

No:TA/TK/2018/155

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI
BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : Rulita Reska M
No. Mahasiswa : 14521116

Nama : Rizky Maulida H
No. Mahasiswa : 14521123

**TEKNIK KIMIA/TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Rulita Reska M	Nama	: Rizky Maulida H
No. Mahasiswa	: 14521116	No. Mahasiswa	: 14521123

Yogyakarta, 8 September 2018

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

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


Rulita Reska Mawarni


Rizky Maulida Harsono

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI
BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
35.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



Oleh:

Nama : Rulita Reska M
No. Mahasiswa : 14521116

Nama : Rizky Maulida H
No. Mahasiswa : 14521123

Yogyakarta, 1 September 2018

Pembimbing I,


Ir. Daryono, MSL, C.Text ATL
NIP. 865210104

Pembimbing II,


23/10/2018
Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.
NIP. 175210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI
BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
35.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

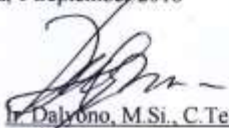
Nama : Rulita Reska Mawarni
No. Mahasiswa : 14521116

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia <Teknik Kimia/Teknik Kimia>
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

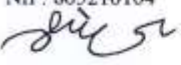
Yogyakarta, 1 September 2018

Tim Penguji,

Nama
Ketua


Dr. Daryono, M.Si., C.Text ATI
NIP. 865210104

Nama
Anggota I


Dr. Diana, S.T., M.Sc.
NIP. 005210108

Nama
Anggota II


Ariany Zulkahia, S.T., M.Eng.
NIP. 055210503

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Suharno Rusdi
NIP. 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI
BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
35.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

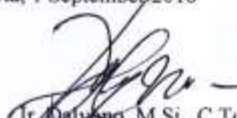
Nama : Rizky Maulida Harsono
No. Mahasiswa : 14521123

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia <Teknik Kimia/Teknik Kimia>
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

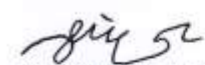
Yogyakarta, 1 September 2018

Tim Penguji,

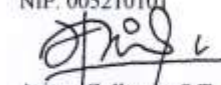
Nama
Ketua


Ir. Daryono, M.Si., C.Text ATl
NIP. 865210104

Nama
Anggota I


Dr. Diana, S.T., M.Sc.
NIP. 005210101

Nama
Anggota II


Ariany Zulkarna, S.T., M.Eng.
NIP. 055210503

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Prof. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Rasullulah ﷺ, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama di bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Bapak Dr. Drs. Imam Djari Widodo, M.Eng. Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

2. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
3. Bapak Ir. Dalyono, MSI., C.Text ATI. dan Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini
4. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat, motivasi, dan kasih sayang yang tak terbatas
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 1 September 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN PABRIK	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRACT	xii
BAB I	
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	4
1.4 Tinjauan Termodinamika	6
1.5 Tinjauan Kinetika	8
1.6 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada	9
BAB II	
PERANCANGAN PRODUK	11
2.1 Spesifikasi Produk	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	11
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	12
2.4 Pengendalian Kualitas	14
BAB III	
PERANCANGAN PROSES	16
3.1 Uraian Proses	16
3.2 Spesifikasi Alat Proses	19
3.3 Perancangan Produksi	45
BAB IV	
PERANCANGAN PABRIK	46
4.1 Lokasi Pabrik	46

	4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	47
	4.3 Tata Letak Alat Proses	52
	4.4 Aliran Proses dan Material	54
	4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	64
	4.6 Laboratorium	90
	4.7 Organisasi Perusahaan	91
	4.8 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	100
	4.9 Manajemen Produksi	104
	4.10 Analisa Ekonomi	106
BAB V	PENUTUP	133
	5.1 Kesimpulan	133
	5.2 Saran	134
	DAFTAR PUSTAKA	135
	LAMPIRAN A	A-1
	LAMPIRAN B	B-1
	LAMPIRAN C	C-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor asam fumarat di Indonesia pada tahun 2012-2017	3
Tabel 1.2 Harga ΔH_f° masing-masing komponen	7
Tabel 3.1 Spesifikasi pompa	43
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	49
Tabel 4.2 Neraca massa pada reaktor <i>fixed bed</i>	54
Tabel 4.3 Neraca massa pada <i>absorber</i>	55
Tabel 4.4 Neraca massa pada reaktor <i>batch</i>	55
Tabel 4.5 Neraca massa pada <i>centrifuge</i>	56
Tabel 4.6 Neraca massa pada <i>pneumatic conveying dryer</i>	56
Tabel 4.7 Neraca massa pada <i>separator 2</i>	57
Tabel 4.8 Neraca massa pada dekanter	58
Tabel 4.9 Neraca panas pada reaktor <i>fixed bed</i>	58
Tabel 4.10 Neraca panas pada <i>absorber</i>	59
Tabel 4.11 Neraca panas pada reaktor <i>batch</i>	59
Tabel 4.12 Neraca panas pada <i>pneumatic conveying dryer</i>	60
Tabel 4.13 Neraca panas pada <i>heater 1</i>	60
Tabel 4.14 Neraca panas pada <i>heater 2</i>	60
Tabel 4.15 Neraca panas pada <i>cooler 1</i>	61
Tabel 4.16 Jumlah kebutuhan air pendingin	71
Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit steam	71
Tabel 4.18 Kebutuhan air proses	71
Tabel 4.19 Jadwal karyawan <i>shift</i>	101
Tabel 4.20 Penggolongan jabatan	102
Tabel 4.21 Perincian jumlah gaji dan karyawan	102
Tabel 4.22 Harga alat-alat proses	109
Tabel 4.23 Luas masing-masing bangunan	114
Tabel 4.24 Harga alat-alat utilitas	115

Tabel 4.25 Harga alat lokal	116
Tabel 4.26 <i>Physical plant cost</i>	125
Tabel 4.27 <i>Direct plant cost</i>	126
Tabel 4.28 <i>Fixed capital investment</i>	126
Tabel 4.29 <i>Direct manufacturing cost</i>	127
Tabel 4.30 <i>Indirect manufacturing cost</i>	127
Tabel 4.31 <i>Fixed manufacturing cost</i>	127
Tabel 4.32 <i>Total manufacturing cost</i>	128
Tabel 4.33 <i>Working capital</i>	128
Tabel 4.34 <i>General expense</i>	128
Tabel 4.35 Total biaya produksi	129
Tabel 4.36 <i>Total capital investment</i>	129

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik impor asam fumarat ke Indonesia tiap tahun	3
Gambar 1.2. Rumus struktur senyawa asam fumarat	5
Gambar 1.3. Rumus struktur senyawa asam maleat	6
Gambar 4.1. Tata letak pabrik	50
Gambar 4.2. Lokasi pendirian pabrik	51
Gambar 4.3. Tata letak alat	54
Gambar 4.4. Diagram alir kualitatif	62
Gambar 4.5. Diagram alir kuantitatif	63
Gambar 4.6. Skema proses pengolahan air	65
Gambar 4.7. Grafik hubungan %kapasitas vs miliar rupiah	132

ABSTRACT

Fumaric acid manufactory will be built in Indonesia because Indonesia still import this compound from another countries and in Indonesia there is only one manufactory that produced fumaric acid which is does not fulfill the needed of fumaric acid in this country. This fumaric acid manufactory is planned to be built in Dumai, Riau with capacity 35.000 ton/year in 2019 with consideration Indonesia needs 35.000 ton of fumaric acid in 2028. It will run continuously for 330 working days. Fumaric acid is a non toxic chemical compound that has a function which is to gives sour taste for food industry. Fumaric acid is produced by isomeritation process from maleic acid in batch reactor where maleic acid can be produced from oxidation reaction between benzene and air in fixed bed reactor using catalyst Vanadium Pentaoxide, 3.400 kg/hr of benzene as raw material is obtained from PT Pertamina. This manufactory needs 190.596 kg/hr of water, 1342 kwatt of electricity and 2271 gallon/year of fuel. This fumaric acid manufactory requires Rp510.689.125.845 of fixed capital investment, Rp276.623.276.499 of working capital and Rp154.019.023.013,98 of profit after 20% tax. In economic evaluation this factory has ROI value of 31,1% before tax and 24,8% after tax.POT value of 2,44 years before tax and 2,87 years after tax. BEP value of 41,78% and DCFR value of 28,31%. These evaluation proves that this manufactory is reasonable to be built.

Key words : fumaric acid, maleic acid, benzene, isomeritation, oxidation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada era globalisasi seperti sekarang, perkembangan industri 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. Salah satu dari berbagai macam industri yang sedang berkembang adalah industri kimia. Industri kimia merupakan industri, dimana bahan kimia digunakan di dalam proses produksi nya. Salah satu industri kimia yang sedang berkembang adalah asam fumarat. Asam fumarat adalah salah satu jenis senyawa yang dapat dijadikan sebagai pemberi rasa asam pada makanan (*food acidulant*) yang telah digunakan sejak tahun 1946 karena bersifat *non* toksik. Asam fumarat merupakan senyawa kimia yang memiliki rumus kimia $\text{HO}_2\text{CCH}=\text{CHCO}_2\text{H}$. Senyawa ini berupa senyawa kristal dan merupakan isomer asam dikarboksilat tak jenuh asam maleat. Senyawa ini memiliki rasa seperti buah-buahan.

Garam dan ester asam fumarat dikenal sebagai fumarat. Sifat-sifat kimia asam fumarat dapat terlihat dari gugus fungsinya. Asam lemah ini dapat membentuk diester, mengalami adisi di ikatan gandanya, dan merupakan dienofil yang baik. Nama lain dari asam fumarat yaitu *allomaleic acid*, *boletic acid*, *lichenic acid* dengan

sistem tata nama IUPAC *2-butenedioic acid*. Bahan kimia ini digunakan sebagai bahan baku pembuatan *food additive (flavoring)*, *dietary supplements*, *unsaturated polyester resin*, *polyhydric alcohol*, *alkyd resin*, *paper resin*, *quicksetting inks* dan *furniture lacquers*.

Asam fumarat berbentuk kristal putih dan mempunyai rumus molekul $C_4H_4O_4$. Proses produksi asam fumarat ini menggunakan bahan baku benzena. Selain itu, asam fumarat juga dapat dibuat dari fermentasi jus apel menggunakan jamur *Rhizopus nigricans*. (Podgórska, 2004). Bahan baku benzena yang dalam ini berupa fasa cair mempunyai rumus molekul C_6H_6 .

Selama ini kebutuhan akan asam fumarat di dalam negeri dipenuhi dari impor. Sehingga pendirian pabrik asam fumarat ini akan dapat memenuhi kebutuhan industri dalam negeri dan dapat menghemat devisa negara serta membuka lapangan pekerjaan baru.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik tentunya akan berpengaruh pada perhitungan teknis maupun ekonomisnya. Terdapat beberapa pertimbangan dalam penentuan kapasitas produksi dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu:

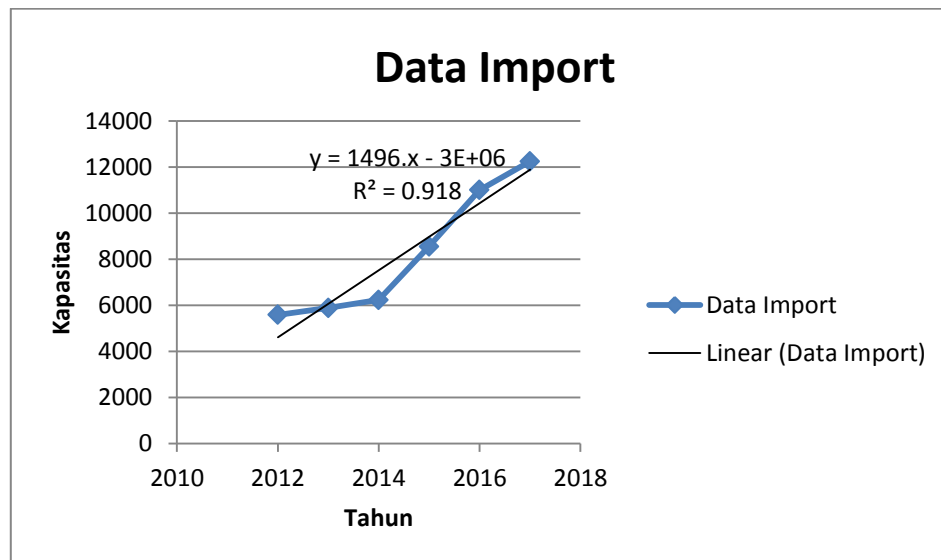
a. Kebutuhan / pemasaran produk di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, Indonesia masih mengimpor asam fumarat dari luar negeri. Pada saat ini, hanya ada 1 pabrik yang memproduksi asam fumarat dengan kapasitas yang belum bisa memenuhi permintaan pasar. Perkembangan data impor dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data impor asam fumarat di indonesia pada tahun 2012-2017

Tahun	Data Impor
2012	5581,81
2013	5879,43
2014	6231,56
2015	8545,78
2016	10998,54
2017	12241,12

(Sumber: Badan Pusat Statistik 2018)



Gambar 1.1. Grafik impor asam fumarat ke Indonesia tiap tahun

Dari perhitungan dengan persamaan di atas, maka diperoleh persamaan :

$$Y = ax + b$$

$$Y = 1496x - 3E+06$$

Dengan Y adalah jumlah asam fumarat yang diimpor pada tahun ke X. sehingga pada tahun 2028 diperkirakan Indonesia akan membutuhkan asam fumarat sebesar 35.000 ton. Dari perhitungan di atas maka dapat dipilih rancangan produksi pada tahun 2028 sebesar 35.000 ton/tahun dengan harapan

1. Dapat memenuhi sebagian kebutuhan asam fumarat dalam negeri
2. Dapat mengurangi ketergantungan impor asam fumarat
3. Dapat menghemat devisa negara
4. Dapat memicu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku asam fumarat.

b. Ketersediaan bahan baku

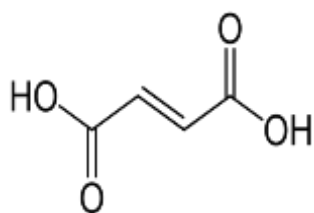
Tersedianya bahan baku yang cukup sehingga akan memudahkan tercapainya produksi asam fumarat di dalam negeri. Asam fumarat diperoleh dari PT. Pertamina Persero dengan kapasitas sebesar 5000-6000 MT, hal ini sudah cukup untuk memenuhi bahan baku untuk pabrik asam fumarat.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Asam Maleat

Asam fumarat pertama kali dibuat dari asam suksinat. Cara sintesis tradisional melibatkan oksidasi furfural (dari hasil pemrosesan jagung) menggunakan natrium klorat dengan keberadaan katalis berbasis vanadium. Zaman sekarang, sintesis asam fumarat dalam skala industri kebanyakan berdasarkan isomerisasi katalitik asam maleat (yang bisa didapatkan dalam jumlah besar dari hidrolisis maleat anhidrat, yang

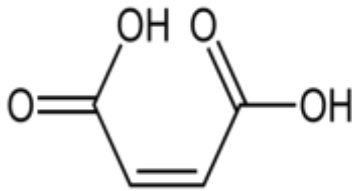
diproduksi dari oksidasi katalitik benzena atau butana) dalam larutan akuatik. Pada saat ini, kebanyakan asam fumarat diproduksi dari benzena, butana, dan butena. Asam fumarat yang dibuat dari benzena dilakukan dengan dua tahap reaksi yaitu adalah oksidasi benzena menjadi asam maleat dilanjutkan oleh isomerisasi asam maleat menjadi asam fumarat.



Gambar 1.2. Rumus struktur senyawa asam fumarat

1.3.2 Asam Maleat

Asam maleat atau Asam (Z)-butenedioat atau asam toksilat adalah senyawa organik yang merupakan asam dikarboksilat. Molekul ini terdiri dari gugus etilena yang berikatan dengan dua gugus asam karboksilat. Asam maleat adalah isomer cis dari asam butenedioat, sedangkan asam fumarat merupakan isomer *trans*nya. Isomer cis kurang stabil; perbedaan kalor pembakarannya adalah 22,7 kJ/mol. Sifat-sifat asam maleat sangatlah berbeda dengan asam fumarat. Asam maleat larut dalam air, sedangkan asam fumarat tidak; titik lebur asam maleat adalah (130-139 °C), juga lebih rendah dari titik lebur asam fumarat (287 °C).



Gambar 1.3. Rumus struktur senyawa asam maleat

1.3.3 Mekanisme Reaksi

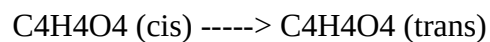
Reaksi pembentukan asam fumarat terjadi melalui 2 proses tahapan reaksi, yaitu :

a. Tahap pertama



Reaksi ini bersifat eksotermis, asam maleat terbentuk dari senyawa benzena setelah melalui reaksi oksidasi.

b. Tahap kedua



Pada tahap ini asam fumarat terbentuk dari senyawa asam fumarat dengan proses isomerisasi.

1.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible* / *irreversible*). Untuk menentukan reaksi eksotermis/endotermis panas reaksi dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_{298}) pada tekanan 1 atm dan suhu 25°C.



Data yang ada

Tabel 1.2 Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f°
C ₆ H ₆	19,82
O ₂	0
C ₄ H ₄ O ₄	-168,86
H ₂ O	-57,8
CO ₂	-94,03

Panas reaksi pada suhu standard 298 K

$$\Delta H_{r_{298}} = \Delta H_{f_p} - \Delta H_{f_R}$$

$$\Delta H_{r_{298}} = (\Delta H_{f_{\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_4}}) - (\Delta H_{f_{\text{C}_6\text{H}_6}} + 4,5\Delta H_{f_{\text{O}_2}})$$

$$\Delta H_{r_{298}} = -168,8595238 + (-57,8) + (-188,06) - 19,82 - 0$$

$$\Delta H_{r_{298}} = -434,54 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{r_{298}} = -434539,52 \text{ cal/mol}$$

Dari perhitungan tersebut didapat nilai ΔH_{298} maka dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara eksotermis (menghasilkan panas).

1.5 Tinjauan Kinetika

Kecepatan reaksi ditentukan berdasarkan data *patent no. 2638481, Patented May 12, 1953 (Maleic Acid Manufacture)*.



Reaksi tersebut berjalan pada reaksi orde 2, maka dari itu persamaan laju reaksinya :

$$(-r_a) = (-dC_A/dt) = k.C_a.C_b$$

Data I (US Patent 2683481)

- a. waktu reaksi = 1 detik
- b. Suhu operasi = 420°C
- c. Perbandingan reaktan $\text{C}_6\text{H}_6 : \text{O}_2 = 1 : 5$
- d. Konversi yang dapat dicapai = 0,485

Konstanta kecepatan reaksi diperoleh dari persamaan Arrhenius sebagai berikut :

$$K = A \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$$

Keterangan :

K = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Suhu (K)

E = Energi aktivasi

R = Konstanta gas ideal

Dimana diperoleh harga :

$$E = -1303,1752 \text{ kcal/mol}$$

$$A = 155099 \text{ cm}^3/\text{gmol.detik}$$

$$R = 1,987 \text{ kal/gmol.K}$$

$$T = 420^\circ\text{C}$$

$$K = A \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$$

$$K = 155099.116 \exp\left(\frac{-(-1303,17)}{1,987 \times 693}\right)$$

$$K = 39,957 \text{ mo/L.s}$$

Dari perhitungan diperoleh konstanta kecepatan reaksi atau K pada reaktor suhu 420°C dan tekanan 4 atm sebesar 39,957 mol/L.s

1.6 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

Di Cina tepatnya di Changzaou, produksi asam fumarat cukup besar yaitu sekitar 150.000 metrik ton per tahun, seperti yang dilaporkan oleh Changzhou Yabang Chemical Co.,Ltd. Perusahaan ini menyuplai bahan baku dari asam fumarat untuk memproduksi resin poliester tak jenuh di dunia.

Sedangkan di pabrik lain yang juga di Cina, tepatnya di Anhui, Anhui Sealong Biotechnology Co. Ltd. juga memproduksi asam fumarat namun dengan kapasitas 20.000 ton per tahun.

Di India juga terdapat pabrik asam fumarat dengan kapasitas 14.000 ton per tahun yaitu Thirumalai Chemicals Ltd. Pabrik ini menyuplai asam fumarat sejak

tahun 1992 sebagai *fine chemical*, sedangkan suplai asam fumarat untuk industri makanan dimulai pada tahun 1996.

Di Indonesia tepatnya di PT Justus Kimiaraya, produksi asam fumarat cukup besar yaitu sekitar 5.000 ton per tahun. Perusahaan ini menyuplai bahan baku dari asam fumarat untuk memproduksi resin poliester tak jenuh di Indonesia.

Sedangkan di Indonesia kapasitas asam fumarat yang diproduksi PT. Justus Kimiaraya sendiri belum mencukupi, dan masih mengimpor asam fumarat dari Negara lain.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Asam fumarat

Rumus molekul	: $C_4H_4O_4$
Berat molekul	: 116,07 g/mol
<i>Melting point</i>	: 287 °C
<i>Specific gravity</i>	: 1,635 (20 °C, <i>solid</i>)
<i>Heat of isomerization</i>	: - 22,8 kJ/mol (<i>from maleic acid</i>)
Titik didih	: 522°C

(sumber : id.wikipedia.org)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Benzena

Rumus molekul	: C_6H_6
Berat molekul	: 78 g/mol
Titik didih normal (1 atm)	: 80,1 °C
Densitas	: 0,8786 g/mL
Viskositas (T = 20 °C)	: 0,652 cp
Komposisi	: 99 % benzena, 1 % toluena
Kelarutan dalam air	: 0,8 g/L

Titik lebur : 5

(sumber : id.wikipedia.org)

2.2.2 Udara

Berat molekul : 32 g/mol

Densitas : 1,429 g/L

Komposisi : 79 % N₂, 21 % O₂

Titik didih : 90,20 K

Titik lebur : 54,36 K

Viskositas : 101,325 kPa

(sumber : pubchem.com)

2.2.3 Toluena

Rumus molekul : C₇H₈

Berat molekul : 92 g/mol

Densitas : 0,87 g/mL

Titik lebur : -95°C

Titik didih : 111°C

Viskositas : 0,590 cP

(sumber : en.wikipedia.org)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Air

Rumus molekul : H₂O

Berat molekul : 18,02 g/mol

Boiling point : 100 °C

Densitas : 0,9910 g/cm³

Viskositas : 0,8949 cp

Melting point : 32°F

(sumber : pubchem.com)

2.3.2 Katalisator

Jenis : Vanadium pentaoksida (VPO)

Rumus molekul : V₂O₅

Berat molekul : 181,878 g/mol

Komposisi : 56 % V₂O₅, 44 % P₂O₅

Densitas : 3,357

Bed porosity : 0,47

Specific gravity : 3,36

(sumber : pubchem.com)

2.3.3 Natrium Nitrat

Rumus molekul : NaNO₃

Berat molekul : 84,9947 g/mol

Densitas : 2,257 g/cm³ , padat

Titik didih : 380°C

Titik lebur : 308°C

Kelarutan dalam air : 180 g/100 mL (100°C)

(sumber : id.wikipedia.org)

2.3.4 Natrium Nitrit

Rumus molekul	: NaNO_2
Berat molekul	: 68,9953 g/mol
Densitas	: 2,168 g/cm ³ , padat
Titik lebur	: 271 ⁰ C (terurai pada 320 ⁰ C)
Kelarutan dalam air	: 160 g/100 mL (100 ⁰ C)

(sumber : id.wikipedia.org)

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan. Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum proses produksi dengan cara melakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku.

ASTM (*American Standard Testing and Material*) 1972 merupakan standarisasi yang digunakan untuk kualitas bahan baku yang bertujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Pengujian yang dilakukan yaitu: uji densitas, viskositas, kadar komposisi komponen, dan kemurnian bahan baku.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dalam pabrik meliputi aliran dan alat sistem kontrol yang dilakukan untuk menjaga agar kualitas produk yang dihasilkan dan proses pengendalian ini harus sudah dilakukan sejak bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan mutu dapat dilakukan dengan cara analisa di laboratorium maupun menggunakan alat sistem kontrol.

Pengendalian proses serta pengawasan produksi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat pada *control room* dan dilakukan dengan cara *automatic control* yang dapat memberikan sinyal. Sinyal tersebut dapat berupa nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Apabila terjadi suatu hal yang menyimpang, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan seperti kondisi semula dengan cara manual maupun otomatis.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Selain pengendalian proses produksi, kualitas produk juga harus dikendalikan kualitas nya agar memperoleh mutu produk standar. Dengan adanya pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, maka akan didapatkan produk yang berkualitas dan layak untuk dipasarkan. Untuk mengetahui apakah produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan standar yang ada atau belum, maka perlu di lakukan uji densitas, viskositas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Cairan benzena dengan kemurnian 99% (99% benzena dan 1% toluena) sebanyak 3403,2620 kg/jam pada kondisi 30° C, tekanan 1 atm. Dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan sampai tekanan 4,2 atm dengan P-01 menuju *vaporizer* (VP-01). Campuran uap dan cairan keluar dari *vaporizer* dipisahkan dalam *separator* (SP-01), cairan yang belum teruapkan *direcycle* menuju *vaporizer* kembali.

Sebelum memasuki reaktor Fixed Bed, benzena dipanaskan terlebih dahulu hingga suhunya mencapai 420° C dengan menggunakan HE-1. HE yang digunakan merupakan shell & tube dengan pemanas berupa gas bakar yang diambil dari utilitas proses pembuatan steam. Untuk mengontrol suhu di dalam HE yang diinginkan maka dibutuhkan cooler di dalam unit pembuatan steam sebelum masuk HE sebagai gas pemanas. Selain benzena, udara juga dipanaskan di dalam HE-2 dengan tipe dan pemanas yang sama dengan HE-01. Campuran udara dan gas benzena dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-01) agar terjadi reaksi oksidasi dengan bantuan katalis Vanadium Pentaoksida (V_2O_5). Di dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis *non isothermal non* adiabatik. Panas yang dihasilkan diserap oleh pendingin campuran natrium nitrat dan natrium nitrit dengan perbandingan 1:1.

Hasil reaksi dari reaktor *fixed bed* selanjutnya digunakan sebagai umpan absorber (AB). Asam maleat ($C_4H_4O_4$) yang terkandung dalam gas hasil reaksi diserap dalam *absorber* menggunakan penyerap air. Di dalam *absorber* ini diharapkan 99% asam maleat terlarut dalam H_2O dengan konsentrasi 35 %. Hasil bawah menara *absorber* yang berupa campuran asam maleat selanjutnya dialirkan menuju reaktor *batch* (R-02).

Di dalam reaktor (R-02), asam maleat mengalami isomerisasi menjadi asam fumarat pada suhu $150^\circ C$ dan tekanan 4,5 atm dengan konversi sebesar 99%. Hasil yang keluar dari (R-02) masih berupa *slurry*. *Slurry* yang keluar dari reaktor *batch* dialirkan menuju *centrifuge* untuk memisahkan padatan ($C_4H_4O_4$ tranz) dengan penggunaan air pencuci sebesar 20 % terhadap umpan. Diharapkan 99% $C_4H_4O_4$ (tranz) tersaring dengan kadar air 5%. Dari *centrifuge* komposisi filtrat langsung dialirkan menuju UPL dengan menggunakan pompa 7 (P-07). Sedangkan komposisi padatan diangkut menuju *hopper* (H-01) sebagai alat penampung sementara untuk dimasukkan ke dalam *pneumatic conveying dryer* (PCD-01) dengan menggunakan *screw conveyor* (SCR-01). Dari *hopper* (H-01) padatan dialirkan menuju *pneumatic conveying dryer* (PCD-01) dengan cara dihembuskan udara bertekanan 1,5 atm yang dihasilkan dari *blower* (BL-01). Di dalam (PCD-01) asam fumarat dikeringkan dan diangkut secara kontinyu.

Hasil keluar *pneumatic conveying dryer* (PCD-01) dengan suhu $234,2^\circ C$ dan tekanan 1 atm ditangkap oleh *cyclone* (CY-01). *Cyclone* (CY-01) berfungsi untuk memisahkan padatan asam fumarat dengan udara, hasil padatan yang keluar dari

cyclone (CY-01) merupakan produk akhir yang akan ditampung di dalam *storage bin* (SR-01) dengan kondisi bertekanan 1 atm dan suhu 100,7°C.

Pada pabrik asam fumarat ini hasil atas dari *absorber* (AB-01) dengan kondisi bertekanan 4 atm dan suhu 150°C akan dialirkan menuju *condenser partial* (CD-01). *Condenser partial* (CD-01) ini berfungsi untuk mengembunkan uap campuran keluaran hasil atas absorber dari suhu 150°C menuju suhu 103,7°C. Hasil keluar dari *condenser partial* (CD-01) selanjutnya dialirkan menuju *separator* (SP-02). Di dalam *separator* ini terjadi pemisahan fase uap dan fase cair pada suhu 103,7°C dan tekanan 4 atm. Setelah pemisahan, hasil atas separator akan dijadikan *fuel gas*. Sementara hasil bawah *separator* dialirkan menuju dekanter (D-01) dengan menggunakan pompa 4 (P-04). Di dalam dekanter (D-01) sendiri terjadi pemisahan fase ringan dengan kondisi bertekanan 4 atm dan suhu 103,7°C. Hasil dari dekanter (D-01) ini yang merupakan fase berat yang di dalamnya terkandung banyak air akan dialirkan menuju UPL yang sebelumnya akan dialirkan menuju *cooler* (CL-01) terlebih dahulu untuk menurunkan suhunya yang dari 103,7°C menjadi 35°C. Lalu komposisi *recycle* benzena dari hasil dekanter (D-01) akan langsung dialirkan menuju *vaporizer* (VP-01) dan dijadikan umpan masuk reaktor. Selain komposisi *recycle* benzene dari dekanter (D-01) terdapat juga komposisi yang akan menjadi komposisi *purging* berupa *fuel liquid*. Komposisi *recycle* benzena dan *fuel liquid* ini dialirkan menggunakan pompa 5 (P-05). Komposisi *recycle* benzena dan *fuel liquid* dipisahkan menggunakan ukuran pipa yang berbeda.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Benzene (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku benzene (C_6H_6) dengan waktu tinggal 2 minggu
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Suhu = $30^{\circ}C$ Tekanan = 1 atm
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 grade 3</i>
Dimensi	: Diameter = 16,259 m Tinggi = 8,130 m
Tebal Shell	: Course I = 0,372 in Course II = 0,308 in Course III = 0,244 in Course IV = 0,181 in Course IV = 0,117 in

Volume cairan	: 1407,145 m ³
Kapasitas	: 1225174,38 kg
Harga	: \$577.921

3.2.2 Vaporizer (VP-01)

Fungsi	: Menguapkan C ₆ H ₆ umpan reaktor dari suhu 68 ⁰ C menjadi 135,38 ^o C dengan steam jenuh pada suhu 150 ⁰ C
Jenis	: <i>Shell and tube vaporizer</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: Suhu = 135,38 ⁰ C Tekanan = 4 atm
Beban panas	: 785849,813 kcal/jam
Luas <i>transfer</i> panas	: 640,2151 ft ²
Jumlah <i>steam</i> pemanas	: 1584,31 kg/jam
<i>Overall heat transfer</i>	: Dari tabel 8.Kern hal. 840 dipilih Ud untuk : : <i>Hot fluid</i> = <i>Steam</i>

: *Cold fluid* = *Light organic*

: *Range Ud* = 100-200 btu/jam ft² F

: *Dipilih Ud* = 160 btu/jam ft² F

Lay out vaporizer

: Dari tabel 9. Kern diperoleh spesifikasi :

: *ID shell* = 19,25

: *Nt* = 220

: *Pass* = 1

: *OD* = 0,75

: *BWG* = 16

: *ID* = 0,62

: *Pitch* = 1,00 pitch²

: *Panjang* = 16

: *Pass* = 2

Harga

:\$ 54.393

3.2.3 Separator (SP-01)

Fungsi	:Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam <i>vaporizer</i>
Jenis	: <i>Vertical drum separator</i>
Kondisi operasi	: Suhu = 135,38 ⁰ C Tekanan = 4,2 atm
Volume cairan	: 16,55 ft ³
Tinggi	: 7,025 ft
Diameter	: 2,342 ft
Bahan	: <i>Shell</i> = <i>Plate steel SA 167 grade 3</i> <i>Head</i> = <i>Carbon steel SA 178 grade c</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$577.921

3.2.4 Compressor (C-01)

Fungsi	: Menaikkan tekanan gas umpan dari 1 atm menjadi 4,2 atm
--------	--

Jenis : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 1 buah

Jumlah stage : 1

Harga : \$1.325.819

3.2.5 Reaktor Fixed Bed (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi oksidasi antara benzena dengan udara menjadi asam maleat

Jenis : *Fixed bed multitube*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Suhu = 420° C

Tekanan = 4,7 atm

Dimensi : Diameter = 4,885 m

Tinggi = 13, 11 m

Panjang pipa : 13,4 m

Jumlah pipa : 9273 buah

Bahan : *Stainless steel*

Harga : \$489.533

3.2.6 Absorber (AB-01)

Fungsi : Menyerap $C_4H_4O_4$ dari campuran gas yang keluar reaktor dengan menggunakan *solvent*

Jenis : Menara bahan isian

Kondisi operasi : Suhu = $449,45^{\circ}C$

Tekanan = 4,5 atm

Jumlah : 1 buah

Diameter menara : 2,3558 m

Tinggi menara : 12,7468 m

Bahan : *Shell & head = Carbon steel SA 178 grade C*

Harga : \$768.805

3.2.7 Reaktor Batch (R-02)

Fungsi : Membuat asam fumarat dari asam maleat dengan proses isomerisasi

Jenis : Reaktor tangki berpengaduk *batch*

Kondisi operasi	: Suhu	= 100 ⁰ C
	Tekanan	= 4,5 atm
Jumlah	: 8 buah	
Total waktu siklus	: 16 jam	
Volume reaktor	: 26,57 m ³	
Diameter	: 2,65 m	
Tinggi reaktor	: 3,93 m	
Bahan	: <i>Shell</i>	= <i>Stainless steel SA 167 grade 3</i>
Tipe pengaduk	: <i>Marine</i> dengan 3 <i>blade</i> dan jumlah <i>buffle</i> 4 buah	
Diameter <i>impeller</i>	: 88,42 cm	
Tinggi <i>impeller</i>	: 88,42 cm	
Lebar <i>buffle</i>	: 8,84 cm	
Volume cairan	: 19,697 m ³	
Tinggi cairan	: 3,566 m	
Harga	: \$815.889	

3.2.8 Centrifuge (CF-01)

Fungsi	: Memisahkan padatan $C_4H_4O_4$ (tranz) dari campuran yang keluar dari reaktor <i>batch</i>
Kondisi operasi	: Suhu = 105^0C Tekanan = 1 atm
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Automatic transferring knife</i>
Diameter <i>bowl</i>	: 32 in
<i>Speed</i>	: 900 rpm
Daya motor	: 50 Hp
Harga	: \$67.991

3.2.9 Screw Conveyor (SCR-01)

Fungsi	: Mengangkut asam fumarat dari <i>centrifuge</i> menuju <i>hopper</i>
Jenis	: <i>Screw conveyor</i>
Jumlah	: 1 buah
Luas penampang <i>screw</i>	: $4,906\text{ ft}^2$

Volume <i>screw</i>	: 147,19 ft ³
Waktu tinggal	: 11,81 menit
Dimensi	: Diameter = 2,5 ft
	Panjang = 30 ft
Harga	: \$16.998

3.2.10 Hopper (H-01)

Fungsi	: Menampung sementara asam fumarat sebagai produk akhir
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan <i>conical bottom head</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Carbon steel SA 178 grade C</i>
Diameter	: 1,04 m
Kedalaman	: 4, 17 m
Tinggi <i>cone</i>	: 1,04 m
Volume	: 848,421 galon

Harga : \$23.797

3.2.11 Blower (BL-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas umpan dari 1 atm menjadi 1,56 atm

Jenis : *Centrifugal compressor*

Jumlah *stage* : 1

Harga : \$61.192

3.2.12 Pneumatic Dryer (PCD-01)

Fungsi : Mengangkut dan mengeringkan produk asam fumarat yang keluar dari *centrifuge*

Kondisi operasi : Suhu = 105⁰C

Tekanan = 1 atm

Diameter pipa *dryer* : 0,34 m

Panjang pipa *dryer* : 63,55 m

Harga : \$380.748

3.2.13 Cyclone (CY-01)

Fungsi	: Menangkap padatan yang keluar dari <i>pneumatic conveyer dryer</i>
Jenis	: <i>Standard cyclone</i>
Diameter	: 3,2410 ft
Harga	: \$38.754

3.2.14 Storage Bin (SB-01)

Fungsi	: Menampung asam fumarat sebagai produk akhir dengan waktu tinggal 8 jam
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan <i>conical bottom head</i>
Jumlah	: 1 buah
Diameter	: 2 m
Kedalaman	: 7,98 m
Tinggi cone	: 2 m
Bahan	: <i>Carbon steel SA 178 grade C</i>
Harga	: \$40.794

3.2.15 Condensor Partial (CDP-01)

Fungsi	: Mengembunkan uap campuran yang keluar dari <i>absorber</i> dengan air pendingin
Jenis	: <i>Shell and tube desuperheater condenser</i>
Kondisi operasi	: Suhu = $103,74^{\circ}\text{C}$
Beban panas	: 2990315,5 kcal/jam
Jumlah air pendingin	: 149515,7813 kg/jam
Jumlah	: 1 buah
Overall heat transfer	: Dari tabel 8.Kern hal. 840 dipilih U_d untuk : : <i>Hot fluid</i> = <i>gasses</i> : <i>Cold fluid</i> = <i>water</i> : <i>Range</i> U_d = 2-50 btu/jam $\text{ft}^2 \text{ F}$: Dipilih U_d = 35 btu/jam $\text{ft}^2 \text{ F}$
Jumlah pipa	: 632 pipa
<i>Layout Condensor Partial</i>	: Dari tabel9. Kern diperoleh <i>layout</i> dengan spesifikasi :

: ID *shell* = 32

: Nt = 640

: *Pass* = 1

: OD = 0,75

: BWG = 10

: ID = 0,482

: *Pitch* = 1 pitch²

: Panjang = 18

: Pass = 2

Harga : \$30.596

3.2.16 Separator (SP-02)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk keluar dari *condenser partial*

Jenis : *Vertical drum separator*

Kondisi operasi : Suhu = 103,74⁰C

Tekanan = 4 atm

Volume cairan	: 126,80 ft ³
Tinggi	: 13,958 ft
Diameter	: 4,653 ft
Bahan	: <i>Shell</i> = stainless steel SA 167 grade C
	: <i>Head</i> = stainless steel SA 167 grade C
Jumlah	: 1
Harga	: \$135.981

3.2.17 Dekanter (D-01)

Fungsi	: Memisahkan fase ringan yang berasal dari hasil <i>separator</i> (SP-02)
Jenis	: <i>Horizontal drum decanter</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: Suhu = 35 ⁰ C
	Tekanan = 1 atm
Panjang dekanter	: 3,442 m
Diameter	: 1,036

Bahan : *Shell* = *Carbon steel SA 167 grade C*

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 3/16 in

Harga : \$27.196

3.2.18 Heater (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk ke reaktor dari suhu 135,4⁰C menjadi 420⁰C

Jenis : *Shell and tube*

Jumlah : 1 buah

Beban panas : 834706 kcal/jam

Luas *transfer* panas : 378,95 ft²

Kecepatan umpan masuk : 6555,331 kg/jam

Kecepatan gas panas : 5299,721 kg/jam

Overall heat transfer : Dari tabel 8.Kern hal. 840 dipilih *Ud* untuk :

: *Hot fluid* = *gasses*

: *Cold fluid* = *gasses*

: *Range Ud* = 5-50 btu/jam ft² F

: Dipilih *Ud* = 27 btu/jam ft² F

: Jumlah pipa = 121 pipa

Layout Heat Exchanger

: Dari tabel 9. Kern diperoleh *layout* dengan spesifikasi :

: *ID shell* = 15,25

: *Nt* = 116

: *Pass* = 2

: *OD* = 0,75

: *BWG* = 16

: *ID* = 0,62

: *Pitch* = 1pitch²

: *Panjang* = 16

: *Pass* = 4

Jarak *buffle*

: 15,25 in

Bahan

: *Stainless steel*

Harga : \$47.593

3.2.19 Heater (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk ke reaktor dari suhu $219,86^{\circ}\text{C}$ menjadi 420°C

Jenis : *Shell and tube*

Jumlah : 1 buah

Beban panas : 2319920,5 kcal/jam

Luas *transfer* panas : $1448,53 \text{ ft}^2$

Kecepatan umpan masuk : 32776,65 kg/jam

Kecepatan gas panas : 14729,65 kg/jam

Overall heat transfer : Dari tabel 8.Kern hal. 840 dipilih U_d untuk :

: *Hot fluid* = *gasses*

: *Cold fluid* = *gasses*

: Range U_d = 5-50 btu/jam $\text{ft}^2 \text{ F}$

: Dipilih U_d = 27 btu/jam $\text{ft}^2 \text{ F}$

Jumlah pipa : 461 pipa

Layout Heat Exchanger : Dari tabel 9. Kern diperoleh *layout* dengan spesifikasi :

:ID *shell* = 29

: Nt = 480

: *Pass* = 2

: OD = 0,75

: BWG = 16

: ID = 0,62

: *Pitch* = 1 pitch²

: Panjang =16

: *Pass* = 4

Jarak *buffle* : 29 in

Bahan : *Stainless steel*

Harga : \$67.991

3.2.20 Cooler (CL-01)

Fungsi	: Mendinginkan hasil bawah dekanter dari suhu 103,74 ⁰ C menjadi 35 ⁰ C
Jenis	: <i>Shell and tube</i>
Jumlah	: 1 buah
Beban panas	: 113956.109 kcal/jam
Luas <i>transfer</i> panas	: 127,5029 ft ²
Kecepatan umpan masuk	: 3691,908 kg/jam
Kecepatan gas panas	: 5697,806 kg/jam
<i>Overall heat transfer</i>	: Dari tabel 8.Kern hal. 840 dipilih Ud untuk : : <i>Hot fluid</i> = <i>light org.</i> : <i>Cold fluid</i> = air : <i>Range Ud</i> = 75-150 btu/jam ft ² F : Dipilih Ud = 100 btu/jam ft ² F : Jumlah pipa = 41 pipa

Layout Cooler : Dari table 9. Kern diperoleh *layout* dengan spesifikasi :

: ID *shell* = 10

: Nt = 40

: *Pass* = 2

: OD = 0,75

: BWG = 10

: ID = 0,48

:*Pitch* = 1 pitch²

: Panjang = 16

: Pass = 4

Jarak *buffle* : 2,50 in

Bahan : *Stainless steel*

Harga : \$20.397

3.2.21 Pompa (P-01)

Fungsi	: Mengalirkan benzena dari mobil tangki menuju T-01
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 423,098 gpm
<i>Head</i> pompa	: 47,150 ft
BHP	: 5,901 hp
Tenaga motor	: 7,50 hp
Kecepatan putar	: 1750 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$12.238

3.2.22 Pompa (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan umpan segar benzena dari T-01 dan juga hasil <i>recycle</i> menuju VP-01
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 32,872 gpm
<i>Head</i> pompa	: 231,8 ft
BHP	: 2,816 hp
Tenaga motor	: 5 hp
Kecepatan putar	: 1750 rpm
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$4.079

3.2.23 Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan air penyerap dari utilitas menuju
absorber

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 52,731 gpm

Head pompa : 160,1 ft

BHP : 3,546 hp

Tenaga motor : 1 hp

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$5.439

3.2.24 Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah dekanter menuju
UPL

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 16,189 gpm

Head pompa : 90,948 ft

BHP : 0,622 hp

Tenaga motor : 0,75 hp

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$4.079

3.2.25 Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan hasil atas dekanter

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 15,810 gpm

Head pompa : 88,774 ft

BHP : 0,518 hp

Tenaga motor : 0,75 hp

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$4.079

3.2.26 Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan air utilitas menuju *centrifuge*

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 11,208 gpm

Head pompa : 15,7 ft

BHP : 0,074 hp

Tenaga motor : 0,5 hp

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$5.439

3.2.27 Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan filtrat yang keluar dari *centrifuge* menuju ke UPL

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 46,721 gpm

Head pompa : 36,658 ft

BHP : 0,721 hp

Tenaga motor : 1 hp

Kecepatan putar : 1750 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$4.079

Tabel 3.1 Spesifikasi pompa

No	Jenis	Jumlah	Kapasitas (gpm)	Head (ft)	Tenaga pompa (Hp)	Tenaga Motor (Hp)	Putaran Standar (rpm)	Harga (\$)
1	<i>Centrifugal Pump</i>	2	423,098	47,2	6,744	7,50	1750	12,238
2		2	32,872	231,8	3,218	5	1750	4,079
3		2	52,731	160,1	4,053	1	1750	5,439
4		2	33,441	110,5	1,683	2	1750	4,079
5		2	15,819	88,8	0,592	0,75	1750	4,079
6		2	11,208	0,084	0,873	0,50	1750	5,439
7		2	46,721	36,7	0,824	1	1750	4,079

3.3 Prancangan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan dari bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku pembuatan asam fumarat $C_4H_4O_4$ (trans) yang berupa benzene (C_6H_6) ini diperoleh dari PT Pertamina Persero yang memiliki kapasitas 5000-6000 MT per tahunnya.

3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja dan perawatannya. Dengan menganalisis kebutuhan proses, maka anggaran yang diperlukan untuk proses akan dapat diketahui. Baik dari segi pembelian, maupun dari segi perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Secara garis besar terdapat dua faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi suatu pabrik, yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor-faktor tersebut berpengaruh terhadap tujuan pabrik, yaitu produksi dan distribusi. Faktor primer meliputi lokasi pabrik terhadap sumber bahan baku, terhadap pangsa pasar, tersedianya fasilitas pengangkutan, tersedianya tenaga kerja dan sumber air. Selain itu, diperlukan adanya lokasi dan tata letak pabrik yang memungkinkan adanya perluasan untuk pengembangan di masa mendatang.

Pabrik direncanakan didirikan di daerah Dumai, Riau dengan mempertimbangkan faktor-faktor :

a. Bahan baku

Bahan baku benzena diimpor dari dalam negeri, yaitu dari PT Pertamina Persero. Maka lokasi pabrik harus dekat dengan penghasil bahan baku, yaitu PT Pertamina Dumai.

b. Pemasaran

Produk pabrik ini adalah asam fumarat yang diutamakan untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri dan sebagian untuk diekspor. Lokasi pabrik ini dekat dengan Malaysia dan Singapura sebagai daerah perdagangan

internasional, selain itu Riau merupakan pintu perdagangan antara Indonesia dengan negara luar.

c. Fasilitas

Dumai merupakan kawasan industri sehingga telah tersedia sarana infrastruktur yang memadai untuk transportasi, lahan yang masih cukup luas sehingga masih memungkinkan untuk melakukan perluasan pabrik di masa mendatang, dan sarana utilitas (air dari sungai Dumai, bahan bakar dari Pertamina, listrik).

d. Sumber daya manusia, politik, sosial dan budaya

Sebagai kota industri, Dumai merupakan daerah yang potensial untuk menyediakan tenaga kerja yang didapatkan dari penduduk asli yang dapat dilatih maupun tenaga ahli dari daerah lain di sekitarnya. Selain itu kebijakan pemerintah yang berusaha memajukan industri dan perdagangan di kawasan ini cukup menguntungkan pengembangan perusahaan lebih lanjut.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

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

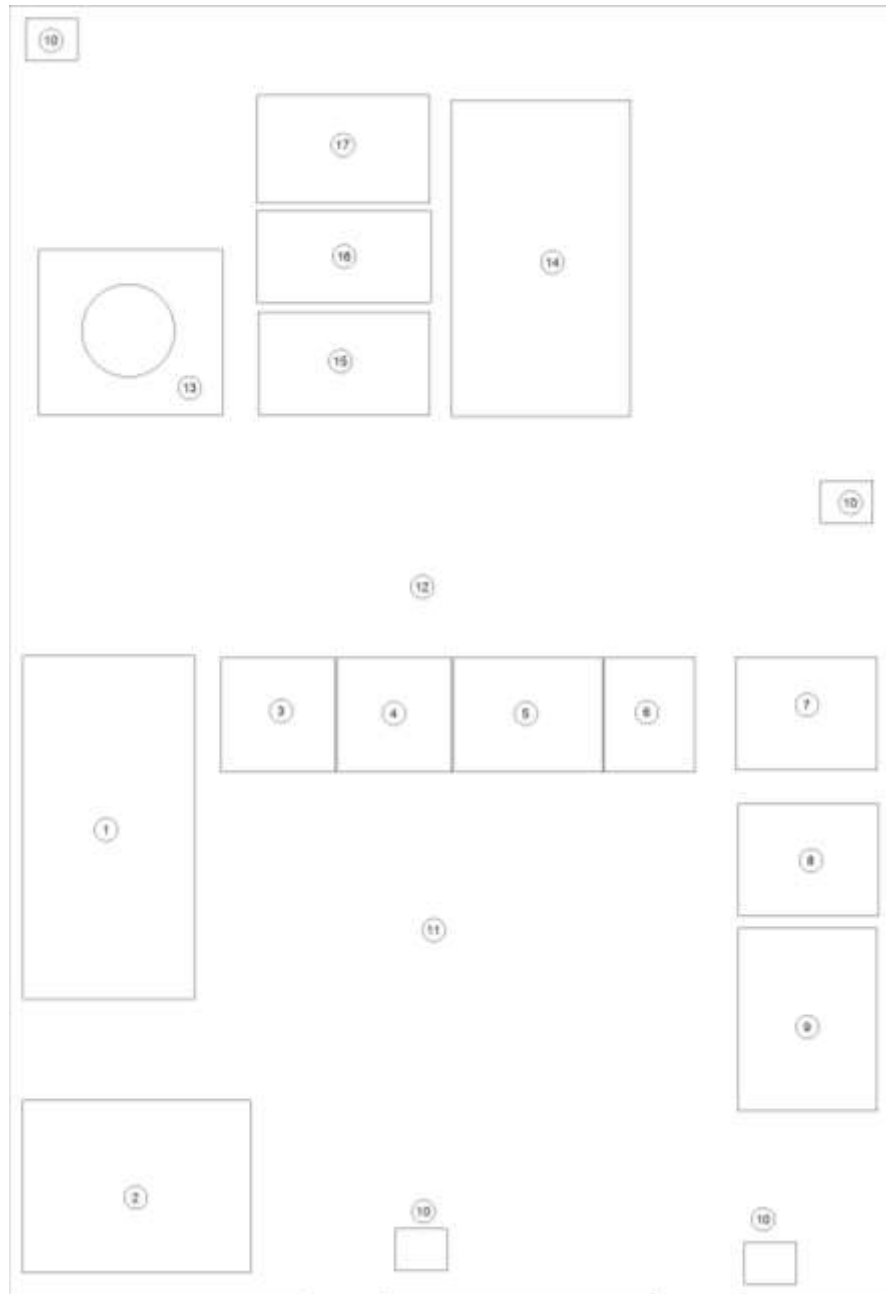
- a. Letak peralatan produksi ditata dengan baik
- b. Persediaan tanah dan susunan pabrik memungkinkan adanya perluasan.
- c. Kemungkinan terjadinya kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- d. Cuaca atau iklim lingkungan.
- e. Terjaminnya kelancaran distribusi bahan baku, produk, air, steam, dan bahan lain secara tepat.
- f. Penggunaan ruang kerja yang efisien.
- g. Penyediaan pengolahan limbah yang memadai.

Plant layout adalah bagaimana peralatan diletakan di dalam area pabrik secara keseluruhan agar proses terjadi secara efektif sekaligus efisien dengan memperhatikan hal-hal berikut:

- a. Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan pengecekan, perawatan, serta menjamin keselamatan kerja.
- b. Setiap alat harus tersusun secara berurutan sesuai tugasnya agar tidak menyulitkan dalam pengoperasian serta mendukung terciptanya keselamatan kerja karyawan.

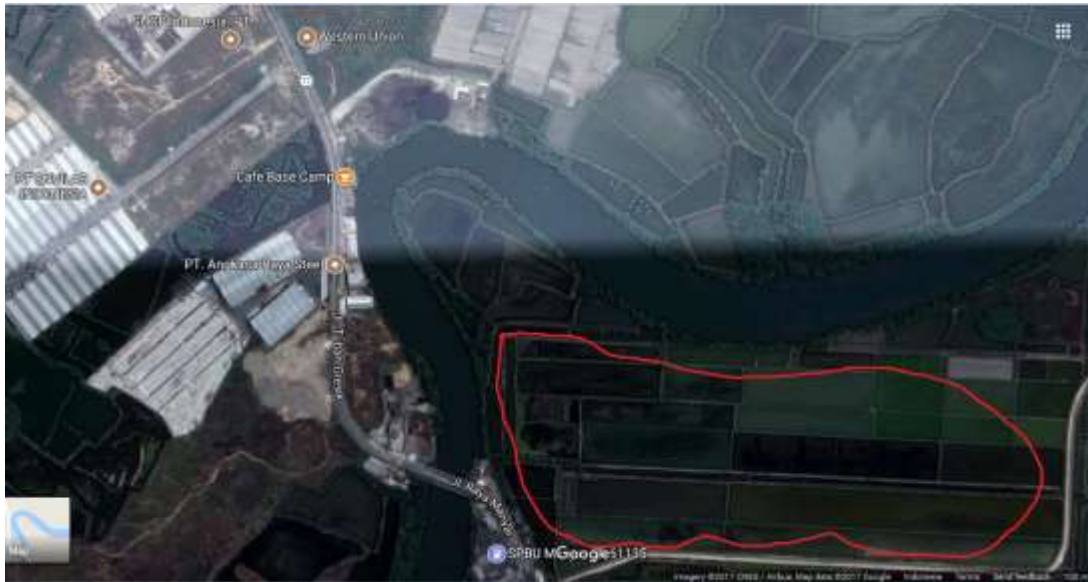
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No	Bangunan	Luas (m ²)
1.	Pos penjagaan	358,4
2.	Area parkir	33070,04
3.	Kantor	1802,24
4.	Tempat ibadah	614,4
5.	Kantin & koperasi karyawan	806,4
6.	Poliklinik	614,4
7.	Laboratorium	460,4
8.	Gudang	2560
9.	Bengkel	768
10.	Area tangki	860,16
11.	Gedung logistik I	768
12.	Gedung logistik II	1177,6
13.	Area proses produksi	798,72
14.	Area utilitas	737,28
15.	Area pengolahan limbah	860,16
Jumlah		45078,6



Skala 1:1600

Gambar 4.1. Tata letak pabrik



Gambar 4.2. Lokasi pendirian pabrik

Keterangan :

1. Gedung Pertemuan
2. Gedung Kantor Utama
3. Gedung Tempat Ibadah
4. Gedung Klinik
5. Gedung Kantin
6. Gedung Laboratorium
7. Gedung Bengkel
8. Gedung Logistik I
9. Gedung Logistik II
10. Pos Jaga
11. Area Parkir dan Taman
12. Area Parkir Utama

13. Area Tangki

14. Area Gudang Produk

15. Area Proses

16. Area Utilitas

17. Area UPL

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

a. Aliran bahan baku dan produk

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

b. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya

yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. **Pencahayaan**

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

d. **Lalu lintas manusia dan kendaraan**

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.

e. **Tata letak alat proses**

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

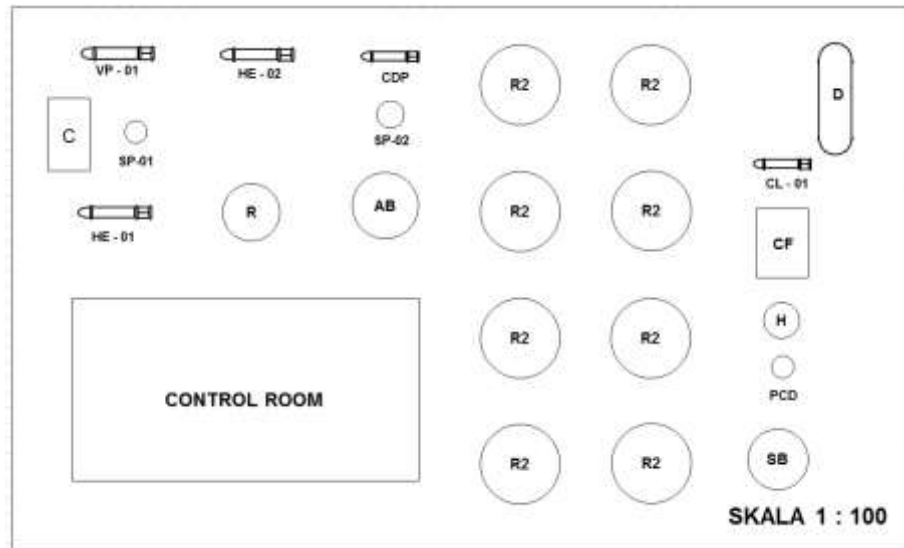
f. **Jarak antar alat proses**

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

g. ***Maintenance***

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan

dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.



Gambar 4.3. Tata letak alat

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

a. Reaktor (R-01)

Tabel 4.2 Neraca massa pada reaktor *fixed bed*

Komponen	Input	Output
	Arus 7 (Kg/jam)	Arus 8 (Kg/jam)
C ₆ H ₆	6226,23	3206,51
C ₇ H ₈	327,95	327,95
O ₂	7635,94	2061,07
N ₂	25134,96	25134,96
C ₄ H ₄ O ₄ (cis)		4490,87
H ₂ O		696,86

CO ₂		3406,86
Jumlah	39325,08	39325,08

b. Absorber (AB-01)

Tabel 4.3 Neraca massa pada *absorber*

Komponen	Input		Output	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 17
C ₆ H ₆	3206,51		3206,51	
C ₇ H ₈	327,95		327,95	
O ₂	2061,07		2061,07	
N ₂	25134,96		25134,96	
C ₄ H ₄ O ₄ (cis)	4490,87		44,91	4445,96
H ₂ O	696,86	11228,38	3668,46	8256,78
CO ₂	3406,86		3406,86	
Jumlah	39325,08	11228,38	37850,73	12702,73

c. Reaktor (R-02)

Tabel 4.4 Neraca massa pada reaktor *batch*

Komponen	Input	Output
	Arus 17 (Kg/jam)	Arus 18 (Kg/jam)
C ₆ H ₆		
C ₇ H ₈		
O ₂		
N ₂		
C ₄ H ₄ O ₄ (cis)	4445,96	44,46

H ₂ O	8256,78	8256,78
CO ₂		
C ₄ H ₄ O ₄ (tranz)		4401,50
Jumlah	12702,74	12702,74

d. Centrifuge (CF-01)

Tabel 4.5 Neraca massa pada *centrifuge*

Komponen	Input	Output	
	Arus 18 (Kg/jam)	Arus 20 (Kg/jam)	Arus 21 (Kg/jam)
C ₆ H ₆			
C ₇ H ₈			
O ₂			
N ₂			
C ₄ H ₄ O ₄ (cis)	44,46	44,46	
H ₂ O	8256,78	8256,78	
CO ₂			
C ₄ H ₄ O ₄ (tranz)	4401,50	4401,50	
Jumlah	12702,73(4)	12702,73(4)	

e. Pneumatic Conveying Dryer (PCD-01)

Tabel 4.6 Neraca massa pada *pneumatic conveying dryer*

Komponen	Input		Output
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
C ₆ H ₆			

C7H8			
O2			
N2			
C4H4O4 (cis)			
H2O	231,43		231,43
CO2			
C4H4O4 (tranz)	4397,10		4397,10
Udara		4628,52	4628,52
Jumlah	4628,52	4628,52	9257,04

f. Separator (SP-02)

Tabel 4.7 Neraca massa pada separator 2

Komponen	Input	Output	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C6H6	3206,51	32,06	3174,44
C7H8	327,95	1,37	326,58
O2	2061,07	2061,07	
N2	25134,96	25134,96	
C4H4O4 (cis)	44,91	0,09	44,82
H2O	3668,46	21,37	3647,09
CO2	3406,86	3406,86	
C4H4O4 (tranz)			
Udara			
Jumlah	37850,73	30657,80	7192,93

g. Dekanter (D-01)

Tabel 4.8 Neraca massa pada dekanter

Komponen	Input	Output	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C6H6	3174,44		3174,44
C7H8	326,58		326,58
O2			
N2			
C4H4O4 (cis)	44,82	44,82	
H2O	3647,09	3647,09	
CO2			
C4H4O4 (tranz)			
Udara			
Jumlah	7192,93	3691,91	3501,02

4.4.2 Neraca Panas

a. Reaktor (R-01)

Tabel 4.9 neraca panas pada reaktor *fixed bed*

Arus	Input (Kcal/jam)	Output (kcal/jam)
7	15292637	
8		15114511
Qr	17296896	
Qp		15817520

Qloss		1757502
Jumlah	32689533	3268953

b. Absorber (AB-01)

Tabel 4.10 Neraca panas pada *absorber*

Arus	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
8	7024503,5	
10		4614590,5
17		1601693,8750
Qr	308728,1250	
Qp		1116947,1250
Jumlah	7333231,6	7333231,6

c. Reaktor (R-02)

Tabel 4.11 Neraca panas pada reaktor *batch*

Arus	Input (Kcal/jam)	Output (kcal/jam)
17	2424763,250	
18		1344446,375
Qr	869477,625	
Qp		19497945
Jumlah	3294241	3294241

d. Pneumatic Conveyor Dryer (PCD-01)

Tabel 4.12 Neraca panas pada *pneumatic conveying dryer*

Arus	Input (Kcal/jam)	Output (Kcal/jam)
21	382413,5625	
22	247078,6406	
23		408295,6875
Q3		108193,1563
Qv		113003,3594
Jumlah	629492,1875	629492,1875

e. Heater (HE-01)

Tabel 4.13 Neraca panas pada *heater 1*

Arus	Input (Kcal/jam)	Output (Kcal/jam)
Arus 5	218842,656	1053548,6
Beban panas heater	834706	
Jumlah	1053548,6	1053548,6

f. Heater (HE-02)

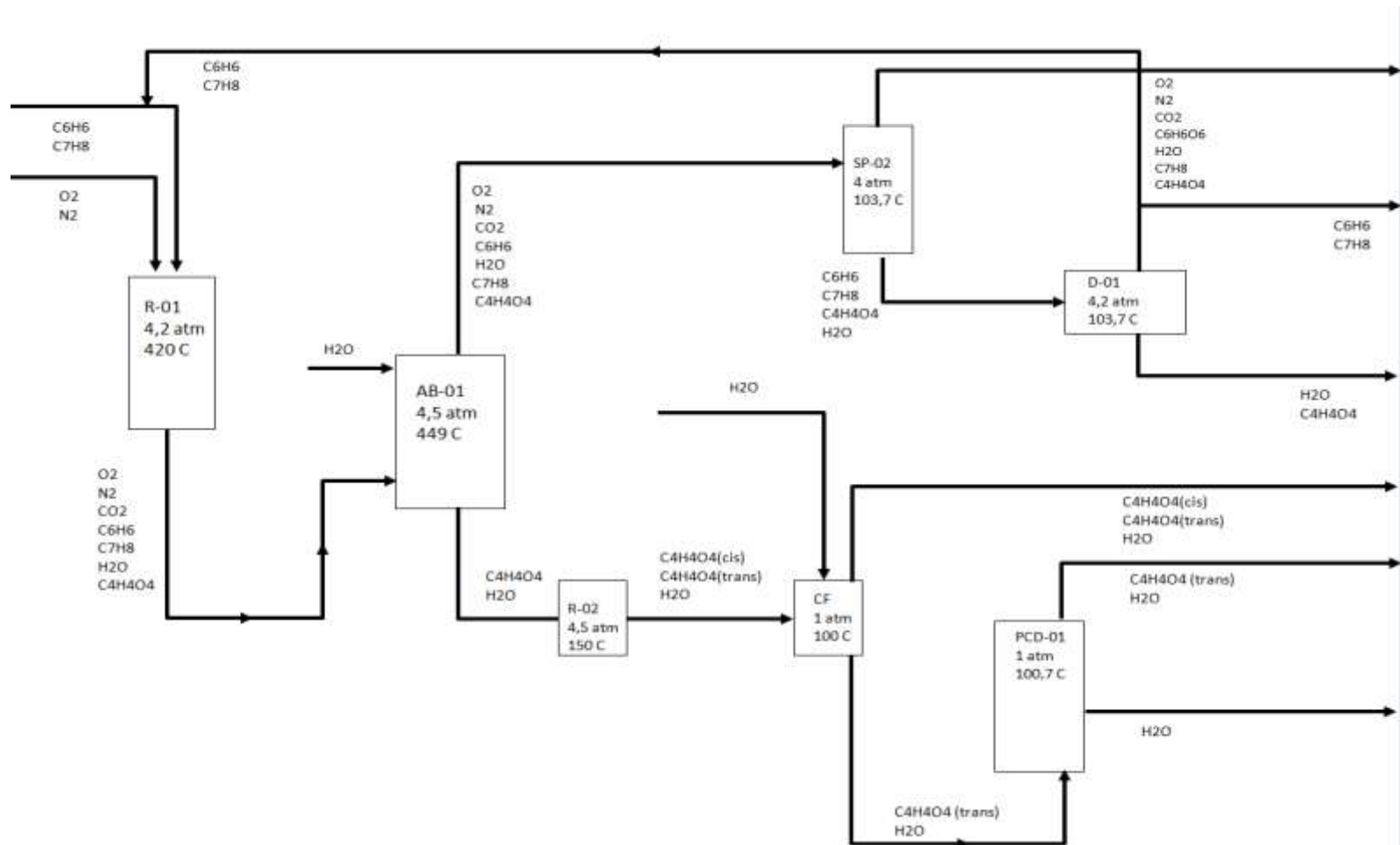
Tabel 4.14 Neraca panas pada *heater 2*

Arus	Input (Kcal/jam)	Output (Kcal/jam)
Arus 6	1979549,625	4299470
Beban panas heater	2319920,5	
Jumlah	4299470	4299470

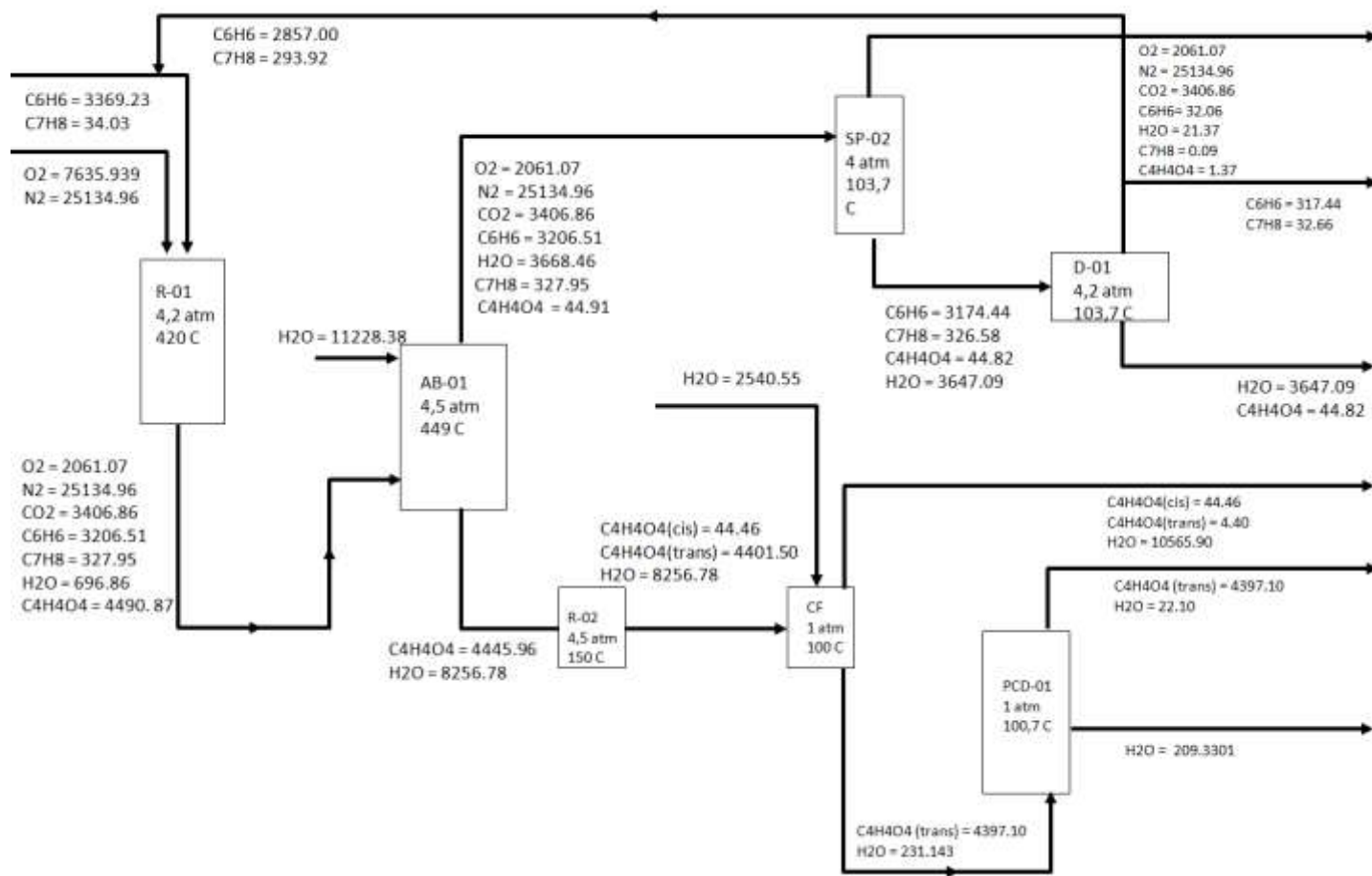
g. Cooler (CL-01)

Tabel 4.15 Neraca panas pada *cooler* 1

Arus	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
Arus 13	130368,328	16412,221
Beban panas		113956,109
Jumlah	130368,328	130368,328



Gambar 4.4. Diagram alir kualitatif



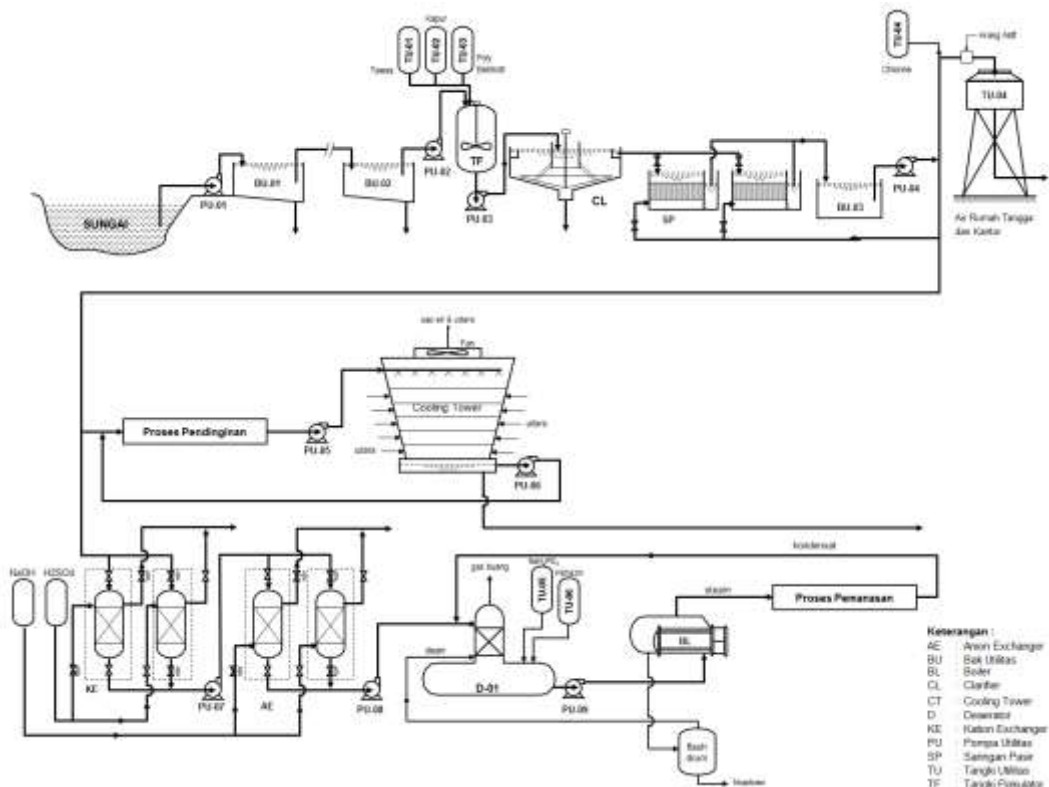
Gambar 4.5. Diagram alir kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik, diperlukan adanya sarana penunjang yang sangat penting demi kelancaran proses produksi suatu industri kimia. Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi Asam Fumarat agar tidak terjadi kendala dalam proses produksinya. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik jika tidak terdapat utilitas.

Untuk menjamin kelancaran proses produksi pabrik Asam Fumarat dari Benzena dan udara, terdapat beberapa faktor penunjang yang berkaitan dengan penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- e. Unit Pengadaan Bahan Bakar



Gambar 4.6. Skema proses pengolahan air

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

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam suatu proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya, menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam proses produksi asam fumarat ini air sungai dipilih untuk keperluan lingkungan pabrik berdasarkan pertimbangan bahwa:

- Air sungai merupakan sumber yang kontuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air yang relatif mudah dan sederhana serta relatif murah.

Air sungai akan digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik sebagai:

a. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- 2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- 3) Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- 5) Tidak terdekomposisi.

b. Air Umpan Boiler

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Berikut ini adalah prasyarat air umpan boiler:

- 1) Tidak membuih (berbusa)

Adanya busa akan membuat kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam boiler dan buih dapat menyebabkan percikan yang kuat sehingga dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi jika terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka diperlukannya kontrol terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas umpan boiler.

- 2) Tidak membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menghambat proses perpindahan panas serta kerak yang terbentuk dapat pecah dan menimbulkan kebocoran.

3) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH yang rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas-gas yang terlarut dalam air seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 yang masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

c. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman, dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

1) Syarat fisika, meliputi:

- a) Suhu : dibawah suhu udara
- b) Rasa : tidak berasa
- c) Warna : jernih
- d) Bau : tidak berbau

2) Syarat kimia, meliputi:

- a) Tidak mengandung bahan beracun.
- b) Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air.
- c) Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahapan-tahapan pengolahan air:

a. *Clarifier*

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

Pada clarifier lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air baku dialirkan ke bagian tengah clarifier untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran clarifier sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

b. Penyaringan

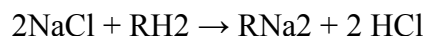
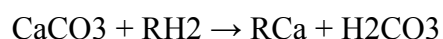
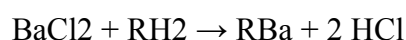
Air hasil dari clarifier dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

c. Demineralisasi

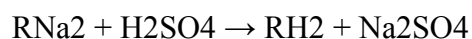
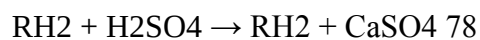
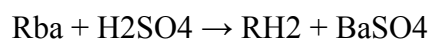
Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

1) *Cation Exchanger*

Resin yang berada didalam cation exchanger berupa H^+ berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *cation exchanger*:

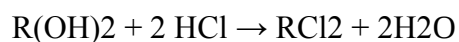
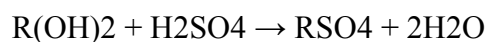
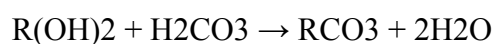


Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 2 %. Reaksi yang terjadi padawaktu regenerasi adalah:

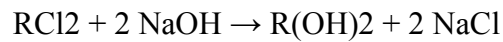
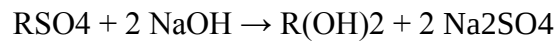
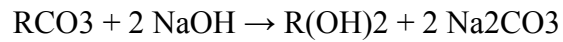


2) *Anion Exchanger*

Anion Exchanger memiliki fungsi mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa. Berikut reaksi yang terjadi dalam *anion exchanger*:

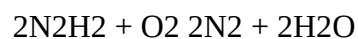


Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan $NaOH$ 4 %. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



3) Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi :



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

4.5.1.3 Kebutuhan Air

a. Air Pendingin

Tabel 4.16 Jumlah kebutuhan air pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1.	Cooler	CL-01	5697,8062
2.	Condenser Partial	CDP-01	149515,7813
Jumlah			155213,5938

b. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit steam

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1.	Heater	HE-01	5299,7202
2.	Heater	HE-02	14729,6504
3.	Vaporizer	VP-01	1584,3051
Jumlah			21613,6758

c. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4.18 Kebutuhan air proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1.	Absorber	AB-01	11228,3799
2.	Centrifuge	CF-01	2540,5469
Jumlah			13768,9268

d. Air Rumah Tangga dan Kantor

Dianggap 1 orang membutuhkan 5kg/jam air

Jumlah karyawan = ± 278 orang

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air total} &= (155213,5938 + 21613,6758 + 13768,9268 + \\ &3484,80) \text{ kg/jam} \\ &= 190481 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

e. Air yang hilang

1) Jumlah air yang hilang di *cooling tower*.

Umpan air pendingin : 155213,594 kg/jam

Panas penguapan air pada suhu 122 F : 569,0514 kcal/kg

Kelembaban relatif : 70 % dari fig. 499 Brown

Suhu udara keluar dari *cooling tower* : 47,3° C pada keadaan dengan

Kelembaban mutlak : 0,0190 kg H₂O/ kg udara

Neraca panas:

Q1 : 3880339,75 Kcal/jam

Q2 : 1252545,25 Kcal/jam

Q3 : 753062 Kcal/jam

Q4 : 4379835,50 Kcal/jam

$(Q1 + Q2) = (Q3 + Q4)$

$(3880339,75 + 1252545,25) = (753062 + 4379835,50)$

$3.878.066,857 = 3.878.066,857$

Jumlah air menguap (Mv) = 4601.192 Kg/jam

Suhu udara = 47,299 C

Kelembaban udara = 0,0635 kg H₂O / kg udara kering

2) Air yang hilang pada saat *blow down cooling tower* :

Air yang hilang = $0,125 \times 4601,192 \text{ Kg/jam}$ (12,5%)

$$= 575,15 \text{ Kg/jam}$$

3) Air yang hilang pada saat *blow down boiler* :

$$\text{Air yang hilang} = 0,1 \times 21613,676 \text{ Kg/jam (10\% Steam)}$$

$$= 2161,37 \text{ Kg/jam}$$

4) Air *make up* sebelum *blowdown clarifier*

$$= (4601,19 + 2161,37 + 575,15 + 13768,93 + 3484,80)$$

$$\text{Kg/j}$$

$$= 24591,44 \text{ Kg/j}$$

5) Air yang hilang pada saat *blow down clarifier* :

$$\text{Air yang hilang} = 0,025 \times 24591,44 \text{ Kg/j}$$

$$= 614,79 \text{ Kg/j}$$

6) Air yang tidak dapat direcycle (air make up)

$$=(4601,19 + 2161,37 + 575,15 + 13768,93 + 3484,80 + 614,8)$$

$$\text{kg/jam}$$

$$= 25206,221 \text{ kg/j}$$

$$=25,206 \text{ m}^3/\text{j}$$

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk boiler dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Kapasitas} : 21613,676 \text{ kg/j}$$

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Untuk menjalankan operasi boiler ini dibutuhkan bahan bakar, dengan panas yang harus diberikan sebesar 41533612 Btu/jam sehingga digunakan bahan bakar berjenis *fuel oil* dengan *heating value* 131000 Btu/gal. Untuk kebutuhan bahan bakar yang akan digunakan yaitu sebesar 1140,03 kg/jam dan kebutuhan udara sebesar 19837 kg/jam. Cara kerja pada bahan bakar *fuel oil* ini adalah pemanasan yang terjadi akibat pembakaran antara percampuran bahan bakar cair (solar, IDO, residu, kerosin) dengan oksigen dan sumber panas.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Powe Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan asam fumarat diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat seperti boiler dan sejumlah pompa. Generator diesel

menggunakan solar dan udara yang ditekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Energi listrik dari generator diesel tersebut digunakan sebagai sumber energi utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam. Generator diesel yang digunakan berkekuatan 2500Hp sebanyak 1 buah. Berikut adalah rincian kebutuhan listrik:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Compressor (C-01) = 1500 Hp

Pompa (P - 01) = 7,50 Hp

Pompa (P - 02) = 5,00 Hp

Pompa (P - 03) = 1,00 Hp

Pompa (P - 04) = 1,00 Hp

Pompa (P - 05) = 0,50 Hp

Pompa (P - 06) = 0,50 Hp

Pompa (P - 07) = 1,00 Hp

Screw (SCR-01) = 0,50 Hp

Centrifuge (CF-01) = 50,00 Hp

Blower (BL-01) = 60,0 Hp

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Pompa (PU - 01) = 5,00 Hp

Pompa (PU - 02) = 15,00 Hp

Pompa (PU - 03) = 3,00 Hp

Pompa (PU - 04) = 3,00 Hp

Pompa (PU - 05) = 20,00 Hp

Pompa (PU - 06) = 20,00 Hp

Pompa (PU - 07) = 0,50 Hp

Pompa (PU - 08) = 0,50 Hp

Pompa (PU - 09) = 3,00 Hp

Total = 1701,50 Hp

Kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain = 100 hp

Total kebutuhan listrik = 1700,50 + 100 Hp
 = 1800,50 Hp
 = 1800,50 Hp x 0,7457 Kwatt/Hp
 = 1342,63 Kwat

Dengan kebutuhan listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 1400 Kwatt, apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 2000 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Digunakan 1 buah generator. Dianggap listrik padam 1 kali dalam satu bulan selama 3 jam, sehingga:

Efisiensi motor diesel = 80 %

Efisiensi bahan bakar = 70 %

Tenaga yang disediakan diesel = 2000 Hp / 0,8
 = 2500 Hp

4.5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 2000 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Digunakan 1 buah generator. Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung sebagai berikut:

Tenaga yang disediakan bahan bakar :

$$\begin{aligned} &= (2500 \text{ Hp} / 0,7) \times (0,7457 \text{ Kwatt/Hp}) \times (0,9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA}) \\ &= 2524,195 \text{ Btu/dt} \end{aligned}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil:

$$\text{Heating Value} = 144.000 \text{ Btu/gal}$$

$$^{\circ} \text{API} = 22 - 28 ^{\circ} \text{API}$$

$$\text{Densitas} = 0,9 \text{ kg / lt}$$

$$\mu = 1,2 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan minyak diesel} &= 2524,19 \text{ Btu/dt} / 144.000 \text{ Btu/gal} \\ &= 0,017529 \text{ gal/dt} \end{aligned}$$

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun untuk generator:

$$\begin{aligned} &= 0,017529 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/jam} \times 3 \text{ jam} \times 12 \text{ bulan} \\ &= 2271,77 \text{ gallon/tahun} \end{aligned}$$

4.5.5 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

a. Penyediaan Air

1) Bak Pengendap Awal (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air.

Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 24 jam

Jenis : Bak empat persegi panjang

Kapasitas : 604,949 m³

Over Design : 20 %
 : 1,2 x 604,949
 : 725,939 m³
 Dimensi :
 Panjang : 22 m
 Lebar : 11 m
 Dalam : 3 m
 Harga : Rp84.600.000

2) Bak Penampung Awal (BU-02)

Tugas : Menampung air yang berasal dari Bak Pengendap awal (BU- 01) sekaligus mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi dengan waktu tinggal 24 jam
 Jenis : Bak empat persegi panjang
 Kapasitas : 604,949 m³
 Over Design : 20 %
 : 1,2 x604,949
 : 725,939 m³
 Dimensi :
 Panjang : 22 m
 Lebar : 11 m
 Dalam : 3 m
 Harga : Rp84.600.000

3) Tangki *Flokulator* (TF-01)

Tugas : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam *Clarifier* (CL - 01)

Jenis : Bak empat persegi panjang

Volume Cairan : 6,289 m³

Over Design : 20 %

: 1,2 x 6,289 m³

: 7,547 m³

Dimensi :

Diameter : 1,7 m

Tinggi (H) : 3,4 m

Harga : \$30,596

4) *Clarifier* (CL - 01)

Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak Penampung awal (BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam

Jenis : Tangki berbentuk Conis

Volume : 304,475 m³

Over Design : 20 %

: 1,2 x 304,475 m³

: 362,970 m³

Dimensi :

Tinggi cone : 2 m
 Diameter : 9 m
 Kedalaman : 5 m
 Harga : \$475,935

5) Saringan Pasir (SPU-01)

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air

Jenis : Bak empat persegi panjang

Volume : 25,206 m³ / jam

Over Design : 20 %

: 1,2 x 25,206 m³ x 10 / 60

: 5,041 m³

Dimensi :

Tinggi : 1,467 m

Diameter : 2,092 m

Harga : \$271,963

b. Pengolahan Air Sanitasi

1) Tangki Tawas (TU-01)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan Tawas 5% yang akan diumpankan kedalam *Clarifier* (CL - 01).

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kapasitas : 6659,5 Gallon/jam

Dimensi :

Tinggi : 3,6 m

Diameter : 3,6 m

Harga : \$64,591

2) Tangki Air Kapur (TU-02)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan Kapur 5% yang akan diumpankan kedalam *Clarifier* (CL - 01).

Jenis : Tangki silinder vertikal

Volume : 61,118 m³

Dimensi :

Tinggi : 4,3 m

Diameter : 4,3 m

Harga : \$71,390

3) Tangki *Poly elektrolit* (TU-03)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan *Polyelektrolit* 5% sebagai umpan *Clarifier* (CL– 01).

Jenis : Tangki silinder vertikal

Volume : 0,619 m³

Dimensi :

Tinggi : 0,9 m

Diameter : 0,9 m

Harga : \$10,199

4) Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-04)

Tugas : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bakur bersih (BU - 03) dengan waktu tinggal 24 jam

Jenis : Tangki silinder vertikal

Volume : 100,162 m³

Dimensi :

Tinggi : 5 m

Diameter : 5 m

Harga : \$78,189

c. Pengolahan Air Pendingin

1) Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

Tugas : Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU -01) dengan waktu tinggal 12 jam.

Jenis : Bak persegi panjang

Volume : 362,970 m³

Dimensi :

Panjang : 16 m

Lebar : 8 m

Dalam : 3 m

Harga : Rp51.600.000

2) *Cooling Tower* (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali.

Jenis : *Deck Tower* 94

Luas area : 281,424 ft²

Harga : \$74,790

d. Pengolahan Air Pemanas

1) Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Tugas : Menampung air umpan *Boiler* sebagai air pembuat steam didalam *Boiler* dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Volume : 310,616 m³

Dimensi :

Tinggi : 7,3 m

Diameter : 7,3 m

Harga : \$305,958

2) Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : Mengikat ion - ion positif yang ada dalam air lunak.

Jenis : Silinder tegak

Kapasitas : 2 kg/cuft resin

Dimensi :

Tinggi : 2,134 m

Diameter : 0,613 m

Harga : \$61,192

3) Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : Mengikat ion - ion negatif yang ada dalam air lunak.

Jenis : Silinder tegak

Kapasitas : 2 kg/cuft resin

Dimensi :

Tinggi : 2,134 m

Diameter : 0,613 m

Harga : \$61,192

4) Deaerator (D-01)

Tugas : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂, CO₂ dan lain – lain.

Tipe : *Rascig Ring*

Jenis : *Stone Ware*

Volume bahan isian : 191,111 ft³

Dimensi :

Tinggi : 8,167 m

Diameter : 0,919 m

Harga : \$33,995

e. Pengolahan *Boiler*

1) *Boiler* (BLU-01)

Tugas : Membangkitkan *steam* jenuh

Jenis : Ketel uap *Water Tube boiler*

Panas yang diberikan : 41533612 Btu/jam

Kebutuhan bahan bakar : 9029072,00 Kg/th

Harga : \$475,935

2) Tangki Bahan Bakar (TU-08)

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan
2 minggu sebagai bahan bakar *Boiler*.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Volume : 518,416 m³

Dimensi :

Tinggi : 8,7 m

Diameter : 8,7 m

Harga : \$407,944

f. Pompa Utilitas

1) Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju Bak
Pengendap Awal (BU-01)

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Carbon Steel*

Kecepatan massa : 25206,2207 kg/jam

Kapasitas Pompa : 110,980 gpm

Head Pompa : 26,38 m

Tenaga motor : 5 Hp

Putaran standar : 1250 rpm

Putaran spesifik : 464,04

Jumlah : 2

Harga : \$9,519

2) Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung awal
(BU - 02) menuju Tangki Flokulasi (TF-01)

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Carbon Steel*

Kecepatan massa : 25206,2207 kg/jam

Kapasitas Pompa : 110,980 gpm

Head Pompa : 67,17 m

Tenaga motor : 15 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 322,31

Jumlah : 2

Harga : \$9.519

3) Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki *Flokulator*
(TF-01) menuju *Clarifier* (CL - 01).

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Carbon Steel*

Kecepatan massa : 25206,2207 kg/jam

Kapasitas Pompa : 110,980 gpm

Head Pompa : 13,56 m

Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik	: 1070,15
Jumlah	: 2
Harga	: \$9,519

4) Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung Air bersih (BU-03) menuju Proses Demineralisasi, kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga dan air pendingin.

Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan massa	: 24591,4355 kg/jam
Kapasitas Pompa	: 108,273 gpm
<i>Head</i> Pompa	: 13,39 m
Tenaga motor	: 3 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1067,17
Jumlah	: 2
Harga	: \$9,519

5) Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak *Cooling Tower* (CT) menuju system pendinginan proses.

Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan massa	: 155213,5938 kg/jam

Kapasitas Pompa : 683,385 gpm

Head Pompa : 16,71 m

Tenaga motor : 20 Hp

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1946,06

Jumlah : 2

Harga : \$11,558

6) Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju
Cooling Tower (CT).

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Carbon Steel*

Kecepatan massa : 155213,5938 kg/jam

Kapasitas Pompa : 683,385 gpm

Head Pompa : 16,71 m

Tenaga motor : 20 Hp

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1946,06

Jumlah : 2

Harga : \$11,558

7) Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari Kation *Exchanger*
(KE - 01) menuju Anion *Exchanger* (AE - 01)

Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan massa	: 2161,3677 kg/jam
Kapasitas Pompa	: 9,516 gpm
<i>Head</i> Pompa	: 22,79 m
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 212,31
Jumlah	: 2
Harga	: \$4,079

8) Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari Anion *Exchanger* (KE - 01) menuju Deaerator (D - 01).

Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan massa	: 2161,3677 kg/jam
Kapasitas Pompa	: 9,516 gpm
<i>Head</i> Pompa	: 22,79 m
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 212,31
Jumlah	: 2
Harga	: \$4,079

9) Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air dari <i>Deaerator</i> (D-01) menuju <i>Boiler</i> (BLU - 06)
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan massa	: 21613,6758 kg/jam
Kapasitas Pompa	: 95,162 gpm
<i>Head</i> Pompa	: 15,13 m
Tenaga motor	: 3 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 912,69
Jumlah	: 2
Harga	: \$7,479

4.6 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses, maupun produksi. Dari hal tersebut diketahui bahwa laboratorium memiliki tugas sebagai:

- Memeriksa dan memperbaiki bahan baku serta bahan pembantu yang akan digunakan.
- Menganalisa dan meneliti kandungan mutu produk yang sudah dihasilkan untuk dipasarkan.
- Memeriksa zat-zat yang terkandung pada buangan pabrik.

- d. Meneliti dan melakukan riset terhadap segala sesuatu yang berkenaan dengan pengembangan dan peningkatan mutu produk.
- e. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi, baik polusi udara, cair, ataupun padatan.

Adapun analisa yang dilakukan di laboratorium adalah:

- a. Analisa Mutu Produk
- b. Analisa Mutu Air
- c. Analisa Mutu Bahan Baku

4.7 Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan berhubungan dengan ke-efektifan dalam peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang telah dihasilkan. Dengan adanya pengaturan organisasi perusahaan yang teratur dan baik, maka akan tercipta sumber daya manusia yang baik pula.

4.7.1 Bentuk Hukum Badan Usaha

Dalam mendirikan suatu perusahaan yang dapat mencapai tujuan dari perusahaan itu secara terus menerus, maka harus dipilih bentuk perusahaan apa yang harus didirikan agar tujuan itu tercapai.

Pada perancangan pabrik asam fumarat dari benzene dan udara ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan

Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan pada beberapa faktor seperti:

- a. Mudah dalam mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- d. Mudah bergerak di pasar global.
- e. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdirinya sebuah perusahaan tentu saja memiliki struktur atau organisasi perusahaan yang baik dan sesuai dengan mekanisme manajemen yang berlaku agar memiliki sebuah pembagian tugas maupun wewenang yang baik didalam menjalankan sebuah perusahaan. Dari hal tersebut maka dibutuhkan struktur organisasi yang baik didalam perusahaan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan pendelegasian wewenang, pembagian tugas

kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrolan atas pekerjaan yang telah dilaksanakan dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berdasarkan pada pedoman tersebut, maka diperoleh struktur organisasi yang baik. Salah satunya adalah sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi,

pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Jenjang kepemimpinan dari perusahaan asam fumarat ini adalah sebagai berikut:

- a. Direktur Utama
- b. Direktur
- c. Kepala Bagian
- d. Kepala Seksi
- e. Karyawan dan Operator

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

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

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

4.7.3.2 Dewan Komisaris

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

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

4.7.3.3 Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Tugas Direktur Utama antara lain:

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

4.7.3.4 Staf Ahli

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

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- c. Mempertinggi efisiensi kerja.

4.7.3.5 Kepala Bagian

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi:

1) Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi :

- a) Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- b) Mengawasi jalannya proses produksi.

2) Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

- a) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

3) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- a) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b) Mengawasi dan menganalisa produk.
- c) Mengawasi kualitas buangan pabrik.

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

- 1) Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
- 2) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

1) Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

- a) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik.
- b) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik .

2) Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas antara lain:

- a) Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik.

c. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran antara lain:

- 1) Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.
- 2) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

1) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

- a) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- b) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

- a) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- b) Mengatur distribusi barang dari gudang.

d. Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

- 1) Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.
- 2) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

- 1) Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan antara lain:

- a) Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

- 2) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- a) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- c) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

3) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas antara lain:

- a) Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

4) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- a) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- c) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

4.8 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

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

4.8.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jadwal *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Dalam satu minggu, jam kantor adalah 40 jam dengan perincian jam kerja *non-shift* sebagai berikut:

Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (Istirahat 12.00 – 13.00)

Jumat	: 07.00 – 16.00 (Istirahat 11.00 – 13.00)
Sabtu	: 07.00 – 12.00
Minggu	: Libur, termasuk hari libur nasional

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian dalam sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift I : 08.00 – 16.00

Shift II : 16.00 – 24.00

Shift III : 24.00 – 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Berikut adalah jadwal karyawan *Shift*:

Tabel 4.19 Jadwal karyawan *shift*

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	III	III	III	-	I	I	I	-	II	II	II	-
B	-	I	I	I	-	II	II	II	-	III	III	III
C	I	-	II	II	II	-	III	III	III	-	I	I
D	II	II	-	III	III	III	-	I	I	I	-	II

4.8.2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.20 Penggolongan jabatan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin / Teknik Elektro
4.	Kepala Bagian Pemasaran	Sajana Ekonomi
5.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
6.	Kepala Seksi Keuangan	Sarjana Ekonomi
7.	Operator	STM/SMU sederajat
8.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
9.	Staff	Sarjana Muda / D-III
10.	Medis	Dokter
11.	Paramedic	Perawat
12.	Lain-lain	SD / SMP / Sederajat

b. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.21 Perincian jumlah gaji dan karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per orang	Gaji per bulan
1.	Direktur	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
2.	Kepala Bagian	3	Rp35.000.000	Rp105.000.000
3.	Kepala Seksi	9	Rp 0.000.000	Rp180.000.000
4.	Staff	50	Rp10.000.000	Rp500.000.000
5.	Operator Lapangan	136	Rp9.000.000	Rp1.224.000.000
6.	Gudang	10	Rp5.000.000	Rp50.000.000

7.	Bengkel	10	Rp5.000.000	Rp50.000.000
8.	Security	40	Rp5.000.000	Rp200.000.000
9.	Perawat	4	Rp7.000.000	Rp28.000.000
10.	Dokter	2	Rp15.000.000	Rp30.000.000
11.	Driver	13	Rp5.000.000	Rp65.000.000

c. Sistem Gaji Karyawan

Sistem gaji perusahaan dibagi menjadi 3 golongan, yaitu:

1) Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

2) Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai dengan aturan perusahaan.

3) Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

4.8.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

a. Tunjangan

1) Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.

2) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.

- 3) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b. Cuti

- 1) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
- 2) Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

d. Pengobatan

- 1) Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja.
- 2) Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.

4.9 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan bagian dari bidang manajemen yang mempunyai peran dalam mengkoordinasi kan berbagai kegiatan untuk mencapai tujuan. Untuk mengatur kegiatan ini, perlu dibuat keputusan-keputusan yang berhubungan dengan usaha-usaha untuk mencapai tujuan agar barang dan jasa yang dihasilkan sesuai dengan apa yang direncanakan. Dengan demikian, manajemen produksi menyangkut pengambilan keputusan yang berhubungan

dengan proses produksi untuk mencapai tujuan organisasi atau perusahaan.

Aspek-aspek manajemen produksi meliputi ;

a. Perencanaan produksi

Bertujuan agar dilakukanya persiapan yang sistematis bagi produksi yang akan dijalankan. Keputusan yang harus dihadapi dalam perencanaan produksi:

- 1) Jenis barang yang diproduksi
- 2) Kualitas barang
- 3) Jumlah barang
- 4) Bahan baku
- 5) Pengendalian produksi

b. Pengendalian produksi

Bertujuan agar mencapai hasil yang maksimal demi biaya seoptimal mungkin. Adapun kegiatan yang dilakukan antara lain :

- 1) Menyusun perencanaan
- 2) Membuat penjadwalan kerja
- 3) Menentukan kepada siapa barang akan dipasarkan.

c. Pengawasan produksi

Bertujuan agar pelaksanaan kegiatan dapat berjalan sesuai dengan rencana. Kegiatanya meliputi :

- 1) Menetapkan kualitas
- 2) Menetapkan standar barang
- 3) Pelaksanaan produksi yang tepat waktu

4.10 Analisa Ekonomi

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

a. *Return On Investment (ROI)*

Return On Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

b. *Pay Out Time*

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 Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan.

d. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

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 di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

e. *Shut Down Point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan.

Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profitabilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari:

- a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal Kerja
- c. Biaya Poduksi Total

Meliputi:

- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Analisa pendapatan modal berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

4.10.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton P. 16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2019

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun 2019

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan

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

Dimana :

Ea = Harga alat A

Eb = Harga alat B

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

a. Harga diambil dari:

- 1) CE index 1954 = 86,1 (Aries & Newton)
- 2) CE index Mei 2010 = 550,8 (<http://www.che.com>)
- 3) CE index Mei 2011 = 585,7
- 4) CE index Mei 2012 = 584,6

5) CE index Mei 2013 = 567,3

6) CE index 2017 = 566,6

b. Harga dalam Rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat

Kurs Dollar November 2018 \$1 = Rp14.500,00

c. Upah Buruh:

1) Buruh Asing = \$20,00 / *man hour*

2) Buruh Lokal = Rp15.000 / *man hour*

3) Perbandingan *Man Hour* asing = 2 *man-hour* local

Harga alat-alat proses :

Tabel 4.22 Harga alat-alat proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan th 1954	Harga Satuan th 2018	Harga
1	Reaktor-01	1	\$72,000	\$489,553	\$489,553
2	Reaktor-02	8	\$15,000	\$101,986	\$815,889
3	Absorber	1	\$113,075	\$768,805	\$768,805
4	Decanter	1	\$4,000	\$27,196	\$27,196
5	Centrifuge	1	\$10,000	\$67,991	\$67,991
6	Pneumatic dryer	1	\$56,000	\$380,748	\$380,748
7	Tangki-01	1	\$85,000	\$577,921	\$577,921
8	Hopper	1	\$3,500	\$23,797	\$23,797
9	Storage Bin	1	\$6,000	\$40,794	\$40,794
10	Vaporizer	1	\$8,000	\$54,393	\$54,393
11	Separator-01	1	\$85,000	\$577,921	\$577,921
12	Separator-02	1	\$20,000	\$135,981	\$135,981
13	Compressor	1	\$195,000	\$1,325,819	\$1,325,819
14	Heater-01	1	\$7,000	\$47,593	\$47,593

15	Heater-02	1	\$10,000	\$67,991	\$67,991
16	Cooler	1	\$3,000	\$20,397	\$20,397
17	Condenser partial	1	\$4,500	\$30,596	\$30,596
18	Blower	1	\$9,000	\$61,192	\$61,192
19	Screw	1	\$2,500	\$16,998	\$16,998
20	Cyclone	1	\$5,699	\$38,754	\$38,754
21	Pompa-01	2	\$900	\$6,119	\$12,238
22	Pompa-02	2	\$300	\$2,040	\$4,079
23	Pompa-03	2	\$400	\$2,720	\$5,439
24	Pompa-04	2	\$300	\$2,040	\$4,079
25	Pompa-05	2	\$300	\$2,040	\$4,079
26	Pompa-06	2	\$400	\$2,720	\$5,439
27	Pompa-07	2	\$300	\$2,040	\$4,079
TOTAL					\$5,609,743

PHYSICAL PLANT COST

a. Harga alat sampai ditempat $= 125 \% \times \text{PEC}$

$$= 1,25 \times \$5,609,743$$

$$= \$7,012,178.34$$

b. Instalasi

1) Material $= 11 \% \times \text{PEC}$

$$= 0,11 \times \$5,609,743$$

$$= \$617,017.69$$

2) Buruh $= 32 \% \times \text{PEC}$

$$= 0,32 \times \$5,609,743$$

$$= \$1,795,117.66$$

$$3) \text{ Jumlah } \textit{man-hour} = \$1,795,117.66 / \$20,00$$

$$= 89,755.8828 \text{ man hour}$$

$$4) \text{ Buruh asing (5\%)}$$

$$= 0,05 \times 89,755.8828 \text{ man-hour } (\$20,00 / \text{man-hour})$$

$$= \$89,755.8828$$

$$5) \text{ Buruh Lokal (95\%)}$$

$$= 0,95 \times 2 \times \$89,755.8828 \text{ man hour}$$

$$(\text{Rp}15.000,00/\text{mh})$$

$$= \text{Rp}2.558.042.660,24$$

c. Pemipaan

$$1) \text{ Material (49\% PEC)} = 0,49 \times \$5,609,743$$

$$= \$2,748,773.91$$

$$2) \text{ Buruh (37\% PEC)} = 0,37 \times \$5,609,743$$

$$= \$2,075,604.79$$

$$3) \text{ Jumlah } \textit{man hour} = \$2,075,604.79 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 10.3780,24 \text{ man hour}$$

$$4) \text{ Buruh asing (5\%)}$$

$$= 0,05 \times 10.3780,24 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$$

$$= \$103,780.24$$

$$5) \text{ Buruh lokal (95\%)}$$

$$= 0,95 \times 2 \times 10.3780,24 \text{ man hour } (\text{Rp}15.000,00 / \text{mh})$$

$$= \text{Rp}2.957.736.825,9$$

d. Instrumentasi

- 1) Material (24% PEC) $= 0,24 \times \$5,609,743$
 $= \$1,346,338.24$
- 2) Buruh (6% PEC) $= 0,06 \times \$5,609,743$
 $= \$336,584.56$
- 3) Jumlah *man hour* $= \$336,584.56 / \$20,00 \text{ man hour}$
 $= 16.829,228 \text{ man hour}$
- 4) Buruh asing (5%)
 $= 0,05 \times 16.829,228 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$
 $= \$16,829.23$
- 5) Buruh lokal (95%)
 $= 0,95 \times 2 \times 16.829,228 \text{ man hour } (\text{Rp}15.000,00 / \text{man hour})$
 $= \text{Rp}479.632.998,79$

e. Isolasi

- 1) Material (3% PEC) $= 0,03 \times \$5,609,743$
 $= \$168,292.28$
- 2) Buruh (5% PEC) $= 0,05 \times \$5,609,743$
 $= \$280,487.13$
- 3) Jumlah *man hour* $= \$280,487.13 / \$20,00 \text{ man hour}$
 $= 1.4024,3567 \text{ man hour}$
- 4) Buruh asing (5%)

$$= 0,05 \times 1.4024,3567 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$$

$$= \$14,024.36$$

5) Buruh lokal (95%)

$$= 0,95 \times 2 \times 1.4024,3567 \text{ man hour } (\text{Rp}15.000 / \text{man hour})$$

$$= \text{Rp}399.694.165,66$$

f. Listrik

$$1) \text{ Material (12\% PEC)} = 0,12 \times \$5,609,743$$

$$= \$673,169.12$$

$$2) \text{ Buruh (3\% PEC)} = 0,03 \times \$5,609,743$$

$$= \$168,292.28$$

$$3) \text{ Jumlah man hour} = \$168,292.28 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 8.414,61401 \text{ man hour}$$

4) Buruh asing (5%)

$$= 0,05 \times 8.414,61401 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$$

$$= \$8,414.61$$

5) Buruh lokal (95%)

$$= 0,95 \times 2 \times 8.414,61401 \text{ man hour } (\text{Rp}15.000 / \text{man hour})$$

$$= \text{Rp}239.816.499,40$$

g. Bangunan

Tabel 4.23 luas masing-masing bangunan

No.	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos Penjagaan	358,4
2	Area Parkir	33070,04
3	Kantor	1802,24
4	Tempat Ibadah	614,4
5	Kantin & Koperasi karyawan	806,4
6	Poliklinik	614,4
7	Laboratorium	460,4
8	Gudang	2560
9	Bengkel	768
10	Area Tangki I	860,16
11	Gedung Logistik I	768
12	Gedung Logistik II	1177,6
13	Area Proses Produksi	798,72
14	Area Utilitas	737,28
15	Area Pengolahan Limbah	860,16
TOTAL		45.078,6

Harga bangunan rata-rata = Rp1.200.000 / m²

Biaya bangunan = Rp1.200.000 / m² x 45.078,6 m²

= Rp54.094.320.000

h. Tanah

Luas tanah = 80.000 m²

Harga tanah = Rp400.000,00

Biaya tanah = Rp32.000.000.000

i. Utilitas

Tabel 4.24 Harga alat – alat utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan thn 1954	Harga Satuan thn 2018	Harga
1.	Pompa (PU-01)	2	\$700	\$4,759	\$9,519
2.	Pompa (PU-02)	2	\$700	\$4,759	\$9,519
3.	Pompa (PU-03)	2	\$700	\$4,759	\$9,519
4.	Pompa (PU-04)	2	\$700	\$4,759	\$9,519
5.	Pompa (PU-05)	2	\$850	\$5,779	\$11,558
6.	Pompa (PU-06)	2	\$850	\$5,779	\$11,558
7.	Pompa (PU-07)	2	\$300	\$2,040	\$4,079
8.	Pompa (PU-08)	2	\$300	\$2,040	\$4,079
9.	Pompa (PU-09)	2	\$550	\$3,739	\$7,479
10.	Tangki (TU-01)	1	\$9,500	\$64,591	\$64,591
11.	Tangki (TU-02)	1	\$10,500	\$71,390	\$71,390
12.	Tangki (TU-03)	1	\$1,500	\$10,199	\$10,199
13.	Tangki (TU-04)	1	\$11,500	\$78,189	\$78,189
14.	Tangki (TU-05)	1	\$45,000	\$305, 958	\$305,958
15.	Tangki (TU-06)	1	\$60,000	\$407,944	\$407,944
16.	Clarifier (CLU-01)	1	\$70,000	\$475, 935	\$475,935
17.	Saringan Pasir (SPU-01)	1	\$40,000	\$271,963	\$271,963
18.	Kation Exchanger (KE-01)	1	\$9,000	\$61,192	\$61,192
19.	Anion Exchanger (AE-01)	1	\$9,000	\$61,192	\$61,192
20.	Deaerator (D-01)	1	\$5,000	\$33,995	\$33,995
21.	Boiler (BLU-01)	1	\$70,000	\$475,935	\$475,935
22.	Cooling Tower (CT-01)	1	\$11,000	\$74,790	\$74,790

23.	Generator (G-01)	1	\$180,000	\$1,223,833	\$1,223,833
24.	Unit HI-tech	1	\$50,000	\$339,954	\$339,954
25.	Tangki Flokulator (TF-01)	1	\$4,500	\$30,596	\$30,596
TOTAL					\$4,064,485

Harga Alat Lokal :

Tabel 4.25 Harga alat lokal

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga
1	Bak Utilitas (BU-01)	1	846.000.000	Rp846.000.000
2	Bak Utilitas (BU-02)	1	846.000.000	Rp846.000.000
3	Bak Utilitas (BU-03)	1	516.000.000	Rp516.000.000
TOTAL				Rp220.800.000

a. Harga alat sampai di tempat = 125 % PEC

$$= 1,25 \times \$4,064,485$$

$$= \$5,080,605.69$$

b. Instalasi

1) Material (11 % PEC) = $0,11 \times \$4,064,485$

$$= \$447,093.30$$

2) Buruh (32 % PEC) = $0,32 \times \$4,064,485$

$$= \$1,300,635.06$$

3) Jumlah *man hour* = $\$1,300,635.06 / \$20,00 \text{ man hour}$

$$= 65.031,7528$$

4) Buruh asing (5 %)

$$= 0,05 \times 65.031,7528 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$$

$$= \$65,031.75$$

5) Buruh lokal (95%)

$$= 0,95 \times 2 \times 65.031,7528 \text{ man hour (Rp15.000 / } \\ \text{man hour)}$$

$$= \text{Rp}1.835.404.956,10$$

c. Pemipaan

1) Material (21% PEC) $= 0,21 \times \$4,064,485$

$$= \$853,541.76$$

2) Buruh (15% PEC) $= 0,15 \times \$4,064,485$

$$= \$609,672.68$$

3) Jumlah *man hour* $= \$609,672.68 / \$20,00 \text{ man hour}$

$$= 30.483,6341 \text{ man hour}$$

4) Buruh asing (5%)

$$= 0,05 \times 30.483,6341 \text{ man hour } (\$20,00 / \text{man hour})$$

$$= \$30,483.63$$

5) Buruh lokal (95%)

$$= 0,95 \times 2 \times 30.483,6341 \text{ man hour (Rp15.000,00 / } \\ \text{mh)}$$

$$= \text{Rp}868.783.573,17$$

d. Instrumentasi

1) Material (24% PEC) $= 0,24 \times \$4,064,485$

$$= \$975,476.29$$

2) Buruh (3% PEC) $= 0,03 \times \$4,064,485$

$$= \$121,934.54$$

$$\begin{aligned} 3) \text{ Jumlah } \textit{man hour} &= \$121,934.54 / \$20,00 \textit{ man hour} \\ &= 6.096,7268 \textit{ man hour} \end{aligned}$$

4) Buruh asing (5%)

$$\begin{aligned} &= 0,05 \times 6.096,7268 \textit{ man hour} (\$20,00 / \textit{man hour}) \\ &= \$6,096.73 \end{aligned}$$

5) Buruh lokal (95%)

$$\begin{aligned} &= 0,95 \times 2 \times 6.096,7268 \textit{ man hour} (\text{Rp}15.000,00 / \\ &\textit{man hour}) \\ &= \text{Rp}173.756.714,63 \end{aligned}$$

e. Isolasi

$$\begin{aligned} 1) \text{ Material (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$4,064,485 \\ &= \$121,934.54 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \text{ Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \times \$4,064,485 \\ &= \$203,224.23 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3) \text{ Jumlah } \textit{man hour} &= \$203,224.23 / \$20,00 \textit{ man hour} \\ &= 10.161,2114 \textit{ man hour} \end{aligned}$$

4) Buruh asing (5%)

$$\begin{aligned} &= 0,05 \times 10.161,2114 \textit{ man hour} (\$20,00 / \textit{man hour}) \\ &= \$10,161.21 \end{aligned}$$

5) Buruh lokal (95%)

$$\begin{aligned} &= 0,95 \times 2 \times 10.161,2114 \textit{ man hour} (\text{Rp}15.000 / \\ &\textit{man hour}) \end{aligned}$$

$$= \text{Rp}289.594.524,39$$

f. Listrik

$$\begin{aligned} 1) \text{ Material (12\% PEC)} &= 0,12 \times \$4,064,485 \\ &= \$487,738.15 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \text{ Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$4,064,485 \\ &= \$121,934.54 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3) \text{ Jumlah } \textit{man hour} &= \$121,934.54 / \$20,00 \textit{ man hour} \\ &= 6.096,72683 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4) \text{ Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 6.096,72683 \textit{man hour} (\$20,00 / \textit{man hour}) \\ &= \$6,096.73 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5) \text{ Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \times 2 \times 6.096,72683 \textit{man hour} (\text{Rp}15.000 / \textit{man hour}) \\ &= \text{Rp}173.756.714,63 \end{aligned}$$

$$\textit{Physical Plant Cost Utilitas} = \$9.065.832,80 + \text{Rp}3.580.096.482,93$$

4.10.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 35.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Tahun pendirian pabrik = 2028

Kurs mata uang = 1 US \$ = Rp14.500

4.10.3 Perhitungan Biaya

4.10.3.1 *Capital Investment*

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

a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30 : 70 atau 40 : 60 atau kebijaksanaan lain tentang ratio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

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

4.10.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost*, atau biaya-biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk. *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.10.3.3 *General Expenses*

Berupa biaya pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General expense* meliputi:

a. *Administrasi*

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

b. *Sales*

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

kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset (penelitian)

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan.

Untuk industri kimia dana *riset* sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

4.10.3.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi. Investasi uang dapat dirujuk sebagai aset, modal, pokok, basis biaya investasi. ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase dan bukan dalam nilai desimal.

ROI tidak memberikan indikasi berapa lamanya suatu investasi. Namun, ROI sering dinyatakan dalam satuan tahunan atau disetahunkan dan sering juga dinyatakan untuk suatu tahun kalendar atau fiskal.

ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investasi-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

$$ROI = \frac{\text{profit}}{\text{fixed capital cost}} \times 100\%$$

b. *Pay Out Time (POT)*

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

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

c. *Discounted Cash Flos of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow atau biasa disingkat dengan DCF adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrumen investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep DCF ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut ‘discounted cash flow’ atau ‘ arus kas yang terdiskon’, karena cara menghitungnya adalah dengan meng-estimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di-cut dan menghasilkan nilai dana tersebut pada masa kini.

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

Persamaan unutk menentukan DCFR:

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

Dimana :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Flow

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

d. Break Even Point (BEP)

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

Salah satu tujuan utama dari suatu perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba, untuk memperoleh keuntungan / laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah berikut:

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

3) Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

BEP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

e. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Dengan kata lain pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup. Untuk menghitung nilai SDP, dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut:

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

4.10.3.5 Hasil Perhitungan

a. Penentuan Physical Plant Cost

Tabel 4.26 *Physical plant cost*

No.	Komponen	\$	Rp
1	Harga alat sampai ditempat	\$7,012,178.34	
2	Instalasi	\$706,827.58	Rp2.558.042.660

3	Pemipaan	\$2,852,554.15	Rp2.957.736.826
4	Instrumentasi	\$1,363,167.47	Rp479.632.999
5	Insulasi	\$182,316.64	Rp399.694.166
6	Listrik	\$681,583.74	Rp239.816.499
7	Bangunan		Rp54.094.320.000
8	Tanah		Rp32.000.000.000
9	Utilitas	\$9,065,832.80	Rp3.580.096.483
<i>Physical Plant Cost</i>		\$21,864,460.71	Rp96.309.339.633

Tabel 4.27 *Direct plant cost*

No.	Komponen	\$	Rp
1	Physical plant cost	\$21,864,460.71	Rp96.309.339.632,92
2	Engineering & Construction (25%)	\$5,466,115.18	Rp24.077.334.908,23
	TOTAL	\$27,330,575.89	Rp120.386.674.541,15

Tabel 4.28 *Fixed capital investment*

No.	Komponen	\$	Rp
1	Direct Plant Cost	\$27,330,575.89	Rp120.386.674.541,15
2	Contractor fee (5 %)		Rp25.834.001.245,79
3	Contingency (15 %)	\$4,099,586.38	Rp18.058.001.181,17
	TOTAL	\$31,430,162.27	Rp164.278.968,10

Fixed capital investment = Rp620.016.029.898,85

Tabel 4.29 *Direct manufacturing cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Raw Material	175.199.927.760
2	Gaji Karyawan	29.784.000.000
3	Supervise (10% karyawan)	2.978.400.000
4	Maintenance (2% FCI)	12.400.320.598
5	Plant supplies (15% maint.)	1.860.048.090
6	Royal. dan Patt. (1% sales)	32.200.000.000
7	Utilitas	131.026.185.211,51
TOTAL		385.448.881.659

Tabel 4.30 *Indirect manufacturing cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Payroll overhead (15% kary.)	4.467.600.000
2	Laboratotium (10 % kary.)	2.978.400.000
3	Packeging dan shipping (5% sales)	16.100.000.000
4	Plant overhead (50 % kary.)	14.892.000.000
TOTAL		38.438.000.000

Tabel 4.31 *Fixed manufacturing cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10 % FCI)	62.001.602.990
2	Property tax (2 % FCI)	12.400.320.598
3	Asuransi (2 % FCI)	12.400.320.598
TOTAL		86.802.244.186

Tabel 4.32 *Total manufacturing cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Direct manufacturing cost	385.448.881.659
2	Indirect manufacturing cost	38.438.000.000
3	Fixed manufacturing cost	86.802.244.186
TOTAL		510.689.125.845

Tabel 4.33 *Working capital*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Raw material inventory	42.557.427.154
2	In process inventory	63.836.140.731
3	Product inventory	42.557.427.154
4	Available cash	42.557.427.154
5	Extended credit	85.114.854.308
TOTAL		276.623.276.499

Tabel 4.34 *General expense*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi (3 % Manu. Cost)	16.337.466.109
2	Sales (5% manu. Cost)	27.229.110.182
3	Finance (5% WC + FCI)	38.044.837.152
4	Riset (2 % sales)	15.600.000.000
TOTAL		97.211.413.442

Tabel 4.35 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Manufacturing cost	510.689.125.845,02
2	General expense	101.787.095.387,51
TOTAL		612.476.221.232,53

Tabel 4.36 Total capital investment

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Fixed capital investment	620.016.029.898,85
2	Working capital	276.623.276.499,38
TOTAL		896.639.306.398,23

Harga jual produk :

$$\begin{aligned}
 \text{harga dasar} &= \frac{\text{total biaya produksi}}{\text{volume produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp}612.476.221.232,53}{35.000.000} \\
 &= \text{Rp}17.499,32
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga jual} &= 1,314337 \times \text{harga dasar} \\
 &= 1,314337 \times \text{Rp}17.499,32 \\
 &= \text{Rp}23.000
 \end{aligned}$$

Total sales:

$$\text{Asam Fumarat} = \text{Rp}23.000 / \text{kg}$$

$$\text{Produksi tiap tahun} = 35.000 \text{ ton}$$

$$\text{Annual sales} = \text{Rp}805.000.000.000$$

b. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

1) Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales = Rp805.000.000.000

Total biaya produksi = Rp612.476.221.232,53

Keuntungan = Rp192.523.778.767,47

2) Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 20%

Keuntungan = Rp154.019.023.013,98

c. Analisa Kelayakan Ekonomi

1) *Return On Investment*

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

ROI sebelum pajak = 31,1 %

ROI sesudah pajak = 24,8 %

2) *Pay Out Time*

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

POT sebelum pajak = 2,436 tahun

POT sesudah pajak = 2,8702 tahun

3) *Break Even Point*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp86.802.244.186

Variable Cost (Va) = Rp354.526.112.972

Regulated Cost (Ra) = Rp171.147.864.075

Penjualan Produk (Sa) = Rp805.000.000.000

BEP = 41,78 %

4) *Shut Down Point*

SDP = 15,53 %

5) *Discounted Cash Flow Rate*

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp62.001.602.989,88

Working Capital = Rp276.623.276.499,38

Fixed Capital = Rp620.016.029.898,85

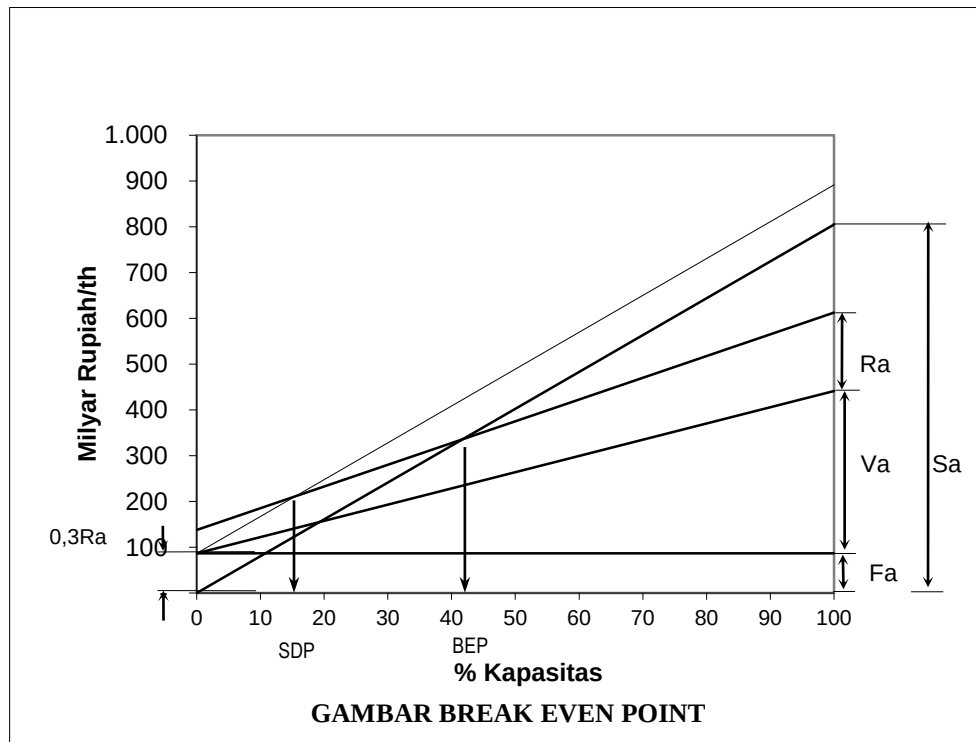
Cash flow (CF) = Annual Profit + Finance + Depresiasi

= Rp260.852.029.323,77

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

R = S

Dengan cara *trial & error* diperoleh nilai $i = 28,31 \%$



Gambar 4.7. Grafik hubungan % kapasitas vs milyar rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik asam fumarat ini tergolong *low risk* dikarenakan bahan baku dan juga produk mempunyai sifat antara lain :

1. Tidak bersifat racun
2. Tidak mudah terbakar
3. Tidak mudah meledak

Selain itu kondisi operasi dari masing – masing alat masih tergolong moderat atau tidak terlalu kecil dan tidak terlalu besar ditinjau dari suhu dan tekanannya.

Berdasarkan parameter analisis ekonomi sebagai berikut :

Parameter Evaluasi Ekonomi	Nilai	Syarat (Aries and Newton, 1954)	Keterangan
ROI	31,1 %	Min 11%	Memenuhi
POT	2,4 tahun	Max 5 tahun	Memenuhi
BEP	41,78 %	40-60%	Memenuhi
SDP	16 %	-	Memenuhi
DCFR	28,31 %	>1,5x bunga deposito bank (5,8% dalam 1 tahun)	Memenuhi

Jadi ditinjau dari parameter kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, pabrik asam fumarat dengan bahan baku benzena layak dan dapat ditindak lanjuti.

5.2 Saran

Pada sebuah perancangan suatu pabrik kimia untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik diperlukan sebuah peningkatan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik. Salah satu hal yang perlu diperhatikan yaitu:

1. Pemilihan proses pembuatan asam fumarat yang nantinya akan berpengaruh pada optimasi pemilihan alat bisa berupa alat, baik alat besar maupun alat kecil.
2. Sumber daya manusia yang seharusnya bisa lebih baik lagi.
3. Diharapkan pabrik-pabrik kimia yang ada di Indonesia agar bisa lebih ramah lingkungan.
4. Diharapkan Pemerintah bisa lebih mendukung serta mengawasi pabrik-pabrik kimia yang ada di Indonesia sehingga bisa mengurangi besarnya impor yang dilakukan di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc.Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2000-2005.
- Brown, G.G., "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young E.H., "*Process Equipment Design*", 2nd Ed., John Wiley and Sons. Inc., New York, 1959
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6th ed., vol6, Pergamon Press, Oxford, 1983
- Evans Jr, F.L., "*Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*", Gulf Publishing Houston.
- Fogler, Scott H., "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", 3rd ed, Prentice Hall International Inc, USA, 1999.
- Geankoplis, J.Christie., "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International, 1978.
- Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, MC. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.
- Kirk, K.E., and Ortner, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", John Wiley and Sons.Inc., New York.

- Levenspiel, O., "*Chemical Reaction Engineering*". 3rd ed, John Willey and Son, New York, 1999.
- Ludwig, E.E., 1997, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*". Vol 1, 2, 3, Gulf Publishing Company Book Division, Houston.
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., "*Chemical Engineering Hand Book*", 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1984
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*", 3rd Ed., Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1968.
- Powell, S., "*Water Condition for Industry*", Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1954.
- Sinnott, R.K., "*An Introduction to Chemical Engineering Design vol. VI*". Pergamon Press., New York, 1989.
- Smith, J.M., and Van Ness H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo, 1975.
- Treyball, E., "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.
- Ullrich, G.D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.
- Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment*", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.

LAMPIRAN A

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

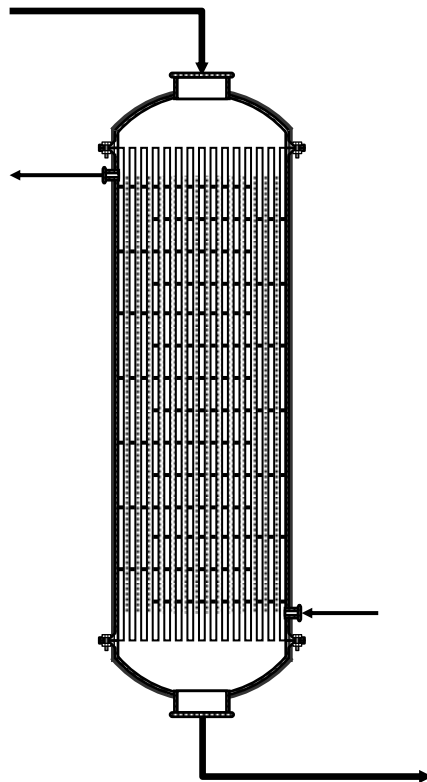
Tugas : Mereaksikan benzena membentuk asam maleat dengan kecepatan umpan masuk sebesar 6226,2269 kg/jam pada tekanan atmosferic atm dan suhu 420°C

Reaktor : Fixed Bed Multitube

Kondisi operasi : $T = 420^{\circ}\text{C}$

$P = 4,2 \text{ atm}$

Contact time = 0,1 detik



Komposisi umpan :

$$C_6H_6 = 6226,2269 \text{ kg/jam} = 79,8234 \text{ kmol/jam}$$

$$C_7H_8 = 328,9930 \text{ kg/jam} = 3,5760 \text{ kmol/jam}$$

$$N_2 = 25138,9500 \text{ kg/jam} = 897,8196 \text{ kmol/jam}$$

$$O_2 = 7637,1494 \text{ kg/jam} = 238,6609 \text{ kmol/jam}$$

Kapaitas produk

$$= 35.000 \text{ ton/tahun} \cdot \frac{1000 \text{ kg /ton}}{330 \text{ hari/tahun} \cdot 24 \text{ jam/hari}}$$

$$= 4419,1919 \text{ kg/jam}$$

$$= 56,656 \text{ kmol/jam}$$

Uraian Neraca Massa pada reaksi

Reaksi :

Satuan : kmol/jam



$$C_6H_6 = n_{Ao} (1 - X_A)$$

$$= 79,8234 - 0,515$$

$$= 41,109062 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{O}_2 = n_{\text{Bo}} - 4,5 n_{\text{Ao}} \text{ XA}$$

$$4,5 \times$$

$$= 238,6609 + 79,8234 \times 0,485$$

$$= 64,4463011 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_4 = n_{\text{Co}} + n_{\text{Ao}} \text{ XA}$$

$$79,8234 \times$$

$$= 0,0000 + 0,485$$

$$= 38,7143593 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = n_{\text{Do}} + n_{\text{Ao}} \text{ XA}$$

$$79,8234 \times$$

$$= 0,0000 + 0,485$$

$$= 38,7143593 \text{ Kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 &= n_{\text{Eo}} + 2 n_{\text{Ao}} X_A \\
 &= 0,0000 + 79,8234 \times 0,485 \\
 &= 77,4287187 \text{ Kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil Reaksi :

$$\text{O}_2 : 64,4463 \text{ kmol/jam} = 2062,2816 \text{ kg/jam}$$

$$\text{N}_2 : 897,8196 \text{ kmol/jam} = 25138,9500 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CO}_2 : 77,4287 \text{ kmol/jam} = 3406,8636 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_6 : 41,1091 \text{ kmol/jam} = 3206,5068 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 38,7144 \text{ kmol/jam} = 696,8585 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_4 : 38,7144 \text{ kmol/jam} = 4490,8657 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 : 3,5760 \text{ kmol/jam} = 328,9930 \text{ kg/jam}$$

$$83414,64 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Reaktor

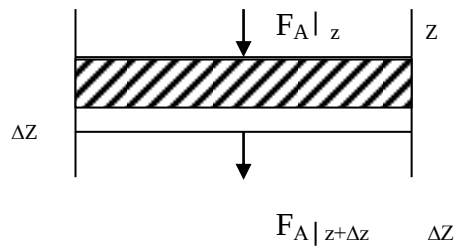
Komponen	Total massa masuk reaktor		Komponen	Total massa Keluar reaktor	
	kg/jam	kmol/jam		kmol/jam	kg/jam
O ₂	7637,1494	238,6609	O ₂	64,4463	2062,2816
N ₂	25138,9500	897,8196	N ₂	897,8196	25138,9500
C ₆ H ₆	6226,2269	79,8234	CO ₂	77,4287	3406,8636
C ₇ H ₈	328,9930	3,5760	C ₆ H ₆	41,1091	3206,5068
			H ₂ O	38,7144	696,8585
			C ₄ H ₄ O ₄	38,7144	4490,8657
			C ₇ H ₈	3,5760	328,9930
Total	39331,3193	1219,8800		1161,8085	39331,3193

Konstanta Kinetika reaksi

$$k = 155099,116 e^{(-1303,1752/T)} \text{ /menit}$$

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) dV] = \text{Acc}$$

$$dV = A \cdot \Delta Z$$

$$\text{dimana } A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}$$

Neraca massa elemen volume juga meninjau ruang kosong diantara tumpukan katalis sehingga porositas (ϵ) berpengaruh. Porositas (ϵ) didapat dari Brown, fig.219 & 220.

Maka :

$$dV = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \epsilon \cdot \Delta Z$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$-\frac{F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

dimana $F_A = F_{A0}(1-X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \Delta X_A$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k \cdot C_A \cdot C_B$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(k C_A C_B) \cdot \pi \cdot D i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$C_A = \frac{n_A}{n_t} \frac{P_t}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0}(1-X_A)P_t}{n_1 \cdot RT}$$

$$C_B = \frac{n_B}{n_t} \frac{P_t}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0} \left(\frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) P_t}{n_1 \cdot RT}$$

Maka :

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT}\right)^2 \cdot k(1 - X_A)\left(\frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A\right)\pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{A0}} \quad \dots\dots\dots(1)$$

Dimana :

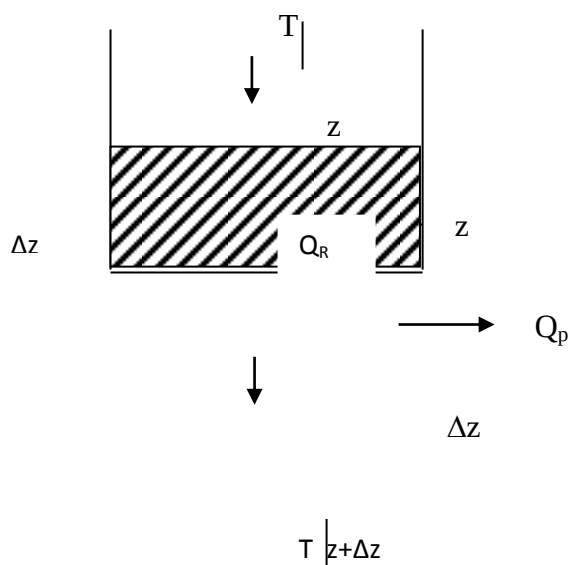
$\frac{dX_A}{dz}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

Di = Diameter dalam

ε = porositas tumpukan katalis

F_{A0} = Kecepatan molar A mula-mula

2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$\sum m.c_p (T_z - T_o) - (\sum m.c_p (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P) = 0$$

$$Q_R = \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A$$

$$Q_P = U . A . \Delta T$$

$$= U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T)$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A - U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T) = 0$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A + U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T)$$

$$\Delta H_R n_{AO} \Delta X_A + U \pi D_O (T_s - T)$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{\quad}{\quad}$$

$$\frac{\sum m.C_p}{\Delta z}$$

$$\frac{T|_z - T|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_O . (T_s - T)}{\sum m.C_p}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_O (T_s - T)}{\sum m.C_p}$$

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o (T_s - T)}{\Sigma m \cdot C_p} \dots\dots\dots(2)$$

dimana :

dT/dZ = perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = panas reaksi

U = over all heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

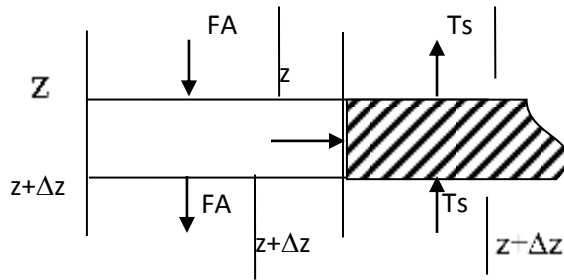
T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

$\Sigma m.C_p$ = kapasitas panas

3. NERACA PANAS UNTUK PENDINGIN PADA ELEMEN VOLUME

Tinjauan : elemen panas



Masuk – keluar = akumulasi

$$m_p \cdot C_{p,p} \cdot (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_p - m_p \cdot C_{p,p} \cdot (T_s|_z - T_o) = 0$$

$$Q_p = U \cdot A \cdot \Delta T ; \text{dimana : } A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta z. \text{ dan } \Delta T = (T - T_s)$$

$$\text{Sehingga } Q_p = U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$m_p \cdot C_{p,p} \cdot (T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = - U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$\text{_____} : m_p \cdot C_{p,p} \cdot \Delta z$$

$$T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z \quad U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)$$

$$\text{_____} = - \text{_____}$$

$$\Delta z$$

$$m \cdot C_{p,p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\boxed{\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}}$$

.....(3)

PENURUNAN TEKANAN (*PRESSURE DROP*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) menggunakan rumus 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, Chemical Reactor Design for Process Plants.

$$\frac{gc \cdot dP}{\mu_s \cdot dz} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_s}{D_p^2} + 1,75 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\boxed{\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)} \quad \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 + 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{D_p \cdot G/\mu} \right)$$

dimana :

$\frac{dP}{dz}$ = perubahan tekanan per satuan panjang

f_k = faktor friksi

gc = konstanta gravitasi

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm³

ρ_f = densitas gas, g/cm³

D_p = diameter partikel katalisator, cm

ε = porositas tumpukan katalisator

μ = viskositas gas, g/cm.jam

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut :

$$1) \quad \frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{AO}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left(\frac{n_{Bo}}{n_{Ao}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{Ao}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{Ao} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot Cp}$$

$$2) \quad \frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_s)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$3) \quad \frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program computer dengan Metode Numeris Runge Kutta.

OVERALL HEAT TRANSFER

1. Koefisien transfer panas pipa (hio)

Dari pers. 6-2, Kern diperoleh :

$$hio = 0,027 \left(\frac{Dp \cdot Gt}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{Di} \right) \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan diatas berlaku untuk organic liquid, larutan aqueous, dan gas pada

$Re > 10.000$

dimana :

D_p = diameter partikel katalis

D_i = diameter dalam pipa

k = konduktivitas thermal

μ = viskositas gas

C_p = panas jenis gas

G_t = kecepatan massa per satuan luas

h_i = koefisien transfer panas pipa dalam

$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \dots\dots\dots(Kern,1983)$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (h_o)

Dari persamaan , Kern :

$$h_o = 0,36 \left(\frac{De \cdot G_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{0,33} \left(\frac{k_p}{De} \right) \dots\dots\dots(Kern,1983, p137) \dots\dots\dots(6)$$

Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

dimana :

h_o = koefisien transfer panas

D_e = diameter equivalent

G_p = kecepatan massa pendingin per satuan luas

μ_p = viskositas pendingin

k_p = konduktivitas thermal pendingin

C_{p_p} = panas spesifik pendingin

3. Overall heat transfer coefisient

U_d = overall transfer coefisient pada saat kotor

U_c = overall transfer coefisient pada saat bersih

R_d = faktor tahanan panas pengotor

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{(h_{io} + h_o)} \quad R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c.U_d}$$

$$R_d.U_c.U_d = U_c - U_d$$

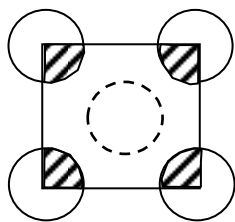
$$R_d.U_c.U_d + U_d = U_c$$

$$(R_d.U_c + 1).U_d = U_c$$

$$\text{Maka : } U_d = \frac{U_c}{(R_d.U_c + 1)}$$

LAY OUT PIPA DALAM REAKTOR (Kern, 1983, P. 139)

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar Pt^2 .



1 pipa menempati luasan = Pt^2

maka luas total penampang reaktor (over design 10%)

$$A_s = 1,1. N_t.Pt^2$$

dimana :

A_s = Luas penampang shell

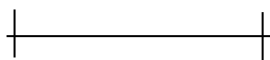
N_t = jumlah pipa

Pt = pitch

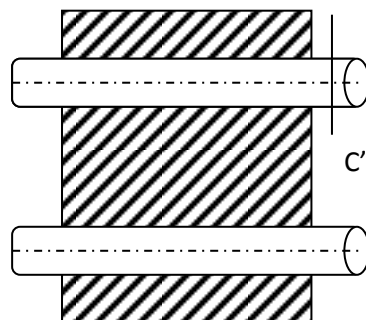
Alasan penyusunan pipa secara square pitch :

1. mudah pembersihannya.
2. pressure drop kecil.

FLOW AREA DALAM SHELL



$$A_s = \frac{ID_s \cdot B \cdot C'}{P_t} \dots\dots\dots(7)$$



dimana :

B = Jarak baffle, in

C' = Clearance, in

Pt = Pitch, in

ID_s = Diameter dalam shell, in

A_s = Flow area shell, in²

DIAMETER EQUIVALEN (De)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

$$De = \frac{4 \left(Pt^2 - \frac{\mu \cdot OD^2}{4} \right)}{\mu \cdot OD} = \frac{4 \times \text{free area}}{\text{wetted perimeter}}$$

$$\boxed{De = \frac{4Pt^2 - \mu \cdot OD^2}{4 \cdot \mu \cdot OD}} \dots\dots\dots(8)$$

DIAMETER SHELL

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$\text{Luas shell} = A_s = 1,1 \cdot Nt \cdot Pt^2 = \frac{\pi \cdot (ID_s)^2}{4}$$

Diameter shell :

$$\boxed{ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\mu}}} \dots\dots\dots(9)$$

KATALISATOR (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa silver dengan :

- Bentuk = pellet

- Ukuran

$$D = 0,3175 \text{ cm}$$

$$H = 0,3175 \text{ cm}$$

- Bulk density = $1106,13 \text{ kg/m}^3$

- Formula = $\text{PbO}_2 - \text{Mg}$

(SA, Miller Ernest, 1965)

DIAMETER PARTIKEL (Dp)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis (Rase, 1977, p.493)

$$V_{\text{kat}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H$$

$$= \frac{\pi \cdot 0,3175^2}{4} \cdot 0,3175$$

$$= 0,025125 \text{ cm}^3$$

$$V \text{ bola} = V \text{ kat}$$

$$V \text{ Bola} = \frac{\mu \cdot Dp^3}{4}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Dp &= \sqrt[3]{\frac{V_B \cdot 6}{\mu}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{0,025125 \cdot 6}{\mu}} \\ &= 0,36345 \text{ cm} \end{aligned}$$

PEMILIHAN PIPA

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn (Smith,JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hio/h	5,5	7	7,	7,5	7,0

Dimana :

(Dp/Dt) = rasio diameter katalis per diameter pipa

(hio/h) = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas diperoleh $(hio/h)_{\max}$ terjadi pada 7,8 pada $(Dp/Dt) = 0,15$

$$\begin{aligned}\frac{Dp}{Dt} &= 0,15 \\ Dt &= \frac{Dp}{0,15} \\ Dt &= \frac{0,36345}{0,15} \text{ cm} \\ &= 2,42298 \text{ cm}\end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11) :

$$NP_s = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

JUMLAH PIPA (Brown, 1950)

Jumlah pipa ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis. Dalam suatu reaksi khusus terjadi tumbukan molekul yang optimum (well mixed). Keadaan di atas terjadi bila pada keadaan turbulen yaitu bilangan Reynold diatas 3100.

$$\text{Sphercity } (\varphi) = \frac{\text{Luas area bola}}{\text{luas area katalis}}$$

$$\text{Luas area bola} = \pi \cdot D_p^2$$

$$= 3,14 \cdot 0,36345$$

$$= 0,4148 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas area katalis} = \pi \cdot D_H + \frac{2 \cdot \mu \cdot D}{4}$$

$$= 0,4748 \text{ cm}^2$$

$$\text{maka } \varphi = \frac{0,4148}{0,4748} = 0,8736$$

Dari fig. 223 Brown diperoleh $\varepsilon = 0,35$

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
O2	238.6609	7637.1494

N2	897.8196	25138.9492
CO2	0.0000	0.0000
C6H6	79.8234	6226.2271
H2O	0.0000	0.0000
C7H8	3.5760	328.9930
C4H4O4	0.0000	0.0000

Total 1219.8800 39331.3203

Kecepatan massa = 39331.3203 Kg/j
= 10925.3672 g/dt

BM rata-rata = 32.24

Suhu Umpan (T) = 573 oK

Tekanan Umpan (P) = 4 atm

Densitas gas(ρ) = 0.001509 g/cm³

Viskositas gas = 0.000539 g/cm dt

Digunakan pipa Standard

ID pipa = 1.049 in = 2.664 cm

OD pipa = 1.320 in = 3.353 cm

BWG = 16 in

A. Jumlah pipa maximum :

1. Menghitung Gt

$$Fre \cdot Dp \cdot Gt$$

$$4100 = \text{-----}$$

$$u$$

$$50.5 \cdot 0.3635 \text{ cm} \cdot Gt$$

$$= \text{-----}$$

$$0.0005390 \text{ (g / cm dt)}$$

$$= 34057.05 \text{ Gt}$$

$$Gt = 0.120386 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$3.14 \cdot DI^2 \cdot e$$

$$Ao = \text{-----}$$

$$4$$

$$3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36$$

$$= \text{-----}$$

$$4$$

$$= 2.0063 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$G$$

$$At = \text{-----}$$

$$\begin{aligned}
 & G_t \\
 & 10925.3672 \text{ g/dt} \\
 & = \frac{\text{-----}}{0.1204 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}} \\
 & = 90752.6328 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa maximum :

$$\begin{aligned}
 & A_t \\
 N_t \text{ max} & = \frac{\text{-----}}{A_o} \\
 & \frac{90752.6328 \text{ cm}^2}{\text{-----}} \\
 & \frac{2.0063 \text{ cm}^2}{\text{-----}} \\
 & = 45234.3789 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

B. Jumlah pipa minimum :

1. Menghitung Kecepatan maximum :

$$\begin{aligned}
 v \text{ max} & = (4 \times (r_b - r_g) \times g \times D_p) / (3 \times r_g \times fD)^{1/2} \\
 & = (4 \times (1.1940 - 0.001509) \times 0.98 \times 0.3635) / (3 \times 0.0015085 \times 1)^{1/2} \\
 & = 613.0625 \text{ cm/dt}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Kecepatan Volume Umpan :

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{G}{r_g} \\
 &= \frac{10925.3572 \text{ g/dt}}{0.0015 \text{ g/cm}^3} \\
 &= 7242326.0000 \text{ cm}^3/\text{dt}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{F_v}{v_{\max}} \\
 &= \frac{7242326.0000 \text{ cm}^3/\text{dt}}{613.9625 \text{ cm/dt}} \\
 &= 11813.3564 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa minimum :

$$N_{t \min} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$\begin{aligned}
 & 11813.3564 \text{ cm}^2 \\
 & = \text{-----} \\
 & 2.0063 \text{ cm}^2 \\
 & = 5888.2021 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

C. Jumlah pipa :

1. Menghitung Gt :

diambil bilangan Reynold (Re) = 2000

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\text{Fre} \cdot \text{Dp} \cdot \text{Gt}}{u} \\
 &= \frac{50.5 \cdot 0.3635 \text{ cm} \cdot \text{Gt}}{0.0005390 \text{ (g / cm dt)}} \\
 &= 34057.05 \text{ Gt} \\
 \text{Gt} &= 20000 / 34057.05 \text{ g/cm}^2 \text{ dt} \\
 &= 0.587250 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$\text{Ao} = \frac{3.14 \cdot \text{DI}^2 \cdot e}{4}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36}{4} \\
 & = \frac{\quad}{4} \\
 & = 2.0063 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{G}{G_t} \\
 &= \frac{10925.3672 \text{ g/dt}}{0.5872 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}} \\
 &= 18604.2910 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa :

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A_t}{A_o} \\
 &= \frac{18604.2910 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2} \\
 &= 9273 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

SIFAT FISIS

a) Spesifik Heat

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	Cp (joule/mol.K)			
	A	B	C	D
O ₂	6,0713	0,879.10 ⁻⁴	4,170.10 ⁻⁶	-2,544.10 ⁻⁹
C ₆ H ₆	-8,101	0,1133	-0,00007206	1,703.10 ⁻⁸
N ₂	7,440	0,324.10 ⁻²	6.400.10 ⁻⁶	-2,790.10 ⁻⁹
CO ₂	4,728	1,754.10 ⁻²	-1,338.10 ⁻⁵	4,097.10 ⁻⁹
C ₇ H ₈	-5,817	0,1224	-0,00006605	1,173.10 ⁻⁸
C ₄ H ₄ O ₄	-53,93	0,42	-5,836.10 ⁻⁴	2,772.10 ⁻⁷
H ₂ O	7,701	4,595.10 ⁻⁴	2,521.10 ⁻⁶	-0,859.10 ⁻⁹

$$C_p = \sum C_{pi} \cdot y_i$$

b) Viskositas

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Komponen	μ (micropoise.K)	
	Tc	Pc
O ₂	154,6	49,8
C ₆ H ₆	562,1	48,3
N ₂	126,2	33,5
CO ₂	304,2	72,8
C ₇ H ₈	591,7	40,6
C ₄ H ₄ O ₄	771 K	49,8 bar
H ₂ O	647,3	217,6

*Sumber: Robert C. Reid Sifat gas dan zat cair Gramedia Pustaka 1991

$$\mu_i = \frac{\sum \mu_i . BM^{1/2} . y_i}{\sum BM^{1/2} . y_i}$$

c) Konduktivitas Thermal

$$\tau_i = \frac{T_c^{1/6} . BM^{1/2}}{P_c^{2/3}}$$

$$k = ((14,54 . T/T_c) - 5,14)^{2/3} . C_p/\tau_i . 10^6$$

Komponen	T _c	P _c
O ₂	154,6	49,8
C ₆ H ₆	562,1	48,3
N ₂	126,2	33,5
CO ₂	304,2	72,8
C ₇ H ₈	591,7	40,6
C ₄ H ₄ O ₄	771 K	49,8 bar
H ₂ O	647,3	217,6

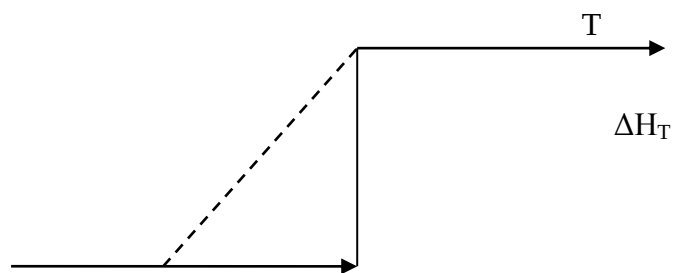
d) Sifat Pendingin

$$C_p = 0,509 \text{ Btu/lb}^\circ\text{K}$$

$$\mu = 0,40 \text{ micropoise.K}$$

$$k = 0,68 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{K}$$

PANAS REAKSI



$$T_o \quad \Delta H_{298}$$

$$\Delta H_T = \Delta H_{298} + \int \Delta C_p dT$$

Komponen	ΔH_f
O ₂	0,0
C ₆ H ₆	19,82
N ₂	0,0
CO ₂	-94,03
C ₇ H ₈	11,95
C ₄ H ₄ O ₄	-709,21
H ₂ O	-57,80

*sumber:

Dimana :

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{fp} - \Delta H_{fR} \\ &= -205,02 - -103,6 \end{aligned}$$

$$= -101,42 \text{ kJoule/mol}$$

$$= -24239,38 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta C_p = \alpha + \beta T + \gamma T^2$$

$$\alpha = A_p - A_R$$

$$\beta = B_p - B_R$$

$$\gamma = C_p - C_R$$

Komponen	Cp (joule/mol.K)			
	A	B	C	D
O ₂	6,0713	0,879.10 ⁻⁴	4,170.10 ⁻⁶	-2,544.10 ⁻⁹
C ₆ H ₆	-8,101	0,1133	-0,00007206	1,703.10 ⁻⁹
N ₂	7,440	0,324.10 ⁻²	6.400.10 ⁻⁶	-2,790.10 ⁻⁹
CO ₂	4,728	1,754.10 ⁻²	-1,338.10 ⁻⁵	4,097.10 ⁻⁹
C ₇ H ₈	-5,817	0,1224	-0,00006605	1,173.10 ⁻⁹
C ₄ H ₄ O ₄	-53,93	0,42	-5,836.10 ⁻⁴	2,772.10 ⁻⁷
H ₂ O	7,701	4,595.10 ⁻⁴	2,521.10 ⁻⁶	-0,859.10 ⁻⁹

$$\alpha = 64,374 - (11,591 + 45,780)$$

$$= 7,003 \text{ joule/mol.K}$$

$$\begin{aligned}\beta &= 6,4776.10^{-2} - (3,2301.10^{-1} + 2,1034.10^{-2}) \\ &= 2,2286.10^{-2} \text{ joule/mol.K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\gamma &= 3,5143.10^{-4} - (-1,3067.10^{-4} + 1,2484.10^{-4}) \\ &= 3,5726.10^{-4} \text{ joule/mol.K}\end{aligned}$$

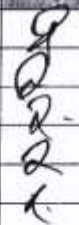
Sehingga :

$$\begin{aligned}\Delta H_T &= \Delta H_{298}^0 + m \int_{T_0}^T \Delta C_p dT \\ &= \Delta H_{298} + \int_{T_0}^T \alpha + \beta T + \gamma T^2 dT \\ &= \Delta H_{298} + \alpha(T - T_0) + \frac{\beta}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\gamma}{3}(T^3 - T_0^3) \\ &= -101,42 \text{ kJoule/mol} + 7,003 (298 - 513) + \frac{2,2286.10^{-2}}{2}(298^2 - 513^2) + \\ &\quad \frac{3,5726.10^{-4}}{3}(298^3 - 513^3) \text{ joule/mol}\end{aligned}$$

LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rulita Reska Mawarni
 No. MHS : 14521116
 Nama Mahasiswa : Rizky Maulida Harsono
 No. MHS : 14521123
 Judul Prarancangan)* : **PRARANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA**
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	3 September 2018	Bimbingan naskah	
2.	10 September 2018	Bimbingan perbaikan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2018

Pembimbing,



Ir. Balyono, M.S.I., C.Text. ATL.

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rulita Reska Mawarni
 No. MHS : 14521116
 Nama Mahasiswa : Rizky Maulida Harsono
 No. MHS : 14521123
 Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FUMATAT
 DARI BENZENA

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 Maret 2018	Konsultasi judul TA	
2	19 Mei 2018	Bimbingan Neraca Massa	
3	4 Juni 2018	Bimbingan reaktor	
4	9 Juli 2018	Bimbingan Absorber	
5	13 Juli 2018	Bimbingan reaktor, centrifuge, automatic dryer	
6	20 Juli 2018	Bimbingan Condenser, Separator, Dekanter	
7	30 Juli 2018	Bimbingan Alat-alat kecil	
8	2 Agustus 2018	Bimbingan Alat-alat kecil	
9	3 Agustus 2018	Bimbingan Alat-alat kecil	
10	8 Agustus	Bimbingan Utilitas	
11	15 Agustus	Bimbingan Ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2018

Pembimbing,

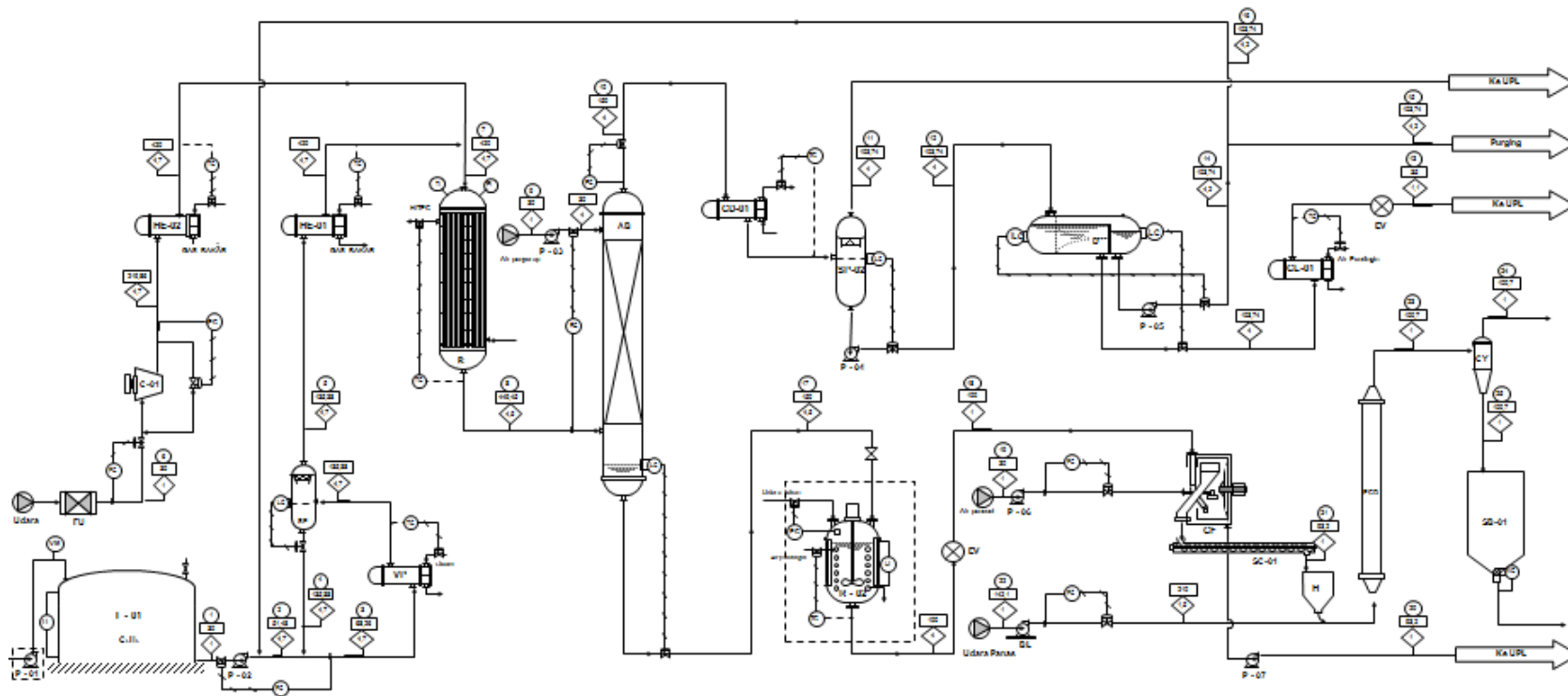


Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM FUMARAT DARI BENZENA DAN UDARA
 KAPASITAS PRODUKSI : 35.000 TON / TAHUN



ARUS MASSA (Kg/Jam)

NO	KOMPONEN	N O M O R A R U S																								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	O ₂						7835,76	7835,76	2060,90		2061,07	2061,07														
2	N ₂						25134,39	25134,39	25134,39		25134,96	25134,96														
3	CO ₂								3406,86		3406,86	3406,86														
4	C ₈ H ₈	3369,23	6226,22	7782,78	1556,56	6226,22		6226,22	3206,51		3206,51	32,06	3174,44		3174,44	317,44	2857,00									
5	H ₂ O								696,86	11228,38	3668,46	21,37	3647,09	3647,09				8256,78	8256,78	2540,55	10565,90	231,43		231,43	209,33	22,10
6	C ₇ H ₈	34,03	327,95	409,94	81,99	327,95		327,95	327,80		327,95	1,37	326,58		326,58	32,66	293,92									
7	C ₄ H ₄ O ₄ (Cis)								4490,87		44,91	0,09	44,82	44,82				4445,96	44,46		44,46					
8	C ₄ H ₄ O ₄ (Trans)																		4401,50		4,40	4397,10		4397,10		4397,10
9	Udara																						4628,52	4628,52	4628,52	
Jumlah		3403,26	6554,18	8192,72	1638,54	6554,18	32770,16	39324,33	39324,19	11228,38	37850,73	30657,80	7192,93	3691,91	3501,02	350,10	3150,92	12702,73	12702,73	2540,55	10614,76	4628,52	4628,52	9257,04	4837,85	4419,19

KETERANGAN			
AC	Accumulator	SP	Separator
AB	Absorber	VP	Vaporizer
BL	Blower		Level Controller
C	Compressor		Level Indicator
CD	Condenser		Pressure Indicator
CL	Cooler		Temp. Controller
EV	Expantion Valve		Volume Meter
FU	Filter Udara		Flow Controller
H	Hopper		Nomor Arus
HE	Heater		Temperatur (°C)
P	Pompa		Tekanan (Atm.)
PCD	Pneumatic Dryer		Pipa
R	Reaktor		Udara Tekan
SC	Screw Conveyor		Sambungan Listrik