

**PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI  
BUTADIENE DAN ASAM ASETAT BERKAPASITAS 80.000  
TON/TAHUN**

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



Oleh :

Nama : Muhajir

NIM : 16521037

Nama : Bimmo Dwi Hartono

NIM : 16521146

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2020**

## LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL

### PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT BERKAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhajir

Nama : Bimmo Dwi Hartono

No.Mahasiswa : 16521037

No.Mahasiswa : 16521146

Yogyakarta, 21 Juni 2020

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 kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

Td. Tangan



Muhajir

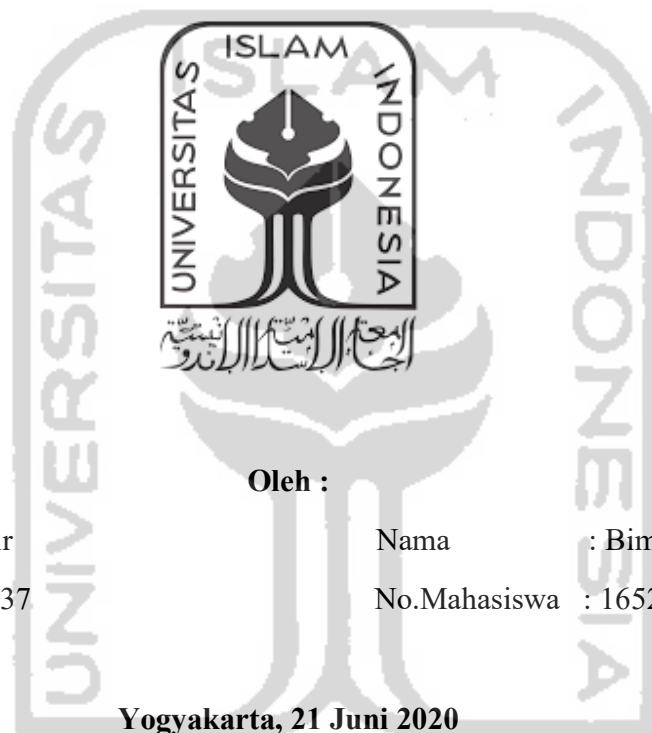


Bimmo Dwi Hartono

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

## PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT BERKAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Muhajir

Nama : Bimmo Dwi Hartono

No.Mahasiswa : 16521037

No.Mahasiswa : 16521146

Yogyakarta, 21 Juni 2020

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si

Umi Rofiqah S.T., M.T

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT BERKAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhajir

No. Mahasiswa : 16521037

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu  
Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi  
Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi  
Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 Juli 2020

Tim Penguji

Zainus Salimin, Prof., Ir., M.Si.  
Penguji 1



Diana, Dr., S.T., M.Sc.  
Penguji 2



Ajeng Yulianti D. L., S.T., M.T.



Penguji 3

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik  
Kimia Fakultas Teknologi  
Industri Universitas Islam  
Indonesia



I. Suharno Rusdi, Ph.D

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT BERKAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Bimmo Dwi Hartono

No. Mahasiswa : 16521146

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu  
Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi  
Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi  
Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 Juli 2020

Tim Penguji

Zainus Salimin, Prof., Ir., M.Si.  
Penguji 1



Diana, Dr., S.T., M.Sc.  
Penguji 2



Ajeng Yulianti D. L., S.T., M.T.  
Penguji 3



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik  
Kimia Fakultas Teknologi  
Industri Universitas Islam  
Indonesia



Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Allhamdulillahirabbil alamin, puji syukur dan salam kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas semua karunia dan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyusun laporan tugas akhir dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Butil Asetat dari Butadiene dan Asam Asetat Berkapasitas 80.000 Ton/Tahun”** tepat pada waktunya.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib dilalui untuk menyelesaikan program Strata-I di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penulisan laporan tugas akhir ini, tidak lepas dari bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti untuk penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang senantiasa selalu memberi keberkahan serta menjadi sumber penyemangat ketika penulis merasa stress.
2. Ayah dan Ibu selaku Orangtua kami yang tiada hentinya mendoakan dan meridhoi kami.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Zainus Salimin, prof., Ir., M.Si. dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku pembimbing tugas akhir.
6. Bimmo Dwi Hartono/Muhajir selaku *partner* tugas akhir yang selalu membantu dalam penyusunan tugas akhir.
7. Sahabat penulis Agung Prawira Elang, Andini Eka Ramadhini, Cyril Tri Arham, Ridhoaldy Erisaputra, Fiqri Ramadhan, M. Dicky, Denny Indra Saputra, M. Kristiadi, Wildan Denly, Alfian Wahyu, Fachrurozy Satria, Naufal Salahuddin, Agiel Azka Fauzan, Irfansyah, Arnam Halmi, M. Rizky, Alfandy Nizar Diaz,

Yaffi Sofyan, Farhan Fadilla, Tegar Gayuh Pambudi, Ragil Pangesti, M.Iqbal, Alfath Tri, M. Prayugha, dan Rifqi Adrian yang selalu menghibur serta memberikan do'a dan semangat mendukung kami sehingga dapat selesai tepat pada waktunya.

8. Kakak tingkat Ananda Fatimah Zahra, Cahya Nugraha, Arif Hidayat, Fajar Agum, Annisa Baizura, Danu, Yanto, Rini Artika dan Intan Indira Oktaviani yang selalu membantu kami dalam menyelesaikan permasalahan.
9. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2016 Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
10. Dan tidak lupa juga kepada semua pihak yang telah membantu kami hingga terselesainya laporan Tugas Akhir ini.

Kami sadar bahwa masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini. Maka dari itu, kritik maupun saran yang membangun sangat kami harapkan. Dengan harapan yang besar semoga laporan Tugas Akhir yang telah kami selesaikan ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 15 Juni 2020



Penulis

# DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi.....	3
1.2.1 Suplai .....	4
1.2.2 Permintaan .....	6
1.2.3 Peluang Kapasitas.....	7
1.2.4 Kapasitas Ekonomis.....	8
1.2.5 Ketersediaan Bahan Baku.....	9
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	10
1.3.1 Faktor Primer .....	11
1.3.2 Faktor Sekunder.....	14
1.4 Tinjauan Pustaka.....	15
1.4.1 Butil Asetat .....	15
1.4.2 Proses Produksi.....	16
1.4.3 Karakteristik Butil Asetat .....	21
BAB II.....	22
PERANCANGAN PRODUK.....	22
2.1 Spesifikasi Produk .....	22
2.1.1 <i>N-Butyl Acetate</i> .....	22



2.1.2 <i>Sec-Butyl Acetate</i> .....	22
2.1.3 <i>Sec-Butenyl Acetate</i> .....	22
2.1.4 <i>Butadiene</i> .....	23
2.2 Spesifikasi Bahan.....	23
2.2.1 Asam Asetat Glasial.....	23
2.2.2 <i>Butadiene</i> .....	23
2.2.3 Hidrogen .....	24
2.2.4 Katalis Amberlist .....	24
2.3 Pengendalian Kualitas.....	24
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	24
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk .....	25
2.3.3 Pengendalian Waktu .....	28
BAB III .....	29
PERANCANGAN PROSES.....	29
3.1 Uraian Proses .....	29
3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku.....	29
3.1.2 Proses Reaksi Pembuatan Butil Asetat .....	30
3.2 Spesifikasi Alat.....	32
BAB IV .....	53
PERANCANGAN PABRIK.....	53
4.1 Tata Letak Pabrik.....	53
4.2 Alir Proses dan Material .....	58
4.2.1 Neraca Massa Total.....	58
4.2.2 Neraca Massa Alat .....	58
4.2.3 Neraca Energi Alat.....	61
4.3 Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	70
4.3.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ) .....	70
4.3.1.1 Unit Penyediaan Air.....	70

4.3.1.1.1 Air Pendingin .....	71
4.3.1.1.2 Air Umpan Boiler .....	71
4.3.1.1.3 Air Konsumsi Umum dan Sanitasi .....	72
4.3.1.1.4 Air Pemadam Kebakaran .....	72
4.3.1.2 Unit Pengolahan Air .....	72
4.3.1.2.1 Penampungan ( <i>Reservoir</i> ).....	75
4.3.1.2.2 Koagulasi .....	75
4.3.1.2.3 Penyaringan ( <i>Sand Filter</i> ).....	75
4.3.1.2.4 Desalinasi.....	76
4.3.1.2.5 Demineralisasi.....	77
4.3.1.2.6 Deaerasi.....	78
4.3.2 Kebutuhan Air.....	78
4.3.2.1 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	78
4.3.2.2 Air Pendingin <i>Cooling Water</i> .....	79
4.3.2.3 Refrigerant (R-134A).....	80
4.3.2.4 Kebutuhan Air Domestik .....	81
4.3.2.5 Kebutuhan <i>Service Water</i> .....	81
4.3.3 Unit Utilitas.....	81
4.3.3.1 Unit Pembangkit Steam ( <i>Steam Generation System</i> ).....	81
4.3.3.2 Unit Pembangkit Listrik.....	82
4.3.3.2.1 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses.....	83
4.3.3.2.2 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas .....	84
4.3.3.3 Unit Penyediaan Udara Tekan .....	85
4.3.3.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	85
4.4 Organisasi Perusahaan .....	86
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	86
4.4.2 Struktur Organisasi .....	86
4.4.3 Status Karyawan .....	94

4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	94
4.4.5 Status, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan .....	95
4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	97
4.5 Evaluasi Ekonomi .....	99
4.5.1 Penaksiran Harga Alat .....	100
4.5.2 Analisa Kelayakan .....	104
4.5.2.1 Dasar Perhitungan.....	105
4.5.2.2 Perhitungan Biaya.....	105
4.5.2.2.1 <i>Capital Investment</i> .....	105
4.5.2.2.2 <i>Manufacturing Cost</i> .....	105
4.5.2.2.3 <i>Payout Time (POT)</i> .....	106
4.5.2.2.4 <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	106
4.5.2.2.5 <i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	107
4.5.2.2.6 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DSCFR)</i> .....	107
4.5.2.3 Hasil Perhitungan.....	107
4.5.2.3.1 <i>Percent Return On Investment (ROI)</i> .....	111
4.5.2.3.2 <i>Payout Time (POT)</i> .....	111
4.5.2.3.3 <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	111
4.5.2.3.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	111
4.5.2.3.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i> .....	111
4.5.3 Analisa Keuntungan.....	112
4.5.3.1 Keuntungan Sebelum Pajak .....	112
4.5.3.2 Keuntungan Sesudah Pajak.....	112
BAB V .....	114
PENUTUP.....	114
5.1 Kesimpulan .....	114
5.2 Saran .....	115
DAFTAR PUSTAKA .....	116

LAMPIRAN.....118  
Piping & Instrumentation Diagram.....119



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Komposisi Cat.....	2
Tabel 1.2 Komposisi Tinta.....	3
Tabel 1.3 Cara Menghitung Persen Rata-Rata Pertumbuhan Dari Data Riil.....	3
Tabel 1.4 Cara Memperoleh Data Proyeksi Persen Pertumbuhan.....	4
Tabel 1.5 Data Riil Impor Satuan Ton/Tahun Butil Asetat .....	5
Tabel 1.6 Data Riil Konsumsi Satuan Ton/Tahun Butil Asetat.....	6
Tabel 1.7 Proyeksi Pertumbuhan Suplai dan Permintaan Butil Asetat di Tahun 2025 .....	7
Tabel 1.8 Kapasitas Pabrik Butil Asetat di Dunia .....	8
Tabel 1.9 Peluang Produksi Butil Asetat Dalam Satuan Ton/Tahun.....	9
Tabel 1.10 Seleksi Proses .....	20
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Asetat Glasial 100% ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ).....	32
Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Butadiene 99,5% ( $\text{C}_4\text{H}_6$ ) .....	33
Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen 100% ( $\text{H}_2$ ) .....	33
Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk n-Butil Asetat 99,5% ( $\text{n-C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2$ ).....	34
Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk sec-Butil Asetat 99,5% ( $\text{sec-C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2$ ) .....	34
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk sec-Butenil Asetat .....	35
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Butadiene 84% ( $\text{C}_4\text{H}_6$ ).....	35
Tabel 3.8 Spesifikasi Fixed Bed Multi Tube Reactor 1 (MT-01).....	36
Tabel 3.9 Spesifikasi Fixed Bed Multi Tube Reactor 2 (MT-02).....	36
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Vertical Knock Out Drum</i> (S-01) .....	37
Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01).....	37
Tabel 3.12 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02).....	37
Tabel 3.13 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-03).....	38
Tabel 3.14 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-04).....	38
Tabel 3.15 Spesifikasi Kondensor 01 (CD-01).....	38
Tabel 3.16 Spesifikasi Kondensor 02 (CD-02).....	39
Tabel 3.17 Spesifikasi Kondensor 03 (CD-03).....	39
Tabel 3.18 Spesifikasi Kondensor 04 (CD-04).....	40

Tabel 3.19 Spesifikasi Reboiler 01 (RB-01).....	41
Tabel 3.20 Spesifikasi Reboiler 02 (RB-02).....	41
Tabel 3.21 Spesifikasi Reboiler 03 (RB-03).....	42
Tabel 3.22 Spesifikasi Reboiler 04 (RB-04).....	42
Tabel 3.23 Spesifikasi <i>Accumulator</i> 1 (V-01) .....	43
Tabel 3.24 Spesifikasi <i>Accumulator</i> 2 (V-02) .....	43
Tabel 3.25 Spesifikasi <i>Accumulator</i> 3 (V-03) .....	43
Tabel 3.26 Spesifikasi <i>Accumulator</i> 4 (V-04) .....	44
Tabel 3.27 Spesifikasi <i>Heater</i> 1 dan 3 .....	44
Tabel 3.28 Spesifikasi <i>Heater</i> 2 dan 4 .....	45
Tabel 3.29 Spesifikasi <i>Heater</i> 5.....	45
Tabel 3.30 Spesifikasi <i>Heater</i> 6.....	46
Tabel 3.31 Spesifikasi <i>Cooler</i> 1 dan 2 .....	46
Tabel 3.32 Spesifikasi <i>Cooler</i> 3 dan 7 .....	47
Tabel 3.33 Spesifikasi <i>Cooler</i> 4 dan 5 .....	47
Tabel 3.34 Spesifikasi <i>Cooler</i> 6.....	48
Tabel 3.35 Spesifikasi Pompa 1 dan 2 .....	48
Tabel 3.36 Spesifikasi Pompa 3 dan 4 .....	49
Tabel 3.37 Spesifikasi Pompa 5 dan 6 .....	49
Tabel 3.38 Spesifikasi Pompa 7 dan 8 .....	50
Tabel 3.39 Spesifikasi Pompa 9 dan 10 .....	50
Tabel 3.40 Spesifikasi Pompa 11.....	51
Tabel 3.41 Spesifikasi Ekspander 1 dan 2 .....	51
Tabel 3.42 Spesifikasi Blower .....	52
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	54
Tabel 4.2 Neraca Massa Total .....	58
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixed Point (MP-01) .....	58
Tabel 4.4 Neraca Massa Mixed Point (MP-02) .....	58
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01).....	59
Tabel 4.6 Neraca Massa Separator Vertical Knock Out Drum (S-01).....	59

Tabel 4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	59
Tabel 4.8 Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-02).....	60
Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02).....	60
Tabel 4.10 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03).....	60
Tabel 4.11 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-04).....	61
Tabel 4.12 Neraca Energi Mixed Point (MP-01).....	61
Tabel 4.13 Neraca Energi Mixed Point (MP-02).....	61
Tabel 4.14 Neraca Energi Cooler (CL-01) .....	61
Tabel 4.15 Neraca Energi Heater (HE-01) .....	62
Tabel 4.16 Neraca Energi Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01) .....	62
Tabel 4.17 Neraca Energi Cooler (CL-02) .....	62
Tabel 4.18 Neraca Energi Vertical Knock Out Drum (S-01) .....	63
Tabel 4.19 Neraca Energi Heater (HE-02) .....	63
Tabel 4.20 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01) .....	63
Tabel 4.21 Neraca Energi Heater (HE-03) .....	64
Tabel 4.22 Neraca Energi Cooler (CL-03) .....	64
Tabel 4.23 Neraca Energi Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-02) .....	64
Tabel 4.24 Neraca Energi Cooler (CL-04) .....	65
Tabel 4.25 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-02) .....	65
Tabel 4.26 Neraca Energi Cooler (CL-05) .....	65
Tabel 4.27 Neraca Energi Cooler (CL-06) .....	65
Tabel 4.28 Neraca Energi Heater (HE-04) .....	66
Tabel 4.29 Neraca Energi Heater (HE-05) .....	66
Tabel 4.30 Neraca Energi Heater (HE-06) .....	66
Tabel 4.31 Neraca Energi Cooler (CL-07) .....	67
Tabel 4.32 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	78
Tabel 4.33 Kebutuhan Air Proses Pendingin <i>Cooling Water</i> .....	79
Tabel 4.34 Kebutuhan <i>Refrigerant</i> .....	80
Tabel 4.35 Total Kebutuhan Air .....	81

Tabel 4.36 Kebutuhan Listrik Proses.....	83
Tabel 4.37 Kebutuhan Listrik Utilitas .....	84
Tabel 4.38 Rincian Kebutuhan Listrik.....	85
Tabel 4.39 Jadwal Kegiatan Karyawan <i>Shift</i> .....	95
Tabel 4.40 Jumlah Karyawan Pabrik .....	94
Tabel 4.41 Penggolongan Jabatan.....	96
Tabel 4.42 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	97
Tabel 4.43 Indeks Harga Alat .....	100
Tabel 4.44 Harga Alat Proses .....	102
Tabel 4.45 Harga Alat Utilitas.....	103
Tabel 4.46 <i>Physical Plant Cost</i> .....	107
Tabel 4.47 <i>Direct Plant Cost</i> .....	108
Tabel 4.48 <i>Fixed Capital Investmen (FCI)</i> .....	108
Tabel 4.49 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	108
Tabel 4.50 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	108
Tabel 4.51 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	109
Tabel 4.52 <i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	109
Tabel 4.53 <i>Working Capital (WC)</i> .....	109
Tabel 4.54 <i>General Expenses (GE)</i> .....	109
Tabel 4.55 <i>Fixed Cost (Fa)</i> .....	110
Tabel 4.56 <i>Variable Cost (Va)</i> .....	110
Tabel 4.57 <i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	110



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Diagram Alir Syn Gas.....	1
Gambar 1.2 Grafik Data Riil Impor Satuan Ton/Tahun Butil Asetat.....	5
Gambar 1.3 Grafik Data Riil Konsumsi Satuan Ton/Tahun Butil Asetat.....	7
Gambar 1.4 Ukuran dan Lokasi Lahan untuk Berdirinya Pabrik Butil Asetat .....	10
Gambar 1.5 Letak Geografis Pabrik dengan Bahan Baku 1,3 Butadiene.....	11
Gambar 1.6 Bentuk Molekul Butil Asetat .....	16
Gambar 1.7 Struktur Kimia pada Reaksi Esterifikasi.....	16
Gambar 1.8 Struktur Kimia pada Reaksi Adisi .....	17
Gambar 1.9 Struktur Kimia pada Reaksi Hidrogenasi.....	17
Gambar 4.1 <i>Layout</i> Pabrik Butil Asetat.....	55
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Alat Proses.....	57
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif.....	68
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	69
Gambar 4.5 Unit Utilitas.....	73
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Pabrik.....	89
Gambar 4.7 Grafik Indeks Harga.....	101
Gambar 4.8 Grafik Analisis Kelayakan.....	113

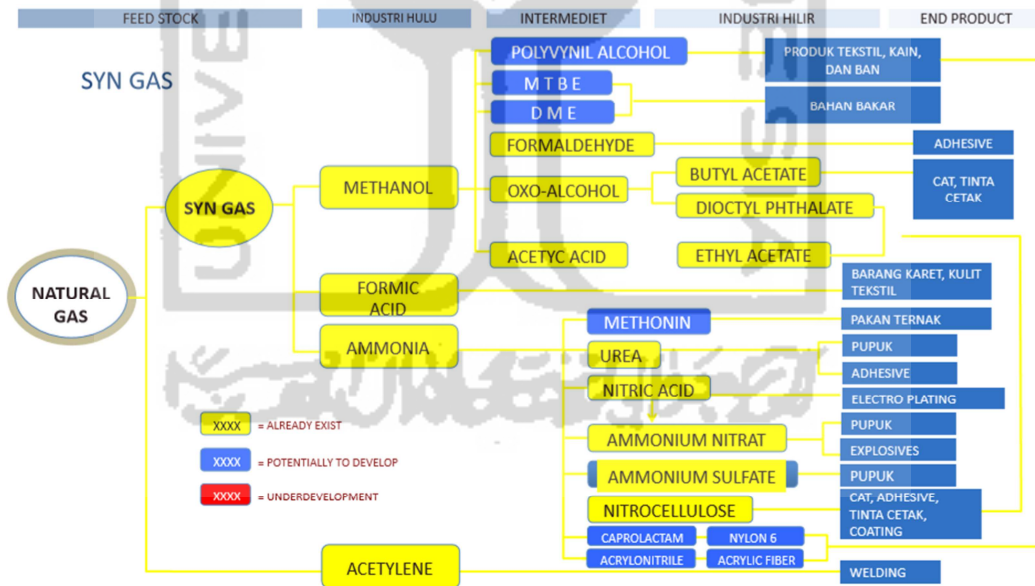
# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Perkembangan ilmu disertai dengan kemajuan telah menuntut bangsa Indonesia menuju ke arah industrialisasi. Untuk menuju kemandirian di bidang industri berfokus pada bidang kimia maka kebutuhan akan bahan-bahan kimia di dalam negeri perlu ditumbuhkan dan dikembangkan dalam pembangunan sektor industri terutama dalam bidang cat dan tinta cetak.

“Implementasi Industri 4.0 dalam rangka Transformasi Lanskap Industri Nasional menuju Top 10 Ekonomi Dunia 2030” merupakan visi Kementerian Perindustrian Republik Indonesia yang dimana salah satu upayanya memastikan kebutuhan Sektor Industri Petrokimia yaitu Olefin, Aromatic dan Syn Gas. Pabrik yang akan didirikan ini merupakan bagian dari rantai Syn Gas yaitu Butil Asetat.



( Sumber: Indonesia Industrial Summit 2018 “IIS’2018” )

**Gambar 1.1** Diagram Alir Rantai Syn Gas

Butil Asetat merupakan senyawa yang diperoleh dari proses esterifikasi Asam asetat dan Butadiene menjadi Ethyl Methacrylate ( $C_6H_{10}O_2$ ) kemudian

direaksikan hidrogenasi sehingga menjadi Butil Asetat ( $C_6H_{12}O_2$ ). Butil Asetat merupakan pelarut dengan titik didih menengah, yang secara cepat melarutkan resin-resin dan memberikan ketahanan pada lapisan pelindung. Memiliki kecepatan relatif penguapan 1,0 (kecepatan penguapan pelarut standar), menguap cukup cepat sehingga menghasilkan lapisan pelindung yang cepat mengering, tetapi tidak sampai mengakibatkan perubahan warna (kemerahan) pada kondisi normal. Butil asetat merupakan pelarut yang aktif untuk *film former* seperti selulosa nitrat, selulosa asetat butirat, etil selulosa, chlorinated rubber, polystyrene dan resin methacrylate. Beberapa getah alam seperti kauri, manila, poutianak dan damar larut dalam butil asetat. Sebagai protective coating, butil asetat dapat digunakan pada kerajinan kulit, tekstil dan plastik. Dapat juga digunakan sebagai *solvent* ekstraksi proses bermacam-macam minyak dan obat-obatan. Kegunaan lainnya sebagai bahan untuk parfum dan sebagai komponen pada aroma sintesis seperti aprikot, pisang, pir, nanas, delima dan rashberry (Mc Ketta, 1977).

Butil Asetat merupakan Industri Hilir dimana memiliki andil sebagai pelarut (*solvent*) pada produk cat dan tinta cetak. Produk cat memiliki 4 komposisi utama yang di perlihatkan Tabel 1.1.

**Tabel 1.1** Komposisi Cat

Komposisi Utama	Persen
Tiner ( <i>Solvent</i> )	10,6
Pigmen	27
Resin	60
Aditif	2,4

(Sumber: Imelda Akmal Architecture, 2013)

Butil Asetat berperan dalam komposisi Tiner (Solven) disubstitusikan 0,106. Hampir sama dengan produk tinta cetak komposisi pelarutnya yang dimana disubsitusikan nilainya 0,1 dari komoditi.

**Tabel 1.2** Komposisi Tinta

Komposisi Utama	Persen
<i>Solvent</i>	5 - 10
Pigmen	15 - 25
Varnish	55 - 80
Aditif	1 - 10

(Sumber: Tinta Cetak-Printing-Ink, 2019)

Disamping cat dan tinta cetak, produk *Thinner* juga membutuhkan butil asetat yang nama produknya *Lacquer Thinner*, dengan substitusi 0,35 (Sumber: PT.Graha Jaya Pratama Kinerja) dari komoditi. Pabrik ini menghasilkan produk utama N-Butil Asetat dan produk samping Sec-Butil Asetat.

Di Indonesia hanya terdapat satu produsen butil asetat yaitu PT Continental Solvindo dengan kapasitas terpasang 25.000 Ton/Tahun namun di Nusantara terdapat banyak industri cat dan tinta cetak. Harapannya pendirian pabrik butil asetat ini dapat mengembangkan sektor industri cat dan tinta cetak sehingga memanfaatkan produsen dalam negeri lebih baik lagi.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2025. Kapasitas Pabrik ditetapkan melalui analisis “*Supply*” (Pasokan) dan “*Demand*” (Permintaan). Pasokan terdiri dari Produksi Dalam Negeri dan Impor, sedangkan permintaan terdiri dari Konsumsi Dalam Negeri dan Ekspor. Analisis dilakukan dengan dua cara yaitu persen pertumbuhan dan regresi linear. Data riil diambil tahun 2012,2013,2014,2015 & 2017. Berikut cara analisis persen pertumbuhan :

**Tabel 1.3** Cara Menghitung Persen Rata-Rata Pertumbuhan Dari Data Riil

Tahun	Ton	Persen Pertumbuhan
2012	a	
2013	b	$\frac{b-a}{a} \times 100$
2014	c	$\frac{c-b}{b} \times 100$
2015	d	$\frac{d-c}{c} \times 100$
2017	e	$\frac{e-d}{d} \times 100$
Persen rata-rata pertumbuhan		$\frac{\Sigma}{4}$

**Tabel 1.4** Cara Memperoleh Data Proyeksi Persen Pertumbuhan

Tahun	Ton
2018	$e * (1 + \frac{\Sigma}{4})$
2019	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})$
2020	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^2$
2021	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^3$
2022	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^4$
2023	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^5$
2024	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^6$
2025	$(e * (1 + \frac{\Sigma}{4})) * (1 + \frac{\Sigma}{4})^7$

Sedangkan, cara regresi linear menggunakan grafik regresi linear dengan Ms.Excel dengan persamaan :

$$y = ax + b$$

### 1.2.1 Suplai

#### A. Produksi Dalam Negeri

Berdasarkan data Direktorat Industri Kimia Dasar Kementerian Perindustrian hanya terdapat satu pabrik Butil Asetat di Indonesia yaitu PT. Continental Solvindo yang terletak di Kota Cilegon, Banten. Memiliki kapasitas terpasang 25.000 Ton/Tahun dari tahun 2012 s/d 2019. Diasumsikan di tahun 2025 jumlah produksinya Butil Asetat di seluruh Indonesia tetap sama.

#### B. Impor

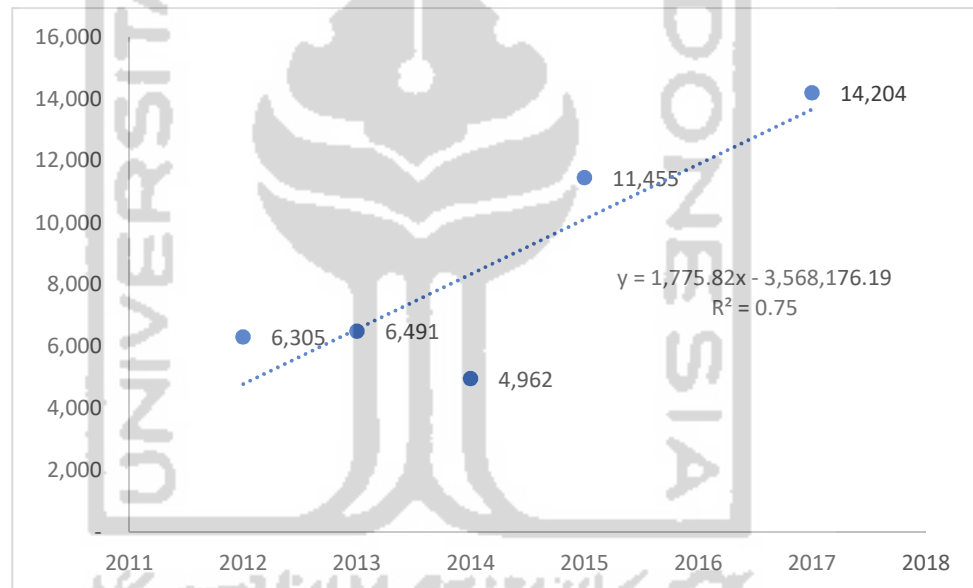
Data impor butil asetat dari tahun 2012 s/d 2017 di representasikan pada Tabel 1.5 melalui metode regresi linear, dapat dilakukan proyeksi impor.

**Tabel 1.5** Data Riil Impor Satuan Ton/Tahun Butil Asetat

Tahun	Impor
2012	6.305
2013	6.491
2014	4.962
2015	11.455
2017	14.204

(Sumber: United Nations Data)

Pada Tabel 1.5 hanya data tahun 2014 yang menunjukkan penurunan, sehingga data diatas dapat dianalisis dengan metode regresi linear yang ditunjukkan pada Gambar 1.2.



**Gambar 1.2** Grafik Data Riil Impor Satuan Ton/Tahun Butil Asetat

Pada data Impor, diproyeksikan dengan regresi linear dimana y adalah jumlah impor butil asetat dalam satuan ton dan x adalah tahun impor. Diketahui bahwa dengan  $x = 2025$  diperoleh  $y = 28.224$  Ton/Tahun. Artinya, impor di tahun 2025 bernilai 28.224 Ton/Tahun.

### 1.2.2 Permintaan

#### A. Konsumsi Dalam Negeri

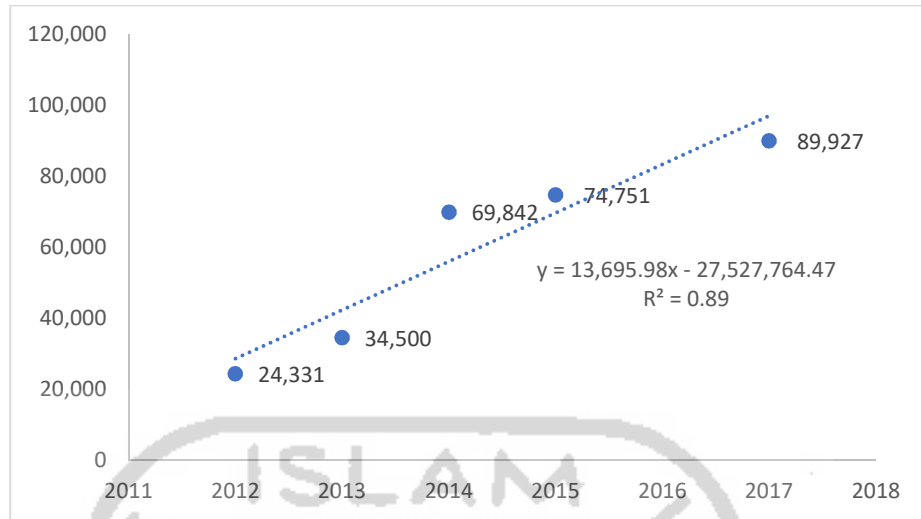
Data riil konsumsi dalam negeri diperoleh dari Statistik Manufaktur Industri Produksi. Sebelumnya pada masing-masing data diambil lima tahun yaitu 2012, 2013, 2014, 2015 dan 2017. Tahun 2016 tidak diperoleh karena Statistik Manufaktur Industri datanya tidak ada dan digantikan dengan Sensus Ekonomi yang biasanya diadakan 10 Tahun sekali. Tahun diterbitkannya statistik manufaktur oleh BPS tiga tahun dari tahun yang disebutkan di judulnya. Berikut, dapat dilihat data riil butil asetat di Indonesia di Tabel 1.6

Tahun	Konsumsi Dalam Negeri	Persen Pertumbuhan
2012	24.331	
2013	34.500	41,7932
2014	69.842	102,4417
2015	74.751	7,0295
2017	89.927	20,3016
	Rata-rata	42,8915

**Tabel 1.6** Data Riil Konsumsi Satuan Ton/Tahun Butil Asetat

(Sumber: Statistik Manufaktur Industri Bahan Baku 2012 – 2017)

Data riil selalu meningkat sehingga rata-rata persen pertumbuhan 42,89 %. Selanjutnya data proyeksi diperoleh dengan representasi pada Gambar 1.4. Data konsumsi dalam negeri diperoleh dari komoditas cat, tinta cetak dan *thinner* yang disubstitusi dengan komposisi 0,1; 0,106; dan 0,35 secara berurutan.



**Gambar 1.3** Grafik Data Riil Konsumsi Satuan Ton/Tahun Butil Asetat

Pada data konsumsi, diproyeksikan dengan regresi linear dimana  $y$  adalah jumlah impor butil asetat dalam satuan ton dan  $x$  adalah tahun impor. Diketahui bahwa dengan  $x = 2025$  diperoleh  $y = 206.636$  Ton/Tahun. Artinya, konsumsi di tahun 2025 bernilai 206.636 Ton/Tahun.

Prospek industri cat di dalam negeri masih cukup cerah seiring gencarnya pembangunan properti yang didorong oleh pemerintah. Bahkan, industri cat juga berperan penting dalam mendukung industri lainnya seperti industri furnitur, industri mainan anak dari kayu dan industri kreatif dan lainnya. (Jurnal Bisnis Bizteka, 2018). Apabila industri cat meningkat, maka begitu pula butil asetat sebagai bahan baku pelarut.

#### B. Ekspor

Hanya ada satu pabrik di Indonesia sebagai produsen butil asetat. Data ekspor butil asetat dapat dilihat dari UN Data ataupun BPS tetapi data ini dikategorikan sebagai data reeksport sehingga ekspor diasumsikan tidak ada.

### 1.2.3 Peluang Kapasitas

**Tabel 1.7** Proyeksi Pertumbuhan Suplai dan Permintaan Butil Asetat di Tahun 2025

Tahun	Pasokan (Ton/Tahun)		Permintaan (Ton/Tahun)	
	Produksi	Impor	Konsumsi	Ekspor
2025	25.000	28.244	206.636	0



Peluang Kapasitas adalah kesempatan yang dimiliki pabrik yang ingin didirikan untuk memproduksi dan tidak boleh diambil 100 persen agar tidak mematikan importir dalam negeri.

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Permintaan} - \text{Pasokan} \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (206.636 + 0) - (25.000 + 28.244) \\
 &= 153.392 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Persen peluang selanjutnya dapat ditentukan apabila telah disesuaikan dengan data pabrik butil asetat yang telah beroperasi di dunia dengan kapasitas tertentu. Pada akhirnya, dapat diperoleh kapasitas terpasang pabrik butil asetat.

#### 1.2.4 Kapasitas Ekonomis

Pabrik Butil Asetat yang beroperasi di dunia yang umum bahan bakunya adalah butanol dan asam asetat. Walaupun bahan bakunya berbeda, tetapi produknya tetap sama maka bisa di bandingkan dengan kapasitas pabrik yang akan dibangun.

**Tabel 1.8** Kapasitas Pabrik Butil Asetat di Dunia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Eropa		
BASF (Badische Anilin Und Soda Fabrik)	Ludwigshafen, Germany	80.000
Slovenske Lucobne Zavody	Hnust'a, Slovakia	10.000
Celanese	Frankfurt, Germany	40.000
United States		
Oxea	Bay City, Texas	80.000
Dow Chemical	Texas City, Texas	70.000
Eastman Chemical	Kingsport, Tennessee	70.000
Asia		
PT. Continental Solvindo	Kota Cilegon, Indonesia	25.000
Petronas Chemicals	Kuala Lumpur, Malaysia	60.000
Daicel Corporation	Ohtake, Japan	22.000
Shandong Jinyimeng Group	Linshu, China	8.000
Celanese	Pulau Sakra, Singapore	100.000

(Sumber: Independent Commodity Intelligent Services, Product Profile: n-Butyl Acetate)

Apabila dilihat pabrik Butil Asetat yang akan kita dirikan jumlah kapasitasnya seperti BASF, Jerman dan Oxea, Texas. Selain itu angka 80.000 Ton/Tahun berkisar dengan 60.000 Ton/Tahun kapasitas terpasang Shandong, China dan 100.000 Ton/Tahun kapasitas terpasang Celanese, Singapore. Peluang bagi pabrik yang akan kita dirikan direpresentasikan dengan Tabel 1.8.

**Tabel 1.9** Peluang Produksi Butil Asetat Dalam Satuan Ton/Tahun

Permintaan		Total	Pasokan		Total	Peluang	52%.Peluang
Konsumsi	Ekspor		Produksi	Impor			
206.636	0	206.636	25.000	28.244	53.244	153.412	80.000

Diproyeksikan bahwa Butil Asetat yang dibutuhkan pada tahun 2025 adalah 153.412 Ton/Tahun. Diambil 52 % peluang yang memberikan kapasitas produksi 80.000 Ton/Tahun dengan asumsi satu tahun 330 hari operasi pabrik. Ini sesuai dengan kapasitas ekonomis pabrik yang sudah berdiri di dunia.

#### 1.2.5 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan Baku utama yaitu ada Butadiena dan Asam Asetat Glasial. Butadiena yang dibutuhkan diperkirakan 154.000 Ton/Tahun dan Asam Asetat Glasial yang dibutuhkan diperkirakan 790.000 Ton/Tahun. Berikut pabrik yang dapat menunjang ketersediaan bahan baku pabrik butil asetat :

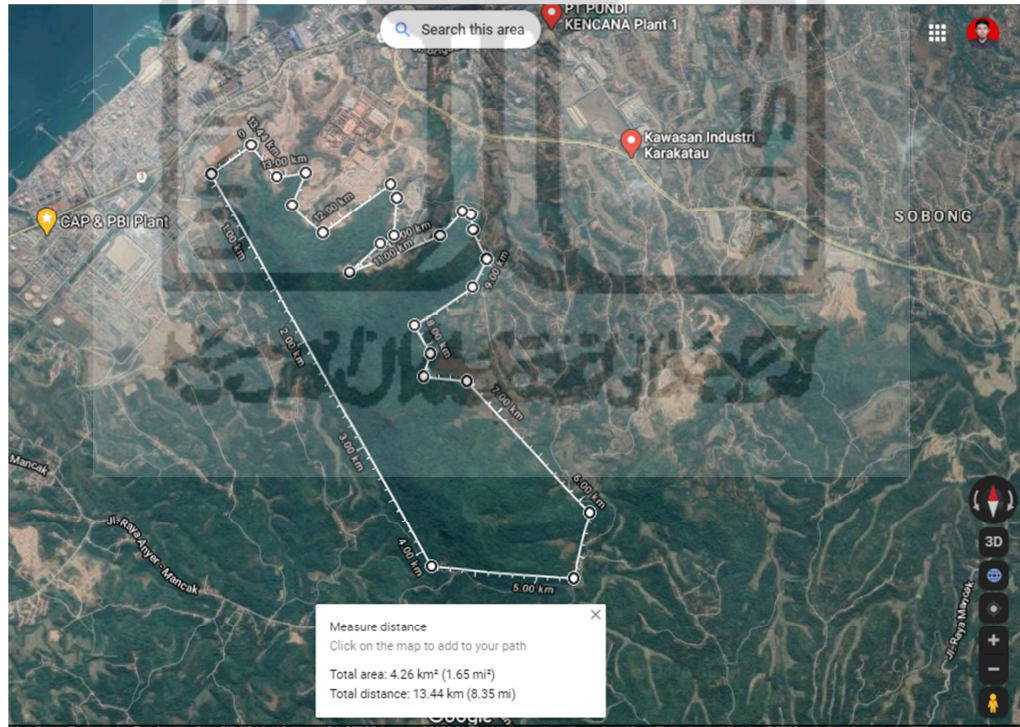
- Butadiena diperoleh dari Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Banten yaitu Pabrik PT Petrokimia Butadiene Indonesia & Chandra Asri Petrokimia dengan kapasitas terpasang 135.000 Ton/Tahun. Berdasarkan perhitungan neraca massa dibutuhkan butadiena sejumlah 68.910,49 Ton/Tahun.
- Hidrogen diperoleh dari Kota Cilegon, Banten yaitu PT Titan Site (Merak Plant) yang merupakan cabang dari PT Air Products Indonesia Kapasitas 252.000.000 M<sup>3</sup>/Tahun. Berdasarkan perhitungan neraca massa dibutuhkan hidrogen sejumlah 26.962.214,4 M<sup>3</sup>/Tahun atau 2.423,36 Ton/Tahun.

Pabrik dalam negeri diperkirakan tidak dapat memenuhi kebutuhan bahan baku maka dilakukan impor dari dua negara baik butadiene dan asam asetat glasial yaitu :

- Impor asam asetat glasial dari Negara Malaysia yaitu di Kertih, BP Petronas Acetyls dengan kapasitas terpasang 500.000 Ton/Tahun. Berdasarkan perhitungan neraca massa dibutuhkan asam asetat glasial sejumlah 75.441,17 Ton/Tahun.

### 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi memberikan pengaruh yang besar terhadap keberlangsungan beroperasinya suatu pabrik. Oleh karena itu, penentuan lokasi pabrik harus didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan baik secara teknis maupun ekonomis, antara lain meliputi: distribusi bahan baku dan produk, pemasaran, tenaga kerja, transportasi dan utilitas. Ukuran lahan diperkirakan mencapai  $4,26 \text{ Km}^2$  dimana ukuran ini diperoleh dari ukuran alat dan tata letak yang terdapat dan di Bab 4 selain itu disesuaikan dengan ukuran kapasitas ekonomis pabrik butil asetat dengan kapasitas yang sama di Bay City, Texas, Oxea yang ukurannya 1000 Acre ( $4,047 \text{ Km}^2$ ). Pabrik terletak di Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Banten.



**Gambar 1.4** Ukuran dan Lokasi Lahan untuk Berdirinya Pabrik Butil Asetat

Adapun faktor-faktor yang berpengaruh dalam penentuan lokasi pabrik pada umumnya ada 2 yaitu :

### 1.3.1 Faktor Primer

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

#### a. Mendekati Sumber Bahan Baku

Bahan Baku utama untuk pembuatan produk butil asetat adalah butadiena dan asam asetat glasial dengan butadiena sebagai reaktan pembatas. Butadiena di Indonesia diproduksi oleh PT. Petrokimia Butadiene Indonesia (PBI) yang lokasi pabriknya ada di Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Banten. Dapat dilihat pada Gambar 1.5. Bahan baku asam asetat berasal dari impor jalur laut semua dan hanya memesan impor, karena akan lebih baik apabila pabrik lebih dekat dengan pelabuhan dan jika ditambah pemesanan dari satu-satunya pabrik asam asetat glasial di Indonesia yaitu PT Indo Acidatama, Jawa Tengah akan menambah proses pengantaran bahan baku bila direncanakan hanya memesan pada satu pabrik asam asetat saja.



**Gambar 1.5** Letak Geografis Pabrik dengan Bahan Baku 1,3 Butadiene

Tanah bisa diambil alih karena berada di sekitar Kawasan Industri Krakatau ayau PT KIEC (Krakatau Industrial Estate Cilegon) seluas 1.100 Ha. Selain itu, barang impor dapat diperoleh melalui pelabuhan di kawasan industri yaitu Pelabuhan Indonesia II.

b. Mendekati Pasar

Butil asetat digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan pelarut untuk cat dan tinta cetak. Pabrik cat di Provinsi Banten ada 33 Perusahaan yaitu:

- PT Abadi Coating Solusi
- PT Alphatunggal Sejahtera
- PT Bersama Wijaya Sentosa
- PT Bina Adidaya
- PT Brillux Indah Chemicals
- PT Bumi Kencana Mitra
- PT Chugoku Paints Indonesia
- PT Dongsung Jakarta
- PT Ega Paintindo
- PT Erje London
- PT Futanlux Chemitraco
- PT Gajah Maju Jaya
- PT Gideon Pacific
- PT Interaneka Lestari Kimia
- PT Isamu Raya
- PT Istraco Utama
- PT Kansai Prakarsa Coatings
- PT Kurnia Bumiindah Cemerlang
- PT Kusuma Warna Cemerlang
- PT Mustika Caraka Laksana
- PT Nisanindo Mulia Abadi
- Otto Paint Colours Indonesia
- PT Pacific Dwiyasa Putra
- PT Prakarsa Pefka Paint
- PT Propan Raya ICC
- PD Semesta
- PT Sumber Makmur Bahagia
- PT Titan Luxurindo Perkasa
- PT Tritunggal Delta Sejahtera
- PT Victory Paint Indonesia
- PT Warna Alpha Modified Paint
- PT Welda Mulia Lestari
- PT Wilman Wica Perdana

Berdasarkan daftar pabrik cat di Indonesia terdapat seluruhnya sampai saat ini ada 131 perusahaan pabrik cat di negeri ini.

c. Memiliki Infrastruktur Transportasi

Penetapan lokasi Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Provinsi Banten telah memenuhi kriteria lokasi yang memiliki infrastruktur :

- Transportasi Darat

Adanya Jalan Lingkar Selatan sebagai jalan tol utama disekitar pabrik dan PT Krakatau Industrial Estate juga memiliki fasilitas kereta api untuk mobilisasi barang.

- Transportasi laut

Terdapat Pelabuhan Indonesia II disekitar kawasan industri dilokasi pabrik didirikan dan Pelabuhan Umum Merak Banten yang keduanya untuk kebutuhan transportasi laut pabrik.

- Transportasi udara

Bandara Udara Soekarno-Hatta International Airport, Kota Tangerang, Banten dan Bandara udara Pondok Cabe, Kota Tangerang Selatan, Banten. Kedua bandara berada sejauh  $\pm 80$  KM dari pabrik.

d. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Lokasi yang dipilih berada di kawasan PT Krakatau Industrial Estate Cilegon sehingga kebutuhan listrik dapat diperoleh tanpa perlu mengolah sendiri, khusus bahan bakar diesel dipesan dari PT Pertamina RU VI Balongan sedangkan air proses dapat diolah sendiri karena dekat dengan laut. PT Krakatau Industrial Estate Cilegon memiliki pembangkit listrik sebesar 3.400 MVA dan Industri Pembangkit Air Proses sebesar 2.000 L/s. Apabila masih kurang dapat diperoleh persediaan listrik dari PLTU Suralaya dan persediaan air dari Krakatau Tirta Industri Water Treatment Plant.

e. Tenaga Kerja

Lokasi yang dipilih mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik hal ini karena di kawasan industri terdapat pemukiman warga contohnya seperti Pemukiman Tegal Ratu, Komplek Anyer Residence dan Perumahan Bumi Waringin Asri selain itu juga terdapat komplek perumahan PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT. KIEC). Tenaga kerja juga berpotensi sebagai tenaga kerja yang memiliki pendidikan dan keahlian yang diperlukan karena terdapat Politeknik Krakatau, LP3K dan Institut Teknologi Indonesia (ISI) di Provinsi Banten. PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT. KIEC) juga memiliki sekolah bertaraf internasional untuk mendukung pendidikan di sekitar kawasan industri.

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Berdasarkan letak geografisnya, Kota Cilegon berada dibagian paling ujung sebelah Barat Pulau Jawa di tepi Selat Sunda. Kota Cilegon dikenal sebagai kota industri. Kota Cilegon memiliki berbagai macam objek vital negara, antara lain Pelabuhan Merak, Pelabuhan Cigading Habeam Centre, Kawasan Industri Krakatau Steel, PLTU Suralaya, PLTU Krakatau Daya Listrik, Krakatau Tirta Industri Water Treatment Plant, (Rencana Lot) Pembangunan Jembatan Selat Sunda dan (Rencana Lot) Kawasan Industri Berikat Selat Sunda. Kekurangannya yaitu rawan gempa karena berbatasan langsung dengan Selat Sunda dan Anak Gunung Krakatau.

Berdasarkan iklim, Kota Cilegon mempunyai iklim tropis dengan suhu rata-rata 22 °C – 33 °C, curah hujan maksimum terjadi pada bulan Desember-Februari dan minimum pada bulan Juli-September. Kota Banten sebagaimana iklim di rata-rata wilayah Indonesia yaitu tropis dan tidak ekstrem.

1.3.2 Faktor Sekunder

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

a. Perluasan Pabrik

Memiliki pertimbangan untuk ekspansi pabrik dalam jangka 10 atau 20 tahun ke depan. Perluasan pabrik adalah salah satu hal untuk mengembangkan potensi pabrik yang didirikan sehingga hal ini kemungkinan besar terjadi apabila pabrik masih berdiri. Pentingnya hal ini agar tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perizinan

PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT KIEC) bekerja sama dengan Dinas Perindustrian dan Perdagangan Provinsi Banten mengadakan kegiatan Sosialisasi Sistem Informasi Industri Nasional (SIINas) serta Sosialisasi Perizinan dan Regulasi Industri (IUI) bagi perusahaan industri di Kawasan Industri Krakatau. Peraturan Menteri Perindustrian No.15 Tahun

2019 tentang Perizinan Izin Usaha Industri, pabrik yang akan didirikan telah mendapat payung hukum.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

PT Krakatau Industrial Estate Cilegon (PT KIEC) memiliki fasilitas sejumlah hotel, rumah sakit, gelanggang olahraga, pemadam kebakaran, petugas keamanan 24-jam, supermarket/pasar, kompleks perumahan, bank, tempat rekreasi masyarakat dan lapangan golf. Hal ini menunjang fasilitas yang di daerah pabrik yang akan didirikan apabila telah beroperasi.

d. Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka dan mendukung berkembangnya industri kreatif di kawasan tersebut yang artinya menambah kesejahteraan masyarakat. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah mendapat jaminan dari PT KIEC.

## 1.4 Tinjauan Pustaka

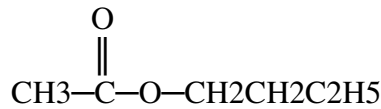
### 1.4.1 Butil Asetat

Butil asetat merupakan salah satu bentuk dari ester asam karboksilat atau biasa disebut ester jenuh. Ester asam karboksilat yaitu suatu senyawa yang mengandung gugus  $-CO_2R$  dengan R dapat berbentuk alkil maupun aril. Ester karboksilat dapat dibuat dengan mereaksikan suatu asam karboksilat dan suatu alkohol untuk membentuk ester dan air. Reaksi ini disebut reaksi esterifikasi. (Fessenden dan Fessenden, 1992)

Butil Asetat diketahui sebagai Butil Etanoat atau n-Butil Asetat, biasa digunakan sebagai pelarut. Ada empat macam butil asetat : butil asetat, iso-butil asetat, sec-butil asetat dan tert-butil asetat. Butil asetat merupakan senyawa yang diperoleh dari proses esterifikasi asam asetat dan butanol, melalui proses batch maupun kontinyu. Butil asetat mempunyai rumus kimia



CH<sub>3</sub>CO<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>3</sub> dengan berat molekul 116,16 gram/mol merupakan cairan yang tidak berwarna. (McKetta, 1977). Berikut molekul dari butil asetat :



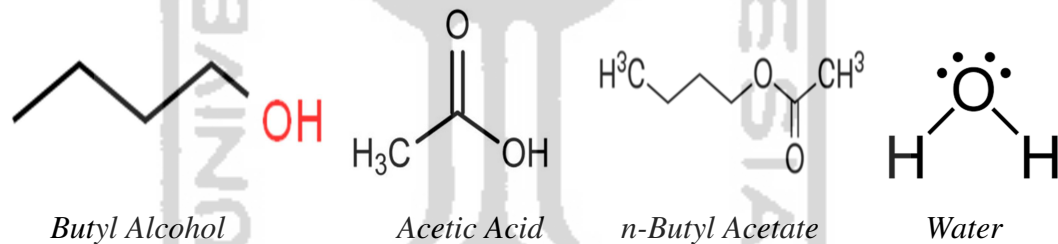
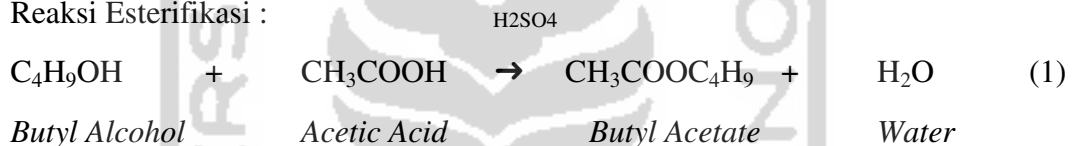
**Gambar 1.6** Bentuk Molekul Butil Asetat

#### 1.4.2 Proses Produksi

Pada umumnya butil asetat dihasilkan dengan proses esterifikasi asam asetat dan butanol tetapi butil asetat juga dapat dihasilkan dengan proses adisi menjadi ester tidak jenuh yang disebut *Crotyl Acetate* (C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>2</sub>) yang kemudian menjadi ester jenuh yang biasa disebut n-butil asetat. Berikut masing-masing reaksinya :

##### A. Proses Produksi Butil Asetat melalui Reaksi Esterifikasi

Reaksi Esterifikasi :

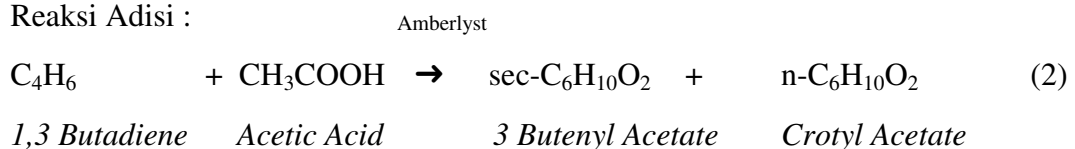


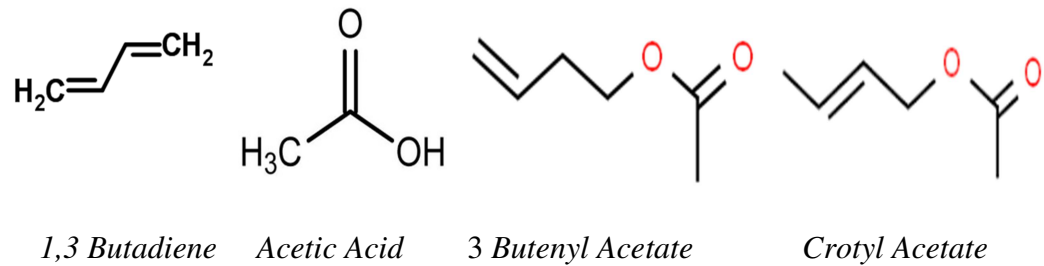
**Gambar 1.7** Struktur Kimia pada Reaksi Esterifikasi

*Yield* reaksi sebesar 95% dengan basis diperoleh 1 Ton Butil Asetat maka diperlukan Butil Alkohol (Butanol) sebesar 1.425 lb , Asam Asetat (glasial) sebesar 1.100 lb dan Asam Sulfat sebesar 2-8 lb. (Faith, Keyes and Clark, 1975)

##### B. Proses Produksi Butil Asetat melalui Reaksi Esterifikasi

Reaksi Adisi :

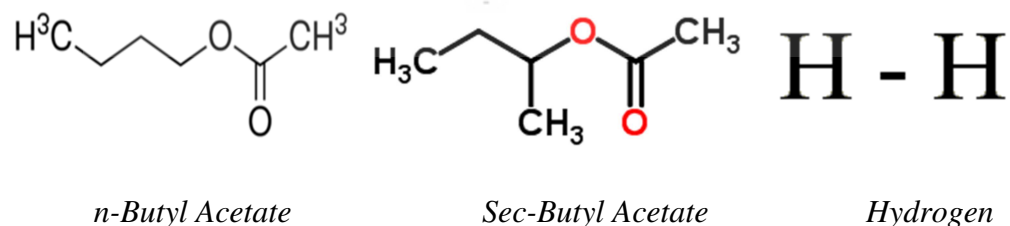
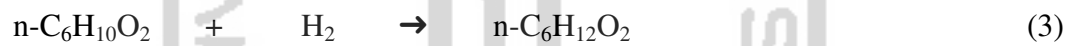




**Gambar 1.8** Struktur Kimia pada Reaksi Adisi

Pada Reaksi Adisi, 1,3 Butadiena dan Asam Asetat sebagai reaktan yang menghasilkan produk Esterifikasi 3 *Butenyl Acetate* atau 2-*Vinyl Ethyl Acetate* (*sec-Butenyl Acetate*) dan *Crotyl Acetate* atau *Trans 2 Butenyl Acetate* (*n-Butenyl Acetate*). Konversi reaksi yaitu 50 % terhadap Butadiena didalam reaktor *Packed Column* (Timm E. Paxson,1984). Menggunakan Katalis Amberlyst 15H (Katalis Heterogen), karena keunggulannya sebagai penukar ion dengan sifat asam kuat sehingga reaksi berjalan baik dengan memisahkan produk utama dengan produk samping. (Gracey et al, 2005)

Reaksi Hidrogenasi :



**Gambar 1.9** Struktur Kimia Pada Reaksi Hidrogenasi

*n-Butenyl acetate* yang telah dipisahkan kemudian dimasukkan ke dalam proses hidrogenasi untuk menghilangkan ikatan rangkapnya dan membentuk *n-*

*Butyl acetate* sama halnya dengan *sec-Butenyl Acetate* yang membentuk *sec-Butyl acetate* (2 *Butyl Acetate*). (Paul et al, 1977). Hidrogenasi menggunakan katalis yang wujud permukaannya hidrida kurang stabil. *Raney Nickel* atau Kobalt sering digunakan dalam proses ini. Golongan transisi seperti Fe, Ni, Co dan Pt bisa digunakan juga untuk hidrogenasi sama seperti transisi oksida dan sulfida lainnya. Katalis yang dipertimbangkan akan digunakan adalah nikel. Nikel biasanya beroperasi pada suhu 150 °C dan tekanan 15 atm. (Perry, 1973)

Pada reaksi hidrogenasi, sangat dianjurkan menggunakan logam transisi (Nikel, Paladium, Platina, dan Oksidanya). Dipilih logam Nikel karena selektivitasnya terhadap produk n-Butil Asetat yang besar. Reaksi hidrogenasi diasumsikan dengan konversi 98%. (Demirel & Wisner, 1997). Namun, dengan adanya jurnal Gracey et al dan Paxson yang mengemukakan bahwa konversi hidrogenasi terhadap butenil asetat menjadi butil asetat tidak menyisakan produk samping hidrogen (H<sub>2</sub>).

Butyl Asetat diperoleh dari dua proses yang berbeda dan memerlukan bahan baku yang berbeda juga. Proses pembuatan butyl asetat sebagai berikut :

A. Esterifikasi menggunakan katalis asam homogen

Proses ini adalah proses yang sangat umum digunakan karena prosesnya yang singkat dan mudah. Untuk memperoleh produk butil asetat dapat melalui reaksi esterifikasi dari butanol dan asam asetat yang dibantu dengan katalis untuk menurunkan energi aktivasi dan mempercepat laju reaksi. Katalis yang digunakan adalah katalis asam yaitu asam sulfat dan asam sulfonat. Reaksi esterifikasi ini dijalankan pada RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) dengan perbandingan mol reaktan yang masuk 5 : 1 butanol terhadap asam asetat dan digunakan katalis asam sebesar 0,032% berat. Kondisi suhu di RATB dijaga tetap (isothermal) pada suhu 100 °C dengan tekanan atmosfer selama 62 menit. Besarnya nilai suhu (100 °C) mempengaruhi nilai konversi untuk memperoleh butyl asetat. Nilai konversi dari reaksi esterifikasi sebesar 80-85% terhadap asam asetat. (Jhon Mc. Ketta 1976).

Penggunaan katalis asam pada esterfikasi sangat berpengaruh dalam penjalanan reaksinya. Reaksi esterfikasi ini merupakan reaksi *reversible* yang sangat lambat sehingga perlu ditambahkan suatu katalis yang bisa mempersingkat laju reaksi. Katalis yang cocok untuk mempercepat reaksi dengan baik adalah katalis asam yang diutamakan adalah katalis asam sulfat jika dibandingkan dengan asam sulfonate. Terlepas dari kelebihanannya, penggunaan katalis asam tidak terlalu ramah terhadap lingkungan, karena katalis asam memiliki fase yang sama dengan reaktan (homogen) sehingga sangat sulit untuk dipisah. Perlunya proses pemisahan dikarenakan fase keluaran dari reaktor berupa cairan terlebih lagi reaktor yang digunakan adalah RATB. Keluaran dari RATB ini memiliki fase yang cair pada produk, sisa reaksi ataupun katalis. Itulah alasan perlunya proses pemisahan. Proses pemisahan katalis homogen memerlukan alat yang *advance* yang harga *fixed capital* relatif mahal.

#### B. Adisi dan Hidrogenasi menggunakan katalis heterogen

Salah satu proses lainnya untuk membuat butyl asetat adalah melalui proses reaksi adisi dan hidrogenasi. Proses ini memiliki 2 tahapan reaksi, yang pertama adalah reaksi adisi terlebih dahulu kemudian dilanjutkan dengan reaksi hidrogenasi. Bahan baku yang digunakan berbeda dengan proses esterfikasi. Pada proses ini tidak menggunakan butanol yang dicampur dengan asam asetat, melainkan butadiene yang dicampur dengan asam asetat. Butadiene dan asam asetat dicampur dalam reaktor *fixed bed*. Digunakan *fixed bed* karena fase butadiene adalah gas dan digunakan katalis heterogen (fase padatan). Di dalam reaktor pertama ini mengalami reaksi adisi antara butadiene dan asam asetat dengan perbandingan massa 700 : 3600 : 85 (butadiene : asam asetat : katalis) sehingga menghasilkan butenyl asetat. Konversi pada reaktor ini sekitar 50-60% terhadap butadiene dengan suhu 60 °C pada tekanan atmosfer. Untuk mempercepat laju reaksi digunakan katalis amberlyst yang sudah diaktivasi terlebih dahulu. Katalis ini dilapisi embodi untuk memperoleh selektivitas yang tinggi. Selanjutnya butenyl asetat yang diperoleh dari reaksi adisi pada reaktor pertama dihidrogenasi dengan hidrogen pada reaktor *fix bed* yang kedua. Katalis yang digunakan pada reaktor kedua ini adalah katalis padatan yaitu katalis nikel.

Konversi pada reaktor ini sekitar 98-99% dengan suhu 150 C pada tekanan 3 atm. Hasil reaksi antara butenyl asetat dan hidrogen adalah butyl asetat (Gracey, BP and Norbat, WJK, 2002).

Penggunaan katalis heterogen (katalis padat) memiliki keuntungan terhadap lingkungan. Katalis padatan ini sangat mudah untuk dipisahkan sehingga tidak terakumulasi dengan sisa yang akan dibuang ke lingkungan. Di sisi lain katalis padatan ini sangat mudah didapatkan dan memiliki harga ekonomis yang rendah. Kelemahan dari katalis ini adalah tidak dapat langsung digunakan, melainkan harus melewati tahapan aktivasi terlebih dahulu (terkecuali katalis nikel). Untuk mengaktivasi katalis amberlyst digunakan larutan HCl (1N) kemudian dikalsinasi dengan suhu diatas 100 °C.

**Tabel 1.10** Seleksi Proses

Parameter yang ditinjau	Jenis Proses Butyl Asetat	
	Esterifikasi dengan katalis homogen	Adisi dan Hidrogenasi menggunakan katalis padatan
Katalis	Asam Sulfat / Asam Sulfonat	<i>Amberlyst</i> ( reaksi adisi ) dan Nikel ( reaksi hidrogenasi )
Reaktor	RATB	Fixed Bed Multitube
Bahan Baku	Buthanol + Asam Asetat	Butadiene + Asam Asetat
Korosifitas	Korosif di Reaktor	Tidak Korosif
Kondisi Operasi		
Temperature	100 C	60 C (reaksi adisi) dan 150 C (reaksi hidrogenasi)
Tekanan	1 atm (atmosfer)	1 atm (reaksi adisi) dan 30 atm (reaksi hidrogenasi)
Konversi	80-85% terhadap asam asetat	50-60% terhadap <i>butadiene</i> dan 100% terhadap <i>butenyl acetate</i>
Produk Samping	-	<i>Sec-butyl Acetate</i>

Dari banyaknya proses, maka dipilih proses dengan adisi dan hidrogenasi dengan pertimbangan :

1. Bahan baku yang digunakan terutama butadiene mudah untuk didapatkan dan harga ekonomisnya lebih murah jika dibandingkan dengan butanol untuk proses esterifikasi.
2. Penggunaan katalis asam sulfat memberikan korosifitas tinggi larutan terhadap alat.
3. Terdapat proses pemisahan katalis, sehingga lebih ramah lingkungan karena katalis mudah dipisahkan.
4. Menghasilkan produk samping berupa *sec-butyl acetate* yang juga berfungsi sebagai pelarut sehingga bisa dijual.

#### 1.4.3 Karakteristik N-Butil Asetat

1. Kemurnian  
Memiliki kemurnian 99,5 %, hal ini untuk menjaga kualitas pelarut dan produk agar menguasai pasar
2. Penampilan  
Bentuknya cair dan warnanya transparan
3. Ph  
6,2 saat komposisi 5 g/l di suhu 20 °C
4. Titik beku  
Berkisar sekitar -78 C
5. Titik Didih  
Berkisar sekitar 124 – 126 °C
6. Titik Nyala  
Mendekati 23 °C
7. Tekanan uap  
20 hPa saat suhu 25 °C
8. Densitas Relatif  
0,88 g/cm<sup>3</sup> saat suhu 25 °C

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 *n-Butyl Acetate*

Rumus Kimia	: $n\text{-C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2$
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Kemurnian	: 99,5 %
Densitas pada 30 <sup>0</sup> C	: 0,88 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: 126 <sup>0</sup> C
Titik Lebur	: -73,5 <sup>0</sup> C
Temperature Kritis	: 306 <sup>0</sup> C
Tekanan Kritis	: 3,11 MPa
Volume Kritis	: 0,389 m <sup>3</sup> /kmol
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air

(Fischer, 2020)

##### 2.1.2 *Sec-Butyl Acetate*

Rumus Kimia	: $sec\text{-C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2$
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Kemurnian	: 99,5%
Densitas pada 20 <sup>0</sup> C	: 0,862 – 0,866 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: 112 <sup>0</sup> C
Titik Lebur	: -99 <sup>0</sup> C
Temperature Kritis	: 306 <sup>0</sup> C
Tekanan Kritis	: 3,11 MPa
Volume Kritis	: 0,389 m <sup>3</sup> /kmol
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air

(Fischer, 2020)

##### 2.1.3 *Sec-Butenyl Acetate*

Rumus Kimia	: $sec\text{-C}_6\text{H}_{10}\text{O}_2$
Bentuk	: Cairan tidak berwarna

Berat Molekul	: 114,14 gr/mol
Kemurnian	: 84,1%
Densitas pada 30 <sup>0</sup> C	: 0,919 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: 126,09 <sup>0</sup> C
Titik Nyala	: 31 <sup>0</sup> C
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air

(Fischer, 2020)

#### 2.1.4 Butadiene

Rumus Kimia	: C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>
Bentuk	: Gas tidak berwarna
Berat Molekul	: 54,0916 gr/mol
Kemurnian	: 84,5%
Densitas pada 30 <sup>0</sup> C	: 0,64 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: -4,15 <sup>0</sup> C
Titik Lebur	: -109,2 <sup>0</sup> C
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air dan pelarut organik

(PCS, 2020)

## 2.2 Spesifikasi Bahan

### 2.2.1 Asam Asetat Glisial

Rumus Kimia	: C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>
Bentuk	: Cairan tidak berwarna
Berat Molekul	: 60,05 gr/mol
Kemurnian	: 100%
Densitas pada 20 <sup>0</sup> C	: 1,05 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: 116 - 118 <sup>0</sup> C
Titik Lebur	: 17 <sup>0</sup> C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Supelco, 2020)

### 2.2.2 Butadiene

Rumus Kimia	: C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>
Bentuk	: Gas tidak berwarna



Berat Molekul	: 54,0916 gr/mol
Kemurnian	: 99,5%
Densitas pada 30 <sup>0</sup> C	: 0,64 gr/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	: -4,15 <sup>0</sup> C
Titik Nyala	: -76 <sup>0</sup> C
Titik Lebur	: -109,2 <sup>0</sup> C
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air dan pelarut organik

(PCS, 2020)

### 2.2.3 Hidrogen

Rumus Kimia	: H <sub>2</sub>
Bentuk	: Gas tidak berwarna
Berat Molekul	: 2 gr/mol
Kemurnian	: 100%
Densitas pada 0 <sup>0</sup> C	: 0,089 gr/dm <sup>3</sup>
Titik Didih	: -252,9 <sup>0</sup> C
Temperature Kritis	: -239,9 <sup>0</sup> C
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air

(Praxair, 2020)

### 2.2.4 Katalis Amberlist

Rumus Kimia	: (C <sub>10</sub> H <sub>10</sub> ) <sub>m</sub> .(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> S) <sub>n</sub>
Bentuk	: Padatan
Berat Molekul	: 314,4 gr/mol
Titik Didih	: 516,7 <sup>0</sup> C
Titik Nyala	: 266,3 <sup>0</sup> C

## 2.3 Pengendalian Kualitas

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Untuk memperoleh produk yang sesuai dengan standar yang telah ditetapkan, perlu ditinjau dari segi prosesnya. Kualitas dari bahan baku sangat berpengaruh dalam proses. Maka dari itu perlunya pengendalian kualitas bahan baku sebelum memasuki proses pembuatan. Tujuannya adalah untuk mengetahui kualitas dari bahan baku

apakah sudah memenuhi spesifikasi yang ditentukan. Spesifikasi yang ditetapkan hampir sama dengan spesifikasi dari Amerika yaitu ASTM 1972.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Proses produksi adalah suatu kegiatan yang terpenting dalam perjalanan produksi di semua industri (T.Hani Handoko, 2001). Kelancaran proses produksi sangat dipengaruhi oleh sistem produksi yang sebelumnya telah dipersiapkan. Setiap jenis sistem produksi memerlukan proses perencanaan dan pengendalian yang berbeda. Setiap jenis industri juga mempunyai kekurangan dan kelebihan. Pengendalian produksi inilah yang bertujuan agar aktivitas produksi berjalan seefektif dan seefisien mungkin. Untuk mencapai kelancaran dan memperoleh produk yang sesuai dengan spesifikasi diperlukan pula pengendalian proses produksi yang nantinya akan mengendalikan seluruh komponen penting dalam suatu industri. Pengendalian jalannya proses produksi dilakukan dengan bantuan alat kontrol otomatis yang pengaturannya berpusat di ruangan kontrol. Alat control ini memiliki indikator yang sudah ditetapkan nilainya (*set point*). Jika terjadi penyimpangan, indicator tersebut dapat memberikan tanda seperti bunyi alarm atau lampu yang kemudian akan dikembalikan sesuai dengan kondisi awal secara otomatis. Beberapa alat control yang umum digunakan pada suatu industri yaitu, *flow control*, *level control*, *ratio control*, dan *pressure control*.

#### 1. *Flow Controller*

*Flow controller* adalah alat yang digunakan untuk melakukan pengendalian terhadap laju alir. Karakteristik dari lingkaran pengendalian laju alir ini dipengaruhi oleh beberapa factor diantaranya adalah

- a) Fase dari aliran tersebut (cair, gas, dan padat)
- b) Metode pengukuran laju alir
- c) Korelasi antara elemen kendali dan perpipaan
- d) Jenis pengendali

Berbeda dari pengendalian yang lain, pada pengendali laju alir ini tidak diperlukan *positioner*. Tujuannya adalah untuk memaksimalkan kinerja pengendalian. Hal ini disebabkan dari interaksi antara *positioner* dan katup kendali yang jika mendapat tekanan akan mengurangi kepekaan dari pengendali. Laju alir diukur dengan pelat *orifice*. Jika terdapat beda tekanan yang melintasi

*orifice*, maka sinyal pengukuran sebanding dengan akar laju alir menambah ketidaklinieran lingkaran pengendalian. Pada katup kendali jenis persentase sama akan menghasilkan perubahan besar pada *gain* proses sepanjang rentang bukaan katup. Pengendalian laju alir umumnya ditala dengan gain rendah (*proportional band*) lebar dan waktu integral yang kecil.

## 2. *Level Controller*

Umumnya alat ini dipasang pada tangki cairan pada bagian tangki. Fungsi alat ini adalah untuk mengatur tingkat ketinggian dari suatu alat. Pengendalian level secara umumnya mengendalikan proses dari integrator. Hal ini dikarenakan cairan yang terakumulasi merupakan jumlah (integral) dari perbedaan antara aliran masuk dan keluar. Kenyataannya, tinggi permukaan umumnya bukan sebagai penentu laju alir yang masuk ataupun keluar. Pengendalian level ini tidak terlalu kritis. Hanya menjaga level rata-rata selama periode waktu yang panjang disbanding pengendalian yang teliti dari waktu ke waktu. Alat ini memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang nantinya akan diubah menjadi arus listrik yang akan dikirimkan menuju *control valve*. Jika terdapat gangguan nantinya katup akan terbuka atau tertutup secara otomatis.

## 3. *Ratio Controller*

Alat ini berfungsi untuk mengatur aliran yang bercabang agar ratio perbandingan tiap aliran sama. *Ratio controller* ini dihubungkan dengan flow controller dengan memanfaatkan sinyal elektrik yang akan mengirimkan perintah kepada *flow controller* jika terdapat gangguan.

## 4. *Temperature Controller*

Pengendali suhu bertolak belakang dengan pengendali laju alir. Pada pengendali suhu ini relatif lebih lambat. Umumnya pengendalian suhu ini memiliki *gain* proses yang berbanding terbalik dengan aliran proses. Ujung depan yang berfungsi sebagai sensor pada *temperature controller* adalah termokopel. Jika terjadi gangguan, termokopel ini mampu mengukur variable proses yang kemudian dikirimkan oleh transmitter dan diumpun balikkan ke pengendali. Sinyal pengukuran yang diumpun balikkan dikurangkan dari setpoint untuk menghasilkan *error*. Oleh pengendali, *error* dihitung melalui algoritma tertentu

untuk menghasilkan sinyal kendali. Sinyal kendali digunakan untuk melakukan aksi mekanik katup kendali yang nantinya akan mengubah *manipulated variable*.

#### 5. *Pressure Controller*

Dalam pengendalian tekanan dapat dikelompokkan sebagai tekanan cair, uap dan gas. Untuk tekanan aliran dapat dibedakan atas *pressure regulatornya* dan *back pressure regulator*. Dikatakan *pressure regulator* jika sensor tekanan diletakkan pada bagian hilir tutup kendali. Sebaliknya, dikatakan *back pressure regulator* jika sensornya diletakkan pada bagian hulu katup kendali. Pengendalian tekanan cairan tidak umum dilakukan. Jika diperlukan, tekanan cairan dikontrol dengan mengatur aliran yang masuk dan keluar. Pengendalian tekanan ini serupa dengan pengendalian suhu.

Pengendalian proses produksi bertujuan untuk mengendalikan aliran material ke dalam, di dalam dan keluar pabrik sehingga posisi keuntungan optimal yang merupakan target awal dari perusahaan bisa tercapai. Dilakukan pengendalian bermaksud untuk memanfaatkan sumber daya produksi yang terbatas secara efektif, terutama dalam upaya memenuhi kebutuhan konsumen dan menciptakan profit bagi perusahaan. Oleh karena itu perencanaan dan pengendalian penting dilakukan sebagai hasil evaluasi untuk berkembangnya suatu perusahaan. Pada pabrik *butyl acetate* ini memiliki 2 pengendalian kualitas yang sesuai dengan prinsip Sofjan Assauri (1998 : 210) yaitu :

(i) Pengendalian selama pengolahan/proses

Dengan mengambil sampel produk dan dilanjutkan dengan pengecekan statistic untuk melihat apakah proses bisa dimulai dengan baik atau tidak. Pengendalian terhadap proses ini termasuk pengendalian atas bahan bahan baku yang akan digunakan selama proses

(ii) Pengendalian atas barang hasil yang sudah melewati tahap proses

Walaupun sudah ada pengendalian terhadap proses, tetapi hal ini tidak dapat menjamin bahwa tidak ada produk yang kurang baik ataupun tercampur dengan produk lain. Untuk menjaga agar hasil produk sesuai dengan spesifikasi sehingga tidak ada produk yang kurang baik lolos dan jatuh ke tangan konsumen diperlukan adanya pengendalian kualitas atas produk akhir.

### 2.3.3 Pengendalian Waktu

Agar produktivitas kerja dan target produksi dapat dicapai, tentunya pabrik harus beroperasi selama 24 jam penuh. Perlunya sumber daya manusia untuk melakukan pengawasan pada pabrik yang beroperasi 24 jam penuh. Dalam kasus ini, pabrik harus memberlakukan shift kerja untuk mengoptimalkan hasil kerja. Sistem shift kerja ini dapat mempengaruhi produktivitas kerja dikarenakan dapat mengurangi tingkat kelelahan dari pekerja. Selain itu perlu dilakukan rotasi jam kerja. Hal ini penting untuk meningkatkan kemampuan kinerja pekerja.



## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Terdapat dua reaksi pada pembentukan butil asetat berbahan dasar butadiena dan asam asetat. Untuk tahap pertama adalah reaksi adisi dengan memutus ikatan salah satu komponen. Tahap selanjutnya adalah reaksi hidrogenasi, pada tahap ini perlunya bahan baku hidrogen untuk menghasilkan senyawa butil asetat.

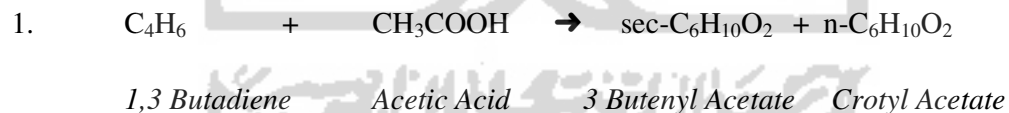
##### 3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, asam asetat glasial tidak lagi perlu *treatment* secara khusus karena tingkat kemurniannya sudah 100%. Asam asetat glasial hanya perlu dipanaskan hingga mencapai suhu 60 °C. Suhu ini merupakan suhu yang digunakan saat reaksi sehingga siap untuk bereaksi. Asam asetat glasial akan mengalami proses transfer panas pada Heater-01 (E-01) yang dipompa dari tangki penyimpanan. Sesudah mencapai suhu 60 °C, asam asetat kemudian masuk ke reaktor 1 (MT-01) untuk bereaksi dengan gas butadiene. Untuk bahan baku butadiene, diperlukan *treatment* terhadap fasenya. Butadiene yang dijual dalam pasaran berupa fasa *liquid* disimpan dengan tekanan 30 atm pada suhu 30 °C di dalam tangki (T-02). Kemudian, dari tangki penyimpanan 2 (T-02) butadiene diturunkan tekanannya menggunakan alat *expander* hingga mencapai tekanan 1 atm dan memanaskan dari suhu 30 °C hingga mencapai suhu 60 °C. Tujuan diturunkan tekanan dan dipanaskan adalah untuk merubah fase butadiene yang dimana pada penyimpanan berfase *liquid* berubah menjadi fase gas. Setelah mencapai tekanan atmosfer gas butadiene selanjutnya mengalami proses pemanasan awal sebelum masuk ke dalam reaktor 01 (MT-01). Proses pemanasan awal ini terjadi pada alat heater-02 (E-02) dengan temperature output 60 °C. (Gracey, Benjamin Patrick and Norbat, WJK 2002)

Pada reaktor 02 (MT-02) terjadi reaksi hidrogenasi dimana membutuhkan hidrogen sebagai bahan baku. Sebelum masuk ke reaktor 02, hidrogen hanya melewati proses pemanasan awal hingga suhu 150 °C pada heater 08 (E-08). Tidak terjadi penurunan tekanan karena di reaktor 02 (MT-02) didesain tekanan yang sama dengan tangki penyimpanan.

### 3.1.2 Proses Reaksi Pembuatan Butil Asetat

Proses pembuatan butil asetat yang berbahan dasar dari asam asetat dan butadiene akan mengalami 2 tahapan reaksi yakni reaksi adisi dan reaksi hidrogenasi. Kedua reaksi berlangsung pada reaktor *fixed bed multi tube*. Dipilih *fixed bed multi tube* karena reaksi melibatkan 2 fasa yang berbeda (heterogen) dibantu dengan katalis padatan untuk mempercepat laju reaksi. Pada reaksi adisi, membutuhkan bahan baku asam asetat, butadiene dan katalis amberlist 15. Reaksi adisi terjadi di reaktor fixed bed multi tube (MT-01) dengan kondisi suhu 60 °C pada tekanan atmosfer. Sebelum memasuki reaktor, bahan baku dipanaskan terlebih dahulu hingga mencapai suhu 60 °C. Asam asetat glasial merupakan komponen awal yang memasuki reaktor melalui pipa/*tube* hingga menutupi semua ruang pada pipa. Kemudian, dilanjutkan dengan gas butadiene yang terlebih dahulu diturunkan tekanannya dan dipanaskan hingga 60 °C. Gas butadiene akan memasuki reaktor yang sebelumnya sudah terisi dengan cairan asam asetat glasial. Kemudian 2 komponen itu akan saling bertumbukan saat terjadinya reaksi. Semakin banyaknya tumbukan, maka kuantitas produk akan mengalami peningkatan juga. Untuk memperoleh kuantitas yang lebih, pada reaksi adisi dibantu dengan katalis padatan amberlyst 15. Katalis ini tetap di dalam bagian tube reaktor sebagai media untuk terjadinya reaksi, sehingga arus keluar dari reaktor tidak memerlukan tahapan pemisahan fasa padatan. Reaksi berlangsung selama lebih dari 5 jam dengan konversi 50-65% yang kemudian menghasilkan produk intermediet yaitu crotil asetat dan 3 butinil asetat. Untuk reaksinya dapat dilihat sebagai berikut :

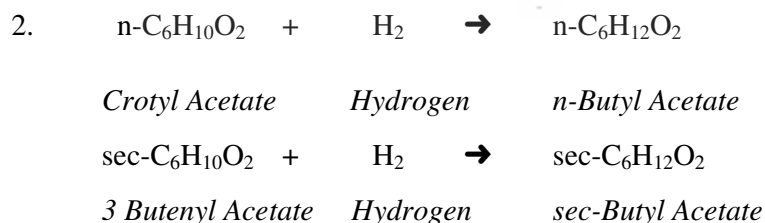


*Output* dari reaktor pertama (MT-01) berupa 3 butenil asetat, crotil asetat, sisa asam asetat dan sisa butadiene. Arus keluaran reaktor 1 (MT-01) akan dipisahkan sesuai dengan fasenya di *vertical knock out drum* (FG-01). Fase gas (butadiene) akan keluar sebagai produk atas yang akan direcycle kembali menuju mixpoint 1 (MP-01), sedangkan fase cair merupakan arus keluar bagian bawah yang menuju menara distilasi 1 (MD-01).

Pada MD-01 terjadi pemisahan antara asam asetat dan produk (crotil asetat dan 3 butinil asetat). Dimana asam asetat yang memiliki titik didih yang lebih

rendah akan menjadi produk atas dari menara distilasi. Produk yang terpisah dari asam asetat akan keluar pada arus bagian bawah menara distilasi. Arus keluaran ini kemudian masuk ke reaktor *fixed bed multi tube* ke dua (MT-02). Pada reaktor yang kedua produk akan mengalami reaksi hidrogenasi dengan bantuan hidrogen sebagai bahan baku. Hidrogen disimpan pada tangki (T-03) dengan kondisi suhu 30 °C pada tekanan 30 atm. Sebelum masuk ke reaktor, hidrogen dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi yaitu 150 °C pada *heater* 08 (E-08). Terdapat kesamaan mekanisme antara reaktor 1 dan reaktor 2, dimana sebelum memulainya reaksi, produk yang merupakan fase cairan akan mengisi seluruh pipa terlebih dahulu. Setelah memenuhi pipa, dilanjutkan dengan gas hidrogen yang masuk ke dalam reaktor ke dua. Pada reaksi hidrogenasi kondisi operasi dijaga pada suhu 150 C dengan tekanan hingga 30 atm. Senyawa n-butenil asetat dan sec-butenil asetat yang merupakan produk bawah dari MD-01 didinginkan pada *cooler* dari suhu 163,06 °C hingga mencapai suhu 150 °C, kemudian cairan akan dipompa untuk memperbesar tekanannya dari 1 atm hingga 30 atm. Reaksi hidrogenasi dibantu juga dengan katalis nikel yang dipasang tetap di dalam tube. Katalis nikel ini sangat direkomendasikan untuk reaksi hidrogenasi dalam pembentukan komponen butil asetat. Nikel yang merupakan logam transisi akan meningkatkan selektivitas terhadap pembentukan produk n-butil asetat. Berdasarkan dari jurnal Gracey, Benjamin Patrick and Norbat, WJK 2002, output dari reaksi ini tidak mengandung gas hidrogen, senyawa butenil asetat akan habis bereaksi seluruhnya hingga menjadi produk. Dapat diartikan bahwa untuk konversi pada reaksi hidrogenasi nilainya sebesar 100%. Arus keluaran dari reaktor 2 akan menuju menara distilasi 2 (MD-02) untuk memisahkan antara produk (n-butil asetat) dan produk samping (sec-butil asetat). Reaksinya bisa dilihat sebagai berikut :

Reaksi Hidrogenasi :



Masih terdapat beberapa senyawa pada produk atas dari MD-01 maka dari itu perlu untuk dipisahkan. Keluaran dari MD-01 bagian atas berupa sec-butenil asetat, asam asetat dan butadiena yang akan dipisahkan lagi di MD-03 dan MD-04. Pada



MD-03 terjadi pemisahan antara sec butenil asetat sebagai produk bawah dan asam asetat dengan sisa butadiena sebagai produk atas. Kondisi umpan sebelum masuk MD-03 adalah *two phase mixture* ( $0 < q < 1$ ) yaitu terdapat dua fasa (gas dan cair). Umpan perlu untuk dipanaskan terlebih dahulu karena sebelumnya pada kondisi *saturated liquid* keluaran dari kondensor di MD-01. Produk bawah pada MD-03 akan dijadikan sebagai produk samping yang memiliki harga jual sedangkan untuk produk atas akan dipisahkan lagi pada MD-04. Sama seperti pada MD-03 untuk umpan yang masuk dalam kondisi *two phase mixture* ( $0 < q < 1$ ) yang sebelumnya mengalami pemanasan dahulu. Produk atas dari MD-04 adalah gas butadiena dengan kemurnian 85% yang akan menjadi produk samping karena masih mempunyai harga jual. Untuk produk bawah dari MD-04 adalah asam asetat yang nantinya akan di *recycle* ke *mix point*.

### 3.2 Spesifikasi Alat

#### 1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

**Tabel 3.1** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Asetat Glasial 100% ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ )

Spesifikasi alat	T-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan asam asetat glasial untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1,035391672 atm
Diameter tangki	21,336 m
Volume	3268,77272 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	2,75 inch
Tebal tutup	2,75 inch
Tinggi tangki	19,98345 m
Harga	\$ 92.283

**Tabel 3.2** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Butadiene 99,5% (C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-02</b>
Fungsi	Menyimpan kebutuhan butadiene untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan	<i>Low-Alloy steel SA-353</i>
Fase	Cair
Jumlah	4 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	46 atm
Diameter tangki	24,33 m
Volume	4474,5 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	24,75 inch
Tebal tutup	24 inch
Tinggi tangki	42,58 m
Harga	\$ 729.478

**Tabel 3.3** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen 100% (H<sub>2</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-03</b>
Fungsi	Menyimpan kebutuhan hidrogen untuk proses produksi
Jenis	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan	<i>Low Alloy Steel, SA - 318</i>
Fase	Gas
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	197,384 atm
Diameter tangki	13,33 m
Volume	2941,3 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	13,5 inch
Tinggi tangki	13,25 inch
Harga	\$ 114.256

**Tabel 3.4** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk n- Butil Asetat 99,5% (n-  
C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>2</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-04</b>
Fungsi	Menyimpan produk n-butil asetat untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1,035391672 atm
Diameter tangki	18,288 m
Volume	2052,363183 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	2,75 inch
Tebal tutup	2,75 inch
Tinggi tangki	16,63065 m
Harga	\$ 74.706

**Tabel 3.5** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk sec-Butil Asetat 99,5% (sec-  
C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>2</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-05</b>
Fungsi	Menyimpan produk sec-butil asetat untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1,035391672 atm
Diameter tangki	18,288 m
Volume	2.052,36 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	2,75 inch
Tebal tutup	2,75 inch
Tinggi tangki	16,63065 m
Harga	\$ 74.706

**Tabel 3.6** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk sec-Butenil Asetat 84% (sec-  
C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>2</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-04</b>
Fungsi	Menyimpan produk sec-butyl asetat untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Fase	Cair
Jumlah	5 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1,035391672 atm
Diameter tangki	3,048 m
Volume	9,60 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,75 inch
Tebal tutup	0,75 inch
Tinggi tangki	5,35305 m
Harga	\$ 6.592

**Tabel 3.7** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Butadiene 84% (C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>T-04</b>
Fungsi	Menyimpan produk sec-butyl asetat untuk proses produksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Low-Alloy steel SA-353</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	52,84863511 atm
Diameter tangki	5,4864 m
Volume	319,56 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,1875 inch
Tebal tutup	0,1875 inch
Tinggi tangki	5,04825 m
Harga	\$ 26.367

## 2. Reaktor

**Tabel 3.8** Spesifikasi *Fixed Bed Multi Tube Reactor 1* (MT-01)

Spesifikasi Alat	MT-01
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi adisi antara asam asetat dan butadiena
Jenis	<i>Fixed Bed Multi Tube Reactor</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-287, Grade C</i>
Suhu	60 C
Tekanan	1 atm
ID <i>shell</i>	37 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	1240 buah
Luas transfer panas	4868,24 ft <sup>2</sup>
OD <i>head</i>	38 inch
Tebal Reaktor	0,25 inch
Tinggi Reaktor	6,524 m
Ud	128,70 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
WHSV	3,318 jam <sup>-1</sup>
Harga	\$ 114.796

**Tabel 3.9** Spesifikasi *Fixed Bed Multi Tube Reactor 2* (MT-02)

Spesifikasi Alat	MT-02
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi adisi antara asam asetat dan butadiena
Jenis	<i>Fixed Bed Multi Tube Reactor</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-287, Grade C</i>
Suhu	60 °C
Tekanan	1 atm
ID <i>shell</i>	0,750 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	970 buah
Luas transfer panas	2576,32 ft <sup>2</sup>
OD <i>head</i>	38 inch
Tebal Reaktor	1 inch
Tinggi Reaktor	5,422 m
Ud	118,65 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
WHSV	20,774 jam <sup>-1</sup>
Harga	\$ 114.796

### 3. Vertical Knock Out Drum

**Tabel 3.10** Spesifikasi Vertical Knock Out Drum (S-01)

Spesifikasi Alat	S-01
Fungsi	Memisahkan fasa gas butadiena dari produk keluaran reaktor 1
Bahan	<i>High Alloy Steel (18 Cr-8 Ni) Grade 340</i>
Jumlah	1
Temperatur	40 °C
Tekanan	1 atm
Lama <i>hold up</i>	20 menit
Diameter <i>wire mesh</i>	87,91 inch
Diameter <i>shell</i>	10,5 ft
Tinggi <i>shell</i>	88,38726882 ft
Tebal <i>shell</i>	0,130504637 inch
Harga	\$ 2.637

### 4. Menara Distilasi

**Tabel 3.11** Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi Alat	MD-01
Fungsi	Memisahkan n-butenil asetat dan sec-butenil asetat dengan asam asetat
Jenis <i>plate</i>	<i>Sieve tray</i>
Bentuk	Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan	<i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah <i>plate</i>	27 <i>plate</i>
Tinggi Menara	28,84666924 m
Diameter menara	0,76618773 m
<i>Pressure drop</i>	223,2199735 mm <i>liquid</i>
Jenis aliran	<i>Single pass</i>
Harga	\$ 8.424

**Tabel 3.12** Spesifikasi Menara Distilasi (MD-02)

Spesifikasi Alat	MD-02
Fungsi	Memisahkan antara n-butyl asetat dan sec-butyl asetat
Jenis <i>plate</i>	<i>Sieve tray</i>
Bentuk	Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan	<i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah <i>plate</i>	15 <i>plate</i>
Tinggi Menara	20,19659087 m
Diameter menara	0,816153124 m
<i>Pressure drop</i>	238,9827237 mm <i>liquid</i>
Jenis aliran	<i>single pass</i>
Harga	\$ 4.770

**Tabel 3.13** Spesifikasi Menara Distilasi (MD-03)

<b>Spesifikasi Alat</b>	<b>MD-03</b>
Fungsi	Memisahkan antara sec-butenil asetat dan asam asetat
Jenis plate	<i>Sieve tray</i>
Bentuk	Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan	<i>carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah plate	35 plate
Tinggi Menara	80,17140067 m
Diameter menara	0,232647607 m
<i>Pressure drop</i>	208,8645532 mm <i>liquid</i>
Jenis aliran	<i>single pass</i>
Harga	\$ 8.820

**Tabel 3.14** Spesifikasi Menara Distilasi (MD-04)

<b>Spesifikasi Alat</b>	<b>MD-04</b>
Fungsi	Memisahkan antara asam asetat dan butadiena
Jenis plate	<i>Sieve tray</i>
Bentuk	Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan	<i>carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah plate	221 plate
Tinggi Menara	133,9116571 m
Diameter menara	3,745343559 m
<i>Pressure drop</i>	211,3896293 mm <i>liquid</i>
Jenis aliran	<i>single pass</i>
Harga	\$ 640.974

## 5. Kondensor

**Tabel 3.15** Spesifikasi Kondensor 01 (CD-01)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CD-01</b>
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran menara distilasi 1
Jenis	Shell and Tube
Bahan	Stainless steel 304
Suhu masuk	63,5062 °C
Suhu keluar	-4,03 °C

**Tabel 3.15** Lanjutan

Luas transfer panas	1450,582236 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	Asam asetat dan butadiena
ID <i>shell</i>	37 inch
ID <i>tube</i>	0,652 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	1144 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	101,29 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 115.500

**Tabel 3.16** Spesifikasi Kondensor 02 (CD-02)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CD-02</b>
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran menara distilasi 2
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	111,8909346 °C
Suhu keluar	111,8853 °C
Luas transfer panas	395,64 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	n-butyl asetat dan sec-butyl asetat
ID <i>shell</i>	10 inch
ID <i>tube</i>	1,4 inch
OD <i>tube</i>	1,5 inch
Jumlah <i>tube</i>	54 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	147,44 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 12.731

**Tabel 3.17** Spesifikasi Kondensor 03 (CD-03)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CD-03</b>
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran menara distilasi 3
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	64,3531812 °C



**Tabel 3.17** Lanjutan

Suhu keluar	-1,86968 °C
Luas transfer panas	12877,3912 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	Asam asetat
ID <i>shell</i>	39 inch
ID <i>tube</i>	0,652 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	1258 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	102,46 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 102.889

**Tabel 3.18** Spesifikasi Kondensor 04 (CD-04)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CD-04</b>
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran menara distilasi 4
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	-4,543689085 °C
Suhu keluar	-4,556256148 °C
Luas transfer panas	486,072 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	Butadiena
ID <i>shell</i>	19,25 inch
ID <i>tube</i>	1,08 inch
OD <i>tube</i>	1,25 inch
Jumlah <i>tube</i>	86 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	202,39 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 8.689

## 6. Reboiler

**Tabel 3.19** Spesifikasi Reboiler 01 (RB-01)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>RB-01</b>
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran menara distilasi 1
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	163,060617 °C
Suhu keluar	191,58 °C
Luas transfer panas	1942,875 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Arus bawah keluaran MD-01
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam 250 °C</i>
ID <i>shell</i>	33 inch
ID <i>tube</i>	1,06 inch
OD <i>tube</i>	1,25 inch
Jumlah <i>tube</i>	297 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	199,31 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 33.078

**Tabel 3.20** Spesifikasi Reboiler 02 (RB-02)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>RB-02</b>
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran menara distilasi 2
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	125,74733 °C
Suhu keluar	125,7729 °C
Luas transfer panas	87,1572 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Arus bawah keluaran MD-02
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam 250 °C</i>
ID <i>shell</i>	8 inch
ID <i>tube</i>	0,652 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	37 buah
Panjang <i>tube</i>	12 ft
Ud	202,04 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 5.136

**Tabel 3.21** Spesifikasi Reboiler 03 (RB-03)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>RB-03</b>
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran menara distilasi 3
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	216,623 °C
Suhu keluar	217,002 °C
Luas transfer panas	2937,2083 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Arus bawah keluaran MD-03
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam 250 °C</i>
ID <i>shell</i>	39 inch
ID <i>tube</i>	1,15 inch
OD <i>tube</i>	1,25 inch
Jumlah <i>tube</i>	449 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	197,24 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 33.078

**Tabel 3.22** Spesifikasi Reboiler 04 (RB-04)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>RB-04</b>
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran menara distilasi 4
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	118,0504 °C
Suhu keluar	118,0525 °C
Luas transfer panas	337,55 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Arus bawah keluaran MD-04
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam 250 °C</i>
ID <i>shell</i>	12 inch
ID <i>tube</i>	0,652 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Jumlah <i>tube</i>	86 buah
Panjang <i>tube</i>	20 ft
Ud	199,08 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 11.574

## 7. Accumulator

**Tabel 3.23** Spesifikasi Accumulator 1 (V-01)

Spesifikasi Alat	V-01
Fungsi	Tempat menampung sementara kondensat yang berasal dari kondensor-01
Tipe	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal
Bahan	<i>Carbon Steel-283 Grade C</i>
Diameter	2,413186101 m
Tekanan	1,2 atm
Panjang total	8,45 m
OD	96 inch
Tebal standar	0,4375 inch
Harga	\$ 39.550

**Tabel 3.24** Spesifikasi Accumulator 2 (V-02)

Spesifikasi Alat	V-02
Fungsi	Tempat menampung sementara kondensat yang berasal dari kondensor-02
Tipe	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal
Bahan	<i>Carbon Steel-283 Grade C</i>
Diameter	2,293 m
Tekanan	1,2 atm
Panjang total	8,0266 m
OD	96 inch
Tebal standar	0,4375 inch
Harga	\$ 28.564

**Tabel 3.25** Spesifikasi Accumulator 3 (V-03)

Spesifikasi Alat	V-03
Fungsi	Tempat menampung sementara kondensat yang berasal dari kondensor-03
Tipe	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal
Bahan	<i>Carbon Steel-283 Grade C</i>
Diameter	2,993 m

**Tabel 3.25** Lanjutan

Tekanan	1,2 atm
Panjang total	10,476 m
OD	120 inch
Tebal standar	0,5 inch
Harga	\$ 61.522

**Tabel 3.26** Spesifikasi *Accumulator* 4 (V-04)

Spesifikasi Alat	V-04
Fungsi	Tempat menampung sementara kondensat yang berasal dari kondensor-04
Tipe	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal
Bahan	<i>Carbon Steel-283 Grade C</i>
Diameter	0,8321 m
Tekanan	1,2 atm
Panjang total	2,9124 m
OD	96 inch
Tebal standar	0,4375 inch
Harga	\$ 8.349

## 8. Heater

**Tabel 3.27** Spesifikasi *Heater* 1 dan 3

Spesifikasi alat	HE-01	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu butadiene sebelum masuk reaktor	Menaikkan suhu hidrogen sebelum masuk reaktor
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	33,42 °C	30 °C
Suhu keluar	60 °C	150 °C
Luas transfer panas	62,64 ft <sup>2</sup>	39,808 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Butadiene	Hidrogen
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID <i>Inner Pipe</i>	3 inch	1,25 inch
OD <i>Inner Pipe</i>	3,5 inch	1,66 inch

**Tabel 3.27** Lanjutan

OD annulus	4,5 inch	2,38 inch
Ud	127,37 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam	131,6834 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 5.617	\$ 5.458

**Tabel 3.28** Spesifikasi Heater 2 dan 4

Spesifikasi alat	HE-02	HE-04
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran seperator sebelum masuk ke MD-01	Menaikkan suhu asam asetat asetat sebelum masuk ke MD-03
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	40 °C	-4,03 °C
Suhu keluar	118,216 °C	97,288 °C
Luas transfer panas	1844,75 ft <sup>2</sup>	728,8512 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	n-butenil asetat dan sec-butenil asetat	Asam asetat
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID shell	25 inch	21,25 inch
ID tube	0,652 inch	0,75 inch
OD tube	0,75 inch	1 inch
Ud	130,08 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam	198,896 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 41.430	\$ 24.490

**Tabel 3.29** Spesifikasi Heater 5

Spesifikasi alat	HE-05
Fungsi	Menaikkan suhu butadiene sebelum masuk ke MD-04
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	-1,87 °C
Suhu keluar	96,249 °C
Luas transfer panas	1253,1792 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Butadiena
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID shell	21,25 inch
ID tube	0,75 inch

**Tabel 3.29** Lanjutan

OD tube	1 inch
Ud	130,19 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 33.902

**Tabel 3.30** Spesifikasi Heater 6

Spesifikasi alat	HE-06
Fungsi	Menaikkan suhu butadiene sebelum masuk tangki penyimpanan
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	-4,55 °C
Suhu keluar	30 °C
Luas transfer panas	10,44 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Butadiene
<i>Hot fluid</i>	<i>Saturated Steam</i>
ID Inner Pipe	1,25 inch
OD Inner Pipe	1,66 inch
OD annulus	2,38 inch
Ud	118,62 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 1.917

## 8. Cooler

**Tabel 3.31** Spesifikasi Cooler 1 dan 2

Spesifikasi alat	CL-01	CL-02
Fungsi	Menurunkan suhu asam asetat glasial sebelum masuk reaktor	Menurunkan suhu keluaran dari reaktor 1
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	72,66 °C	60 °C
Suhu keluar	60 °C	40 °C
Luas transfer panas	2482,28 ft <sup>2</sup>	5322,93 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>Cooling water</i>	<i>Cooling water</i>
<i>Hot fluid</i>	Asam asetat	n-butenil asetat dan sec-butenil asetat
ID shell	31 inch	35 inch

**Tabel 3.31** Lanjutan

ID tube	0,56 inch	0,652 inch
OD tube	0,75 inch	0,75 inch
Ud	129,23 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam	133,6280035 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 38.316	\$ 60.557

**Tabel 3.32** Spesifikasi Cooler 3 dan 7

Spesifikasi alat	CL-03	CL-07
Fungsi	Menurunkan suhu n-butenil asetat dan sec-butenil asetat sebelum masuk reaktor	Menurunkan suhu sec-butenil asetat
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	191,58 °C	217 °C
Suhu keluar	150 °C	30 °C
Luas transfer panas	146,72 ft <sup>2</sup>	55,02 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>Cooling water</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	n-butenil asetat dan sec-butenil asetat Steam	sec-butenil asetat
ID tube	1,25 inch	1,25 inch
OD tube	1,66 inch	1,66 inch
OD annulus	2,38 inch	2,38 inch
Ud	131,80 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam	137,0086426 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 7.020	\$ 3.409

**Tabel 3.33** Spesifikasi Cooler 4 dan 5

Spesifikasi alat	CL-04	CL-05
Fungsi	Menurunkan suhu n-butyl asetat dan sec-butyl asetat sebelum masuk ke MD-02	Menurunkan suhu sec-butyl asetat
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	150 °C	111,89 °C
Suhu keluar	118,368 °C	30 °C
Luas transfer panas	954,5914 ft <sup>2</sup>	1103,312267 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>Cooling water</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>



**Tabel 3.33** Lanjutan

<i>Hot fluid</i>	n-butil asetat dan sec-butil asetat	sec-butil asetat
ID <i>shell</i>	19,250 inch	21,25 inch
ID <i>tube</i>	0,606 inch	0,584 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch	0,75 inch
Ud	119,20 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam	123,3468448 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 21.596	\$ 23.556

**Tabel 3.34** Spesifikasi Cooler 6

Spesifikasi alat	CL-06
Fungsi	Menurunkan suhu n-butil asetat
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu masuk	125,77 °C
Suhu keluar	30 °C
Luas transfer panas	495,396 ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>1,1,1,2 - Tetrafluoretana (R-134A) - Refrigerant</i>
<i>Hot fluid</i>	sec-butil asetat
ID <i>shell</i>	21,250 inch
ID <i>tube</i>	0,584 inch
OD <i>tube</i>	0,75 inch
Ud	121,36 Kcal/m <sup>2</sup> °C jam
Harga	\$ 14.570

## 9. Pompa

**Tabel 3.35** Spesifikasi Pompa 1 dan 2

Spesifikasi alat	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan Keluaran T-01 (Bahan Baku Asam Asetat) ke R-01	Mengalirkan Keluaran R-01 ke S-01 (Vertical Knock Drum)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	77,55 gpm	158,28 gpm
Suhu	60 °C	60 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID	3,068 inch	4,026 inch
Sch N	40	40
Nominal IPS	3 inch	4 inch

**Tabel 3.35** Lanjutan

Total Head	7,599 m	0,836 m
Motor Penggerak	0,75 HP	0,25 HP
Efisiensi Pompa	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 16.479	\$ 9.888

**Tabel 3.36** Spesifikasi Pompa 3 dan 4

Spesifikasi alat	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan Keluaran E-05 (Kondensor MD-01) ke MD-03 dan Refluks	Mengalirkan Keluaran E-06 (Reboiler MD-01) ke R-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	75,07 gpm	83,78 gpm
Suhu	-4,03 °C	150 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID	3,068 inch	3,068 inch
Sch	40	40
Nominal IPS	3 inch	3 inch
Total Head	0,655 m	6,358 m
Motor Penggerak	0,25 HP	0,5 HP
Efisiensi Pompa	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9.228	\$ 13.843

**Tabel 3.37** Spesifikasi Pompa 5 dan 6

Spesifikasi alat	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan Keluaran R-02 ke MD-02	Mengalirkan Keluaran E-10 (Kondensor MD-02) ke Tanki Sec Butil Asetat (T-05) dan Refluks
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	85,26 gpm	41,74 gpm
Suhu	118,37 °C	111,89 °C
Tekanan	1	1
ID	3,068 inch	2,323 inch
Sch	40	80

**Tabel 3.37** Lanjutan

Nominal IPS	3 inch	2,5 inch
Total Head	2,959 m	0,339 m
Motor Penggerak	0,25 HP	0,25 HP
Efisiensi Pompa	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 11.865	\$ 9.228

**Tabel 3.38** Spesifikasi Pompa 7 dan 8

Spesifikasi alat	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan Keluaran E-12 (Reboiler MD-02) ke Tanki N Butil Asetat (T-04)	Mengalirkan Keluaran E-15 (Kondensor MD-03) ke MD-04 dan Refluks
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	43,52 gpm	39,59 gpm
Suhu	125,77 °C	-1,87 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID	2,323 inch	2,323 inch
Sch	80	80
Nominal IPS	2,5 inch	2,5 inch
Total Head	0,553 m	0,275 m
Motor Penggerak	0,25 HP	0,25 HP
Efisiensi Pompa	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9.228	\$ 9.228

**Tabel 3.39** Spesifikasi Pompa 9 dan 10

Spesifikasi alat	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan Keluaran E-17 (Reboiler MD-03) ke Tanki Sec Butenil Asetat (T-06)	Mengalirkan Keluaran E-19 (Kondensor MD-04) ke Tanki C4H6 & C4H8 (T-07) dan Refluks
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	2,55 gpm	2,01 gpm
Suhu	217 °C	-4,56 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
ID	0,622 inch	0,546 inch

**Tabel 3.39** Lanjutan

Sch	40	80
Nominal IPS	1,5 inch	1,5 inch
Total Head	3,264 m	2,408 m
Motor Penggerak	0,25 HP	0,25 HP
Efisiensi Pompa	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9.228	\$ 28.564

**Tabel 3.40** Spesifikasi Pompa 11

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-11</b>
Fungsi	Merecycle Keluaran E-21 (Reboiler MD-04) ke MP-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Type C</i>
Kapasitas	0,38 gpm
Suhu	118 °C
Tekanan	1 atm
ID	0,269 inch
Sch	40
Nominal IPS	0,125 inch
Total Head	11,809 m
Motor Penggerak	0,25 HP
Efisiensi Pompa	80 %
Jumlah	1
Harga	\$ 9.228

## 10. Ekspander

**Tabel 3.41** Spesifikasi Ekspander 1 dan 2

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>EP-02</b>	<b>EP-01</b>
Fungsi	Menurunkan tekanan Bahan Baku H2 (T-03) dari 46 atm menjadi 30 atm menuju R-02	Menurunkan Tekanan Bahan Baku Butadiene (T-02) dari 46 atm menjadi 1 atm menuju R-01
Jenis	<i>Reciprocating Expander</i>	<i>Reciprocating Expander</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>

**Tabel 3.41** Lanjutan

Kapasitas	62,3 gpm	18,97 gpm
Suhu	30 °C	30 °C
Tekanan Masuk	46 atm	46 atm
Tekanan Keluar	1 atm	20 atm
ID	2,469 inch	1,278 inch
Sch N	40	80
Nominal IPS	2,5 inch	1,25 inch
Motor Penggerak	3 HP	3 HP
Efisiensi Pompa	70 %	70 %
Jumlah	1	1
Harga	\$ 6.592	\$ 6.592

## 11. Blower

**Tabel 3.42** Spesifikasi Blower

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>F-01</b>
Fungsi	Merecycle gas butadiene by product ke MP-01
Jenis	<i>Centrifugal Fan</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	32,41 gpm
Suhu	40 °C
Tekanan Masuk	1 atm
Tekanan Keluar	1 atm
ID	1,939 inch
Sch N	80
Nominal IPS	2 inch
Motor Penggerak	0,396 HP
Efisiensi Pompa	70 %
Jumlah	1
Harga	\$ 1.978

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### 4.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya. Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet* proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan keamanan dan kenyamanan. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

1. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
2. Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
3. Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.

b. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

c. Daerah utilitas dan power station

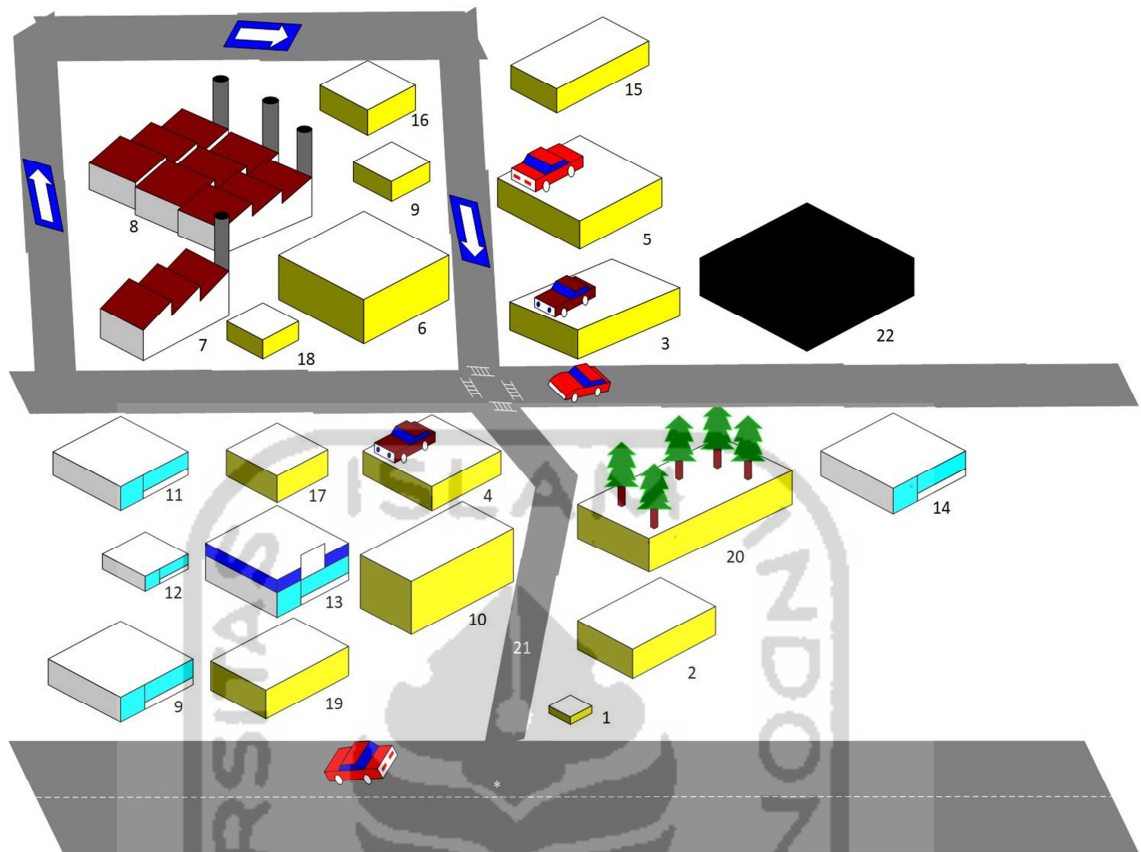
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

**Tabel 4.1** Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Luas (m2)
1	Pos Keamanan	64
2	Stasiun Penimbangan	80
3	Parkiran Karyawan	1.000
4	Parkiran Tamu	50
5	Parkiran Truk	150
6	Gudang Bahan Baku	6.598
7	Utilitas	1.600
8	Area Produksi Unit	2.500
9	Area Penyimpanan Produk	750
10	Kantor Utama	700
11	Laboratorium	300
12	Kantin	225
13	Masjid	300
14	Klinik	100
15	Bengkel	375
16	Gudang Peralatan	900
17	Unit Pemadam Kebakaran	200
18	<i>Control Room</i>	80
19	Kantor Produksi dan Proses	225
20	Taman	2.000
21	Jalan	400
22	Area Perluasan	1.200
	Luas Tanah	19.797
	Luas Bangunan	14.997

Luas Tanah : 19.797 m<sup>2</sup>

Luas Bangunan : 14.997 m<sup>2</sup>



**Gambar 4.1** Layout Pabrik Butil Asetat

Keterangan:

- |                            |                                |                        |
|----------------------------|--------------------------------|------------------------|
| 1. Pos Keamanan            | 11. Laboratorium               | 21. Jalan Aspal Pabrik |
| 2. Stasiun Penimbangan     | 12. Kantin                     | 22. Area Perluasan     |
| 3. Parkiran Karyawan       | 13. Masjid                     | *. Jalan Raya          |
| 4. Parkiran Tamu           | 14. Klinik                     |                        |
| 5. Parkiran Truk           | 15. Bengkel                    |                        |
| 6. Gudang Bahan Baku       | 16. Gudang Peralatan           |                        |
| 7. Utilitas                | 17. Unit Pemadam Kebakaran     |                        |
| 8. Area Produksi Unit      | 18. <i>Control Room</i>        |                        |
| 9. Area Penyimpanan Produk | 19. Kantor Produksi dan Proses |                        |
| 10. Kantor Utama           | 20. Taman                      |                        |

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

- a. Aliran bahan baku dan produk

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



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

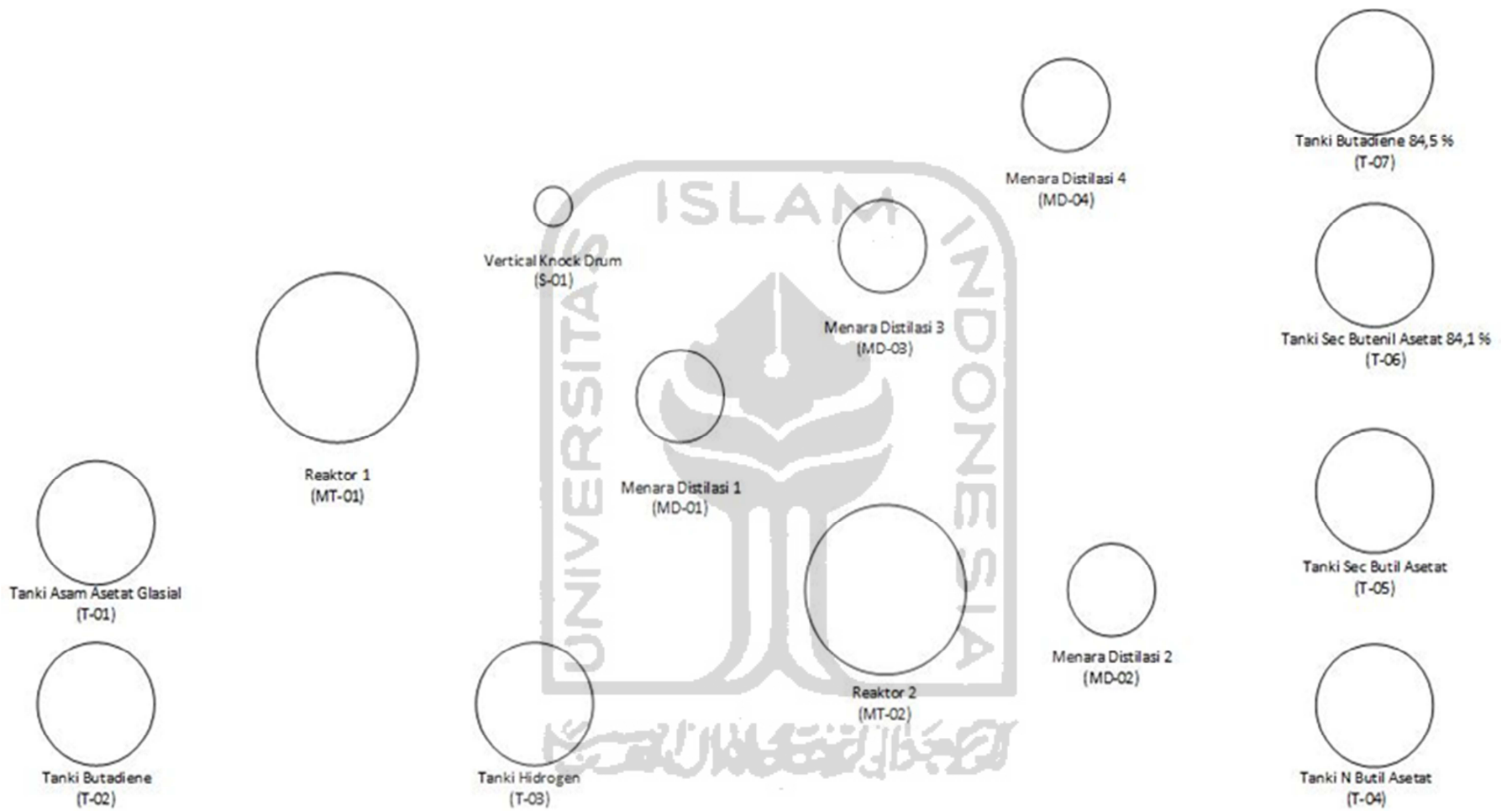
Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan ekonomi

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

f. Jarak antar alat proses

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



**Gambar 4.2** *Layout* Alat Proses

## 4.2 Alir Proses dan Material

### 4.2.1 Neraca Massa Total

**Tabel 4.2** Neraca Massa Total

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)		
			Produk Utama	Produk Samping	Limbah
1	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	9.525,40		176,91	
2	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	8.657,31		237,02	
3	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	43,50		43,50	
4	H <sub>2</sub>	305,98			
5	Sec-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>			452,05	
6	N-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>		9.041,10		
7	Sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>			8.589,04	
Sub Total		18.532,19	9.041,1	9.498,52	
Total		18.532,19		18.532,19	

### 4.2.2 Neraca Massa Alat

#### 1. Mixed Point 1 (MP-01)

**Tabel 4.3** Neraca Massa Mixed Point (MP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 10	Arus 6
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	8.657,32	4.503,33	13.160,65
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	43,5	22,63	66,13
Sub Total	8.700,82	4.525,96	13.226,79
Total	13.226,79		13.226,79

#### 2. Mixed Point 2 (MP-02)

**Tabel 4.4** Neraca Massa Mixed Point (MP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 50	Arus 4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	9.525,4	8.955,51	18.480,9
Sub Total	9.525,4	8.955,51	18.480,9
Total	18.480,9		18.480,9

3. Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01)

**Tabel 4.5** Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 7	Arus 8
C4H6		13.160,65	4.740,35
CH3COOH	18.480,9		9.132,42
n-C6H10O2			8.884,18
sec-C6H10O2			8.884,18
C4H8		66,13	66,13
Sub Total	18.480,9	13.226,78	31.707,27
Total	31.707,27		31.707,27

4. Separator Vertical Knock Out Drum (S-01)

**Tabel 4.6** Neraca Massa Separator Vertical Knock Out Drum (S-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C4H6	4.740,35	4.503,33	237,02
CH3COOH	9.132,42	0,00	9.132,42
n-C6H10O2	8.884,18	0,00	8.884,18
sec-C6H10O2	8.884,18	0,00	8.884,18
C4H8	66,13	22,63	43,5
Sub Total	31.707,27	4.525,96	27.181,31
Total	31.707,27	31.707,27	

5. Menara Distilasi (MD-01)

**Tabel 4.7** Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 16	Arus 20
CH3COOH	9.132,42	9.041,1	91,32
n-C6H10O2	8.884,18	0,00	8.884,18
sec-C6H10O2	8.884,18	444,21	8.439,98
C4H6	237,02	237,02	0,00
C4H8	43,5	43,5	0,00
Sub Total	27.181,31	9.765,83	17.415,48
Total	27.181,31	27.181,31	

6. Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-02)

**Tabel 4.8** Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 22	Arus 21	Arus 23
CH <sub>3</sub> COOH	0,00	91,32	91,32
n-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	0,00	8.884,18	0,00
sec-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	0,00	8.439,98	0,00
H <sub>2</sub>	305,98	0,00	0,00
n-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	0,00	0,00	9.041,1
sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	0,00	0,00	8.589,04
Sub Total	305,98	17.415,48	17.721,46
Total	17.721,46		17.721,46

7. Menara Distilasi (MD-02)

**Tabel 4.9** Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 24	Arus 28	Arus 32
CH <sub>3</sub> COOH	91,32	43,58	47,75
n-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	9.041,1	0,00	9.041,1
sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	8.589,04	8.589,04	0,00
Sub Total	17.721,46	8.632,62	9.088,84
Total	17.721,46	17.721,46	

8. Menara Distilasi (MD-03)

**Tabel 4.10** Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 41	Arus 37
CH <sub>3</sub> COOH	9.041,1	85,59	8.955,51
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	237,02	0,00	237,02
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	43,5	0,00	43,5
sec-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	444,21	444,21	0,00
Sub Total	9.773,67	537,64	9.236,03
Total	9.773,67	9.773,67	

9. Menara Distilasi (MD-04)

**Tabel 4.11** Neraca Massa Menara Distilasi (MD-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 38	Arus 50	Arus 46
CH <sub>3</sub> COOH	8.955,51	8.955,51	0,00
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	237,02	0,00	237,02
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	43,5	0,00	43,5
Sub Total	9.236,03	8.955,51	280,52
Total	9.236,03	9236,03	

4.2.3 Neraca Energi Alat

1. Mixed Point (MP-01)

**Tabel 4.12** Neraca Energi Mixed Point (MP-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)
	Arus 2	Arus 10	Arus 6
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	72.977,53	115.741,45	188.718,98
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	289,41	460,66	750,07
Sub Total	73.266,94	116.202,11	189.469,05
Total	189.469,05		189.469,05

2. Mixed Point (MP-02)

**Tabel 4.13** Neraca Energi Mixed Point (MP-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)
	Arus 1	Arus 50	Arus 4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	486.053,28	12.000.658,96	12.486.712,24
Sub Total	486.053,28	12.000.658,96	12.486.712,24
Total	12.486.712,24		12.486.712,24

3. Cooler (CL-01)

**Tabel 4.14** Neraca Energi Cooler (CL-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 4	Arus 5
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	12.486.712,24	12.040.517,06
Q pendinginan	0	446.195,173
Sub Total	12.486.712,24	12.486.712,24
Total	12.486.712,24	12.486.712,24

4. Heater (HE-01)

**Tabel 4.15** Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 6	Arus 7
C4H6	188.718,98	814.971,88
C4H8	750,07	3.176,38
Q pemanasan	628.679,21	0,000
Sub Total	818.148,26	818.148,26
Total	818.148,26	818.148,26

5. Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01)

**Tabel 4.16** Neraca Energi Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C4H6		814971,88	385338,48
CH3COOH	12040517,06		9763608,12
n-C6H10O2			1637,35
sec-C6H10O2			2345,23
C4H8		3176,38	3583,88
Sub Total	12040517,06	818148,26	10156513,07
Q pendinginan			10540549,08
$\Delta H_r$	7838396,83		
Total	20697062,15		20697062,15

6. Cooler (CL-02)

**Tabel 4.17** Neraca Energi Cooler (CL-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 8	Arus 9
C4H6	385.338,48	213.610,62
CH3COOH	9.763.608,12	7.523.318,69
n-C6H10O2	1.637,35	681,52
sec-C6H10O2	2.345,23	984,04
C4H8	3.584,88	1.733,84
Q pendinginan	-	2.416.188,36
Sub Total	10.156.513,07	10.156.513,07
Total	10.156.513,07	10.156.513,07

7. Vertical Knock Out Drum (S-01)

**Tabel 4.18** Neraca Energi Vertical Knock Out Drum (S-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C4H6	213.609,62	115.741,45	97.868,18
CH3COOH	7.523.317,69	0	7.523.317,69
n-C6H10O2	680,52	0	680,52
sec-C6H10O2	984,04	0	984,04
C4H8	1.732,84	460,66	1.272,18
Sub Total	7.740.324,71	116.202,11	7.624.122,60
Total	7.740.324,71	7.740.324,71	

8. Heater (HE-02)

**Tabel 4.19** Neraca Energi Heater (HE-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 11	Arus 12
C4H6	213.610,62	292.220,01
CH3COOH	7.523.318,69	15.775.588,15
n-C6H10O2	680,52	5.963,55
sec-C6H10O2	984,04	8.261,43
C4H8	1.732,84	7.782,1
Sub Total	7.740.324,71	16.089.815,24
Q Pemanasan	8.349.490,53	0
Total	16.089.815,24	16.089.815,24

9. Menara Distilasi (MD-01)

**Tabel 4.20** Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)	
	Arus 12	Arus 16	Arus 20
CH3COOH	15.775.588,15	4.364.457,40	202.887,30
n-C6H10O2	5.963,55	0	7.464,57
sec-C6H10O2	8.261,43	129,49	9.735,34
C4H6	292.220,01	80.619,07	0
C4H8	7.782,1	2.098,56	0
Sub Total	16.089.815,24	4.447.304,51	220.087,21
Q pendinginan	0	22.220.818,74	
Q pemanasan	10.798.395,23	0	
Total	26.888.210,47	26.888.210,47	



10. Heater (HE-03)

**Tabel 4.21** Neraca Energi Heater (HE-03)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 20	Arus 21
H2	153.859,53		465.187,90	
Sub Total	153.859,53		465.187,90	
Q pemanasan	311.328,36		0,00	
Total	465.187,90		465.187,90	

11. Cooler (CL-03)

**Tabel 4.22** Neraca Energi Cooler (CL-03)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 20	Arus 21
CH3COOH	202.887,30		119.097,37	
n-C6H10O2	7.465,57		4.765,18	
sec-C6H10O2	9.735,34		6.378,67	
Sub Total	220.087,21		130.241,22	
Q pendinginan			89.845,99	
Total	220.087,21		220.087,21	

12. Reaktor Fixed Bed Multitube (MT-02)

**Tabel 4.23** Neraca Energi Reaktor Fixed Bed Multi Tube (MT-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)		Keluar (Kj/Jam)
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
CH3COOH	119.097,37		119.097,37
n-C6H10O2	4.765,18		
sec-C6H10O2	6.378,67		
H2		465.187,90	
n-C6H12O2			2.439.961,72
sec-C6H12O2			6.675.094,22
Sub Total	132.132,11	465.187,90	9.234.153,31
$\Delta H_r$	19.023.566,87		
Q Pendinginan			1.0386.733,56
Total	19.620.886,88		19.620.886,88

## 13. Cooler (CL-04)

**Tabel 4.24** Neraca Energi Cooler (CL-04)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 23	Arus 24
CH <sub>3</sub> COOH	119.097,37	122.893,04
n-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	2.439.961,72	1.778.589,78
sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	6.675.094,22	4.648.754,51
Sub Total	9.234.153,31	6.550.237,33
Q Pendinginan		2.683.915,98
Total	9.234.153,31	9.234.153,31

## 14. Menara Distilasi (MD-02)

**Tabel 4.25** Neraca Energi Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)	
	Arus 24	Arus 28	Arus 32
CH <sub>3</sub> COOH	122.893,04	53.693,83	70.619,10
n-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	1.778.589,78	0	1.929.679,74
sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	4.648.754,51	4.264.592,18	0
Sub Total	6.550.237,33	4.318.286,01	2.000.299,84
Q pendinginan		1.594.432,91	
Q pemanasan	1.362.780,43		
Total	7.913.018,76	7.913.017,76	

## 15. Cooler (CL-05)

**Tabel 4.26** Neraca Energi Cooler (CL-05)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 28	Arus 29
CH <sub>3</sub> COOH	53.693,83	4.755,26
sec-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	4.264.592,18	204.716,78
Sub Total	4.318.286,01	209.472,04
Q pendinginan		4.108.813,97
Total	4.318.286,01	4.318.286,01

## 16. Cooler (CL-06)

**Tabel 4.27** Neraca Energi Cooler (CL-06)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 32	Arus 33
CH <sub>3</sub> COOH	70.619,10	-6.961,76
n-C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>	1.929.679,74	89.511,91
Sub Total	2.000.298,84	82.550,15
Q pendinginan		1.917.748,70
Total	2.000.298,84	2.000.298,84

16. Heater (HE-04)

**Tabel 4.28** Neraca Energi Heater (HE-04)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 16	Arus 17
CH <sub>3</sub> COOH	4.364.457,40	8.932.989,24
sec-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	129,49	160,33
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	80.619,07	165.816,55
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2.099,56	4.340,61
Sub Total	4.447.305,51	9.103.305,73
Q pemanasan	4.656.000,22	
Total	9.103.305,73	9.103.305,73

17. Heater (HE-05)

**Tabel 4.29** Neraca Energi Heater (HE-05)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 37	Arus 38
CH <sub>3</sub> COOH	4.427.905,10	8.698.460,76
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	82.581,26	162.977,18
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	2.149,71	4.264,10
Sub Total	4.512.636,07	8.865.702,04
Q pemanasan	4.353.065,97	
Total	8.865.702,04	8.865.702,04

18. Heater (HE-06)

**Tabel 4.30** Neraca Energi Heater (HE-06)

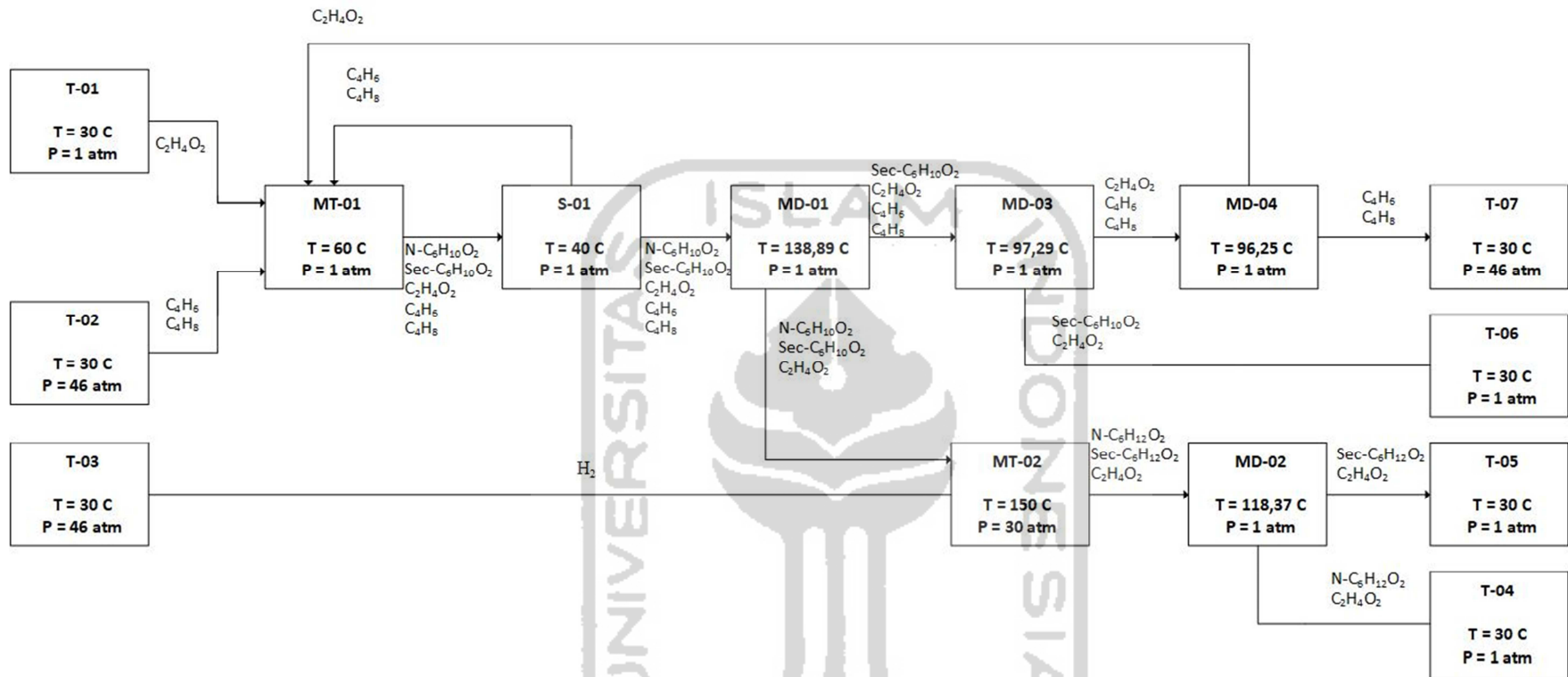
Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 46	Arus 47
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	-51468,70	60376,28
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-1360,73	808,70
Sub Total	-52829,43	61184,98
Q pemanasan	114014,41	
Total	61184,98	61184,98

19. Cooler (CL-07)

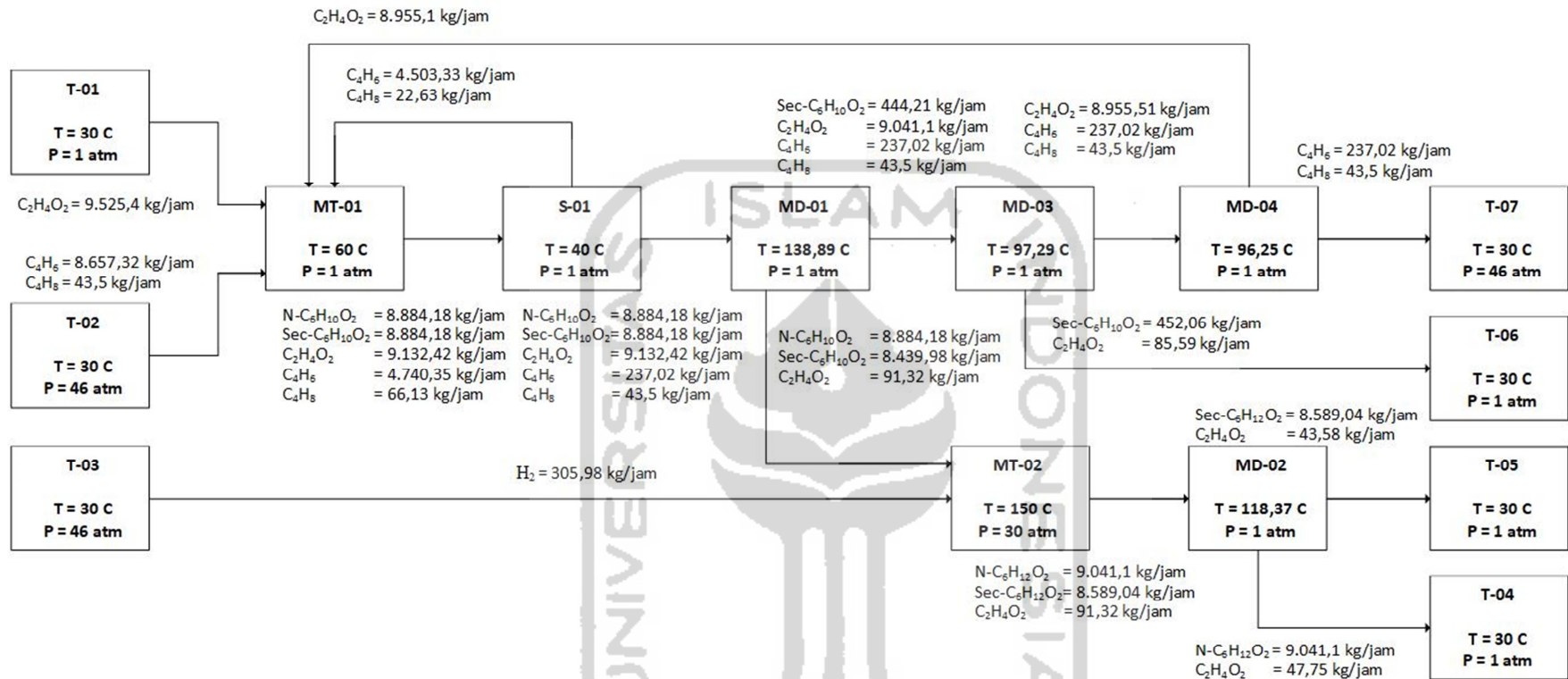
**Tabel 4.31** Neraca Energi Cooler (CL-07)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
	Arus 41	Arus 42
CH <sub>3</sub> COOH	299997,91	150000,57
sec-C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	74,14	-470,11
Sub Total	300072,05	149530,46
Q pendinginan		150541,59
Total	300072,05	300072,05





Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

#### 4.3 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Agar pabrik bisa beroperasi dengan baik, perlu membutuhkan sarana untuk penunjang proses. Unit pendukung proses bisa dikatakan juga sebagai unit utilitas. Sarana penunjang ini tidak kalah pentingnya dengan bahan baku dan bahan pembantu yang dibutuhkan dalam proses. Umumnya utilitas dalam pabrik meliputi air, kukus (steam), dan listrik. Penyediaan utilitas dilakukan secara langsung dimana utilitas diproduksi dalam pabrik tersebut.

Unit utilitas memegang peran penting dalam suatu pabrik. Dengan adanya unit utilitas, setiap unit yang terdapat di pabrik sangat terbantu ketika ingin memulai suatu proses. Dengan mensupply segala kebutuhan penunjang pabrik dapat menjalankan prosesnya dari awal hingga menjadi produk akhir. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik butil asetat antara lain :

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

##### 4.3.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

###### 4.3.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air dalam suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air sungai, air danau, air sumur, dan air laut. Dalam perancangan pabrik butil asetat ini, menggunakan sumber air dari laut cina selatan karena lokasi pabrik yang cukup dekat dengan pesisir pantai. Air laut yang mempunyai unsur garam yang melimpah perlu dihilangkan terlebih dahulu pada unit ini. Kandungan garam ini dapat menyebabkan *scaling* jika masuk ke alat *boiler*. Maka dari itu, sebelum diolah lebih lanjut, air laut diproses desalinasi terlebih dahulu. Pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air selain lokasinya dekat dengan pabrik adalah sebagai berikut :

- Air laut dapat diperoleh dengan kuantitas yang besar. Air laut merupakan sumber air dengan kontinuitasnya sangat tinggi, karena Negara Indonesia adalah Negara kepulauan yang terdiri dari banyak pulau dan laut, membuat cadangan air laut tidak ada batasnya.

- Mudah dalam pengolahan serta pengaturannya. Hal ini sama seperti pengolahan pada air sungai, yang berbeda untuk pengolahan air laut sendiri ditambahkan proses desalinasi. Untuk proses desalinasi sendiri terbilang relative mudah dan murah karena memanfaatkan membrane.
- Dapat menyerap jumlah panas per satuan volume yang tinggi. Seiring dengan perkembangannya zaman, banyak peneliti oseanografi meneliti tentang panas air laut yang dapat menyerap panas hingga udara diatas permukaannya. Hal ini dikarenakan sifat air laut yang lebih padat strukturnya dibanding dengan udara.

Pada umumnya, kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan :

#### 4.3.1.1.1 Air Pendingin

Air pendingin ini digunakan sebagai pendingin pada reaktor, kondensor, dan *cooler (heat exchanger)*. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam pengolahan air laut sebagai pendingin adalah :

- Makhluk hidup makroskopis / partikel-partikel besar (mikroba dan konstituen lain)
- Makhluk hidup mikroskopis / partikel – partikel kecil (ganggang dan mikroorganisme laut).

Hal-hal ini perlu ditreatment agar tidak terjadi *fouling* pada alat alat penukar panas. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia yang sebelumnya melalui proses desalinasi.

#### 4.3.1.1.2 Air Umpan Boiler

Output dari boiler ini adalah saturated steam yang nantinya akan dijadikan sebagai pemanas pada heater dan reboiler. Untuk menghasilkan steam air akan dipanaskan hingga suhu diatas 100 °C. Agar tidak terjadinya kerusakan pada boiler, perlu memperhatikan beberapa hal sebagai berikut :

- Kandungan yang korosifitas.
- Kandungan yang dapat menyebabkan pembentukan *scaling* (kerak).
- Kandungan yang dapat menyebabkan pembentukan *foaming* (busa)

Input dari boiler ini harus diolah lagi setelah melewati tahap desalinasi. Tahapan proses yang pertama adalah demineralisasi dan lanjut ke proses deaerasi.



#### 4.3.1.1.3 Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

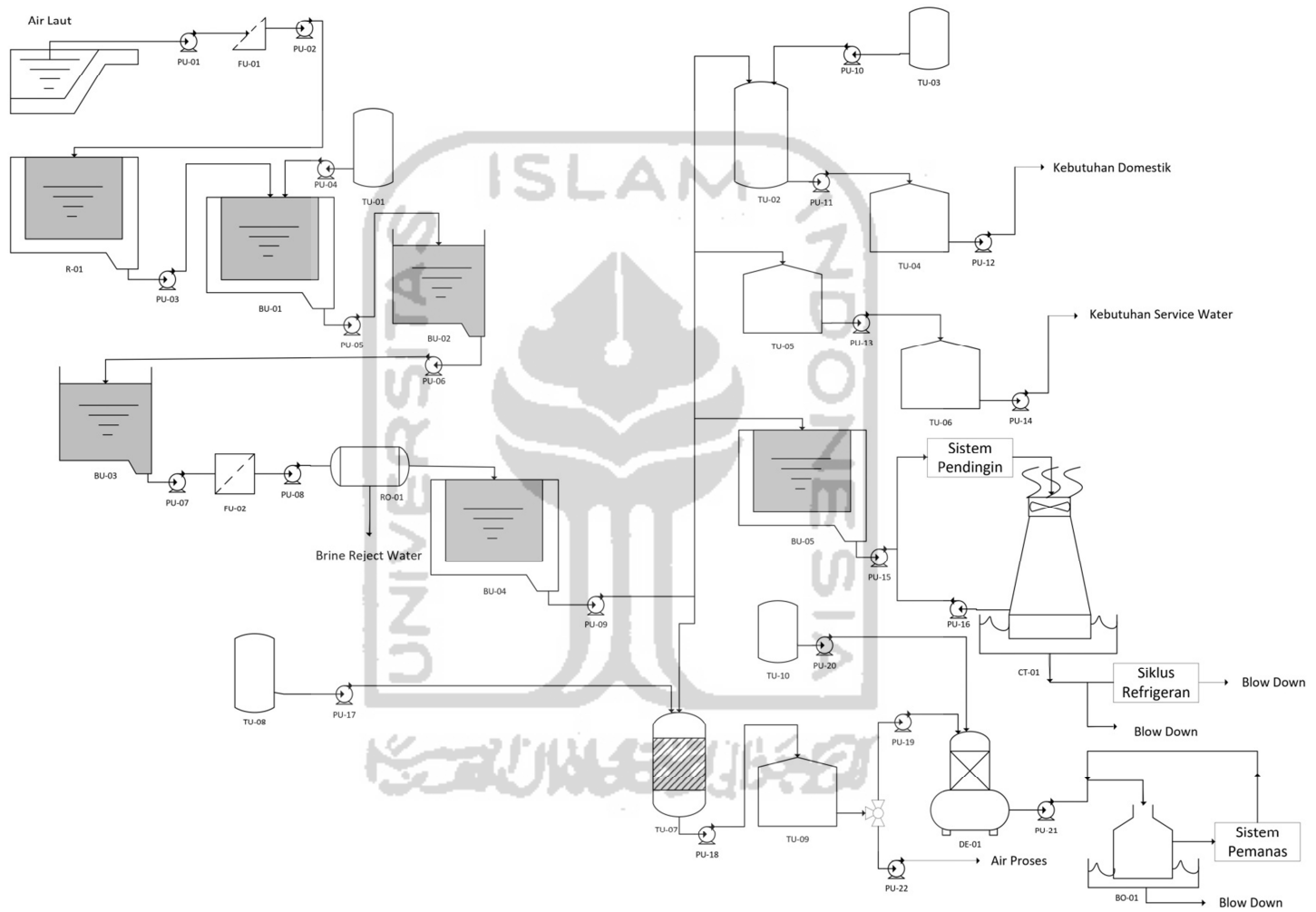
Penggunaan air tidak hanya dibutuhkan untuk proses, tetapi dibutuhkan juga untuk memenuhi kebutuhan umum seperti air untuk minum, air kantor dan masjid, air laboratorium dan air perumahan. Air yang digunakan untuk kebutuhan umum dan sanitasi harus memenuhi standar yang berlaku. Standar ini meliputi standar fisik dan standar kimia. Untuk standar secara fisik meliputi suhu air yang harus sama dengan suhu lingkungan, mempunyai warna yang bening/jernih dan tidak memiliki rasa dan bau. Sedangkan untuk standar secara kimia adalah tidak mengandung zat yang tidak beracun (zat organik maupun anorganik). Untuk memenuhi standar tersebut air perlu diproses desalinasi dan klorinasi sehingga air dapat dikonsumsi untuk umum dan sanitasi.

#### 4.3.1.1.4 Air Pemadam Kebakaran

Air pemadam kebakaran harus ada keberadaannya di setiap pabrik. Jika suatu waktu terjadi kebakaran pada pabrik, dapat diatasi dengan mudah dan cepat dengan air pemadam kebakaran. Maka oleh itu air pemadam kebakaran harus dipersiapkan. Sama seperti penggunaan air yang lainnya, air pemadam kebakaran juga disediakan setelah air laut melewati proses desalinasi.

#### 4.3.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang akan diolah, sebelumnya diambil dari sumber air terdekat yaitu di laut yang nantinya bisa memenuhi kebutuhan suatu proses. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :



**Gambar 4.5** Unit Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Pengendap (Koagulasi & Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap 1
7. BU-03 : Bak Pengendap 2
8. FU-02 : *Sand Filter*
9. RO-01 : Membran *Reverse Osmosis*
10. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
11. TU-02 : Tangki Klorinasi
12. TU-03 : Tangki Kaporit
13. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
14. TU-05 : Tangki *Service Water*
15. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
16. BU-05 : Bak *Cooling Water*
17. CT-01 : *Cooling Tower*
18. TU-07 : *Mixed-Bed*
19. TU-08 : Tangki NaCl
20. TU-09 : Tangki Air Demin
21. TU-10 : Tangki  $N_2H_4$
22. DE-01 : *Deaerator*
23. BO-01 : *Boiler*

Pengolahan air untuk kebutuhan akan diolah secara fisik maupun secara kimia. Pengolahan air meliputi beberapa tahapan :

#### 4.3.1.2.1 Penampungan (*Reservoir*)

Air sudah diproses dari desalinasi ditampung pada reservoir. Pada penampungan terjadi pengendapan kotoran yang masih ikut terbawa setelah melewati beberapa proses awal. Proses pengendapan tidak memerlukan tambahan alat, karena nantinya akan terendapkan secara otomatis karena adanya gaya gravitasi.

#### 4.3.1.2.2 Koagulasi

Air dari reservoir nantinya akan melewati proses koagulasi dimana pada proses ini akan terjadi penggumpalan. Proses ini memerlukan penambahan bahan koagulan yang ditambahkan ke dalam air. Umumnya koagulan yang digunakan adalah Aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ) atau tawas. Koagulan tersebut adalah garam yang terbuat dari perpaduan basa lemah dan asam kuat. Karena berasal dari perpaduan basa lemah dan asam kuat, sehingga air yang memiliki suasana basa akan dengan mudah terhidrolisa. Selain penambahan koagulan tawas penambahan kapur juga dilakukan pada air. Hal ini bertujuan untuk memaksimalkan proses flokulasi. Kapur dapat berfungsi sebagai komponen yang memberikan sifat alkalis kedalam air sehingga bisa menghilangkan kesadahan karbonat di dalam air. Karena sifatnya yang basa, dapat mempermudah terjadinya penggumpalan. Tujuan dari proses flokulasi adalah untuk mengendapkan impurities yang terdispersi koloid dalam air dengan cara menggumpalkannya menggunakan koagulan.

#### 4.3.1.2.3 Penyaringan (*Sand Filter*)

Setelah melewati proses penyaringan dengan screen, air harus melewati tahap penyaringan lagi. Pada tahap penyaringan ini menggunakan proses filtrasi. Air keluaran dari bak pengendap diduga masih terdapat komponen padatan tersuspensi, sehingga harus difiltrasi untuk memisahkan padatan tersebut.

Sand Filter juga bertujuan untuk menghilangkan kandungan mineral yang masih terdapat di dalam air dengan bantuan resin. Output dari proses ini adalah air yang bebas dari komponen mineral yang siap untuk diproses lebih lanjut menjadi air umpan *boiler*.

#### 4.3.1.2.4 Desalinasi

Ada beberapa teknologi proses yang telah banyak digunakan yaitu :

(1) Desalinasi air laut dengan proses membrane reverse osmosis

(2) *Multi Effect Evaporation*

(3) Proses Pertukaran Ion

Proses ini dilakukan pertama kali pada pengolahan air jika sumber air diambil dari laut dan berada di pinggir pantai yang bertujuan untuk memudahkan pengambilan air laut. Teknologi yang digunakan adalah teknologi *membrane reverse osmosis*.

Dalam membran RO (*Reverse Osmosis*) tersebut terjadi proses penyaringan dengan ukuran molekul, yaitu partikel yang molekulnya lebih besar dari molekul air misalnya molekul garam dan lainnya, akan terpisah dan terikat kedalam air buangan (*reject water*). Berdasarkan hal tersebut air yang akan masuk kedalam membran RO harus mempunyai persyaratan tertentu seperti kekeruhan harus nol, kadar besi harus lebih kecil 0,1 mg/L, pH harus dikontrol agar tidak terjadi pengendapan kalsium dan lainnya. Air baku (air laut) terutama yang berasal dari dekat pantai, masih mengandung padatan tersuspensi, mineral, plankton dan lain-lain harus diolah pendahuluan sebelum diproses dengan RO.

Air pertama kali diambil dari laut dengan pompa yang selanjutnya akan dialirkan ke penyaringan. Air laut akan mengalami proses penyaringan menggunakan *screen* dan *sand filter* yang bertujuan untuk menghilangkan padatan dan komponen-komponen kecil yang ikut terbawa dari laut. Setelah melewati proses penyaringan, selanjutnya air akan melalui proses desalinasi dengan *membrane* selulosa asetat. Dengan adanya teknologi *reverse osmosis* kadar garam air laut dapat dihilangkan dari kisaran 10.000 ppm menjadi air tawar dengan kandungan garam sebesar 100 ppm. Selanjutnya air akan dipompa untuk diproses lebih lanjut. Berikut informasi mengenai metode proses *Reverse Osmosis* :

- *Driving Force* : *Pressure Gradient* (gradient tekanan)
- *Separation Size Range* : < 5 nm
- *Materials Separated* : *Dissolved Salts* (garam terlarut)

#### 4.3.1.2.5 Demineralisasi

Air keluaran dari proses filtrasi adalah air yang bebas dari komponen mineral seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  dan  $\text{Cl}^-$  yang kemudian ditampung pada bak penampung air bersih. Air dari bak penampung kemudian dipompakan menuju proses demineralisasi. Tujuan dari proses ini adalah mempersiapkan air yang digunakan sebagai input dari boiler. Maka dari itu, air ini harus bebas dari komponen mineral. Demineralisasi dilakukan dengan alat penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

Air pertama kali diumpankan ke cation exchanger yang bertujuan untuk menukar ion-ion positif/kation. Alat ini sering juga disebut dengan *softener* yang didalamnya terdapat resin jenis *hydrogen-zeolite*. Resin inilah yang membuat terjadinya penukaran kation kation dengan ion  $\text{H}^+$ . Setelah terjadinya penukaran, air keluaran dari cation exchanger mempunyai pH yang rendah dan dapat dikatan sebagai Free Acid Material (FMA). FMA ini adalah salah satu parameter untuk menghitung kadar kejenuhan resin. Normalnya FMA akan stabil pada 12 ppm, jika mengalami penurunan artinya resin yang digunakan sudah jenuh sehingga perlu diregenerasi dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dengan konsentrasi 4%.

Setelah dari cation exchanger, air akan diumpankan menuju anion exchanger. Anion exchanger ini bertujuan untuk menukar ion-ion negative/ anion ( $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ) yang terdapat pada air umpan. Proses ini dibantu dengan resin jenis *weakly basic anion exchanger* (WBAE). Ion-ion negative / anion akan ditukar dengan ion  $\text{OH}^-$  yang terdapat dalam resin sehingga air akan berikitan dengan  $\text{OH}^-$ . Komponen silika yang masih terdapat pada air keluaran anion exchanger menjadi parameter bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin yang sudah jenuh akan diregenrasi dengan larutan  $\text{NaOH}$  4%. Air keluaran dari *cation exchanger* dan *anion exchanger* akan ditampung di dalam tangki penyimpanan sementara yang kemudian digunakan sebagai air pendingin dan air umpan *boiler*.

#### 4.3.1.2.6 Deaerasi

Sebelum ditampung dalam tangki penyimpanan sementara, air keluaran dari proses demineralisasi akan di proses deaerasi lagi. Proses ini berfungsi untuk menghilangkan gas-gas terutama  $O_2$  yang berpotensi mengakibatkan korosi pada alat. Proses ini dilakukan dengan cara mekanis dan kimiawi. Proses mekanis dilakukan dengan mengontakkan air umpan boiler dengan uap pada kondisi tekanan yang rendah, sehingga suhu air akan mengalami kenaikan yang menyebabkan berkurangnya kandungan gas yang terlarut dalam air dan terlepas ke atmosfer. Sedangkan dikatan secara kimiawi karena pada proses ini perlu untuk menambahkan senyawa kimia hidrazin ( $N_2H_4$ ).

### 4.3.2 Kebutuhan Air

#### 4.3.2.1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

**Tabel 4.32** Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	225
Heater 02	HE-02	4.910
Heater 03	HE-03	166
Heater 04	HE-04	4.006
Heater 05	HE-05	3.832
Heater 06	HE-06	41
Reboiler 01	RB-01	3.856
Reboiler 02	RB-02	487
Reboiler 03	RB-03	10.675
Reboiler 04	RB-04	1.231
TOTAL		29.428

*Steam* yang direncanakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Over desain} = 20\%$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 20\% \times 29.428 \text{ kg/jam}$$

$$= 35.313,78 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blowdown} &= 15\% \times 29.428 \text{ kg/jam} \\
 &= 5.297,07 \text{ kg/jam} \\
 \text{Steam Trap} &= 5\% \times 29.428 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.765,69 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap} \\
 &= 5.297,07 \text{ kg/jam} + 1.765,69 \text{ kg/jam} \\
 &= 7.062,7568 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

#### 4.3.2.2 Air pendingin *Cooling Water*

**Tabel 4.33** Kebutuhan Air Proses Pendingin *Cooling Water*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	CL-01	33.945
Cooler 02	CL-02	26.268
Cooler 03	CL-03	10.587
Cooler 04	CL-04	44.771
Reaktor 01	MT-01	114.594
Reaktor 02	MT-02	14.330
TOTAL		261.829

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 261.829 \text{ kg/jam} \\
 &= 314.194,8 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang menguap (We)} &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14C)} \\
 &= 0,00085 \times 314.194,8 \times 15 \\
 &= 4.005,98 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Drift Loss (Wd)} &= 0,0002 \times WC \text{ (Perry, Pers. 12-14C)} \\
 &= 0,0002 \times 314.194,8 \\
 &= 62,84 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

*Blowdown* (Wb) (dipilih *cycle* sebanyak 4 kali)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{We - (cycle - 1)Wd}{cycle - 1} \text{ (Perry, Pers. 12-14C)} \\
 &= \frac{4.005,98 - (4 - 1)62,84}{4 - 1}
 \end{aligned}$$



$$= 3.943,1447 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *makeup* air adalah  $= W_e + W_d + W_b$

$$= 4.005,98 + 62,84 + 3.943,1447$$

$$= 8.011,97 \text{ kg/jam}$$

#### 4.3.2.3 Refrigerant (R-134A)

Pada pabrik butyl asetat terdapat beberapa alat yang memerlukan pendinginan dibawah  $0^{\circ}\text{C}$ . Untuk memperoleh pendingin dengan suhu yang rendah air baku keluaran dari cooling tower akan ditreatment menggunakan refrigerant. Penggunaan refrigerant ini mampu menurunkan suhu dari  $30^{\circ}\text{C}$  hingga menjadi  $-35^{\circ}\text{C}$ . Jenis refrigerant yang digunakan adalah 1,1,1,1,2-tetrafluoretana (R134A) dengan kondisi suhu  $-50^{\circ}\text{C}$ . refrigerant nantinya akan masuk ke dalam siklus refrigerant yang menggunakan single stage mechanical refrigeration cycle. Kembalinya coolant ke siklus refrigerasi pertama kali menuju alat evaporator dimana akan berkontak dengan refrigerant 134 A yang suhunya sudah dingin. Kontak tersebut menghasilkan refrigerant menjadi uap dan dinaikkan tekanannya pada kompresor hingga menjadi kondisi superheated. Keluaran dari kompresor ini nantinya akan masuk ke alat kondensor sehingga fasenya berubah menjadi cair jenuh. Keluaran dari kondensor ini ditampung pada receiver yang selanjutnya dialirkan ke expansion valve sehingga refrigerant dalam kondisi yang dingin. Selanjutnya refrigerant akan menuju ke evaporator yang akan mendinginkan coolant yang sebelumnya dalam kondisi panas.

**Tabel 4.34** Kebutuhan Refrigerant

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Kondensor 01	CD-01	129.492
Kondensor 03	CD-03	112.107
Kondensor 04	CD-04	2.125
Cooler 05	CL-05	23.944
Cooler 06	CL-06	11.176
Cooler 07	CL-07	2.033
TOTAL		280.877

#### 4.3.2.4 Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk tempat tinggal dan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk per orangnya adalah 100-200 liter/hari.

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Jumlah karyawan = 190 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 809,8921 kg/jam

- Kebutuhan Air *Area Mess*

Jumlah mess = 40 rumah

Penghuni mess = 3 orang

Kebutuhan air untuk mess = 1000 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = 809,8921 + 1000

= 1.809,8921 kg/jam

#### 4.3.2.5 Kebutuhan *Service Water*

Untuk kebutuhan air *service water* diasumsikan sekitar 700 kg/jam. Asumsi kebutuhan air ini kemudian digunakan untuk konsumsi umum seperti laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain-lain.

Tabel 4.35 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	1.810
2	<i>Service Water</i>	700
3	<i>Cooling Water</i>	651.247
4	<i>Steam Water</i>	35.314
Total		689.071

### 4.3.3 Unit Utilitas

#### 4.3.3.1 Unit Pembangkit Uap (*Steam Generation System*)

Unit ini untuk mempersiapkan kebutuhan *steam* pada proses produksi. *Steam* dibuat pada ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi perancangan :

Kapasitas: 35.313,78 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Ketel uap dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengaman yang bekerja otomatis. Air yang sebagai umpan masuk boiler terlebih dahulu diatur kadar O<sub>2</sub>, Ca, Mg dan silika yang kemungkinan masih terikut. Selain itu juga perlu untuk mengatur pH karena semakin tinggi pH akan menimbulkan korovitas yang tinggi. Maka dari itu perlu untuk mengatur pH agar bertahan pada *range* 10,5-11,5.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan di panaskan terlebih dahulu di dalam *economizer*. Di dalam alat ini terjadi pertukaran panas dengan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Air akan dipanaskan hingga suhunya mengalami kenaikan sebesar 250 °C, setelah itu baru diumpankan ke *boiler*.

Tepat di dalam *boiler*, terdapat api yang akan keluar dari *burner* (alat pembakaran) yang berfungsi untuk melakukan pemanasan di lorong api dan pipa pipa api. Gas sisa pembakaran nantinya akan masuk ke dalam *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* dapat menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa pipa api. Karena penyerapan panasnya dilakukan secara maksimal sehingga, air dapat mendidih. Dengan tekanan sebesar 10 bar, uap air dapat terbentuk dan terkumpul untuk dialirkan ke *steam header* dan siap didistribusikan ke unit-unit proses.

#### 4.3.3.2 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik butyl asetat diperoleh dari PLN dan dibantu dengan generator diesel. Fungsi dari generator diesel sebagai cadangan jika terjadi gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Untuk spesifikasi generator diesel dapat dilihat sebagai berikut :

Kapasitas = 1.600 kW

Jumlah = 1 buah

Untuk rincian kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat sebagai berikut :

4.3.3.2.1 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

**Tabel 4.36** Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,750	559,275
Pompa-02	P-02	0,125	93,213
Pompa-03	P-03	0,050	37,285
Pompa-04	P-04	0,500	372,850
Pompa-05	P-05	0,250	186,425
Pompa-06	P-06	0,050	37,285
Pompa-07	P-07	0,050	37,285
Pompa-08	P-08	0,050	37,285
Pompa-09	P-09	0,050	37,285
Pompa-10	P-10	1,000	745,700
Pompa-11	P-11	0,050	37,285
Expander-01	EP-01	2,921	2177,992
Expander-02	EP-02	2,979	2221,803
Blower-01	F-01	0,396	295,022
<b>Total</b>		<b>9,221</b>	<b>6875,990</b>

Power yang dibutuhkan = 6.875,990 Watt  
 = 6,8760 kW

#### 4.3.3.2.2 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

**Tabel 4.37** Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,000	1491,400
Blower Cooling Tower dan Chiller	BL-01	120,000	89484,000
Kompresor Udara	CP-01	15,000	11185,500
Pompa-01	PU-01	75,000	55927,500
Pompa-02	PU-02	75,000	55927,500
Pompa-03	PU-03	75,000	55927,500
Pompa-04	PU-04	5,000	3728,500
Pompa-05	PU-05	75,000	55927,500
Pompa-06	PU-06	75,000	55927,500
Pompa-07	PU-07	25,000	18642,500
Pompa-08	PU-08	40,000	29828,000
Pompa-09	PU-09	20,000	14914,000
Pompa-10	PU-10	0,050	37,285
Pompa-11	PU-11	0,750	559,275
Pompa-12	PU-12	0,750	559,275
Pompa-13	PU-13	0,500	372,850
Pompa-14	PU-14	0,333	248,567
Pompa-15	PU-15	20,000	14914,000
Pompa-16	PU-16	15,000	11185,500
Pompa-17	PU-17	0,050	37,285
Pompa-18	PU-18	5,000	3728,500
Pompa-19	PU-19	1,500	1118,550
Pompa-20	PU-20	0,050	37,285
Pompa-21	PU-21	3,000	2237,100
Pompa-22	PU-22	20,000	14914,000
Total		668,983	498860,872

Power yang dibutuhkan = 498.860,872 Watt

= 498,861 kW

##### a. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC

- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sebesar 20 kW
- Listrik yang digunakan sebagai penerangan diperkirakan sebesar 150kW.

- b. Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan Laboratorium
- Diperkirakan listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100kW
- c. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi
- Diperkirakan listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW
- Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik butil asetat :

**Tabel 4.38** Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	6,876
	b. Utilitas	498,861
2	a. Listrik Ac	20,000
	b. Listrik Penerangan	150,000
3	Laboratorium dan Bengkel	100,000
4	Instrumentasi	30,000
<b>Total</b>		<b>805,737</b>

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 805,737 kW. Dengan mengambil faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1007,1711 kW. Kebutuhan listrik untuk pabrik butil asetat ini dapat dipenuhi oleh PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### 4.3.3.3 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan dibutuhkan untuk penggunaan alat pneumatic control. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 93,46 m<sup>3</sup>/jam.

#### 4.3.3.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Keperluan bahan bakar akan dipersiapkan pada unit ini. Kebutuhan bahan bakar diperlukan pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 157,320 kg/jam. Sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar fuel oil sebesar 3.167 kg/jam. Bahan bakar tersebut dipesan dari Pertamina RU VI Balongan.

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

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

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa faktor yang mendukung antara lain :

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

### 4.4.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- |                   |                          |
|-------------------|--------------------------|
| a. Pemegang saham | e. Kepala Bagian         |
| b. Direktur Utama | f. Kepala Seksi          |
| c. Direktur       | g. Karyawan dan Operator |
| d. Staff Ahli     |                          |

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Selanjutnya, kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Suatu sistem organisasi yang baik perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Organisasi perusahaan yang fleksibel.
3. Sistem pengontrolan atas pekerjaan.
4. Pembagian tugas kerja yang jelas.
5. Pendelegasian wewenang.

Berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Dalam mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris yang tugasnya dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama. Dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan, dan Direktur SDM dan Umum, dimana :

Direktur Produksi membawahi General Manager Produksi. General Manager bertanggung jawab atas Manager Teknik Produksi ; Manajer Pemeliharaan ; Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas.

Direktur Pemasaran membawahi General Manager Pemasaran. General Manager bertanggung jawab atas Manager Pemasaran Wilayah ; Manager Perencanaan dan Pengembangan Pasar ; Manager Pengadaan dan Ekspor ; Manager Pengantongan.



Direktur Teknik dan Pengembangan membawahi General Manager Jasa Teknik dan Pengembangan Usaha. General Manager bertanggung jawab atas Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi ; Manager Perencanaan dan Sistem Manajemen ; Manager Perencanaan Bangun dan Rekayasa ; Manager TI.

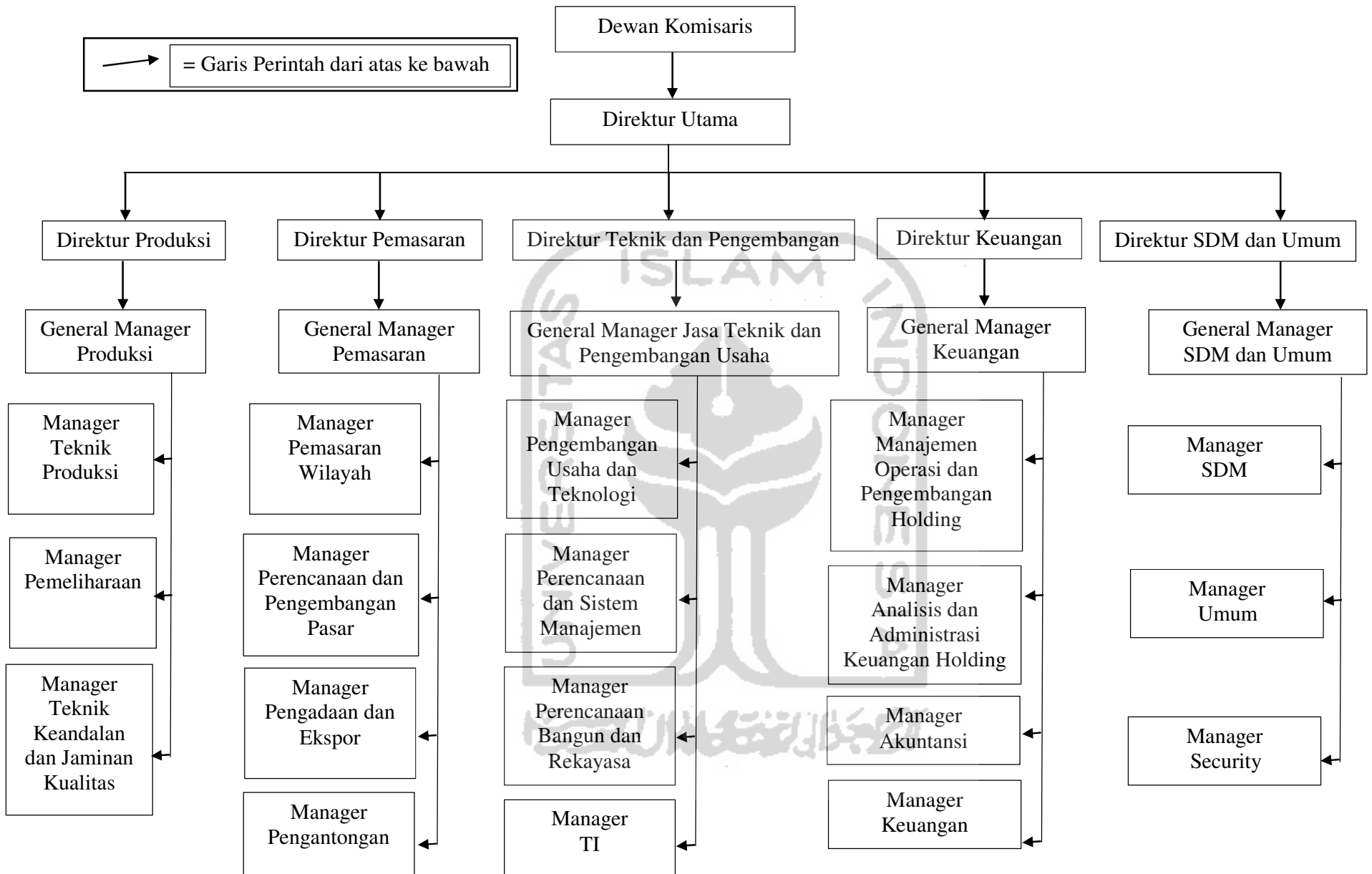
Direktur Keuangan membawahi General Manager Keuangan. General Manager bertanggung jawab atas Manager Manajemen Operasi dan Pengembangan Holding ; Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding ; Manager Akuntansi ; Manager Keuangan.

Direktur SDM dan Umum membawahi General Manager SDM dan Umum. General Manager bertanggung jawab atas Manager SDM ; Manager Umum ; Manager Security.

Direktur - direktur ini membawahi general manager yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing manager nantinya akan membawahi dan mengawasi para karyawan. 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. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggungjawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat serta penempatan pegawai yang tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen.
4. Langkah dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti melanggar aturan.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Butil Asetat kapasitas 80.000 ton/tahun.



**Gambar 4.6** Struktur Organisasi Pabrik

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah:

a. Tugas dan Wewenang

1) Pemegang Saham

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

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

2) Dewan Komisaris

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

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

3) Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Internal Audit, Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum secara langsung. Khusus internal audit, ia membawahi tanpa garis instruksi melainkan koordinasi.

#### 4) Direktur Produksi

Tugas dari Direktur Produksi adalah bertanggungjawab atas pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi, operasi dan produk, jaminan kualitas dan pemeliharaan alat.

#### 5) Direktur Pemasaran

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggungjawab pada operasi pemasaran secara keseluruhan perusahaan seperti merencanakan, mengarahkan dan mengawasi seluruh kegiatan pemasaran perusahaan.

#### 6) Direktur Teknik dan Pengembangan

Tugas dari Direktur Teknik dan Pengembangan adalah bertanggungjawab pada strategi pengembangan dan investasi berdasarkan prioritas, jasa rancang bangun dan perekayasa serta jasa teknik lainnya, pengembangan aplikasi teknologi informasi yang disesuaikan dengan perkembangan usaha.

#### 7) Direktur Keuangan

Tugas dari Direktur Keuangan adalah bertanggungjawab mengawasi semua aspek keuangan bisnis dan menggerakkan strategi dan perencanaan keuangan perusahaan, juga kinerja keuangan perusahaan serta risiko dan investasi yang mungkin terjadi.

#### 8) Direktur SDM dan Umum

Tugas dari Direktur SDM dan Umum adalah bertanggungjawab mengembangkan dan menerapkan strategi/kebijakan dan memimpin pengelolaan SDM dan bertanggungjawab atas sosial dan lingkungan, serta sistem pengadaan untuk wilayah kerja dan hasilnya.

#### 9) General Manager

General Manager adalah manager yang memiliki tanggung jawab utama kepada suatu bagian fungsional yang bertugas untuk mengambil keputusan atas tercapainya tujuan perusahaan serta sebagai pengendali seluruh tugas dan fungsi-fungsi dalam perusahaan. General Manager dibawahi oleh tiap direktur masing-masing unit untuk memudahkan kelancaran kerja di lapangan secara langsung. Berikut General Manager tersebut :

- General Manager Produksi
- General Manager Pemasaran

- General Manager Jasa Teknik dan Pengembangan Usaha
- General Manager Keuangan
- General Manager SDM dan Umum

#### 10) Manager

Dibawahi oleh General Manager Produksi :

- Manager Teknik Produksi  
Memiliki tugas untuk mengatur bagian produksi agar mencapai hasil yang optimal.
- Manager Pemeliharaan  
Memiliki tugas terkait pemeliharaan alat yang digunakan untuk beroperasi.
- Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas  
Memiliki tugas yang berhubungan dengan tingkat pengendalian alat dan penjaminan mutu produk.

Dibawahi oleh General Manager Pemasaran :

- Manager Pemasaran Wilayah  
Memiliki tugas untuk distribusi penjualan dengan membangun wilayah penjualan.
- Manager Perencanaan dan Pengembangan Pasar  
Memiliki tugas menyusun perencanaan arah kebijakan pemasaran serta melakukan identifikasi dan pengembangan jaringan.
- Manager Pengadaan dan Ekspor  
Memiliki tugas terkait pemesanan bahan baku dan pengelolaan produk apabila diekspor.
- Manager Pengantongan  
Memiliki tugas untuk memastikan agar produk siap dipasarkan sesuai dengan proses hukum yang berlaku.

Dibawahi oleh General Manager Jasa Teknik dan Pengembangan Usaha :

- Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi  
Memiliki tugas untuk melakukan kerja sama terkait pengembangan dan investasi berdasarkan prioritas dan melakukan survey teknologi terkait alat proses.
- Manager Perencanaan dan Sistem Manajemen

Memiliki tugas untuk perencanaan terkait usaha yang dapat dilakukan untuk mengembangkan laba perusahaan dalam jangka waktu tertentu.

- **Manager Perencanaan Bangun dan Rekayasa**  
Memiliki tugas untuk jasa rancang bangun dan perekayasaan di dalam pabrik.
- **Manager TI**  
Memiliki tugas untuk mengelola teknologi untuk komersial perusahaan dan untuk kemudahan komunikasi pada seluruh karyawan pabrik selama bekerja.

Dibawahi oleh General Manager Keuangan :

- **Manager Manajemen Operasi dan Pengembangan Holding**  
Memiliki tugas membangun hubungan dengan pelanggan, mengidentifikasi peluang bisnis dan melakukan negosiasi bisnis.
- **Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding**  
Memiliki tugas menganalisis kinerja keuangan perusahaan serta risiko dan memastikan administrasi keuangan sesuai dengan yang diinginkan perusahaan.
- **Manager Akuntansi**  
Memiliki tugas mengelola tim akuntansi, membantu mengaudit dan menyiapkan buku besar dan mendukung manajer lintas tim dengan prosedur keuangan.
- **Manager Keuangan**  
Memiliki tugas untuk membantu perencanaan bisnis dan pengambilan keputusan dengan memberi nasihat keuangan yang sesuai.

Dibawahi oleh General Manager SDM dan Umum :

- **Manager SDM**  
Memiliki tugas untuk rekrutmen serta segala hal yang berhubungan dengan karyawan yaitu Gaji karyawan, honor lembur, tunjangan, kompensasi oleh perusahaan dan K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja).
- **Manager Umum**  
Memiliki tugas untuk merumuskan kebijakan, mengelola operasi sehari-hari, dan merencanakan penggunaan bahan dan sumber daya manusia.
- **Manager Security**  
Memiliki tugas untuk merencanakan, mengimplementasikan, dan mengawasi operasi keamanan harian perusahaan.

#### 11) Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu General Manager dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Bertanggung jawab kepada General sesuai bidang keahliannya masing-masing di bawah manager seksi-seksi. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan seksi terkait.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan pada seksi terkait.
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum pada seksi terkait.

#### 4.4.3 Status Karyawan

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

##### 1) Karyawan Tetap

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

##### 2) Karyawan Harian

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

##### 3) Karyawan Borongan

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

#### 4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Butil Asetat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

Shift III : Pukul 23.00 – 07.00

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari

libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

**Tabel 4.39** Jadwal Kegiatan Karyawan Shift

REGU	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

REGU	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan : 1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok Kerja Shift

■ : Libur

#### 4.4.5 Status, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan

##### a) Jumlah Pekerja

**Tabel 4.40** Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur	5
3	General Manager	5
4	Manager	18
5	Staff	90
6	Operator	50
7	Medic	10
8	Cleaning Service	20
9	Security	20
10	Sopir	5
11	Bengkel	2



## b) Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

**Tabel 4.41** Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur	S-2
3	General Manager	S-2
4	Manager	S-1
5	Staff	S-1
6	Operator	D-3/D-4/S-1
7	Medis	S-1/D-3
8	Cleaning Service	SLTA
9	Security	SLTA
10	Sopir	SLTA
11	Bengkel	SLTA / D-3

## c) Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

- Gaji Bulanan  
Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.
- Gaji Harian  
Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
- Gaji Lembur  
Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.  
Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

**Tabel 4.42 Rincian Gaji Sesuai Jabatan**

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 30.000.000,000
2	Direktur	5	Rp 20.000.000,000
3	General Manager	5	Rp 15.000.000,000
4	Manager	18	Rp 10.000.000,000
5	Staff	90	Rp 7.000.000,000
6	Operator	50	Rp 7.000.000,000
7	Medic	10	Rp 6.000.000,000
8	Cleaning Service	20	Rp 4.000.000,000
9	Security	20	Rp 4.000.000,000
10	Sopir	5	Rp 5.000.000,000
11	Bengkel	2	Rp 4.000.000,000

#### 4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

##### 1. Tunjangan

- a) Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

##### 2. Cuti

- a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun
- b) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

##### 3. Pakaian Kerja

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

#### 4. Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.
- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

#### 5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)

BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain :

- a) Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b) Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c) Sarana peribadatan seperti masjid.
- d) Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan *safety glasses*, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e) Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

#### 4.5 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi diperlukan dalam pra rancangan pabrik untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menghasilkan profit. Dengan memperkirakan tentang kelayakan investasi modal ditinjau dari kebutuhan modal investasi, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana keuntungan yang diperoleh nilainya sama dengan total biaya produksi dapat menjadi suatu tolak ukur kelayakan untuk mendirikan suatu pabrik. Evaluasi ekonomi ini terdiri dari beberapa faktor diantaranya adalah :

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

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal, yaitu :

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. *Fixed Capital Investment (FCI)*
- b. *Working Capital Investment (WCI)*

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. *Manufacturing Cost*
- b. *General Expenses*

3. Pendapatan modal

Sebelum memperkirakan BEP, ada beberapa hal yang harus diperkirakan terlebih dahulu, yaitu :

- a. *Fixed Cost*
- b. *Variable Cost*
- c. *Regulated Cost*

#### 4.5.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Artinya harga peralatan tidak tetap untuk tiap tahunnya, harga bisa mengalami kenaikan atau pun penurunan tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu, dapat dicari dengan suatu metode yang terlebih dahulu dicari harga indeks peralatan pada tahun tersebut.

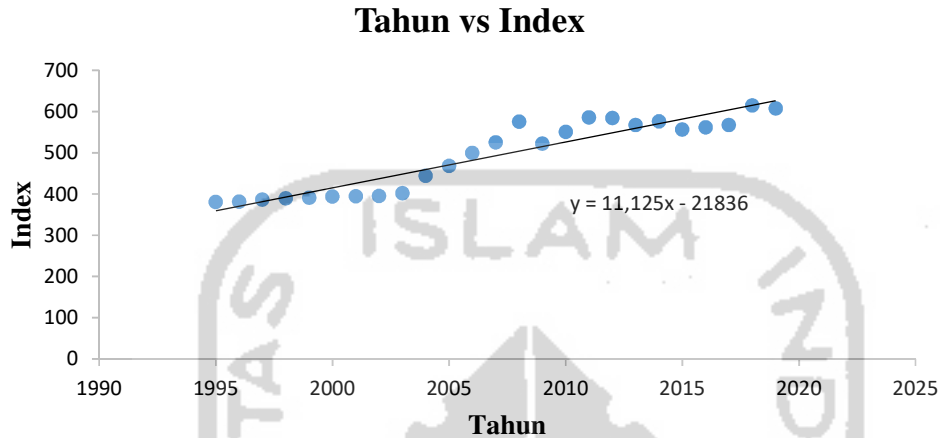
Analisa ekonomi diperhitungkan pada tahun analisa (2020). Untuk mendapatkan harga-harga pada tahun 2020, perlu untuk mencari nilai indeks terlebih dahulu. Harga indeks pada tahun 2020 dapat dicari dengan persamaan regresi linier yang mengambil data indeks dari tahun 1987 hingga tahun 2019.

**Tabel 4.43** Indeks Harga Alat

<b>Tahun</b>	<b>CE Index</b>
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	614,6
2019	607,5

(Sumber : Peters and Timmerhaus, 2003 dan [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci))

Dari data tersebut, dapat dibuat persamaan regresi liner yang nilainya adalah  $y = 11,125x - 21.836$ . Pabrik butil asetat akan dibangun pada tahun 2025 dengan kapasitas 80.000 ton/tahun, berikut adalah grafik linierisasi indeks harga :



**Gambar 4.7** Grafik Indeks Harga

Dari data tersebut, diperoleh persamaan regresi liner  $y = 11,125x - 21.836$  Pabrik butil asetat direncanakan dibangun pada tahun 2025 dengan kapasitas 80.000 ton/tahun. Indeks 2025 dapat diperoleh dari persamaan regresi linier yang nilainya sebesar 692,125.

Untuk harga alat ditentukan dengan referensi Aries & Newton, pada tahun 1955 dan Ulrich, pada tahun 1990. Harga ini diperhitungkan pada tahun evaluasi (2020) dengan persamaan :

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

Keterangan :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2020

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955 dan 1990)

Nx : Indeks harga pada tahun 2020

Ny : Indeks harga pada tahun referensi (1955 dan 1990)

Berdasarkan dari persamaan diatas, maka dapat diperoleh hasil perhitungan harga alat sebagai berikut :

**Tabel 4.44** Harga Alat Proses

<b>Daftar Alat</b>	<b>Banyaknya</b>	<b>Harga Total (\$)</b>
Tangki 01 Asam asetat	1	84.867
Tangki 02 Butadiene	1	68.702
Tangki 03 Hidrogen	1	62.640
Tangki 04 produk butyl asetat	1	68.702
Tangki 05 produk sec-butyl asetat	1	68.702
Tangki 06 side product sec-butenyl asetat	5	6.062
Tangki 07 side product butadiene	1	24.248
Mix point 1	1	385.948
Mix point 2	1	125.589
Cooler 1	1	38.316
Cooler 2	1	60.557
Cooler 3	1	7.020
Cooler 4	1	21.596
Cooler 5	1	23.556
Cooler 6	1	14.570
Cooler 7	1	3.409
Kondensor 1	2	230.999
Kondensor 2	1	12.731
Kondensor 3	2	205.779
Kondensor 4	1	8.689
Heater 1	1	5.617
Heater 2	1	41.430
Heater 3	1	5.458
Heater 4	1	24.490
Heater 5	1	33.902
Heater 6	1	1.917
Reboiler 1	1	33.078
Reboiler 2	1	5.136
Reboiler 3	2	127.426
Reboiler 4	1	11.574
Reaktor 1	2	249.592
Reaktor 2	1	150.325
Menara Distilasi 1	1	17.022
Menara Distilasi 2	1	9.638
Menara Distilasi 3	1	17.822
Menara Distilasi 4	1	640.974
Vertical Knock Out Drum	1	2.425

**Tabel 4.44** Lanjutan

Pompa 1	1	16.479
Pompa 2	1	9.888
Pompa 3	1	9.228
Pompa 4	1	13.843
Pompa 5	1	11.865
Pompa 6	1	9.228
Pompa 7	1	9.228
Pompa 8	1	9.228
Pompa 9	1	9.228
Pompa 10	1	28.564
Pompa 11	1	9.228
Accumulator-01	1	36.371
Accumulator-02	1	26.268
Accumulator-03	1	56.578
Accumulator-04	1	7.678
Expander - 01	1	6.062
Expander - 02	1	6.062
Blower - 01	1	1.819
Total		3.140.871,47

**Tabel 4.45** Harga Alat Utilitas

<b>Nama Alat</b>	<b>Banyaknya</b>	<b>Harga Total (\$)</b>
Bak Koagulas dan Flokulasi	1	327.048
Bak Pengendap I	1	908.602
Bak Pengendap II	1	882.422
Bak Air Penampung Sementara	1	274.722
Bak Air Pendingin	1	300.347
Deaerator	1	55.805
Tangki Alum	1	21.695
Tangki Klorinasi	1	9.249
Tangki Kaporit	1	9.249
Tangki Air Bersih	1	62.795
Tangki Service Water	1	36.540
Tangki Air Bertekanan	1	36.540
Tangki NaCl	1	26.867
Tangki Air Demin	1	341.501
Tangki Hydrazine	1	2.346
Pompa 1	2	171.383
Pompa 2	2	171.383



**Tabel 4.45 Lanjutan**

Pompa 3	2	171.383
Pompa 4	2	63.28
Pompa 5	2	171.383
Pompa 6	2	171.383
Pompa 7	2	102.83
Pompa 8	2	129.197
Pompa 9	2	100.193
Pompa 10	2	18.457
Pompa 11	2	32.958
Pompa 12	2	32.958
Pompa 13	2	31.64
Pompa 14	2	30.322
Pompa 15	2	100.193
Pompa 16	2	93.602
Pompa 17	2	18.457
Pompa 18	2	63.28
Pompa 19	2	39.682
Pompa 20	2	18.457
Pompa 21	2	52.733
Pompa 22	2	100.193
Tangki Bahan Bakar	1	158.822
Screening	1	51.092
Reservoir	1	10.6
Sand Filter	1	63.811
Membran Reverse Osmosis	1	4.459
Cooling Tower	1	64.608
Blower Cooling Tower	2	90.401
Boiler	1	296.312
Mixed Bed	2	2.496.348
Kompresor	2	12.255
Unit Refrigerant	1	5.352
<b>TOTAL</b>		<b>8.435.136</b>

#### 4.5.2 Analisa Kelayakan

Sebelum mendirikan suatu pabrik, perlu untuk menganalisa suatu kelayakan agar mengetahui apakah pabrik yang akan dibangun mendapatkan keuntungan yang besar atau tidak. Berikut adalah perhitungan-perhitungan yang digunakan untuk menganalisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

#### 4.5.2.1 Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 80.000 ton/tahun
- Satu tahun beroperasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2020
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp. 14.847,55
- Upah pekerja asing = \$ 20 / manhour
- Upah pekerja Indonesia = Rp. 15.000 / manhour
- 1 manhour asing = 2 manhour Indonesia
- % tenaga asing = 95% tenaga Indonesia

#### 4.5.2.2 Perhitungan Biaya

##### 4.4.2.2.1 *Capital Investment*

*Capital Investment* adalah akumulasi pengeluaran yang diperlukan untuk membangun dan mengoperasikan fasilitas-fasilitas pabrik. *Capital Investment* mencakup beberapa hal yaitu :

1. *Fixed Capital Investment*

Biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan dalam perjalanan usaha / modal agar operasi dapat berjalan sesuai dengan target di waktu tertentu

##### 4.5.2.2.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* adalah akumulasi dari *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost* yang berakitan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manucaturing Cost* mencakup beberapa hal yaitu :

1. *Direct Cost*

*Direct Cost* ini merupakan pengeluaran yang langsung berkaitan dengan pembuatan suatu produk atau operasi manufaktur

2. *Indirect Cost*

*Indirect Cost* merupakan pengeluaran pengeluaran yang tidak langsung ditinjau dari operasi pabrik

3. *Fixed Cost*

*Fixed Cost* merupakan biaya – biaya tertentu yang tetap dikeluarkan pada saat pabrik beroperasi maupun tidak (*Independen* dari waktu).

a. *General Expenses*

*General Expenses* adalah pengeluaran umum yang termasuk dalam operasi perusahaan.

b. *Percent Return On Investment (ROI)*

*Return On Investment* merupakan suatu tingkatan keuntungan yang bisa didapatkan dari hasil tingkat investasi yang dikeluarkan. ROI dapat dihitung dengan persamaan :

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

4.5.2.2.3 *Pay Out Time (POT)*

*Pay out Time (POT)* dapat diartikan juga sebagai :

1. Jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan capital investment dengan profit yang belum dikurangi depresiasi
2. Waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap yang tertanamkan atas dasar penjumlahan antara keuntungan per tahun dan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang didapatkan dari keuntungan. Perhitungan ini diperlukan dengan tujuan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

4.5.2.2.4 *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah titik impas produksi dimana menunjukkan tingkat jumlah biaya dan penghasilan dengan nilai yang sama. Titik ini melambangkan kondisi pabrik dimana tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi diatas titik impas (BEP), begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah BEP.

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

Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Annual Regulated Expenses*

Va : *Annual Variable Value*

Sa : Annual Sales Value

#### 4.5.2.2.5 Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik penentuan suatu operasi pabrik atau aktivitas produksi dihentikan. Hal ini dapat terjadi jika nilai *variable cost* yang terlalu tinggi, atau factor lainnya seperti system manajemennya buruk sehingga tidak dapat mengashilkan suatu profit.

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

#### 4.5.2.2.6 Discounted Cash Flow Rate of Return (DSCFR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah besarnya perkiraan profit yang dihasilkan dalam setiap tahun, berdasar dari investasi yang tidak kembali selama umur pabrik. DSCFR dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

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

Keterangan :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow (Profit after taxes + Depresiasi + finance)*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DSCFR

#### 4.5.2.3 Hasil Perhitungan

**Tabel 4.46** *Physical Plant Cost (PCC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment Cost (PEC)	171.143.517.496,889	11526717,71
2	Delivered Equipment Cost ( DEC )	42.785.879.374,222	2881679,427
3	Instalation Cost	49.597.060.669,067	3340420,518
4	Piping Cost	119.439.608.840,449	8044398,493
5	Instrumentation Cost	46.844.058.026,330	3155002,544

**Tabel 4.46 Lanjutan**

6	Insulation Cost	9.942.317.047,471	669626,7766
7	Electrical Cost	17.114.351.749,689	1152671,771
8	Building Cost	29.994.206.140,000	2020145,151
9	Land & Yard Improvement	19.302.175.493,250	1300024,28
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>506.163.174.837,367</b>	<b>34090686,67</b>

**Tabel 4.47 Direct Plant Cost (DPC)**

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Engineering and construction	101.232.634.967,474	6818137,334
2	Physical Plant Cost (PPC)	506.163.174.837,367	34090686,67
<b>Direct Plant Cost (DPC)</b>		<b>607.395.809.804,841</b>	<b>40908824</b>

**Tabel 4.48 Fixed Capital Investment (FCI)**

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost (DPC)	607.395.809.804,841	40908824,002
2	Contractor's fee	24.295.832.392,194	1636352,960
3	Contingency	60.739.580.980,484	4090882,400
<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>		<b>692.431.223.177,519</b>	<b>46636059,362</b>

**Tabel 4.49 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	3.132.344.972.762,430	210967127,423
2	Labor	19.416.000.000,000	1307690,494
3	Supervision	1.941.600.000,000	130769,049
4	Maintenance	13.848.624.463,550	932721,187
5	Plant Supplies	2.077.293.669,533	139908,178
6	Royalty and Patents	51.339.597.740,262	3457782,445
7	Utilities	689.410.806.366,340	46432630,728
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>3.910.378.895.002,120</b>	<b>263368629,505</b>

**Tabel 4.50 Indirect Manufacturing Cost (IMC)**

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	2.912.400.000,000	196153,574
2	Laboratory	1.941.600.000,000	130769,049

**Tabel 4.50** Lanjutan

3	Plant Overhead	9.708.000.000,000	653845,247
4	Packaging	359.377.184.181,837	24204477,115
5	Shipping	51.339.597.740,262	3457782,445
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>425.278.781.922,099</b>	<b>28643027,430</b>

**Tabel 4.51** *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Depreciation	69.243.122.317,752	4663605,936
2	Property taxes	34.621.561.158,876	2331802,968
3	Insurance	6.924.312.231,775	466360,594
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>110.788.995.708,403</b>	<b>7461769,498</b>

**Tabel 4.52** *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Direct Manufacturing Cost	3.910.378.895.002,120	263368629,505
2	Indirect Manufacturing Cost	425.278.781.922,099	28643027,430
3	Fixed Manufacturing Cost	109.081.019.950,905	7.346.735,317
<b>Total Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>4.446.446.672.632,620</b>	<b>299473426,433</b>

**Tabel 4.53** *Working Capital (WC)*

No	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Raw Material Inventory	284.758.633.887,494	19178829,766
2	Inproses Inventory	555.805.834.079,077	37434178,304
3	Product Inventory	404.222.424.784,784	27224856,948
4	Extended Credit	466.723.615.820,567	31434385,863
5	Available Cash	404.222.424.784,784	27224856,948
<b>Working Capital Investment (WCI)</b>		<b>2.115.732.933.356,710</b>	<b>142497107,830</b>

**Tabel 4.54** *General Expenses (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Administration	102.679.195.480,525	6915564,890
2	Sales expense	102.679.195.480,525	6915564,890
3	Research	143.750.873.672,735	9681790,846
4	Finance	56.163.283.130,685	3782663,344

**Tabel 4.54 Lanjutan**

<b>General Expense (GE)</b>	<b>405.272.547.764,469</b>	<b>27295583,969</b>
-----------------------------	----------------------------	---------------------

**Tabel 4.55 Fixed Cost (Fa)**

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Depreciation	69.243.122.317,752	4663605,936
2	Property taxes	34.621.561.158,876	2331802,968
3	Insurance	6.924.312.231,775	466360,594
<b>Fixed Cost (Fa)</b>		<b>110.788.995.708,403</b>	<b>7461769,498</b>

**Tabel 4.56 Variable Cost (Va)**

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Raw Material	3.132.344.972.762,430	210967127,423
2	Packaging	359.377.184.181,837	24204477,115
3	Shipping	51.339.597.740,262	3457782,445
4	Utilities	689.410.806.366,340	46432630,728
5	Royalty & Patent	51.339.597.740,262	3457782,445
<b>Variable Cost (Va)</b>		<b>4.283.812.158.791,130</b>	<b>288519800,155</b>

**Tabel 4.57 Regulated Cost (Ra)**

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	Gaji Karyawan	19.416.000.000,000	1307690,494
2	Payroll Overhead	2.912.400.000,000	196153,574
3	Supervision	1.941.600.000,000	130769,049
4	Plant Overhead	9.708.000.000,000	653845,247
5	Laboratorium	1.941.600.000,000	130769,049
6	Maintenance	13.848.624.463,550	932721,187
7	Administration	102.679.195.480,525	6915564,890
8	Sales Expense	102.679.195.480,525	6915564,890
9	Research	143.750.873.672,735	9681790,846
10	Finance	56.163.283.130,685	3782663,344
11	Plant Supplies	2.077.293.669,533	139908,178
<b>Regulated Cost (Ra)</b>		<b>457.118.065.897,552</b>	<b>30787440,749</b>

Sa (sales) = Rp 5.133.959.774.026,240 atau \$ 345.778.244,493

Perhitungan untuk menganalisa apakah pabrik layak untuk dibangun adalah sebagai berikut :

4.5.2.3.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 40,761%

ROI setelah pajak = 32,609%

Syarat ROI sebelum pajak yang ideal untuk membangun pabrik kimia dengan resiko rendah adalah antara range 11% - 44%. (Aries and Newton, 1955)

4.5.2.3.2 *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT setelah pajak = 2,4 tahun

Syarat POT sebelum pajak yang ideal untuk membangun pabrik kimia dengan resiko rendah adalah antara range 2 – 5 tahun. (Aries and Newton, 1955)

4.5.2.3.3 *Break Even Point (BEP)*

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

BEP = 46,76%

BEP yang ideal untuk pabrik kimia adalah antara range 40 – 60%

4.5.2.3.4 *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 25,867%

4.5.2.3.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

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

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 692.431.223.178

Working Capital = Rp 2.115.732.933.357

Salvage Value = Rp 69.243.122.318



Cash Flow = Annual profit + depresiasi + finance  
= Rp 351.198.848.352

Dengan *trial and error* diperoleh nilai  $i$  : 0,1275

DCFR : 12,75%

Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga bank : 6,75%

: 1,5 x 4,5% = 6,75%

Kesimpulan : Memenuhi syarat

Suku bunga pinjaman tahun 2020 adalah 4,5% (Bank Indonesia, Juni 2020)

#### 4.5.3 Analisa Keuntungan

##### 4.5.3.1 Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 5.133.959.774.026,240

Total biaya produksi : Rp 4.851.719.220.397,090

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi

: Rp 282.240.553.629,154

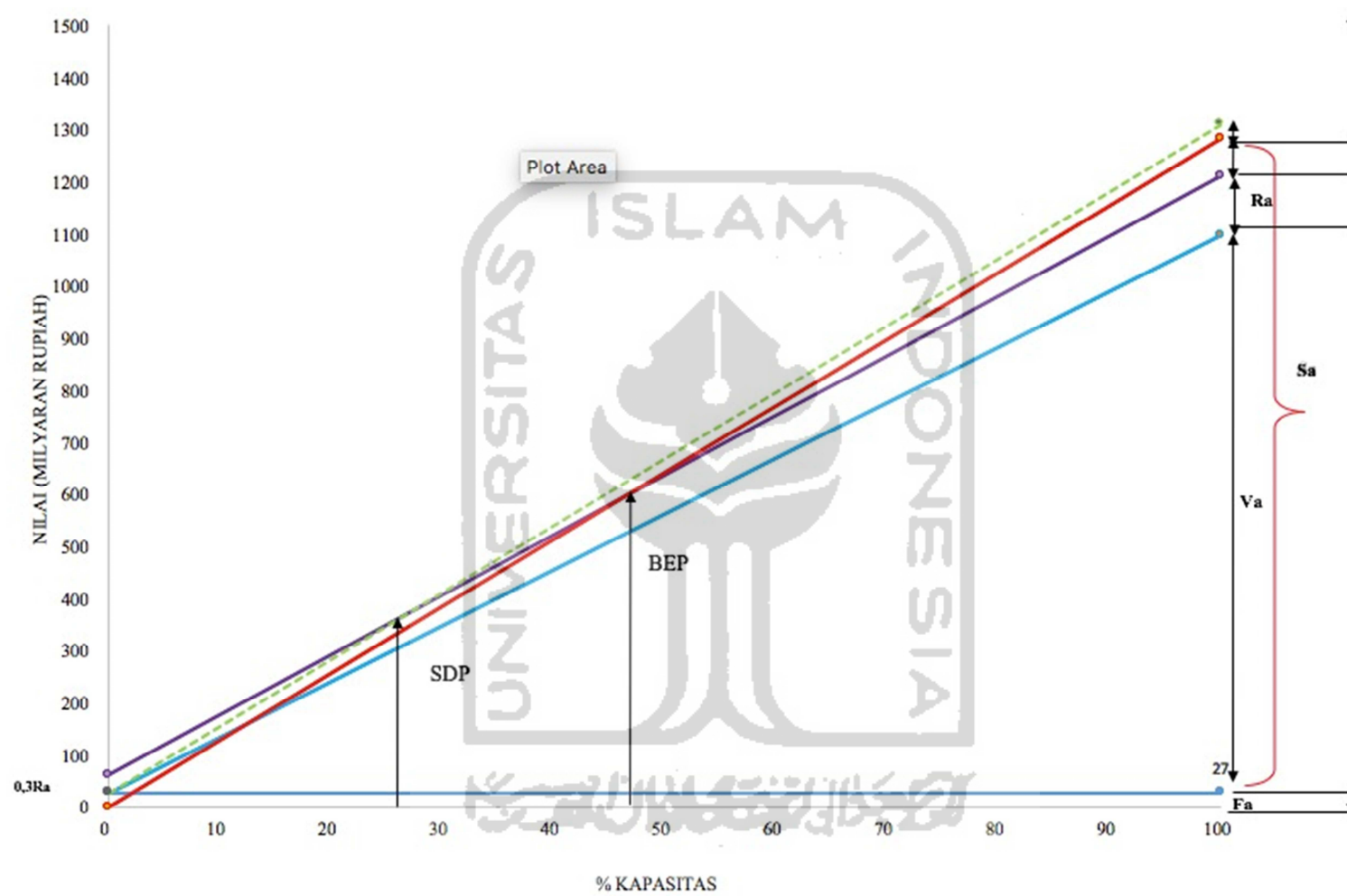
##### 4.5.3.2 Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 20% x Rp 282.240.553.629,154

: Rp 56.448.110.725,831

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 225.792.442.903,323



**Gambar 4.8** Grafik Analisis Kelayakan

## BAB V PENUTUP

### 5.1 Kesimpulan

Pada pra rancangan pabrik butil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun dapat ditarik beberapa kesimpulan diantaranya adalah :

1. Digolongkan pabrik beresiko rendah hal ini karena kondisi operasi masing-masing alat berjalan pada tekanan sedang (<50 atm) terkecuali pada tangki bahan baku hidrogen dan pada suhu sedang (<500 K), Bahan baku dan produk pada pra rancangan pabrik butil asetat tidak tergolong bahan yang berbahaya karena tidak korosif juga dijual secara komersial dan transportasinya mudah dan aman yaitu hanya menggunakan pipa dibantu pompa.
2. Berdasarkan analisa ekonomi, nilai-nilai yang diperoleh adalah sebagai berikut
  - a. Keuntungan yang diperoleh : Parameter kelayakan pada pabrik butil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun adalah total dari keuntungan setelah diambil pajak 20% dari keuntungan total penjualan dengan nilai sebesar Rp.227.535.628.192,885/tahun
  - b. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 42%. Syarat nilai ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia minimum adalah 11%
  - c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia maksimum adalah 5 tahun.
  - d. *Break Even Point* (BEP) pada 42%. Parameter nilai BEP pada pabrik kimia adalah sekitar 40% - 60%, dan untuk *Shut Down Point* (SDP) pada 33%.
  - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 12,84%. Suku bunga simpanan Bank Indonesia pada Juni 2020 adalah 4,5%. Nilai minimum DCFR adalah 1,5 x bunga simpanan bank ( $1,5\% \times 4,5\% = 6,75\%$ ). (Aries and Newton, 1955).
3. Dari hasil analisi ekonomi, dapat ditarik kesimpulan bahwa pabrik butil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman prinsip – prinsip dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya adalah :

1. Pentingnya mengoptimasi pemilihan alat proses dan alat penunjang untuk mengoptimalkan *profit* yang didapatkan.
2. Pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik lain, sehingga diperlukan kontrak pembelian bahan baku dalam *range* waktu tertentu.
3. Berdasarkan nilai *demand* di Indonesia, produk n-butyl asetat masih banyak diminati sebagai kebutuhan *secondary product*. Artinya produk ini dapat direalisasikan dimasa yang akan datang.



## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, 2020a. *n-Butyl Acetate*. <http://www.fishersci.com>. 02 Januari 2020.
- Anonim, 2020b. *sec-Butyl Acetate*. <http://www.fishersci.com>. 02 Januari 2020.
- Anonim, 2020c. *sec-Butyl Acetate*. <http://www.fishersci.com>. 02 Januari 2020.
- Anonim, 2020d. *Butadiene*. <http://www.PCS.com>. 03 Januari 2020.
- Anonim, 2020e. Hidrogen. <http://www.praxair.com>. 03 Januari 2020.
- Anonim, 2020f. Katalis Amberlist. <http://www.wikipedia.com>. 03 Januari 2020.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Badan Pusat Statistik, 2012. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Badan Pusat Statistik, 2013. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Badan Pusat Statistik, 2014. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Badan Pusat Statistik, 2015. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Badan Pusat Statistik, 2016. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Badan Pusat Statistik, 2017. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [diakses : 12 November 2019].
- Brownell, L.E., and Young, E.H., “*Process Equipment Design*”, 2<sup>nd</sup> Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., “*Chemical Engineering Design*” , 6<sup>nd</sup> Ed., vol 6, Pergamon Pess, Oxford, 1983.
- Geankoplis, J.Christic., “*Transport Process and Unit Operation*” , Prentice HallInternational, 1978.
- Gracey, Benjamin Patrick and Norbert, WJK., “*A process for making n-butyl ester from butadiene*”. European Patent Specification. PCT/GB1999/003452. <http://sites.google.com/site/duratinta/kandungan> [diakses : 11 Januari 2020]. <http://www.clui.org/ludb/site/oxea-bay-city> [diakses : 14 Januari 2020]

<http://www.coatingco.files.wordpress.com/2018/07/daftar-pabrik-cat-di-indonesia.pdf>

[diakses : 22 Mei 2020]

<http://www.icis.com/explore/resources/news/2004/10/22/622318/product-profile-n-butyl-acetate/> [diakses : 11 Januari 2020].

<http://www.kiec.co.id/id/industrial-area/> [diakses : 20 Mei 2020]

Imelda Akmal Architecture Writer Studio, 2013. Seri Rumah Ide-Cat. Halaman 9.

Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*” , International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.

Ketta, Mc. J. John, “*Chemical Processing Handbook*” , Marcel Dekker Inc, New York, 1993.

McCabe, Warren L., Julian C.Smith, and Peter Harriot., “*Unit Operations of Chemical Engineering*” , 5<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore, 1999.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., “*Chemical Engineering Handbook*” , 6<sup>th</sup> Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., “*Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*”, 3<sup>rd</sup> ed., Mc.Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.

Reklaitis, G.V., “*Introduction to Material and Energy Balances*”., John Wiley & Sons., Canada,1983.

Timm E. Paxson. *Butenyl Acetate Production*. Page :1-4.

Walas, Stainley.M., “*Chemical Process Equipment*”, 1<sup>st</sup> ed., Butterworth-Heinemann., New York, 1990.

Walas, Stanley., James R. Couper., W.R. Penney., James.R.F., “*Chemical Process Equipment. Selection and Design*”, 2<sup>nd</sup> ed., Elsevier., Amsterdam, 2005.

[www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) [diakses : 29 Mei 2020]

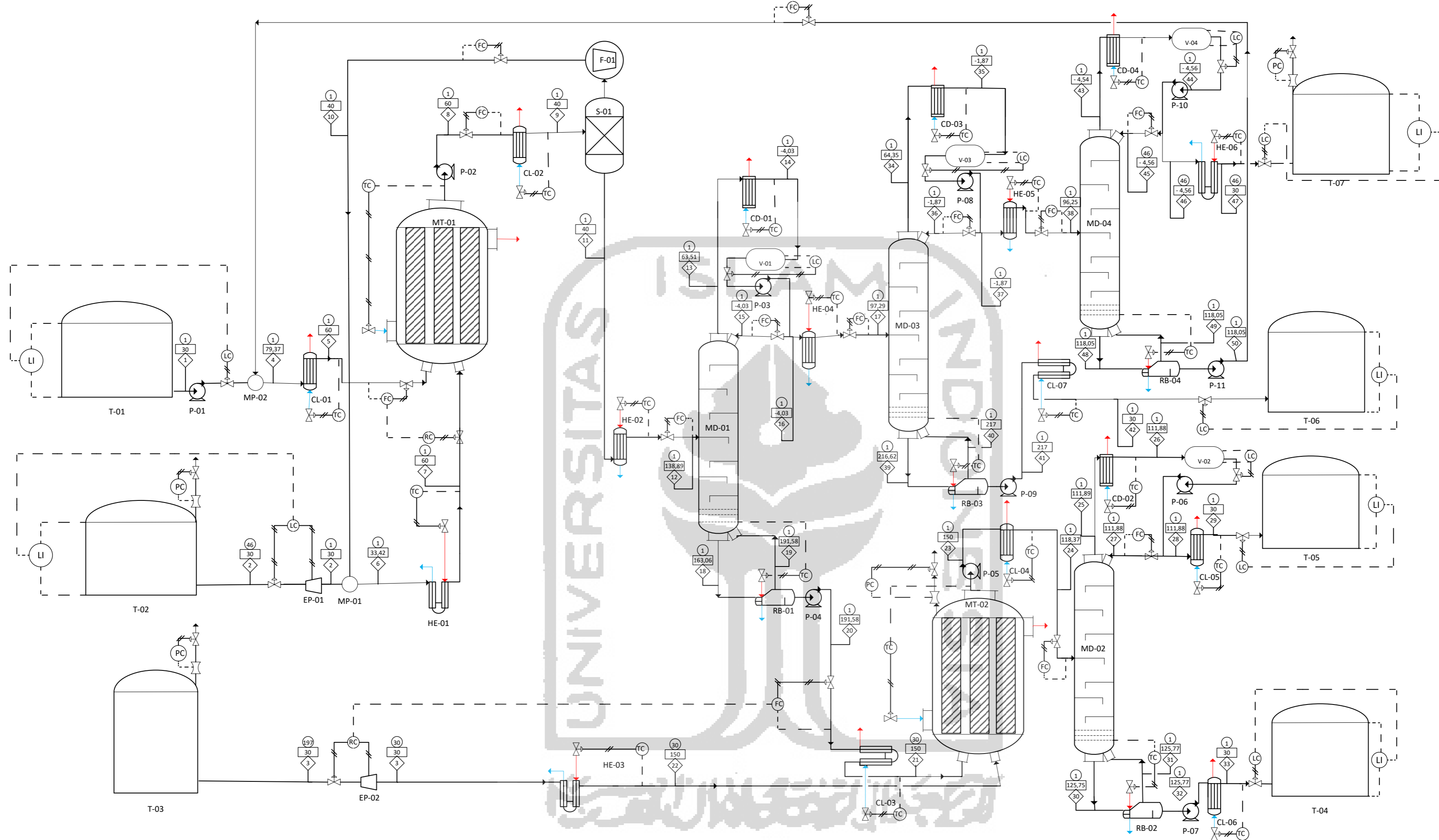
[www.kemenperin.go.id](http://www.kemenperin.go.id) [diakses : 10 Januari 2020].

Yaws, Carl. L., “*Handbook of Thermodynamic Diagram*” , Volume 4. *Inorganic Compounds and Elements.*, Gulf Publishing Company., Texas, 1996.

## LAMPIRAN



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT**  
**BERKAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**



No	Komponen	ARUS																																																	
		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	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44						
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam					
1	C2H4O2	9525,4																																																	
2	C4H6		8657,32																																																
3	C4H8		43,5																																																
4	n-C6H10O2																																																		
5	sec-C6H10O2																																																		
6	H2			305,98																																															
7	n-C6H12O2																																																		
8	sec-C6H12O2																																																		
	Total	9525,4	8700,82	305,98	18481	18481	13226,78	13226,78	31707,3	31707,3	31707,3	4525,96	27181,3	27181,3	9847,18	9847,18	81,35	9765,8	9765,83	35716,35	18300,9	17415,5	17415,5	305,98	17721,5	17721,5	40778,16	40778,16	32145,54	8632,62	8632,62	17721,46	8632,62	9088,9	9088,85	16188,2	16188,2	6952,16	9236,03	9236,03	33240,09	32710,29	529,8	529,8	11149,6	11149,6					

No	Komponen	ARUS						Alat	Keterangan	Simbol	Keterangan
		45	46	47	48	49	50				
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam				
1	C2H4O2	210,09	8955,51	8955,5	8967,2	11,68	8955,51	MP	Mix Point	LI	Level Indicator
2	C4H6	1694,6	237,02	237,02				CL	Cooler	RC	Rasio Controller
3	C4H8	8,83	43,5	43,5				FC	Heater	LC	Level Controller
4	n-C6H10O2							CD	Condensor	LC	Level Controller
5	sec-C6H10O2							RB	Reboiler	PC	Pressure Controller
6	H2							T	Tangki	TC	Temperature Controller
7	n-C6H12O2							MT	Reaktor Fixed Bed Multi Tube	○	Tekanan
8	sec-C6H12O2							S	Vertical Knock Drum	◇	Suhu
	Total	1913,6	9236,03	9236	8967,2	11,68	8955,51				

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
**YOGYAKARTA**  
**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT**  
**DARI BUTADIENE DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh :  
1. Muhajir (16521037)  
2. Bimmo Dwi Hartono (16521146)  
**Dosen Pembimbing :**  
**1. Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si**  
**2. Umi Rofiqah S.T., M.T**