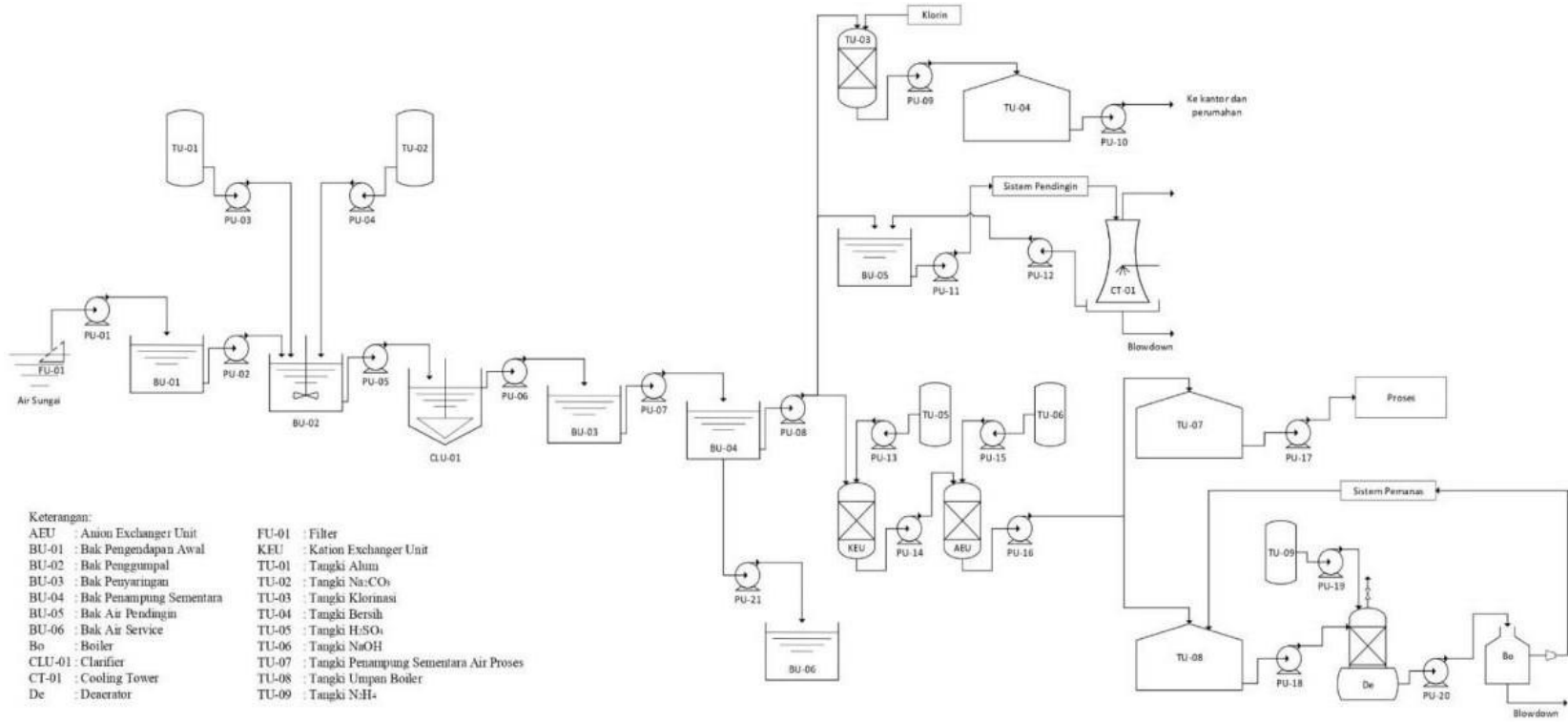
Air proses merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan proses pembuatan produk pada pabrik asam fumarat. Air ini masuk melalui alat *Absorber-01* dan *Quencher-01*. Air proses yang dibutuhkan adalah sebesar 8930,89 kg/jam.

e. Air Service

Air service digunakan untuk kebutuhan penggunaan layanan umum seperti masjid, kantin, laboratorium, dan lain-lain sebesar 500 kg/jam.

DIAGRAM UTILITAS

UNIT PENGOLAHAN AIR



Gambar 5. 1 Diagram Utilitas

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang diambil dari sungai serayu tidak dapat langsung digunakan, air ini membutuhkan pengolahan agar nantinya bisa dipakai untuk keperluan pada pabrik asam fumarat. Ada beberapa tahapan dalam proses pengolahan air ini, yaitu :

a. Penghisapan

Air dari sungai dipompa dan dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung di dalam reservoir.

b. Screening

Tahap ini dilakukan untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap-tahap berikutnya. Pada sisi hisap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor dan menjadi cepat rusak.

c. Penggumpalan/Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi *flok* dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

d. Pengendapan

Pengendapan ini dilakukan di dalam bak pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan *flok* yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk *flok* tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

e. Sand filter

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat sand filter untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

f. Penampungan air bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan :

- *Service water*
- Air domestik
- *Make up cooling tower*
- Bahan baku *demin plant*

g. Demineralisasi

Tujuan dari proses demineralisasi adalah menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk umpan *boiler*. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada kation *exchanger*. Di dalam kation *exchanger*, mineral-mineral sadah seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin kation *exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat H_2SO_4 . Air keluaran dari kation *exchanger*

adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan. Air yang telah melewati kation *exchanger* akan disubjekkan kedalam anion *exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO_3^- , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain. Ion negatif ini harus ditangkap karena akan jika air bersifat basa ini dipanaskan, akan berpotensi untuk membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa *boiler* dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air. Perbedaan utamanya adalah jenis resin yang digunakan. Jenis resin yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH . Air keluaran dari anion *exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagai air umpan *boiler*, perlu dilakukan proses lebih lanjut.

h. Deaerasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O_2 yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada *boiler*. Korosi pada *boiler* memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya, selain perpendekan umur *boiler*. Pengikisan didalam *boiler* berpotensi menyebabkan peledakandikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N_2H_4 (hidrazin) ditambahkan untuk mengikat O_2 dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan kandungan gas terlarut, maka air keluaran deaerator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water*, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam boiler akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi *steam*. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam *boiler*, dilakukan sistem *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air

yang hilang tersebut, ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator System*)

Steam Generator System merupakan unit yang berfungsi untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi asam fumarat, dimana unit ini menyediakan *boiler* untuk mencukupi kebutuhan *steam* tersebut. *Boiler* ini memiliki spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas : 1.489,42 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di asam fumarat 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. Energi listrik yang dihasilkan generator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan dari bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu :

Kapasitas : 750 kW

Jenis : *AC Generator*

Jumlah : 1 buah

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik fenol diantaranya sebagai berikut :

- a. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower-01	BL-01	3.25	2423.525
Blower-02	BL-02	3.12	2326.584
Blower-03	BL-03	2.5	1864.25
Blower-04	BL-04	3.5	2609.95
Blower-05	BL-05	2,3	1715
Blower-06	BL-06	1,3	969
Reaktor-02	R-02	70.5	52571.85
Rotary Dryer-01	RD-01	12.4	9246.680
Kompresor-01	K-01	5.32	3967.124
Screw Conveyer-01	SC-01	2.24	1670.368
Pompa-01	P-01	1.23	917.211
Pompa-02	P-02	2.34	1744.938
Pompa-03	P-03	1.44	1073.808
Pompa-04	P-04	1.32	984.324
Pompa-05	P-05	1.35	1006.695
Pompa-06	P-06	1.35	1006.695
Pompa-07	P-07	2,31	1715
Pompa-08	P-07	1,32	1565

Jumlah power total yang dibutuhkan untuk alat proses adalah 89379,6

Watt atau 89,37 Kw.

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal dan Koagulasi	BU-02	2	1491,4
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	3	2237,1
Kompresor udara	CP-01	3	2237,1
Pompa-01	PU-01	3	2237,1
Pompa-02	PU-02	3	2237,1
Pompa-03	PU-03	3	2237,1
Pompa-04	PU-04	0,13	93,2125
Pompa-05	PU-05	3	2237,1
Pompa-06	PU-06	3	2237,1
Pompa-07	PU-07	0,75	559,275
Pompa-08	PU-08	1,50	1118,55
Pompa-09	PU-09	1,50	1118,55
Pompa-10	PU-10	0,13	93,2125
Pompa-11	PU-11	2	1491,4
Pompa-12	PU-12	2	1491,4
Pompa-13	PU-13	0,13	93,2125
Pompa-14	PU-14	0,13	93,2125

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-15	PU-15	1	745,7
Pompa-16	PU-16	1	745,7
Pompa-17	PU-17	0,13	93,2125
Pompa-18	PU-18	1	745,7
Pompa-19	PU-19	1	745,7
Pompa-20	PU-20	0,13	93,2125
Pompa-21	PU-21	1	745,7
Total		36,5	27218,05

Jumlah power total yang dibutuhkan untuk unit utilitas adalah 27218,05 Watt atau 27,21805 Kw.

c. Kebutuha listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, yaitu sebesar 92,04454738 kW.

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, yaitu sebesar 55,22672843 kW.

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk penunjang dikantor seperti *air conditioner*, *computer*, dan lain-lain adalah sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, yaitu sebesar 55,22672843 kW.

f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, yaitu sebesar 55,22672843 kW

g. Kebutuhan listrik perumahan

Power yang dibutuhkan untuk perumahan dilingkungan pabrik adalah 32,5 kW dengan asumsi ada 25 unit rumah dan tiap rumah membutuhkan sekitar 1.3 kW.

Total kebutuhan listrik pabrik fenol dapat dilihat berdasarkan tabel dbawah ini :

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	Power Plant	307.489395
2.	Utilitas	27.21805
3.	Listrik Ac	55.22672843
4.	Listrik Penerangan	55.22672843
5.	Laboratorium dan Bengkel	55.22672843
6.	Instrumentasi/alat kontrol	92.04454738
7.	Perumahan	32.5
Total		624.9321777

Semua kenutuhan listrik yang ada di pabrik fenol ini disuplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), dan untuk cadangan terdapat sebuah generator mandiri jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Dalam pabrik asam fumarat ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan *instrumen-instrumen control* sebagai penggerak alat-alat kontrol di pabrik yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah 7,2 bar. Dalam pabrik fenol ini terdapat sekitar 13 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakannya. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan yaitu udara lingkungan ditekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi *filter* (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 7,2 bar, selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sebesar 24,3 m³/jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari *blower*, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang *berisi silica gel*.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *power plant* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 99,75 L/jam pada *power plant* dan 141,96 L/jam pada *boiler*.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam fumarat 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 cooling water*

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. Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air dan *slurry* dari unit proses

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.

Tabel 5. 7 Spesifikasi *Screenener* Utilitas

Alat	Screenener (FU-01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa oleh air sungai dengan ukuran besar
Jenis	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	59926,68
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter (cm)	1
Jumlah	1

Tabel 5. 8 Spesifikasi *Sand Filter* Utilitas

Alat	<i>Sand Filter (FU-02)</i>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air yang akan diolah
Bahan	Bak Berbentuk balok
Material	<i>Spheres</i>
Ukuran Pasir (<i>mesh</i>)	28
Spesifikasi	
Volume (m ³)	6,67
Panjang (m)	2,38
Lebar (m)	2,38
Tinggi (m)	1,18
Jumlah	1

Tabel 5. 9 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Alat	<i>Cooling Tower (CT-01)</i>
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Inducerd Draft</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	5,58
Lebar (m)	1,70
Tinggi (m)	3,57
Jumlah	1

Tabel 5. 10 Spesifikasi *Mixed Bed* Utilitas

Alat	<i>Mixed Bed (TU-05)</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ dan NO ₃
Jenis	Tangki <i>Silinder</i> Tegak
Resin	<i>Zeolit</i>
Spesifikasi	
Diameter Tangki (m)	0,40
Tinggi tangki (m)	0,91
Tinggi <i>bed</i> (m)	0,76
Volume <i>bed</i> (m ³)	0,09
Volume bak resin (m ³)	32788,50
Tebal (in)	0.1875
Jumlah	1

Tabel 5. 11 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Alat	<i>Blower Cooling Tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	159715,74
Efisiensi	0,88
Power (Hp)	3
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1

Tabel 5. 12 Spesifikasi Dearator

Alat	<i>Dearator (De-01)</i>
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ² yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i> dan <i>turbin</i>
Jenis	Tangki <i>Silinder</i> Tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	1,19
Tinggi (m)	1,22
Diameter (m)	1,22
Volume (m ³)	1,43
Jumlah	1

Tabel 5. 13 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang berfungsi untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk <i>flok</i> yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Mengendapkan endapan yang berbentuk <i>flok</i> yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂)	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak Persegi	Bak <i>Silinder</i> Tegak	Bak Persegi	Bak Persegi	Bak Persegi	Bak Persegi Panjang
Bahan	Bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton Bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	13,53	-	8,97	8,81	4,98	11,22
Lebar (m)	13,53	-	8,97	17,62	4,98	11,22
Tinggi (m)	6,77	4,5	4,48	4,4	2,5	5,61
Diameter (m)	-	4,5	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5. 14 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyimpan dan menyiapkan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	<i>Silinder Tegak</i>				
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	2,39	3,25	0,42	9,37	2,09
Diameter (m)	1,19	3,25	0,42	9,37	2,09
Volume (m ³)	2,7	26,97	0,05	647,28	7,2
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation <i>exchanger</i>	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion <i>exchanger</i>	Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan <i>boiler</i>	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	<i>Silinder Tegak</i>			
Bahan	<i>Carbom Steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	0,82	0,72	3,5	1,22
Diameter (m)	0,82	0,72	3,5	1,22
Volume (m ³)	0,44	0,3	34,3	1,45
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air dari <i>Screenner</i> menuju Reservoir/ Sedimentasi (B-02)	Mengalirkan air dari bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (T-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi/Flokulasi(B-02) menuju Bak Pengendap (BU-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	309,5	325,785	309,5	0,0004	309,5
Head Pompa (m)	3,7	7,6	5,24	4,5	5,2
Spesifikasi					
IPS (in)	6	6	6	0,125	6
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	6,625	0,405	6,625
ID (in)	6,065	6,065	6,065	0,269	6,065
Efisiensi Pompa (%)	78	80	79	42	79
Tenaga Pompa (HP)	1,24	2,64	1,7	0,00003	1,7
Tenaga Motor (HP)	3	3	3	0,13	3
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02)	dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02) Mengalirkan air dari Bak Pengendap 2 (BU-02) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak <i>Sand Filter</i> (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) menuju ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	294,02	279,32	265,35	265,35	0,6
Head Pompa (ft)	5,06	1,7	3	3	6,6
Spesifikasi					
IPS (in)	6	6	6	6	0,25
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	6,625	6,625	0,54
ID (in)	6,065	6,065	6,065	6,065	0,364
Efisiensi Pompa	78	75	72	72	40
Tenaga Pompa (HP)	1,62	0,54	1	1	0,008
Tenaga Motor (HP)	3	0,75	3	1,5	0,13
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi menuju Tangki Air Bersih (T-01)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (T-01) Menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki Air <i>Servis</i> menuju Tangki Air Bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki Air Bertekanan menuju Area Kebutuhan <i>Servis</i>	Mengalirkan Air dari Bak Air Dingin (BU-04) menuju <i>Cooling Tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	116,074	116,074	1,3	1,3	126,85
Head Pompa (m)	3	3	2,61	2,61	4,4
Spesifikasi					
IPS (in)	4	4	0,5	0,5	4
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	4,5	4,5	0,84	0,84	4,5
ID (in)	4,026	4,026	0,622	0,622	4,026
Efisiensi Pompa (%)	67	67	40	40	67
Tenaga Pompa (HP)	1,5	1,5	0,007	0,004	0,7
Tenaga Motor (HP)	2	2	0,13	0,13	1
Jumlah	2	2	2	2	2

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) menuju <i>recycle</i> dari Bak Air Dingin	Mengalirkan air dari Tangki Penampung NaCl menuju <i>Mixed Bed</i>	Mengalirkan air dari <i>Mixed Bed</i> (TU-05) menuju Tangki Air Demin	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin menuju Tangki Daerator (De-01)	Mengalirkan Larutan <i>Hydrazine</i> dari Tangki N ₂ H ₄ (T 09) menuju Tangki Daerator (De-01)	Mengalirkan Air dari Tangki Daerator (De- 01) menuju <i>Boiler</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>					
Tipe	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	126,85	0,322	6,1	6,15	0,00018	6,15
Head Pompa (ft)	2,6	3	5,8	3,3	1,2	3,3
Spesifikasi						
IPS (in)	4	0,25	1	1	0,125	1
No. Sch	40	40	40	40	40	40
OD (in)	4,5	0,54	1,049	1,049	0,405	1,049
ID (in)	4,026	0,364	1,32	1,32	0,269	1,32
Efisiensi Pompa	67	40	44	44	42	44
Tenaga Pompa (HP)	0,6	0,0026	0,07	0,03	0,000004	0,03
Tenaga Motor (HP)	1	0,13	1	1	0,13	1
Jumlah	2	2	2	2	2	2

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik asam fumarat merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas.

Untuk itu perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent return on invesment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang dipeoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan Analisa kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

a. *Percent return on investment* (ROI)

Percent return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay out time* (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break event point* (BEP)

Break Event Point adalah terjadinya titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

d. *Shut down point* (SDP)

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted cash flow* (DCF)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan

indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1987-2018

(Xi)	Indeks (Yi)
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	507,5
2018	603,1

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

Dimana :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2027

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Index harga pada tahun 2027

Ny : Index harga pada tahun referensi 2014

Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,10. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2027 adalah 674.88. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

Komponen	Kode	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2027	2014	2027
Tangki Benzene	T-01	1	576.10	674.88	\$210,236.00	\$246,282
Tangki HCl	T-02	1	576.10	674.88	\$137,113.00	\$160,622
Silo Asam fumarat	SL-01	1	576.10	674.88	\$205,725.00	\$240,998
Blower	(BL-01)-(BL-06)	6	576.10	674.88	\$7,621.00	\$35,711
Gudang	G-01	1	576.10	674.88	\$15,386.00	\$18,024
Reaktor Fix Bed	R-01	1	576.10	674.88	\$158,491.00	\$185,665
RATB	R-02	1	576.10	674.88	\$238,123.00	\$278,950
Absorber	AB-01	1	576.10	674.88	\$61,126.00	\$71,606
Menara Destilasi	MD-01	1	576.10	674.88	\$81,366.00	\$95,317
Screw Conveyor	SC-01	2	576.10	674.88	\$12,439.00	\$14,572
Expansion Valve-01	EV-01	1	576.10	674.88	\$13,612.00	\$15,946
Kompresor	K-01	1	576.10	674.88	\$18,916.00	\$22,159
Quencher	QN-01	1	576.10	674.88	\$57,166.00	\$66,967
Condensor	CD-01	1	576.10	674.88	\$21,465.00	\$25,145
Reboiler	RB-01	1	576.10	674.88	\$26,993.00	\$31,621
Heater	(HE-01) - (HE-03)	3	576.10	674.88	\$28,221.00	\$66,119
Cooler	(CL-01) - (CL-02)	2	576.10	674.88	\$18,255.00	\$42,770
Separator	SP-01	1	576.10	674.88	\$17,291.00	\$20,256
Pompa	(P-01) - (P-8)	16	576.10	674.88	\$6,321.00	\$7,405
					\$1,335,866.00	\$1,646,135

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2027	2014 (\$)	2027 (\$)
1.	Screening	FU-01	1	576,10	674,88	17.400	20.383
2.	Bak Pengendapan Sedimentasi	BU-01	1	576,10	674,88	17.900	20.969
3.	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576,10	674,88	8.100	9.489
4.	Bak Pengendap I	BU-03	1	576,10	674,88	17.900	20.969
5.	Bak Pengendap II	BU-04	1	576,10	674,88	17.900	20.969
6.	Sand Filter	FU-02	1	576,10	674,88	32.400	37.955
7.	Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	576,10	674,88	8.100	9.489
8.	Bak Air Pendingin	BU-06	1	576,10	674,88	800	937
9.	Cooling Tower	CT-01	1	576,10	674,88	224.200	262.640
10.	Blower Cooling Tower	BL-01	1	576,10	674,88	300	351

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2027	2014 (\$)	2027 (\$)
11.	Deaerator	DE	1	576,10	674,88	11.082	12.982
12.	Boiler	BO-01	1	576,10	674,88	301.500	353.194
13.	Tangki Alum	TU-01	1	576,10	674,88	30.900	36.198
14.	Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,10	674,88	10.700	12.535
15.	Tangki Kaporit	TU-03	1	576,10	674,88	30.900	36.198
16.	Tangki Air Bersih	T-01	1	576,10	674,88	43.400	50.841
17.	Tangki Air Bertekanan	TU-04	1	576,10	674,88	20.900	24.483
18.	Mixed Bed	TU-05	1	576,10	674,88	1.500	1.757
19.	Tangki NaCl	T-02	1	576,10	674,88	2.700	3.163
20.	Tangki Air Demin	TU-09	1	576,10	674,88	11.900	13.940
21.	Tangki NaOH	T-03	1	576,10	674,88	2.500	2.929
22.	Tangki N2H4	T-09	1	576,10	674,88	2.500	2.929
23.	Pompa 1	PU-01	2	576,10	674,88	13.852	16.227
24.	Pompa 2	PU-02	2	576,10	674,88	13.852	16.227
25.	Pompa 3	PU-03	2	576,10	674,88	17.000	19.914
26.	Pompa 4	PU-04	2	576,10	674,88	17.000	19.914
27.	Pompa 5	PU-05	2	576,10	674,88	17.000	19.914
28.	Pompa 6	PU-06	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
29.	Pompa 7	PU-07	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
30.	Pompa 8	PU-08	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
31.	Pompa 9	PU-09	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
32.	Pompa 10	PU-10	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
33.	Pompa 11	PU-11	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
34.	Pompa 12	PU-12	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
35.	Pompa 13	PU-13	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
36.	Pompa 14	PU-14	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
37.	Pompa 15	PU-15	2	576,10	674,88	3.662	4.289,87
38.	Pompa 16	PU-16	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
39.	Pompa 17	PU-17	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
40.	Pompa 18	PU-18	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
41.	Pompa 19	PU-19	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
42.	Pompa 20	PU-20	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
43.	Pompa 21	PU-21	2	576,10	674,88	2.034	2.382,74
44.	Tangki Bahan Bakar Boiler	T-06	1	576,10	674,88	3.300	3.865,80
45.	Tangki bahan bakar generator	T-07	1	576,10	674,88	13.800	16.166,08
Total							1.123.540

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 10.000 Ton / Tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 Tahun
- d. Kurs mata uang : 1 \$ = Rp 15.367 (Per 23 september 2023)
- e. Tahun pabrik didirikan : 2027

6.3 Komponen Biaya

1. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 6. 4 *Physical plant cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Purchased Equipment cost</i>	49.373.525.658	3.281.658
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	12.343.381.415	820.414
3.	<i>Instalasi cost</i>	8.715.124.139	579.259
4.	Pemipaan	11.907.832.412	791.465
5.	Instrumentasi	12.465.402.967	828.525
6.	Insulasi	1.994.336.444	132.555
7.	Listrik	4.937.352.566	328.166
8.	Bangunan	122.850.000.000	8.165.341
9.	<i>Land & Yard Improvement</i>	4.500.000.000	299.097
Total		229.086.955.601	15.226.480

Tabel 6. 5 *Direct plant cost (DPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Engineering and Construstion</i>	45.817.391.120	3.045.296
Total		45.817.391.120	3.045.296

Tabel 6. 6 *Fixed capital investment (FCI)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	274.904.346.721	18.271.776
2.	<i>Cotractor's fee</i>	10.996.173.869	730.871
3.	<i>Contingency</i>	27.490.434.672	1.827.178
Total		313.390.955.262	20.829.824

b. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Investasi yang cepat kembali
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain

Tabel 6. 7 *Working capital investment (WCI)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	76.419.064.602	5.079.265
2.	<i>Inproses Onventory</i>	45.612.656.582	3.031.688
3.	<i>Product Inventory</i>	91.225.313.165	6.063.376
4.	<i>Extended Credit</i>	108.941.649.545	7.240.909
5.	<i>Available Cash</i>	91.225.313.165	6.063.376
Total		413.423.997.060	27.478.614

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6. 8 *Direct manufacturing cost* (DMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	840.609.710.625	55.871.914
2.	<i>Labor</i>	14.658.000.000	974.258
3.	<i>Supervision</i>	1.465.800.000	97.426
4.	<i>Maintenance</i>	6.267.819.105	416.596
5.	<i>Plant Supplies</i>	940.172.866	62.489
6.	<i>Royalty and Patents</i>	11.983.581.450	796.500
7.	<i>Utilities</i>	25,302,857,990	1.681.778
Total		901.227.942.036	59.900.962

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect manufacturing cost* (IMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	2.198.700.000	146.139
2.	<i>Laboratory</i>	1.465.800.000	97.426
3.	<i>Plant Overhead</i>	7.329.000.000	487.129
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	59.917.907.250	3.982.500
Total		70.911.407.250	4.713.193

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 10 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	25.071.276.421	1.666.386
2.	<i>Property taxes</i>	3.133.909.553	208.298
3.	<i>Insurance</i>	3.133.909.553	208.298
Total		31.339.095.526	2.082.982

Tabel 6. 11 *Total manufacturing cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	901.227.942.036	59.900.962
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	70.911.407.250	4.713.193
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	31.339.095.526	2.082.982
Total		1.003.478.444.812	66.697.138

3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 *General expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Administration</i>	20.069.568.896	1.333.943
2.	<i>Sales Expense</i>	50.173.922.241	3.334.857
3.	<i>Research</i>	40.139.137.792	2.667.886
4.	<i>Finance</i>	14.536.299.046	966.169
Total		124.918.927.976	8.302.854

Tabel 6. 13 Total *production cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Manufacturing Cost</i> (MC)	1.003.478.444.812	66.697.138
2.	<i>General Expenses</i> (GE)	124.918.927.976	8.302.854
Total		1.128.397.372.788	74.999.992

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp 1.198.358.145.000
Total Production cost	: Rp 1.128.397.372.788
Keuntungan	: Total Penjualan – Total biaya produksi Rp 69.960.772.212

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan	: 20% x Rp 69.960.772.212 Rp 13.992.154.442
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak Rp 55.968.617.769

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

1. *Return on Investment* (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \quad (6.2)$$

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 23,67\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 18,43\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$\%POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresant}} \quad (6.3)$$

a. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

$$POT\ b = 3,1\ \text{tahun}$$

b. POT setelah pajak (POTa)

$$POT\ a = 3,4\ \text{tahun}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada *range* 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3\ Ra}{Sa - Va - 0,7\ Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Tabel 6. 14 *Annual fixed manufacturing cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	25.071.276.421	1.666.386
2.	<i>Property taxes</i>	3.133.909.553	208.298
3.	<i>Insurance</i>	3.133.909.553	208.298
Total		31.339.095.526	2.082.982

Tabel 6. 15 *Annual regulated expenses (Ra)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Gaji Karyawan	14.658.000.000	974.258
2.	<i>Payroll Overhead</i>	2.198.700.000	146.139
3.	<i>Supervision</i>	1.465.800.000	97.426
4.	<i>Plant Overhead</i>	7.329.000.000	487.129
5.	Laboratorium	1.465.800.000	97.426
6.	<i>General Expense</i>	124.918.927.976	8.302.854
7.	<i>Maintenance</i>	6.267.819.105	416.596
8.	<i>Plant Supplies</i>	940.172.866	62.489
Total		159.244.219.947	10.584.317

Tabel 6. 16 *Annual variable value (Va)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	840.609.710.625	55.871.914
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	59.917.907.250	3.982.500
3.	<i>Utilities</i>	25.302.857.990	1.681.778
4.	<i>Royalty & Patent</i>	11.983.581.450	796.500
Total		937.814.057.315	62.332.692

Tabel 6. 17 *Annual sales value (Sa)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	1.198.358.145.000	79.650.000
Total		1.198.358.145.000	79.650.000

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 48,76 \%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$BEP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 29,43 %

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i)^1) \frac{WC + SV}{CV} \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut

FCI = Rp 313.390.955.262

WCI = Rp 413.423.997.060

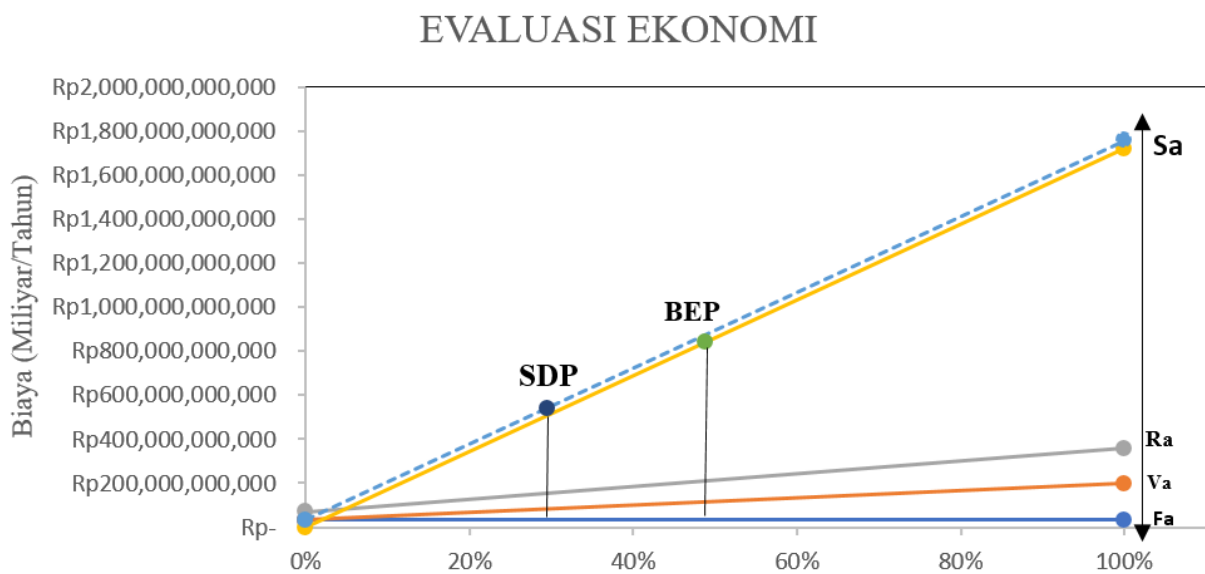
SV = Rp 25.071.276.421

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah :

$$\text{DCFR} = 14,82 \%$$

Setelah dilakukan analisa terhadap evaluasi ekonomi didapat grafik sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

1. Prarancangan pabrik asam fumarat dari benzena dan udara dengan kapasitas 10.000 ton/tahun akan didirikan di Kecamatan Lebeng, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dengan luas 27.336 m² dan jumlah pekerja 140 orang.
2. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan dapat disimpulkan pabrik asam fumarat ini memiliki resiko rendah, pabrik asam fumarat ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:
 - a. *Return On Investment* (ROI)
 - ROI sebelum pajak = 23,67 %
 - ROI setelah pajak = 18,43 %
 - b. *Pay Out Time* (POT)
 - POT sebelum pajak = 3,1 tahun
 - POT setelah pajak = 3,4 tahunSyarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah adalah 5 tahun.
 - c. *Break Event Point* (BEP) = 48,76 %
Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.
 - d. *Shut Down Point* (SDP) = 29,43 %
Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%.
 - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = DCFR = 14,82 %
Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank. Dengan pertimbangan hasil diatas, maka pabrik asam fumarat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak dari aspek teknis dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik. 2022. <https://www.bps.go.id/>. Diakses Pada Tanggal 8 Juni 2023 Pukul 13.00 WIB.
- Bodman, S. W. 1968. *The Industrial Practice of Chemical Process Engineering*. Massachusetts Institute of Technology. London, England
- Brown, G G. 1977. *Unit Operations*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. 1959. *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Coulson, J. M and Richardson, J.F. 1989. *An introduction to chemical Engineering*. Pergamon Press : Oxford.
- Froment, Gillbert. 2011. *Chemical Reactor Design*. Hamilton Printing Company. United States of America.
- Geankoplis, C J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey
- Kemenperin. <https://kemenperin.go.id/>. Diakses Pada Tanggal 8 Juli 2023 Pukul 13.00 WIB.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. Mc GrawHill Book Co.Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D. 2007. *Concise Encyclopedia of Chemical Technology, 2 Volume Set, 5th edition*. In Wiley. Hoboken, N.J : Wiley-Interscience.
- LabChem. 2017. *Phenol Safety Data Sheet*. Pennsylvania: LabChem, Inc.
- LabChem. 2018. *Sodium Hydroxide Safety Data Sheet*. Pennsylvania: LabChem, Inc.

Perry, R.H. and D. W. Green. 1997. *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th Ed., Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York.

Rase, H.F., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, vol II, John Willey and Sons Inc., New York.

Smith, J.M., 1981, *Chemical Engineering Kinetics*, 3rd Ed., Mc.Graw-Hill Book CO-Kogakusha Ltd., Tokyo.

Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th Ed., Mc. Graw-Hill Inc., Singapore.

Yaws, Carl. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill. New York.

Zhao, H., Liu, S., Shang, M., & Su, Y. (2021). Direct oxidation of benzene to phenol in a microreactor: Process parameters and reaction kinetics study. *Chemical Engineering Science*, 246, 116907.

United State Patent. 1987. *Procces For The Synthesis Of Phenol*. <https://patents.google.com/patent/US4684749>. Diakses Pada Tanggal 15 agustus 2023 Pukul 18.30 WIB.

<https://www.chemengonline.com/pci> diakses pada tanggal 4 september 2023

<http://www.labchem.com/tools/msd> diakses pada tanggal 7 september 2023

LAMPIRAN

REAKTOR

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *benzene* dan *udara*
menjadi asam maleat

Kondisi Operasi : Suhu = 400 °C

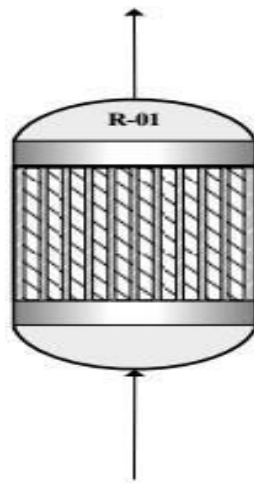
Tekanan = 3,5 atm

Konversi = 99,9 %

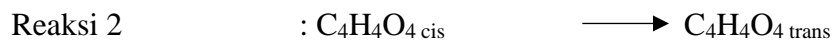
Reaksi = Eksotermis

Tujuan ;

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung neraca massa
3. Menghitung neraca panas
4. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- b. Reaksi eksotermis sehingga membutuhkan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin dapat berlangsung optimal
- c. Umur katalis panjang 12-15 bulan
- d. Tidak memerlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

- f. Konstruksi reaktor *fixed bed multitube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah

(Hill, 1997)

2. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₆ H ₆ (Benzene)	849,007	8,490
C ₇ H ₈ (Toluene)	10,050	10,050
O ₂ (Oksigen)	1567,398	15,674
N ₂ (Nitrogen)	6979,420	6979,420
C ₄ H ₄ O ₄ <small>cis</small> (Asam Maleat)	0	1250,000
H ₂ O (Air)	0	193,965
CO ₂ (Karbon dioksida)	0	948,275
TOTAL (kg/jam)	9405,875	9405,875

3. Neraca Panas

$$T_{in} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 673 \text{ K}$$

$$T_{out} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 673 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

a. Mencari nilai $\int C_p dT$

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)				
	A	B	C	D	E
Benzene	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,524E-08	-5,052E-12
Toluene	-24,097	5,22E-01	-2,98E-04	6,122E-08	1,258E-12
Oksigen	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
Nitrogen	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
Asam Maleat	-15,115	5,89E-01	-6,47E-04	3,68E-07	-8,00E-11
Air	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Karbon-dioksida	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13

(Yaws, 1999)

$$\int C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Komponen	T (K)	Tref (K)	$\int C_p dT$ (Kj/kmol.K)
Benzene	673	298	4981,42
Toluene	673	298	61354,52
Oksigen	673	298	11616,89
Nitrogen	673	298	11088,16
Asam Maleat	673	298	57542,36
Air	673	298	13188,23
Karbon-dioksida	673	298	16367,41
TOTAL			220977,00

Sehingga nilai $\int C_p dT = 220977,00$ kJ/kmol.K

b. Mencari nilai Q untuk arus masuk reaktor

Komponen	Laju alir mol (kmol/jam)	Q (kj/jam)
Benzene	10,8847	542269,91
Toluene	0,1092	6702,31
Oksigen	48,9812	569009,13
Nitrogen	249,2650	2763891,37
Asam Maleat	0	0
Air	0	0

Karbondioksida	0	0
TOTAL	309,2401	3881872,73

Sehingga Qmasuk = 2998912,75 kJ/jam

c. Mencari nilai Q untuk arus keluar reaktor

Komponen	Laju alir mol (kmol/jam)	Q (kJ/jam)
Benzene	0,1088	5422,69
Toluene	0,1092	6702,31
Oksigen	0,4898	5690,09
Nitrogen	249,2650	2763891,37
Asam Maleat	10,7759	620068,49
Air	10,7759	142114,57
Karbondioksida	21,5517	352746,00
TOTAL	293,0763	2781706,47

Sehingga Qkeluar = 2451571,86 kJ/jam

d. Mencari panas reaksi (ΔH_R) pada reaktor

$$\Delta H_R = \sum (n\Delta H_f)_{product} - \sum (n\Delta H_f)_{reactants}$$

Komponen	A	B	C	ΔH_f 298K (kJ/kmol)	ΔH_f 673K (kJ/kmol)

Benzene	101,403	- 7,21E- 02	3,2877E- 05	82,93	27943,39
Oksigen	0	0	0	0	0
Asam Maleat	-664,33	- 4,60E- 02	2,38E-05	-675,80	- 255288,26
Air	-238,41	- 1,23E- 02	2,77E-05	-241,80	-91378,50
Karbondioksida	-393,42	1,59E- 04	-1,39E- 06	-393,50	- 147633,67

$$\text{Sehingga } \Delta H_R = (-255288,26 + -91378,50 + -147633,67) - (27943,39 + 0)$$

$$= -522243,82 \text{ kJ/jam}$$

Karena nilai ΔH_R bernilai negatif maka reaksi berjalan dengan eksotermis

e. Mencari Q pendingin

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} + \Delta H_R$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 2998912,75 \text{ kJ/jam} - 2451571,86 \text{ kJ/jam} + -522243,82 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1069584,71 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Total Pada Reaktor

	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Qmasuk	2998912,7508	0
ΔH_R	522243,8164	0
Qkeluar	0	2451571,8572
Qpendingin	0	1069584,7100
TOTAL	3521156,5672	3521156,5672

4. Perancangan Reaktor

- a. Menentukan persamaan dx/dz

Stokiometri persamaan :

Komponen	Mula-mula (kmol/jam)	Bereaksi (kmol/jam)	Sisa (kmol/jam)	
C_6H_6	$F_{a0} = 10,88$	$F_{a0} \cdot x$	$F_a = F_{a0} - F_{a0} \cdot x$	$10,88 - 10,88x$
O_2	$F_{b0} = 48,98$	$4,5F_{a0} \cdot x$	$F_b = F_{b0} - 4,5F_{a0} \cdot x$	$48,98 - 220,42x$
$C_4H_4O_4$ ciss	$F_{c0} = 0$	$F_{a0} \cdot x$	$F_c = F_{c0} + F_{a0} \cdot x$	$0 + 10,88x$
H_2O	$F_{d0} = 0$	$F_{a0} \cdot x$	$F_d = F_{d0} + F_{a0} \cdot x$	$0 + 10,88x$

CO ₂	Fe ₀ = 0	2Fa ₀ .x	Fe=Fe ₀ +2Fa ₀ .x	0+21,77x
Total	Ft ₀ = 59,87		Ft=Ft ₀ + Fa ₀ .x	59,87+ 10,88x

Dari stokiometri diperoleh :

$$F_a = F_{a0} - F_{a0}x$$

$$dF_a = -F_{a0}dx$$

Maka,

$$-F_{A0} = \frac{dx}{dz} = -\frac{\pi}{4} ID_t^2 N_t \times K \times CA \times CB^{4,5}$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{\frac{\pi}{Dt^2} N_t \times K \times CA_0 \times CA_0^{4,5}}{4FA_0} \times \frac{(1-x)}{(1-0,2727x)} \times \frac{(4,5-x)}{(1-0,2727x)}^{4,5}$$

b. Menentukan Persamaan dT/dZ

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{FA_0(-\Delta HR) \frac{dX}{dZ} - \pi \times Dt \times Ud \times N_t \times (T - T_p)}{(\sum FiC_{pi})}$$

c. Menentukan dP/dZ (pressure Drop)

$$\frac{dP}{dZ} = -\frac{G}{\rho g \times g \times Dp} \times \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \times \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75 \times Gt \right]$$

Keterangan :

- ρ : Densitas gas, gr/m³
- G : Kecepatan aliran massa gas dalam pipa gr/cm³
- Dp : Diameter Partikel, cm
- ε : Porositas Katalis
- μ : Viskostas Umpan Gas, kg/m.s
- g : Percepatan Gravitasi ; 9,8 cm/det²

d. Menghitung nilai kinetika reaksi (k)

$$k = A \exp \frac{-Ea}{RT}$$

Keterangan :

A : 4300 s⁻¹

Ea : -25000 kJ mol⁻¹

R : Konstanta gas ideal, 8,3145 J/mol.K

T : Suhu, K

Sehingga, nilai k dapat diketahui sebesar = 49,32111061 kmol.s/L.jam

$$= 177555,9982 \text{ kmol/L}$$

e. Data-data Sifat Fisis Bahan

(1) Menentukan Densitas Umpan Campuran

$$\rho = \frac{BM_{camp.} \cdot P}{R \cdot T}$$

Dimana :

BM umpan campuran = BM C₆H₆ + BM O₂

$$= 78 + 32$$

$$= 110 \text{ g/mol}$$

P = 3,5 atm

R = 0,08210 L.atm/mol.K

$$T = 350 \text{ }^{\circ}\text{C} = 623 \text{ K}$$

Sehingga, densitas umpan masuk reaktor sebesar = 6,967910 g/L

$$= 0,006968 \text{ kg/L}$$

(2) Menentukan Umpan Y_i Masuk

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Y_i
Benzene	78	849,0073	10,88	0,1818
Oksigen	32	10,0500	49,98	0,8182
Asam Maleat	116	0	0	0
Air	18	0	0	0
Karbondioksida	44	0	0	0
TOTAL		859,0573	59,8659	1,0000

(3) Menentukan Viskositas Umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2 \text{ (yaws, 1999).}$$

Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A (micropoise)	B (micropoise)	C (micropoise)
Benzene	-0,151	2,5706E-01	-8,97970E-06
Oksigen	44,224	5,6200E-01	-1,13000E-04

Asam Maleat	-11,219	2,92E-01	-1,06E-05
Air	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05
Karbondioksida	11,811	4,98E-01	-1,09E-04

Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	μ (mp)	μ (kg/m.s)	μ (kg/m.jam)	Yi* μ i
Benzene	0,1818	1,68783+02	1,6878E-05	0,061	0,01105
Oksigen	0,8182	3,71269+02	3,7127E-05	0,134	0,10936
Asam Maleat	0	1,8037E+02	1,8038E-05	0,065	0
Air	0	2,4455E+02	2,4455E-05	0,088	0
Karbondioksida	0	2,9807E+02	2,9807E-05	0,107	0
TOTAL	1,0000	964,9834	0,0001	0,3474	0,12040

$$\mu_{gas} = 0,12040 \text{ kg/m.jam}$$

f. Dimensi Reaktor

(1) Menentukan Ukuran dan Jumlah Tube

Diameter pipa dari reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan adar perpindahan panas dapat berjalan dengan lancar. Reaksi yang terjadi pada reaktor merupakan eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa adalah turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
H_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena dapat menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

Dimana :

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,22 \text{ cm}$$

$$D_t = 2,6645 \text{ cm} = 0,026645 \text{ m} = 1,049 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, dipilih ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Pemilihan spesifikasi pipa berdasarkan tabel 11 *Kern* sebagai berikut :

- Jenis Tube : Steel Pipe
- Nominal Pipe Size : 1 in = 2,5400 cm = 0,025400 m
- *Schedule Number* : 40 ft
- Diameter dalam *tube* OD : 1,32 in = 3,3528 cm = 0,033528 m
- Diameter luar *tube* ID : 1,049 in = 2,6645 cm = 0,026645 m
- *Flow area* per pipa : $0,864 \text{ in}^2 = 5,5742 \text{ cm}^2 = 0,000557 \text{ m}^2$

Aliran dalam pipa turbulen dipilih $N_{Re} = 4500$

$$N_{Re} = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu}$$

Maka, untuk mencari kecepatan massa per satuan luas persamaan diatas menjadi :

$$G_t = \frac{N_{Re} \cdot \mu}{D_t}$$

Sehingga nilai G_t dapat diketahui :

$$\mu = \text{viskositas gas umpan} = 0,1204 \text{ kg/m.jam}$$

$$D_t = \text{diameter tube} = 0,026645 \text{ m}$$

$G_t = \text{kec. massa per satuan luas} = 20.334,8724 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$

Digunakan 1 buah reaktor.

Luas Penampang Total : $A_t = \frac{G}{G_t} = 0,4625 \text{ m}^2$

Luas Penampang Pipa : $A_o = \frac{\pi D^2}{4} = 0,000557299 \text{ m}^2$

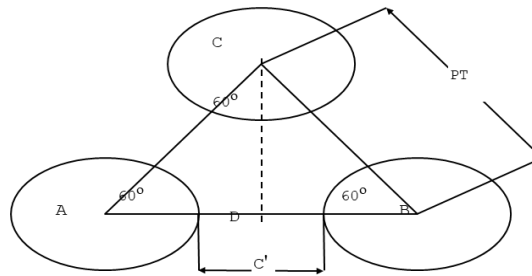
Jumlah pipa maksimum dalam reaktor :

$Nt_{max} = \frac{A_t}{A_o} = 829,9839$

Diambil jumlah pipa maksimum 700 buah.

(2) Menentukan Diameter Reaktor (IDs)

Pipe (tube) disusun dengan pola *triangular pitch* agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar sehingga transfer panas lebih baik daripada susunan *square pitch*.



$$\begin{aligned}\text{Pitch tube (Pt)} &= 1,25 \times \text{ODt} \\ &= 1,25 \times 1,32 \text{ in} \\ &= 1,65 \text{ in} = 4,191 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Clearance (C')} &= \text{Pt} - \text{ODt} \\ &= 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in} \\ &= 0,33 \text{ in} = 0,8382 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\text{IDs} = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot Pt^2 \cdot 0,0866}{\pi}}$$

$$ID_s = 126,8167 \text{ cm}$$

Jadi, diameter dalam reaktor adalah $126,8167 \text{ cm} = 1,2681 \text{ m} = 49,9278 \text{ in}$

(3) Menentukan Tekanan Perancangan

$$P = 3,5 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,5 \times \text{tekanan operasi}$$

$$P_{\text{design}} = 5,25 \text{ atm} = 531,95625 \text{ kPa} = 77,153475 \text{ psi}$$

(4) Menentukan Jari-jari Dalam

$$R = \frac{D}{2}$$

$$R = 22,9259 \text{ in} = 0,5823 \text{ m}$$

(5) Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan :

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

Dimana :

ts = tebal shell

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan (*Brownell, tabel 19-1, p.251*)

r = jari-jari shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, psi

Bahan yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 212 Grade B* :

E = 0,85 (*double welded butt joint, tabel 13.2, p.254*)

f = 15100 psi

C = 0,125

P = 61,7228 psi

Maka,

ts = 0,2356 in

Dipilih tebal dinding reaktor standar 1/4 in.

Diameter luar reaktor = ID + 2ts

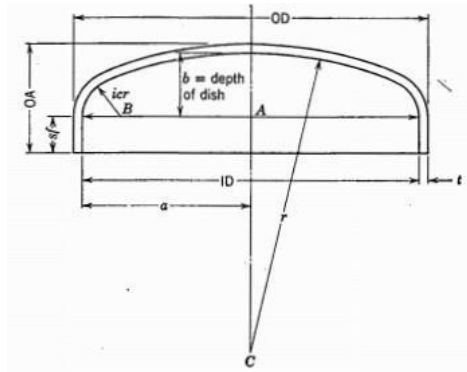
$$= 45,8518\text{in} + (2 \times 0,25 \text{ in})$$

$$= 46,3518 \text{ in}$$

Sehingga, dipilih diameter luar (OD) standar 54 in

(6) Menghitung dan Menentukan Head

Bahan yang digunakan untuk head sama dengan bahan shell yaitu *Steel SA 167 Grade 3 type 304* dan jenis head yang digunakan adalah *Elipstical Dished Head*.



Keterangan :

ID = diameter dalam *head*, in

OD = diameter luar *head*, in

a = jari-jari dalam *head*, in

t = tebal *head*, in

r = jari-jari luar *dish*, in

icr = jari-jari dalam sudut *icr*, in

b = *depth of dish*, in

sf = *straight flange*

OA = tinggi total *head*, in

a) Menghitung Tebal Head

Tebal head dapat diketahui dari

$$th = \frac{P \cdot d \cdot V}{2f \cdot E^{-0,2} \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13.10})$$

th : tebal head, in

Dimana

$$OD = 54 \text{ in}$$

$$ID = 49,9278 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 24,96 \text{ in}$$

$$b = ID/4 = 12,48 \text{ in}$$

$$k = a/b = 2$$

$$V = 1/6 (2+k^2) = 1$$

Dari persamaan 13.10 Brownell and Young, diperoleh nilai $th = 0,96 \text{ in}$.

Maka dipilih $th \text{ standar} = 1 \text{ in}$.

Berdasarkan *tabel 5.11 Brownell*, dari $th \text{ standar}$ tersebut dapat ditentukan *Straight Flange* berkisar antara $3 - 4 \frac{1}{2} \text{ in}$. Maka dipilih nilai $SF = 3 \text{ in}$.

b) Menghitung Tinggi Head

$$ODs = 54 \text{ in}$$

$$ts = 3/4 \text{ in}$$

$$OA = sf + b + th$$

Maka tinggi head adalah :

$$OA = 6,4084 \text{ in}$$

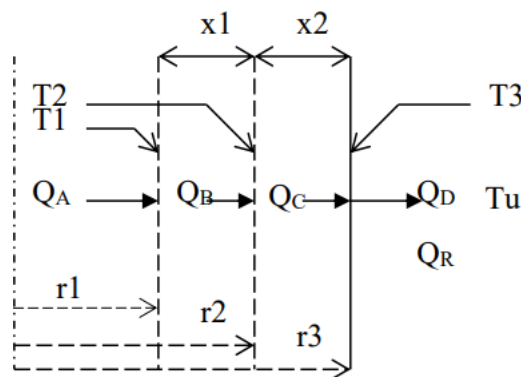
(7) Menghitung Tinggi Reaktor Total

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Reaktor Total} &= \text{panjang tube} + \text{tinggi head top} \\ &= 6,096 \text{ m} + (2 \times 0,1627\text{m}) \\ &= 6,4215 \text{ m}\end{aligned}$$

(8) Menentukan Tebal Isolator

Asumsi :

- Transfer panas dalam keadaan steady state, sehingga $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$
- Suhu dinding luar isolator $50\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu udara luar $30\text{ }^\circ\text{C}$



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dindingshell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam reaktor

T2 = suhu dinding luar

reaktor

T3 = suhu isolator luar

Tu = suhu udara luar

– Sifat-sifat fisis bahan

- Bahan isolasi : asbestos felt 20 lamination, dengan sifat fisis :

$$k_{is} = 0,112 \text{ W/m.C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

- *Carbon Steel* : $k_s = 40,6714 \text{ W/m.C}$ (Kern,1999)

- Sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 1,70082\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,7049$$

$$\mu = 0,0000191 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,582 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,6858 \text{ m}$$

$$L = 0,2664 \text{ m}$$

a. Perpindahan Panas Konduksi :

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)} \quad \dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)} \quad \dots(b)$$

b. Perpindahan Panas Konveksi :

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_u)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u) \quad \dots(c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots(d)$$

Kemudian persamaan a,b,c, dan d ditrial menggunakan excel dan

diperoleh nilai :

$$T_2 = 350 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 16,8974 \text{ cm}$$

LAMPIRAN B

PERANCANGAN REAKTOR-02

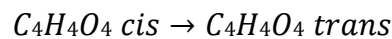
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi isomerisasi asam maleat ($C_4H_4O_4$ cis) menjadi asam fumarat ($C_4H_4O_4$ trans) dengan O_2 dan Katalis Hcl

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi : Suhu : 90 °C

Tekanan : 1 atm : 14,19 psi

Reaksi sintesis :



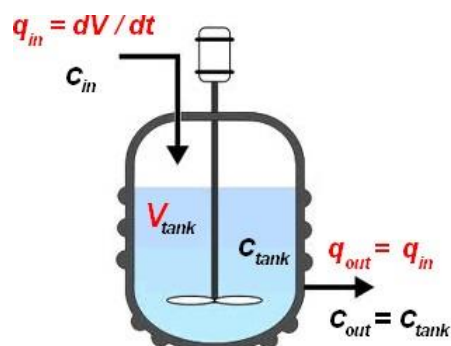
Kinetika Reaksi :

Diketahui nilai analogi kinetika reaksi benzene dan oksigen menjadi asam fumarat dalam mikroreaktor sebagai berikut :

Maka,

$$k = 33,3 \text{ min}^{-1} (\text{orde 1}) \text{ untuk reaksi 2}$$

Model matematis perancangan reaktor :



(<https://en.wikipedia.org/wiki/File:Cstr.png>)

Asumsi Reaktor :

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

Pada keadaan *steady state* maka dapat dituliskan :

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Maka diperoleh V sebesar $4,59 \text{ m}^3 = 1214,73 \text{ gallon}$

Optimasi Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$V_1 = 4,59 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,99$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_1 = V_2 = 2,65 \text{ m}^3$$

$$\tau = 3,18 \text{ jam}$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$V_1 = V_2 = V_3 = 0,197 \text{ m}^3$$

$$\tau = 2,65 \text{ jam}$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 0,137 \text{ m}^3$$

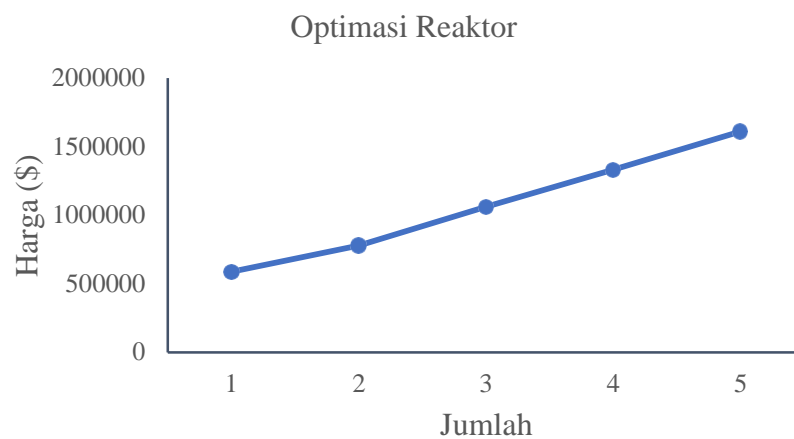
$$\tau = 2,36 \text{ jam}$$

5. Jumlah Reaktor 5

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\tau = 2,21 \text{ jam}$$

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	1214.7384	176900	176900
2	702.1974	132300	264600
3	52.1374	91600	274800
4	34.8606	75900	303600
5	27.4188	65600	328000



(sumber harga reaktor <https://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>)

Menghitung Dimensi Reaktor

Untuk perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum adalah 1 : 1.5
(H=1,5D)

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

(Brownell, 1959 hal.41)

Densitas

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	ρ (kg/m ³)	fraksi massa	ρ campuran (kg/m ³)
C4H4O4 cis	116	1225.00	10.5603	1309.057 7	0.665585792	871.29021
H2O	18	554.234	30.79077	955.8713	0.301134919	287.8462238
HCl	36	61.25	1.7014	925.7683	0.03327929	30.80891022
total		1840,48	43,05	3190,69	1,0000	1189,94

Densitas campuran = 1189,94 kg/m³

$$F_v = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho \text{ campuran} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}$$

$$= 1,5466 \text{ m}^3/\text{jam}$$

V = 4,59 m³

V over design (20%) = 1,2 x 4,59 m³ = 5,5179 m³

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

D = 1,915 m = 75,4168 in

H = 2,87 m = 113,12 in

$$\text{Tinggi Cairan (Hi)} = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = 1,91 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 14,19 \text{ psi}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 1189,94 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times g \times h}{gc}$$

Maka,

$$P_{hidrostatik} = 2279,44 \text{ kg/m}^2 = 3,2 \text{ psi}$$

$$P_{absolute} = \text{Tekanan operasi} + \text{Tekanan hidrostatik}$$

$$P_{absolute} = 17,93 \text{ psi}$$

$$P_{desain} = 1,2 \text{ (overdesign 20\%)} \times \text{Tekanan absolut}$$

$$P_{desain} = 21,51 \text{ psi}$$

Menghitung Tebal Shell

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

$$P \text{ (Tekanan dalam tangki, psi)} = 21,51 \text{ psi}$$

$$f \text{ (Allowable stress, psi)} = 18.750 \text{ psi (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 342)}$$

$$r_i \text{ (jari-jari reaktor, in)} = 37,7 \text{ in}$$

$$C \text{ (faktor korosi, in)} = 0,125 \text{ in}$$

$$E \text{ (efisiensi sambungan, 80\%)} = 0,8 \text{ (Brownell, 1959 tabel 13.2 hal. 254)}$$

$$ts \text{ (Tebal shell, in)} = 0,407 \text{ in}$$

Maka, diperoleh ts standar sebesar 0,4375 in atau 7/16 in (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 91)

Menghitung Dimensi Head

$$OD = (2 \times r) + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$OD \text{ (outside design, in)} = 82,81 \text{ in}$$

Pada tabel 5.7 hal. 91 (Brownell, 1959), di dapat :

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

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

$$w = 1,7112 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \times r \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$th \text{ (tebal head, in)} = 0,228 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 brownell hal. 93, dengan th standar sebesar 0.375 (3/8 in) maka nilai sf adalah 1 1/2 - 3, sehingga dipilih nilai sf sebesar 3 in.

Menghitung Tinggi Head

$$ID \text{ (inside diameter, in)} = 77,62 \text{ in}$$

$$OD \text{ (outside diameter, in)} = 78 \text{ in}$$

$$th \text{ (tebal head, in)} = 0.228 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2 \times th$$

$$ID = 77,62 \text{ in}$$

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

$$a = 38,81 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 34,06 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 73,25 \text{ in}$$

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

$$AC = 64,84 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 13,15 \text{ in}$$

$$H_{head} (OA) = th + b + sf$$

$$H_{head} (OA) = 15,33 \text{ in} = 0,389 \text{ m}$$

$$h_{Reaktor} = 2 \times H_{head} + h_{Shell}$$

$$h_{Reaktor} = 143,803 \text{ in} = 3,65 \text{ m}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk

berdasarkan katalis dipilih pengaduk dengan tipe Turbine with 6 Flat Blades sangat diperlukan untuk mencapai pengadukan 500 rpm. Berdasarkan buku brown (1978), hal. 507 diperoleh data:

$$Dt/Di = 3$$

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

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

$$Wb/Di = 0,17$$

$$L/Di = 1$$

$$\text{Baffle} = 4$$

$$Di \text{ (diameter pengaduk, in)} = 0,64 \text{ m} = 25,19 \text{ in}$$

ZL (tinggi cairan dalam reaktor, in)	= 3,9 m	= 153,54 in
Wb (lebar baffle, in)	= 0,11 m	= 4,3 in
Zi (jarak pengaduk, in)	= 0,83 m	= 32,67 in
L (lebar pengaduk, in)	= 0,64 m	= 25,19 in
Jumlah Impeler	= 1	

Menghitung Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \times D} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$

$$WELH = Z_L \times Sg$$

Spesific Gravity	= 1,0311	
WELH	= 5,6318 m	= 18,4771 ft
Jumlah Putaran (N)	= 0,03 rpm	= 2,03 rps

Menghitung Power Pengaduk

$$Pa = \frac{Np \times \rho \times N^3 D^5}{550 \times gc}$$

Np (power number)	= 7 (fig. 447 buku brown hal.507)
ρ (densitas campuran)	= 1189,95 kg/m ³
Di (diameter pengaduk)	= 2,09 ft
gc	= 32,2 ft.lbm/s ² .lbf
N (kecepatan putaran pengaduk)	= 2,03 rps
Pa	= 9,96 hp
Maka, daya efisiensi motor adalah 86% (figur 14.38 peters hal. 521)	
P (daya motor)	= 11,58 hp

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
ΔH_1 (masuk)	289451,4	
ΔH_2 (keluar)		359577,19
ΔH_R (Reaksi)	212857,88	
Q pendingin		142732,1
Total	502309,28	502309,28

Media pendingin yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 40 °C.

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H = 41,81 \text{ kj/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

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

$$m = 3413,74 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk (T_1)	120	393	248
Suhu fluida panas keluar (T_2)	120	393	248
Suhu fluida dingin masuk (t_1)	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar (t_2)	40	313	104

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

$$\Delta T_{LMTD} = 152,8234 \text{ } ^\circ\text{Fs}$$

Menghitung Luas Perpindahan Panas

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

Nilai UD untuk light organic (hot) dan water (cold) sebesar 75 - 150 Btu/ft².°F jam. Maka nilai UD = 150 btu/jam.ft².°F

$$A = 1,6516 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi \times D \times H$$

$$A = 8,76 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka dipilih jaket pendingin.

Perhitungan Desain Jaket Pendingin

Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil :

$$ID = OD + 2 \times jw$$

$$ID = 82 \text{ in}$$

$$H = 1,5 \times ID$$

$$H = 123 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Dinding Jacket

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

P (Tekanan dalam tangki, psi)	= 21,59 psi
f (<i>Allowable stress</i> , psi)	= 18.750 psi (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 342)
ri (jari-jari reaktor, in)	= 41 in
C (faktor korosi, in)	= 0,125 in
E (efisiensi sambungan, 80%)	= 0,8 (Brownell, 1959 tabel 13.2 hal. 254)
ts (Tebal <i>shell</i> , in)	= 0,407 in

Maka, diperoleh ts standar sebesar 0,4375 in atau 7/16 in (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 91)

Menghitung Tebal Bottom

$$OD = (2 \times r) + (2 \times \text{tebal shell})$$

OD (*outside design*, in) = 82 in

Pada tabel 5.7 hal. 91 (Brownell, 1959), di dapat :

OD	= 84 in
icr	= 5,125 in
r	= 84 in

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

w = 1,76 in

$$th = \frac{P \times r \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77 Brownell, 1959})$$

th (tebal *Bottom*, in) = 0,228 in

Berdasarkan tabel 5.8 brownell hal. 93, dengan th standar sebesar 0.6177 (3/4 in) maka nilai sf adalah 1 1/2 – 4, sehingga dipilih nilai sf sebesar 3 in.

Sehingga diperoleh tinggi bottom sebesar 16,13 in

Menentukan Luas Transfer Panas Jacket

Luas permukaan tangki untuk tebal head > 1 in (Persamaan 5.13 Brownell, 1959 hal. 88) :

$$Diameter (De) = OD + \frac{OD}{24} + 2 \times sf + \frac{2}{3} \times icr + th$$

Diameter (De) = 101,79 in

Rumus luas transfer panas jacket :

$$A = OD \times H + \frac{\pi}{4} \times OD^2$$

A = 15870,96 in²

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor Dan Jacket

Berikut merupakan persamaan 2.10, kern hal.718 :

$$\frac{hi \times Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\text{Dengan } \mu = \mu_w, \text{ sehingga } \frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

Di (diameter reaktor (ID shell), ft) = 6,2 ft

ρ (densitas campuran, lb/ft³) = 1189,94 lb/ft³

Cp (kapasitas panas larutan, Btu/lb.°F) = 6.117,1531 Btu/lb.°F

DI/L (Diameter pengaduk, ft) = 2,09 ft

N (Kecepatan rotasi pengaduk, rph)	= 7320,37 rph
k (Konduktivitas panas larutan, Btu/jam.ft ² .(°F /ft)	= 0,3577 Btu/jam.ft ² .(°F /ft)
μ (Viskositas campuran, lb/ft.jam)	= 10,60 lb/ft.jam
hi (koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft ² .°F)	= 27271,1 Btu/jam ft ² .°F

Menghitung hi

$$hi_o = ih \frac{ID}{OD}$$

$$hi_o = 25081,84 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung ho

Diketahui nilai j sebesar 110 dengan nilai Re_j 2540,55 (kern, fig. 20.2 hal. 718)

$$ho = j \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$ho = 14859,28 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc) dan Designed Overall Coefficient (Ud)

$$Uc = \frac{hi_o \times ho}{hi_o + h_o}$$

$$Uc = 9331,1 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$$

Diketahui nilai *fouling factor* (kern, tabel 12, hal.845) :

$$Rd = 0,002$$

$$\text{Maka, } hD = 1/Rd$$

$$= 500$$

Berdasarkan example 20.1, Kern, hal. 720 :

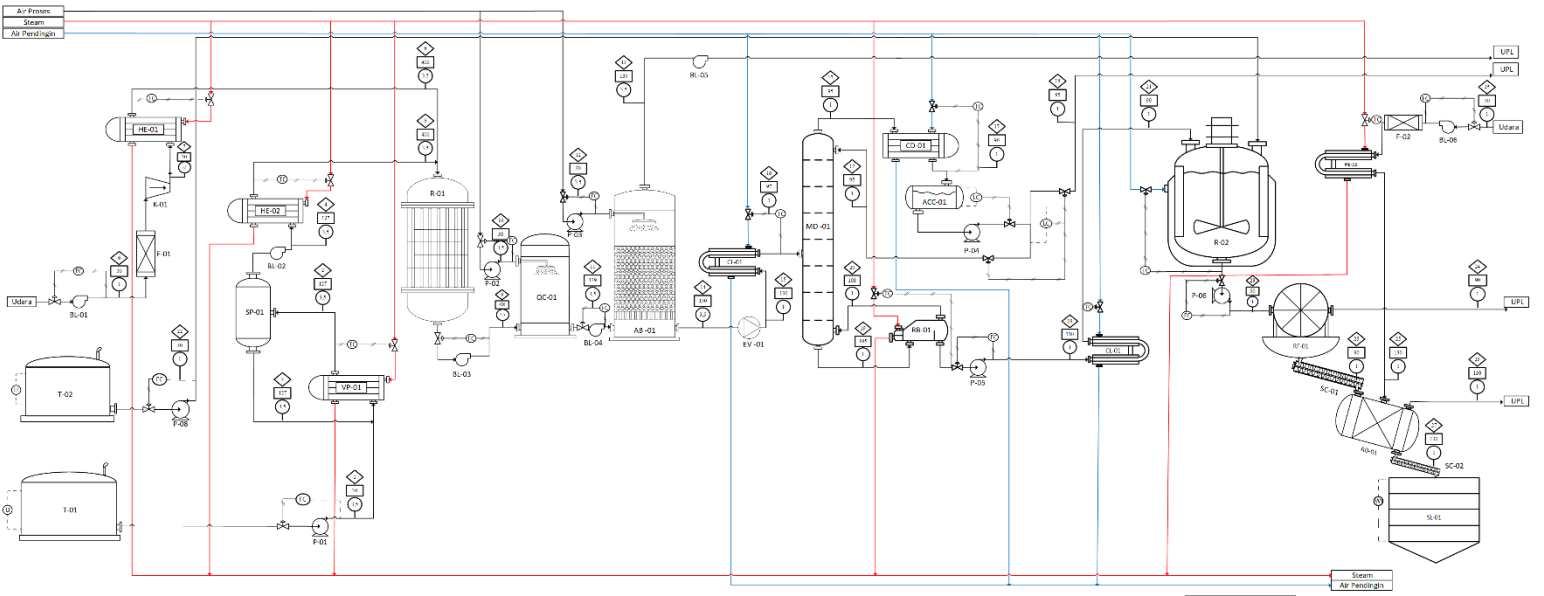
$$Ud = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$Ud = 61,0746 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$Ud = 346,79 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

LAMPIRAN A
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomer Area (Kg/Em)																										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	33	34	25	26	27
CH ₂	1050	1050	2003	849.01	849.01	-	-	-	8.49	-	8.49	-	8.49	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₂ H	13.18	13.48	3.43	16.05	16.05	-	-	-	10.05	-	10.05	-	10.05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
O ₂	-	-	-	-	1567.40	1567.40	1567.40	15.67	15.67	-	15.67	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	6979.12	6979.43	6979.42	6979.42	6979.42	-	6979.42	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	919.28	-	919.28	-	919.28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-	195.366	7185	7185	1602	-	891	891	891	8377	487	560	6.2	554	-	554	436	117	104	13.37
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	61.5	61.5	42.3	18.9	16.8	2.5
CH ₂ H ₂ O ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	1250	-	1250	-	12.5	1237	1237	1237	125	1.6	1227	2.3	1225	-	12.25	6.3	3.9	2.17	1.8
CH ₂ H ₂ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	1063	1063	304	859	859	8546.82	8546.82	8546.82	9406	7135	16541	1802	7974	10168	10168	10168	8389	192.69	1347.7	8.5	1779	61.5	1839	492	1346	125	1231

Keterangan Simbol	
RF	Rotary Vacuum Filter
BL	Blower
RD	Rotary Vacuum Dryer
SP	Separator
VP	Vaporizer
LI	Level Indicator
CD	Condenser
UL	Cooler
AUC	Accumulator
HT	Heater
MD	Melting Tank
P	Pump
R	Reactor
RB	Reboiler
SC	Screen Cassette
SI	Site
L	Level
QC	Quadrant
AB	Absorber

FACULTY OF CHEMICAL ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
2023

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:

Bina Rizka Iman (19521213)
 Lutfiyah Khamidul (19521220)

DOSISN PEMBIMBING

Dr. Dima S.T., M.Sc


LAMPIRAN B
KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Brian Rizka Iswara
No. MHS : 19521213
2. Nama Mahasiswa : Luthfiyah Khomairoh
No. MHS : 19521220

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Asam Fumarat Dari Benzena dan Udara Kapasitas 10.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**
Batas Akhir Bimbingan : **06 Oktober 2023**

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10/10/2022	Penentuan kapasitas pabrik	
2.	30/11/2022	Pemilihan proses	
3.	17/01/2023	MSDS dan spesifikasi alat	
4.	19/01/2023	Diagram alir kualitatif dan kuantitatif	
5.	03/02/2023	Perhitungan neraca massa dan neraca panas	
6.	15/06/2023	Perancangan alat besar (reactor)	
7.	14/07/2023	Perancangan alat pemisah dan transportasi	
8.	20/09/2023	PEFD, analisa ekonomi, utilitas dan naskah	

Disetujui draft penulisan:

Yogyakarta, 28 September 2023

Pembimbing,

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Diana', written in a cursive style.

Diana, Dr., S.T., M.Sc.