

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Farros Hanif Pratama

NIM : 18521117

Nama : Aqidhatul Inshani

NIM : 18521113

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

YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Farros Hanif Pratama Nama : Aqidhatul Inshani
NIM : 18521117 NIM : 18521113

Yogyakarta, 17 November 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini telah disusun sesuai dengan kaidah penulisan ilmiah yang sudah ditentukan. Apabila di kemudian hari ada pelanggaran, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



Farros Hanif Pratama



Aqidhatul Inshani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK



Nama : Farros Hanif Pratama Nama : Aqidhatul Inshani
NIM : 18521117 NIM : 18521113

Yogyakarta, 17 November 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,

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

Lucky Wahyu N. S., S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL
PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Farros Hanif Pratama Nama : Aqidhatul Inshani
NIM : 18521117 NIM : 18521113

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,

Tim Penguji

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

15/12/22

Ketua Penguji

Penguji I

Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

14/12/22

Penguji II

Nur Indah Fajar, S.T. M.Eng.

12/12/22

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri



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

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb.

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

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT atas segala limpahan karunia-Nya
2. Orang Tua saya Rujito dan Rima Nugraharini yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Orang Tua saya Abdul Ghofar dan Zulis yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
4. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

6. Bapak Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc selaku Dosen Pembimbing I yang telah memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Ibu Lucky Wahyu N. S., S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
8. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis
9. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

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

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 17 November 2022

DAFTAR ISI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN	1
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL.....	ix
ABSTRAK	xiii
ABSTRACT	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan.....	2
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.3.1 Aseton.....	8
1.3.2 Proses Pembuatan Aceton.....	8
1.3.3 Pemilihan Proses Produksi.....	11
1.3.4 Kegunaan Produk	12
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	12
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	12
1.4.2 Tinjauan Kinetika	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	15
2.1 Spesifikasi Produk	15
2.1.1 Aseton.....	15
2.1.2 Hidrogen	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku Utama	16
2.2.1 Isopropol Alkohol	16
2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang (katalis)	17
2.3.1 Zinc Oxide (ZnO).....	17
2.4 Pengendalian Kualitas.....	17
2.4.1 Pengendalian kualitas bahan	17

2.4.2 Pengendalian proses	18
2.4.3 Pengendalian kualitas produk	18
BAB III PERANCANGAN PROSES	19
3.1 Diagram Alir Proses Dan Material	19
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	19
3.1.2 Diagram alir Kuantitatif.....	20
3.2 Uraian proses	20
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	21
3.2.2 Tahap Pembentukan Produk	21
3.2.3 Tahap Pemurnian Produk	21
3.3 Spesifikasi Alat.....	22
3.3.1 Reaktor	22
3.3.2 Separator.....	23
3.3.3 Absorber	24
3.3.4 Menara Distilasi	24
3.3.5 Vaporizer	25
3.3.6 Expansion valve	26
3.3.11 Tangki penyimpanan	26
3.3.12 Accumulator.....	27
3.3.13 Pompa.....	28
3.3.14 Blower	31
3.3.15 Cooler	31
3.3.16 Heater	32
3.3.17 Condensor	33
3.3.18 Reboiler	34
3.2 Neraca Massa	35
3.2.1 Neraca Massa Total.....	35
3.2.2 Neraca Massa Alat	35
3.3 Neraca Panas	38
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	41
4.1 Lokasi Pabrik.....	41
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	42
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	45
4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	47
4.4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	48

BAB V UTILITAS	64
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	64
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	64
5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	67
5.2 Unit Kebutuhan Kebutuhan Air	71
5.2.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	71
5.2.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	72
5.2.3 Kebutuhan Air Domestik.....	72
5.2.4 Kebutuhan Air Untuk Air Servis.....	73
5.3 Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	73
5.4 Unit Penyediaan <i>Dowtherm A</i>	74
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	75
5.6 Unit Penyedia Udara.....	75
5.7 Unit Pembangkit Listrik	75
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas	78
BAB VI EKONOMI	87
6.1 Penaksiran Harga Alat	88
6.2 Dasar Perhitungan.....	90
6.3 Perhitungan Biaya.....	90
6.4 Analisa Kelayakan.....	91
6.5 Hasil Perhitungan.....	94
6.6 Hasil Analisis Keuntungan.....	97
6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi.....	97
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	100
7.1 Kesimpulan	100
7.2 Saran	101
DAFTAR PUSTAKA	102
LAMPIRAN A	103
LAMPIRAN B.....	132
LAMPIRAN C.....	133
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN	134

DAFTAR TABEL

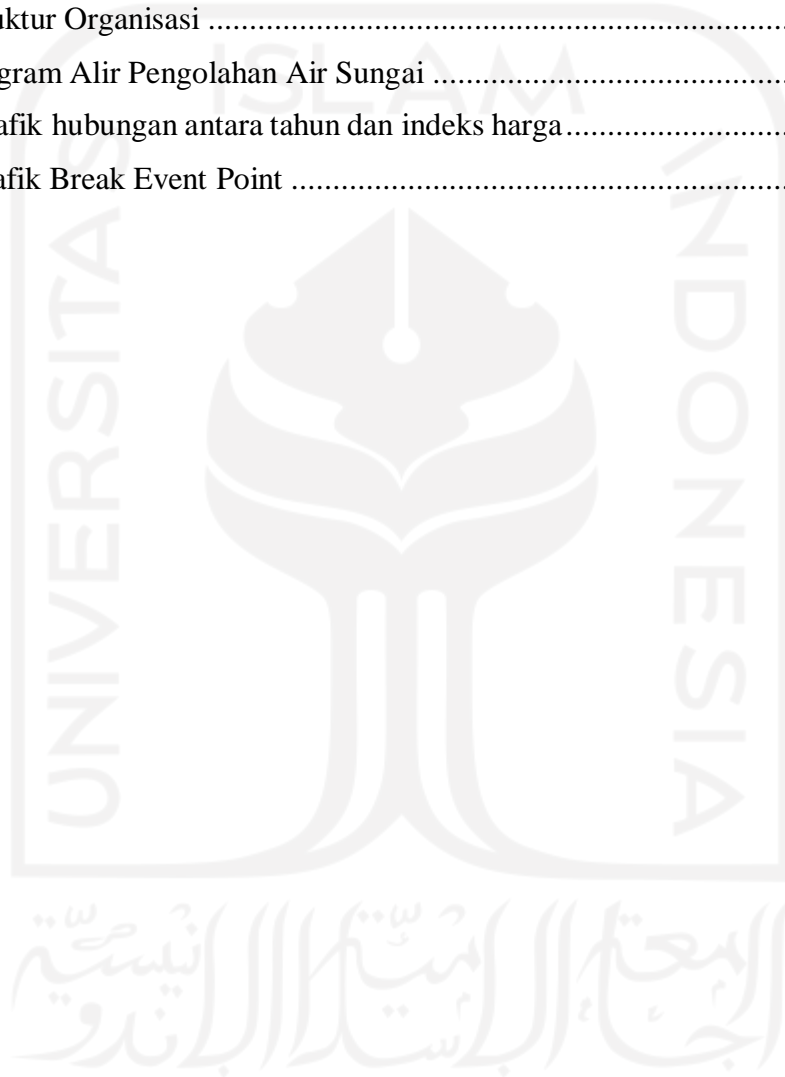
Tabel 1.1 Tiga Belas Pabrik Aseton yang Telah Berdiri di Dunia	2
Tabel 1.2 Data impor isopropanol.....	3
Tabel 1.3 Data Pabrik Isopropanol di Luar Negeri	4
Tabel 1.4 Data kebutuhan impor	5
Tabel 1.5 Perbandingan proses	7
Tabel 1.6 Perbandingan proses	11
Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Aseton.....	12
Tabel 1.7 Harga Entalpi, Energi Gibbs dan Konstanta Kesetimbangan	13
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor	22
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)	23
Tabel 3.3 Spesifikasi Separator.....	23
Tabel 3.4 Spesifikasi Separator (Lanjutan).....	24
Tabel 3.5 Spesifikasi Absorber	24
Tabel 3.6 Spesifikasi Menara Distilasi	24
Tabel 3.7 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)	25
Tabel 3.8 Spesifikasi Vaporizer	25
Tabel 3.9 Spesifikasi Vaporizer (Lanjutan)	26
Tabel 3.10 Spesifikasi Expansion Valve	26
Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki.....	26
Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki (Lanjutan).....	27
Tabel 3.13 Spesifikasi Akumulator.....	27
Tabel 3.14 Spesifikasi Akumulator (Lanjutan)	28
Tabel 3.15 Spesifikasi Pompa.....	28
Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	29
Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	30
Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (Lanjutan).....	31
Tabel 3.19 Spesifikasi Blower	31
Tabel 3.20 Spesifikasi Cooler	31
Tabel 3.21 Spesifikasi Cooler (Lanjutan)	32
Tabel 3.22 Spesifikasi Heater	32
Tabel 3.23 Spesifikasi Heater (Lanjutan)	33
Tabel 3.24 Spesifikasi Condensor.....	33
Tabel 3.25 Spesifikasi Condensor (Lanjutan).....	34
Tabel 3.26 Spesifikasi Reboiler.....	34

Tabel 3.27 Spesifikasi Reboiler (Lanjutan)	35
Tabel 3.28 Neraca Massa Total	35
Tabel 3.29 Neraca Massa Mixing Point	35
Tabel 3.30 Neraca Massa Vaporizer	36
Tabel 3.31 Neraca Massa Separator 1	36
Tabel 3.32 Neraca Massa Reaktor	36
Tabel 3.33 Neraca Massa Kondensor 1	36
Tabel 3.34 Neraca Massa Separator 2	37
Tabel 3.35 Neraca Massa Absorber	37
Tabel 3.36 Neraca Massa Mixing Point	37
Tabel 3.37 Neraca Massa Mixing Point (Lanjutan)	38
Tabel 3.38 Neraca Massa Menara Distilasi 1	38
Tabel 3.39 Neraca Massa Menara Distilasi 2	38
Tabel 3.40 Neraca Panas Vaporizer	38
Tabel 3.41 Neraca Panas Separator 1	39
Tabel 3.42 Neraca Panas Heater	39
Tabel 3.43 Neraca Panas Reaktor	39
Tabel 3.44 Neraca Panas Kondensor	39
Tabel 3.45 Neraca Panas Vaporizer	40
Tabel 3.46 Neraca Panas Absorber	40
Tabel 3.47 Neraca Panas Menara Distilasi 1	40
Tabel 3.48 Neraca Panas Menara Distilasi 2	40
Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	44
Tabel 4.2 Jadwal kerja karyawan shift	57
Tabel 4.3 Jumlah karyawan	58
Tabel 4.4 Rincian Penggolongan Jabatan	59
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin	71
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	72
Tabel 5.3 Kebutuhan Air untuk Air Servis	73
Tabel 5.4 Unit Pembangkit Listrik	76
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas	76
Tabel 5.6 Kebutuhan lain-lain	77
Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas	78
Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	79
Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	80

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	81
Tabel 5.10 Bak Penampung.....	82
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Penampung (Lanjutan).....	83
Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Utilitas	83
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)	84
Tabel 5.14 Spesifikasi Screener	84
Tabel 5.15 Spesifikasi Filter	85
Tabel 5.16 Cooling Tower.....	85
Tabel 5.17 Blower.....	85
Tabel 5.18 Mixed Bed.....	86
Tabel 5.19 Deaerator.....	86
Tabel 6.1 <i>Physical Plant Cost</i>	94
Tabel 6.2 <i>Physical Plant Cost (Lanjutan)</i>	95
Tabel 6.3 <i>Direct Plant Cost</i>	95
Tabel 6.4 <i>Fixed Capital Investment</i>	95
Tabel 6.5 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	95
Tabel 6.6 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	95
Tabel 6.7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	95
Tabel 6.8 <i>Manufacturing Cost</i>	96
Tabel 6. 9 <i>Working Capital</i>	96
Tabel 6. 10 <i>General Expenses</i>	96
Tabel 6.11 <i>Total Production Cost</i>	96
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost</i>	96
Tabel 6.13 <i>Regulated Cost</i>	96
Tabel 6.13 <i>Regulated Cost (Lanjutan)</i>	97
Tabel 6.14 <i>Variable Cost</i>	97

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor Aseton	6
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	42
Gambar 4.2 Tata letak pabrik (plant layout).....	45
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (machines layout).....	47
Gambar 4.4 Struktur Organisasi	53
Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air Sungai	77
Gambar 6. 1 Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga.....	89
Gambar 6. 2 Grafik Break Event Point	99



ABSTRAK

Aseton adalah salah satu keton sederhana yang cair pada suhu kamar. Aseton dengan rumus molekul CH_3COCH_3 memiliki karakteristik bau yang kuat. Aseton banyak digunakan sebagai pelarut industri, seperti untuk cat, pernis, selulosa asetat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, dan pembuatan minyak pelumas. Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di Kecamatan Kubu, Kabupaten Kubu Raya, Kalimantan Barat dengan luas total 35.064 m² untuk memenuhi kebutuhan Aseton di Indonesia. Aseton dibuat dari Isopropanol dengan proses dehidrogenasi pada tekanan ± 2 atm dan temperatur 350°C dengan katalis ZnO pada *Reaktor Fixed Bed Multitube*. Reaktor berjalan dalam proses isothermal dan non-diabatik menggunakan Dowtherm A pemanas reaktor. Pada kondisi operasi tersebut konversi Isopropanol sebesar 90%. Pabrik menggunakan 10.391.761,5835 kg/tahun Isopropanol sebagai bahan baku dengan kemurnian 99% w/t dan akan menghasilkan 10.000 ton/tahun Aseton dengan kemurnian 90% w/t dan 347.107,4968 kg/tahun gas hidrogen sebagai produk sampingan dengan kemurnian 99% v/v. Pabrik tersebut membutuhkan air sebanyak 177733,3719 kg/jam, kebutuhan air steam sebanyak 1631,8986 kg/jam, kebutuhan dowterm A sebanyak 17774,8059 kg/jam, udara sebanyak 67,2883 m³/jam, dan listrik sebesar 333 kW. Dari studi pendahuluan telah dihitung kebutuhan modal tetap adalah Rp366.843.768.454 sedangkan modal kerja Rp 142.047.810.191. Pabrik Aseton ini memberikan profitabilitas antara lain, laba sebelum pajak Rp 161.958.657.241 dengan parameter kelayakan ROI sebelum pajak 44,15%, POT sebelum pajak 1,8 tahun, BEP 40,22%, SDP 22,61%, dan DCFR 27,40%. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi, Pabrik Aseton dari Isopropanol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci: *Aseton, Isopropanol, Fixed Bad Multitube, Hidrogen, Katalis*

ABSTRACT

Acetone is a simple ketone that is liquid at room temperature. Acetone with the molecular formula CH_3COCH_3 has a characteristic strong odor. Acetone is widely used as an industrial solvent, such as for paints, varnishes, cellulose acetate, fibers, plastics, rubber, cosmetics, adhesives, and the manufacture of lubricating oils. Acetone plant from Isopropanol with a capacity of 10,000 tons/year is planned to be built in Kubu District, Kubu Raya Regency, West Kalimantan with a total area of 35,064 m² to meet the demand for Acetone in Indonesia. Acetone is made from Isopropanol by dehydrogenation process at a pressure of ± 2 atm and a temperature of 350°C with a ZnO catalyst in a Fixed Bed Multitube Reactor. The reactor runs in an isothermal and non-diabatic process using a Dowtherm A heating reactor. Under these operating conditions, the Isopropanol conversion is 90%. The factory uses 10,391,761,5835 kg/year of Isopropanol as raw material with a purity of 99% w/t and will produce 10,000 tons/year of Acetone with a purity of 90% w/t and 347,107,4968 kg/year of hydrogen gas as a by-product with a purity of 99% v/v. The factory requires 177733.3719 kg/hour of air, 1631.8986 kg/hour of steam water, 17774,8059 kg/hour of dowterm A, 67.2883 m³/hour of air, and 333 kW of electricity. From the preliminary study, it has been calculated that the fixed capital requirement is Rp. 366,843,768,454 while the working capital is Rp. 142,047,810,191. This Aceton factory provides profitability, among others, profit before tax of Rp 161,958,657,241 with eligibility parameters ROI before tax 44.15%, POT before tax 1.8 years, BEP 40.22%, SDP 22.61%, and DCFR 27, 40%. Based on the consideration of the evaluation results, the Acetone Plant from Isopropanol with a capacity of 10,000 tons/year deserves further review.

Keywords: *Acetone, Isopropanol, Fixed Bad Multitube, Hidrogen, Catalyst*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara yang memiliki potensi yang baik di bidang industri. Adanya sumber daya alam yang memadai dan letak geografis yang baik, kegiatan industri di Indonesia dapat terus mengalami peningkatan dari segi kuantitatif dan kualitatif. Peningkatan laju pertumbuhan industri ini dapat menjadi salah satu cara untuk meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia, dengan tidak adanya impor dari luar negeri sehingga dapat mengurangi devisa negara. Pendirian pabrik industri di dalam negeri juga dapat membuka lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat sehingga dapat mengurangi pengangguran. Perkembangan sektor industri dapat mengurangi ketergantungan pembelian bahan kimia.

Aseton (CH_3COCH_3) atau dimetil keton adalah senyawa keton yang jika dalam ruangan berfase cair. Aseton mempunyai sifat mudah terbakar, iritasi, non korosif dan polar. Aseton banyak digunakan sebagai bahan pelarut, seperti pembuatan cat. Aseton juga digunakan sebagai bahan baku pembuatan zat organik seperti pembuatan iodorm, kloroform, dan lain-lain. Ditinjau dari kegunaannya dalam sektor industri potensi pendirian pabrik aseton sangat menguntungkan bagi perekonomian negara, sehingga kebutuhan impor bahan tersebut berkurang.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) tingkat konsumsi aseton di Indonesia cukup tinggi, namun tingkat produksi aseton di Indonesia masih belum ada. Hal tersebut dapat dilihat dari tidak adanya data ekspor aseton, sehingga untuk memenuhi kebutuhan aseton Indonesia mengimport dari luar negeri yaitu Cina, Belanda, Jepang, Amerika Serikat. Dengan adanya kondisi tersebut maka pendirian pabrik aseton di Indonesia adalah hal yang

bagus dan memiliki nilai prospek yang sangat baik untuk memenuhi kebutuhan aseton di Indonesia dan tidak menutup kemungkinan Indonesia dapat kembali mengekspor aseton ke luar negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah salah satu hal yang sangat penting untuk bahan pertimbangan perancangan pabrik. Dengan adanya kapasitas pabrik yang akan didirikan diharapkan pabrik tidak rugi akan tetapi memperoleh keuntungan. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah kapasitas pabrik yang telah berdiri sebelumnya, ketersediaan bahan baku, dan kebutuhan produk.

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan perlu melakukan perbandingan terhadap kapasitas produksi dari berbagai pabrik serupa yang telah beroperasi baik di dalam negeri maupun di luar negeri. Hal ini bertujuan untuk memberikan gambaran terkait rentang kapasitas produksi pabrik yang layak untuk didirikan. Delapan pabrik Aseton yang telah berdiri di dunia dapat dilihat di tabel 1.1 sebagai berikut:

Tabel 1.1 Tiga Belas Pabrik Aseton yang Telah Berdiri di Dunia

No.	Perusahaan	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1	Allied Signal, Inc	Philadelphia, PA	222.264
2	Arisettech Chemical Corp	Haverhill, ON	177.811
4	BTL Specialty Resins Corp	Blue island, IL	24.040
5	Dow Chemical USA	Oyster creek, TX	1.511.956
7	General Electric Co	Mount Vernon, IN	172.368

Tabel 1.1 Tiga Belas Pabrik Aseton yang Telah Berdiri di Dunia (Lanjutan)

8	Georgian Gulf Corp	Pasadena, TX	45.368
10	The Goodyear Tire & Rubber Co	Bayport, TX	5.443
11	Shell Oil Co	Deer Park, TX	208.202
13	Texaco	El Dorado, KS	77.112

(Kirk dan Othmer 1998)

Berdasarkan data tersebut kapasitas produksi minimal Aseton sebesar 5.443 ton/tahun sedangkan kapasitas maksimal produksi Aseton sebesar 222.264ton/tahun. Pabrik akan beroperasi dengan baik dan menguntungkan dalam rentang kapasitas yang sangat lebar yaitu antara 5.443 – 1.511.986 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku juga perlu dipertimbangkan untuk menentukan kapasitas pabrik. Pabrik yang didirikan harus dapat memperoleh *supply* bahan baku secara terus menerus. Bahan baku dari pabrik aseton yang akan didirikan yaitu isopropanol akan lebih baik jika didapat dalam negeri, akan tetapi di Indonesia pabrik isopropanol belum ada, oleh karena itu untuk dapat memenuhi kebutuhan bahan baku adalah dengan cara mengimport. Untuk mengetahui proyeksi ketersediaan bahan baku di Indonesia dapat dilihat melalui data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dan dari data pabrik isopropanol di luar negeri ditunjukkan pada Tabel 1.2 dan Tabel 1.3 sebagai berikut :

Tabel 2.2 Data impor isopropanol

Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2017	30,617,746
2018	33,010,497

Tabel 2.2 Data impor isopropanol (lanjutan)

2019	33,700,172
2020	38,370,116
2021	31,560,973

(Statistik 2017)

Tabel 3.3 Data Pabrik Isopropanol di Luar Negeri

Perusahaan	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
Exxon Chemical Co	Los Angeles, Amerika	295.000
Shell Chemical Co	Texas, Amerika	273.000
Unicon Carbide Corp	texas, Amerika	250.000
Mitsui Toatsu Chemical Inc	Takaishi, Jepang	33.000
Nippon Peyro Chemical Co., LTD	Kawasaki, Jepang	60000
Tokuyama Soda Co.,LTD	Takuyama, Jepang	38000

(Kirk dan Othmer 1998)

1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia

Dalam perancangan suatu pabrik, kapasitas produksi mempunyai peran penting karena jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal. Dalam penentuan kapasitas produksi ada beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan yaitu berdasarkan analisa *Supply* dan *Demand* yang meliputi prediksi data impor, data produksi, data ekspor, dan data konsumsi kebutuhan produk dimasa yang akan datang dengan menggunakan metoderegresi linear. Pemilihan kapasitas produksi aseton dapat ditinjau dari data-data sebagai berikut:

1. *Supply*

a. Produksi

Sampai saat ini untuk produksi aseton di Indonesia belum tersedia karena belum ada pabrik yang memproduksi aseton di Indonesia. Sehingga pemenuhan kebutuhan aseton selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor

b. Impor

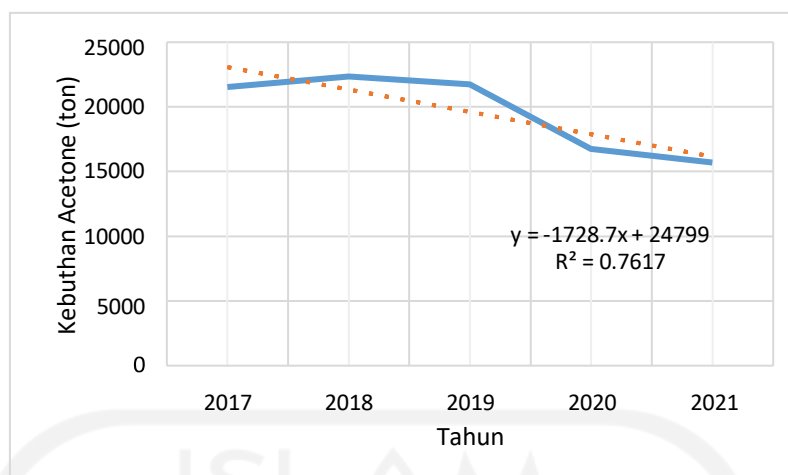
Produksi aseton tiap tahunnya fluktuatif, untuk dapat mengetahui proyeksi kebutuhan aseton di Indonesia dapat dilihat melalui data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik. Pemilihan kapasitas produksi aseton di Indonesia untuk 5 tahun terakhir mulai dari tahun 2017 sampai tahun 2021. Data impor aseton ditunjukkan pada Tabel 1.4 sebagai berikut:

Tabel 4.4 Data kebutuhan impor

Tahun	Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)
2017	21538,755
2018	22351,473
2019	21729,436
2020	16745,963
2021	15698,063

(Statistik 2017)

Dari Table 1.4 di atas dapat digambarkan grafik grafik hubungan antara tahun dan jumlah aseton yang di impor ke Indonesia seperti dibawah ini:



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor Aseton

Dari grafik diatas berlaku suatu persamaan linear, yaitu:

$$Y = -1728.7X + 24799$$

Pabrik ini direncanakan akan beroperasi pada tahun 2026. Prediksi impor aseton pada tahun tersebut adalah sebanyak 9240.7 ton/tahun. Pabrik aseton ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri karena kebutuhan aseton dalam negeri dipenuhi dengan cara impor.

2. Demand

a. Ekspor

Sampai saat ini Indonesia belum melakukan ekspor aseton, dikarenakan belum ada pabrik yang memproduksi aseton. Untuk kebutuhan permintaan masih mengandalkan impor dari berbagai negara.

b. Konsumsi

Karena data konsumsi aseton setiap tahunnya tidak ditemukan, maka konsumsi aseton dalam negeri diasumsikan dari data jumlah kapasitas pabrik dari produk derivat atau turunan senyawa aseton yang dimana aseton sebagai bahan bakunya dari pabrik yang ada di Indonesia.

Adapun data konsumsi di Indonesia pada masing-masing perusahaan dapat dilihat pada tabel 1.5

Tabel 1.1 Perbandingan proses

No	Perusahaan	Produk	Kapasitas
1	PT. Indo Nan Pao Resin Chemical	Biosfenol A	12.000
2	PT. Phodia	Biosfenol A	20.000
Total			32.000

(www.idnfinancials.com 2020)

Dari tabel diatas, setelah mengetahui kebutuhan aseton dari masing-masing perusahaan, maka dapat diasumsikan dengan menjumlahkan keseluruhan kapasitas kebutuhan aseton, maka besar konsumsi di Indonesiasebesar 32.000 ton/tahun.

Berdasarkan data ekspor dan data konsumsi *chlorobenzene* di Indonesia pada tahun 2026 diatas, dapat ditentukan besar demand aseton di Indonesiasebagai berikut :

$$\begin{aligned} Demand &= Ekspor + Konsumsi Demand \\ &= 0 + 32.000 \end{aligned}$$

$$Demand = 32.000 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil dari nilai *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan besarnya peluang untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik Aseton pada tahun 2026 sebagai berikut :

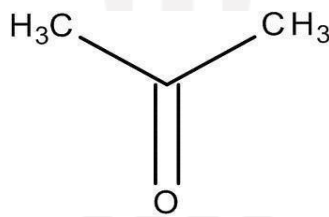
$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= Demand - Supply \\ &= 32.000 - 9240 \\ &= 22.760 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan peluang, maka untuk kapasitas pabrik aseton yang akan didirikan mengambil 40% dari peluang yaitu: $(40\% \times 22.760) = 9.104$ ton/tahun. Maka penentuan perancangan kapasitas pabrik aseton yang akan didirikan sebesar 10.000 ton/tahun. Hal ini dikarenakan dari pertimbangan ketersediaan bahan baku untuk memproduksi aseton agar terpenuhi. Sehingga mampu memenuhi kapasitas ekonomis baik di Indonesia maupun di luar negeri.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Aseton

Aseton (CH_3COCH_3) atau dimetil keton adalah senyawa keton yang jika dalam ruangan berfase cair yang digunakan sebagai bahan pelarut dengan struktur kimia sebagai berikut:



Gambar 1.2 Struktur Aseton

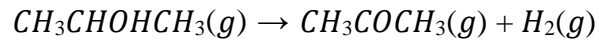
Aseton dapat dibuat dengan berbagai proses dan dari bahan baku yang berbeda-beda. Aseton dapat dibuat dengan 4 macam proses yaitu Dehidrogenasi Isopropanol, Oksidasi Isopropanol, *Cumene Hydroperoxide*.

1.3.2 Proses Pembuatan Aceton

Menurut (Kirk dan Othmer 1998) pembuatan Aseton dapat dilakukan dengan beberapa cara, diantaranya:

1. Dehidrogenasi isopropanol

Dehidrogenasi isopropanol adalah proses pembuatan aseton dengan dehidrogenasi menggunakan reaksi secara endotermis. Reaksinya sebagai berikut:

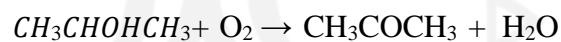


Dehidrogenasi isopropanol ini berfase gas dengan tekanan 2 atm, suhu yang digunakan 350°C dengan konversi isopropanol sebesar 90%. Proses dehidrogenasi ini terjadi pada kondisi endotermis oleh karena itu kesetimbangan lebih menguntungkan untuk pembentukan aseton pada suhu yang lebih tinggi. Reaksi ini juga memerlukan katalis yaitu *Zinc Oxide-Zirconium Oxide* (ZnO-ZrO), *Copper-Chromium Oxide* (Cu-CrO) atau *Copper-Silicon Dioxide* (Cu-SiO₂).

(Turton, et al. 1998)

2. Oksidasi Isopropanol

Oksidasi Isopropanol adalah proses produksi aseton dengan cara oksidasi Isopropanol secara katalik yang menggunakan udara atau oksigen dengan menggunakan suhu yang tinggi. Reaksinya sebagai berikut:



Dalam proses oksidasi ini katalis yang digunakan sama dengan proses dehidrogenasi isopropanol, namun prosesnya secara eksotermis pada suhu 295°C. Pemakaian proses oksidasi dan dehidrogenasi ini menggunakan pemilihan katalis yang tepat, namun penggunaan oksidasi isopropanol ini lebih sedikit dibanding menggunakan dehidrogenasi isopropanol. Pengoksidasian isopropanol sebagian terjadi dengan fase cair non-katalitik pada suhu dan tekanan rendah agar dapat menghasilkan aseton dan hidrogen peroksida.

(Kirk dan Othmer 1998)

3. *Cumene Hydroperoxide*

Cumene Hydroperoxide ini adalah hasil dari alkilasi benzen yang dioksidasi menjadi *cumene hydroperoxide* dan dipecah menjadi fenol dan aseton. Dalam proses ini tahapan yang terjadi adalah oksidasi cumene, netralisasi, distilasi aseton, dan *cumene hydroperoxide*. Reaksinya sebagai berikut:



Pada proses oksidasi cumene dioksidasi menjadi *cumene hydroperoxide* dengan udara atmosfer atau udara yang kaya akan oksigen yang terdapat dalam satu rangkaian oksidasi. Suhu umumnya antara 80-130°C dengan tekanan 6 atm dan katalis yang digunakan adalah natrium hidroksida.

Proses *Cumene Hydroperoxide* ini menggunakan tiga atau empat reaktor oksidasi. Prosedur ini dapat menghasilkan konsentrasi *cumene hydroperoxide* 9-12% di reaktor pertama, 15-20% di reaktor kedua, 24-29% di reaktor ketiga, dan 32-39% di reaktor keempat. Hasil keluaran reaktor kemudian masuk ke evaporator untuk diuapkan hingga kadar menjadi *Cumene Hydroperoxide* 75-85%.

Massa reaksi yang di peroleh dalam proses ini adalah campuran fenol, aseton, dan berbagai produk lain seperti kumilfenol, asetofenon, dimetil-fenilkarbinol, a-metilstirena, dan hidroksiaseton lalu dinetralkan dengan larutan natrium fenoksida atau basa lainnya, setelah itu dapat ditambahkan untuk memfasilitasi penghilangan garam anorganik. Produk kemudian dapat melalui tahap pemisahan dan pencucian, atau langsung ke menara distilasi.

(Kirk dan Othmer 1998)

4. Fermentasi Biomassa

Fermentasi tepung jagung atau tetes tebu oleh berbagai anggota genus *Clostridium* menghasilkan campuran 1-butanol, aseton, dan etanol dalam konsentrasi keseluruhan 2%. Produk diperoleh kembali dengan distilasi uap dan kemudian difraksinasi.

Campuran butanol, aseton, dan etanol yang dihasilkan telah dipertimbangkan untuk digunakan sebagai pengganti bensin di Perancis. Penelitian yang bertujuan untuk meningkatkan konsentrasi produk berguna yang diperoleh dalam proses dilakukan di Amerika Serikat pada awal 1980-an. Masa depan proses fermentasi terkait dengan ketersediaan bahan baku petrokimia.

(Ullman 2007)

1.3.3 Pemilihan Proses Produksi

Perbandingan dari keempat proses pembuatan aseton dapat dilihat pada tabel sebagai berikut:

Tabel 1.6 Perbandingan proses

Parameter	Macam-macam proses			
	Dehidrogenasi Isopropanol	Oksidasi Isopropanol	<i>Cumene Hydroperoxide</i>	Fermentasi Molasses
Bahan baku	Isopropanol	Isopropanol.	Isopropil benzene.	Tepung jagung.
Suhu (T)	350°C	295°C	80-130°C	-
Tekanan	2 atm	3-4 atm	6 atm	-
Fase	Gas	Cair	Gas	Gas
Katalis	ZnO-ZrO, Cu-CrO/Cu-SiO ₂	ZnO-ZrO, Cu- CrO/Cu-SiO ₂	Natrium Hidroksida(NaOH)	-
Konversi	85%-92%	15%	75-85%	-
Jenis reaksi	Edotermik	Eksotermik	Eksotermik	-

(Turton, 1998)(Kirk & Othmer, 1998)

Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Aseton

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Dehidrogenasi Isopropanol	<ul style="list-style-type: none"> - Konversi isopropanol yang digunakan cukup tinggi dan konstan. - Hasil utamanya adalah aseton - Pengontrolan suhu yang mudah 	<ul style="list-style-type: none"> - Menggunakan reaksi endotermis - Reaksi berlangsung pada suhu tinggi (endotermis) - Karena tingginya suhu yang digunakan, maka perlunya penambahan katalis
Oksidasi Isopropanol	<ul style="list-style-type: none"> - Bahan baku mudah didapat 	<ul style="list-style-type: none"> - Sulit untuk pengontrolan suhu - Hasil utamanya bukan aseton
<i>Cumene Hydroperoxide</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Bahan baku mudah didapat 	<ul style="list-style-type: none"> - Aseton yang dihasilkan sedikit - Proses yang dilewati terlalu rumit
Fermentasi Biomassa		<ul style="list-style-type: none"> - Proses fermentasi adalah proses lama yang saat ini jarang digunakan - Membutuhkan waktu yang lama

(Kirk dan Othmer 1998)

1.3.4 Kegunaan Produk

Berikut merupakan beberapa manfaat penggunaan aseton adalah:

1. Sebagai cairan pembersih
2. Sebagai bahan pelarut
3. Sebagai stok umpan dalam bidang industri

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk dapat menentukan sifat reaksi yang akan berlangsung. Secara termodinamika Reaksi dehidrogenasi isopropanol mempunyai ΔH positif yang bersifat endotermis atau reaksi yang membutuhkan panas dari luar, oleh karena itu konversi pada reaksi kimia yang terjadi akan terus

meningkat sesuai dengan kenaikan suhu reaksi. Berikut harga entalpi, energi Gibbs dan konstanta kesetimbangannya pada Tabel 1.7

Tabel 1.2 Harga Entalpi, Energi Gibbs dan Konstanta Kesetimbangan

Komponen	$\Delta H_f(\text{kJ/mol})$	$\Delta G_f(\text{kJ/mol})$
Aseton	-217,57	-153,05
H ₂	0,00	0,00
Isopropanol	-272,59	-173,59

(Yaws 1999)

$$\begin{aligned} \Delta H_{f298k} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ Aseton} + \Delta H_f \text{ H}_2) - (\Delta H_f \text{ isopropanol}) \\ &= (-217,57 \text{ kJ/mol} - 0,00) - (-272,59) \\ &= 55,02 \text{ kJ/mol} \\ &= 55020 \text{ joule/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{f298k} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ Aseton} + \Delta H_f \text{ H}_2) - (\Delta H_f \text{ isopropanol}) \\ &= (-153,05 \text{ kJ/mol} - 0,00) - (-173,59) \\ &= 20,54 \text{ kJ/mol} \\ &= 20540 \text{ joule/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_{298} = \Delta G/RT \dots\dots\dots (1)$$

Dari persamaan (1) didapat nilai K_{298} sebagai berikut:

$$K_{298} = e^{\frac{-\Delta G^\circ}{RT}}$$

$$K_{298} = e^{\frac{-(20540)}{8,314 \times 298}}$$

$$K_{298} = 2,51 \times 10^{-4}$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \Delta H \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \dots\dots\dots (2)$$

Dari persamaan (2) dapat dicari K_{623} pada sebagai berikut:

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

$$\ln \frac{K_2}{2,51 \times 10^{-4}} = \frac{-(55020) \text{ j/mol}}{-8,314 \text{ j/molK}} \left(\frac{1}{623} - \frac{1}{298} \right)$$

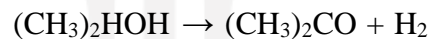
$$K_2 = 26,96269066$$

$K_{623} > 1$ *Reaksi Irreversible*

Pada suhu 325°C harga K besar sehingga diperoleh reaksi yang dianggap berjalan ke arah produk saja (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Apabila ditinjau dari kinetika reaksi, percepatan reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton didapat dari buku (Turton, 1998), aseton diproduksi oleh reaksi endotermik dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Reaksi endotermik yang telah berlangsung dengan bentuk fase gas pada katalis padat, yang didapat kinetika reaksi sebagai berikut:

$$(-r_a) = k_o \exp \left(\frac{-E_a}{RT} \right) X \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}}$$

$$k_0 = 3,51 \times 10^5 \text{ m}^3 \text{ gas/m}^3 \text{ reaktor.s}$$

$$E_a = 72,38 \text{ MJ/kmol} = 72380 \text{ KJ/kmol}$$

$$R = 8,3144 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$T = 350 \text{ C} = 623,15 \text{ K}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Aseton

Nama lain	: Dimethylketone, 2-Propanone; Dimethylketal
Rumus kimia	: $(CH_3)_2CO$
Berat molekul	: 58.08 g/mol
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Seperti buah
Kemurnian	: 99,82%
pH	: 5-6 pada 395 g/l 20°C
Titik leleh	: -95,4°C
Titik didih	: 56,2°C
Titik nyala	: < -20 °C
Tekanan uap	: 233 hPa pada 20°C
Densitas	: 0,79 g/cm ³ pada 20°C
Kelarutan dalam air	: Pada 20°C larut
Viskositas, dinamis	: 0,32 mPa.s pada 20 °C

(www.smartlab.co.id 2020)

2.1.2 Hidrogen

Nama lain	: Dihidrogen; O-Hidrogen; P-Hidrogen; Hidrogen
Rumus kimia	: H ₂
Berat molekul	: 2,02 g/mol
Bentuk	: Gas

Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Kemurnian	: 100%
Titik leleh	: -259,15°C
Titik didih	: -253°C
Kelarutan dalam air	: 0,0214 cm ³ /g (pada 0°C dan 1 atm)

(www.smartlab.co.id 2020)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku Utama

2.2.1 Isopropol Alkohol

Nama lain	: 2-Propanol, Isopropanol, IPA
Rumus kimia	: (CH ₃) ₂ CHOH
Berat molekul	: 60.10 g/mol
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Bau	: Seperti <i>alcohol</i>
Kemurnian	: 99,9%
pH	: Pada 20 °C netral
Titik leleh	: -89,5 °C
Titik didih	: 82,4 °C
Titik nyala	: 12 °C
Tekanan uap	: 43 hPa pada 20 °C
Densitas	: 0,786 g/cm ³ pada 20°C
Kelarutan dalam air	: Pada 20°C larut

(www.smartlab.co.id 2020)

2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang (katalis)

2.3.1 Zinc Oxide (ZnO)

Nama lain	: Seng Oksida
Rumus kimia	: ZnO
Berat molekul	: 81,39 g/mol
Bentuk	: Padat
Bau	: Tidak berbau
Warna	: Putih
Bau	: Seperti buah
pH	: 6,72
Titik lebur/beku	: >1.000°C
Densitas uap	: 5,68 g/cm ³ pada 22 °C

(www.smartlab.co.id 2020)

2.4 Pengendalian Kualitas

Dalam kegiatan produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang kualitasnya sesuai dengan standar dan jumlah produk yang dihasilkan sesuai dengan target yang direncanakan, dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.4.1 Pengendalian kualitas bahan

Penggunaan bahan baku ini adalah salah satu hal utama yang sangat berpengaruh dalam proses produksi pabrik yang nantinya akan berpengaruh pada kualitas produk yang akan dihasilkan. Agar pada proses penyimpanan kualitas prosuk kecil, maka diperlukan pengujian kuliatas terlebih dahulu sebelum digunakan. Dengan adanya pengujian ini pemakaian material yang digunakan akan

memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan dicapai target produksi yang diinginkan.

2.4.2 Pengendalian proses

Pengendalian proses dilakukan untuk menjaga kualitas dan mutu produk yang akan dihasilkan. Tahapan ini dilakukan dengan pengecekan bahan baku, unit operasi, bahan tambahan, dan produk setengah jadi. Apabila kapasitas produksi yang diinginkan tercapai, maka bahan baku yang digunakan harus terpenuhi. Oleh karena itu pengendalian proses sangat perlu agar tidak terjadi pengimpangan.

2.4.3 Pengendalian kualitas produk

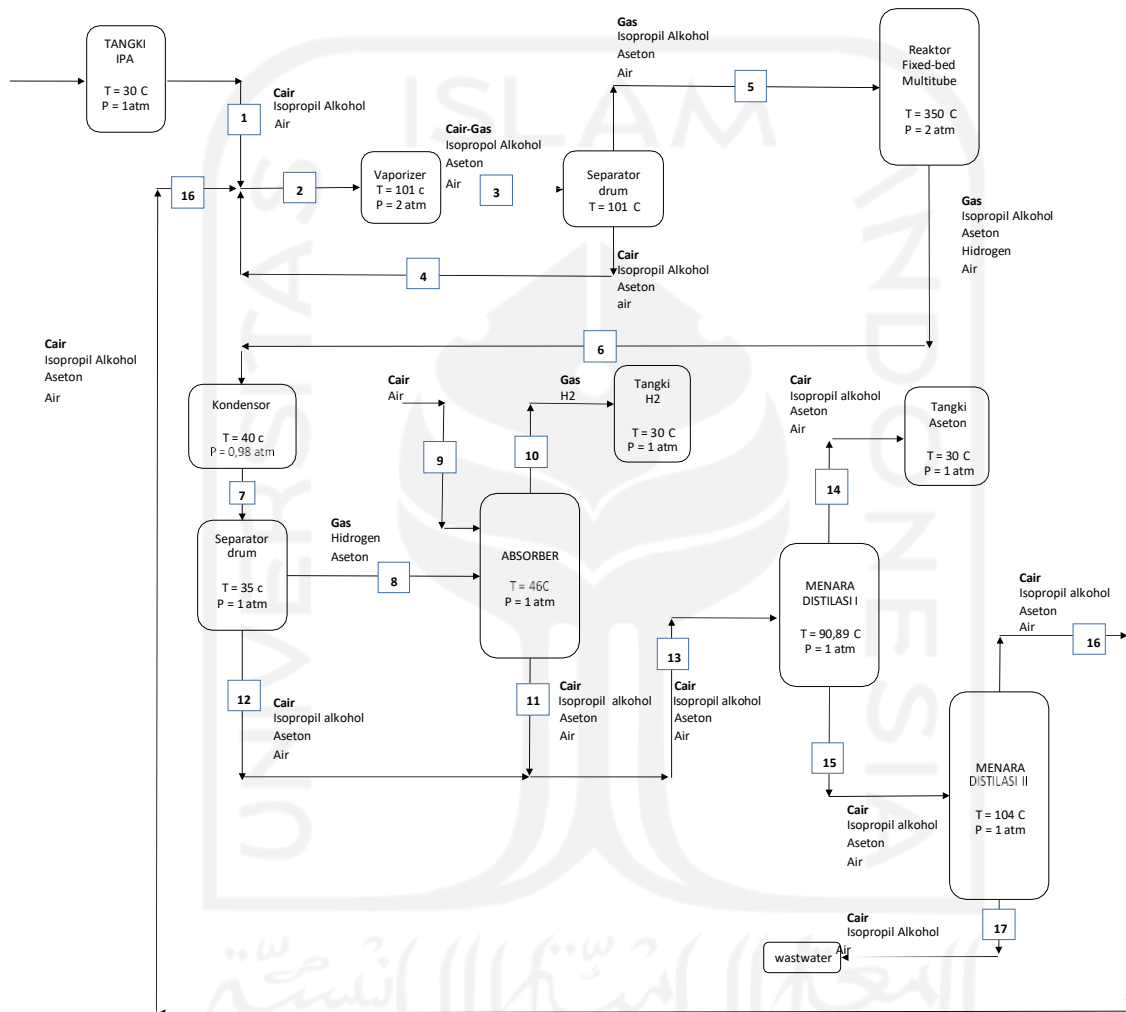
Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk menjaga dan mendapatkan produk yang sesuai dengan standar yang ditetapkan. Untuk memperoleh produk yang baik diperlukan penyimpanan kualitas dapat terjadi apabila ada kesalahan operasi, kerusakan pada alat dan juga apabila mutu bahan baku yang digunakan buruk. Penyimpanan dapat terdeteksi dalam monitor/analisa di laboratorium pemeriksaan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

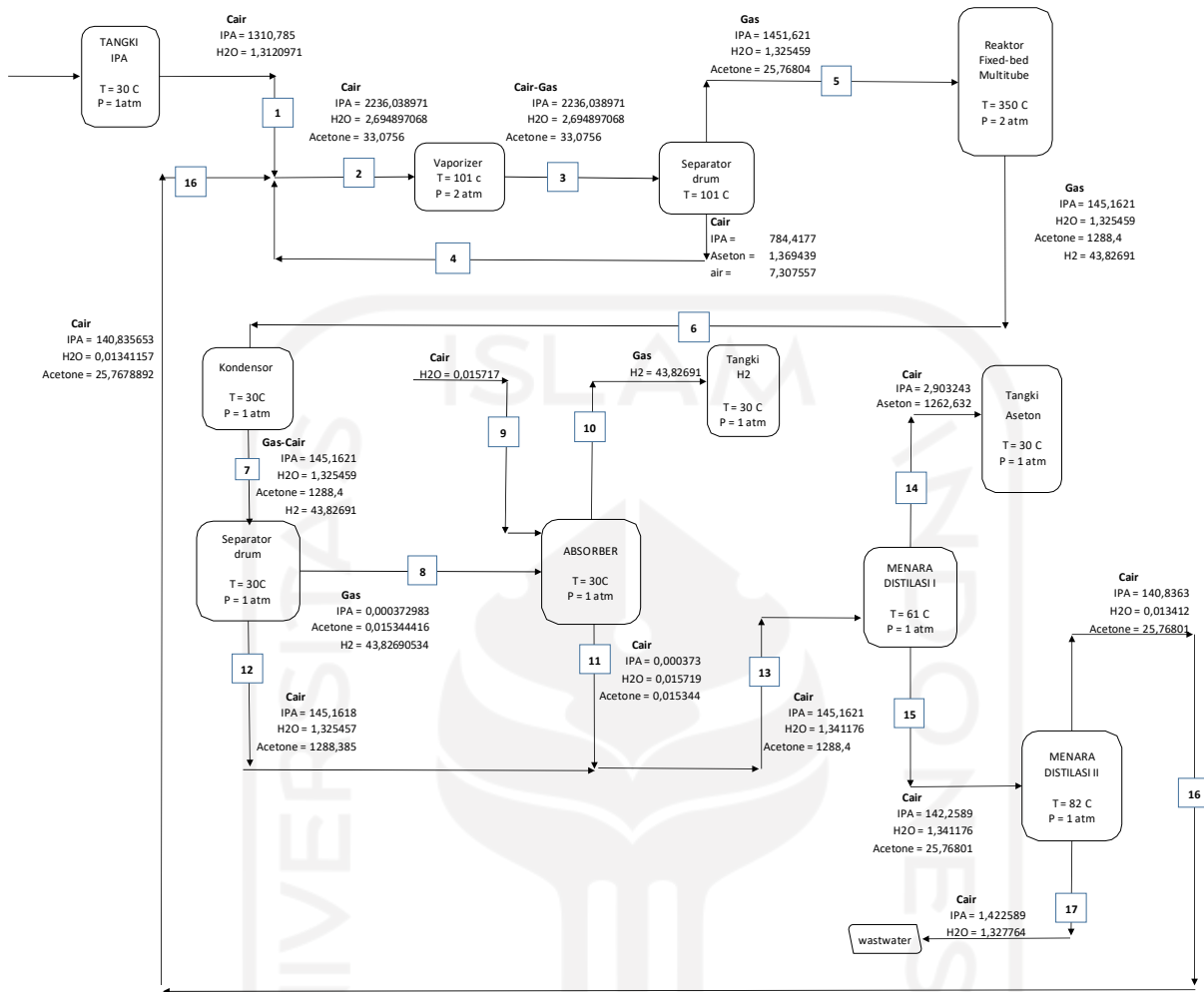
3.1 Diagram Alir Proses Dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

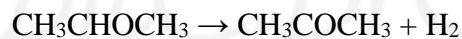
3.1.2 Diagram alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian proses

Pembuatan aseton dari isopropanol dengan proses dehidrogenasi berjalan secara endotermis dengan bantuan katalis ZnO. Persamaan reaksi overall adalah sebagai berikut:



Proses dehidrogenasi berlangsung pada fase gas dengan suhu 350°C dan tekanan 2,3 atm. Konversi isopropanol mencapai 90%. Karena reaksi berjalan secara endotermis, maka akan terjadi penurunan suhu. Berdasarkan teori kesetimbangan, penurunan suhu pada reaksi endotermis akan menyebabkan penurunan konversi. Oleh karena itu, pada proses ini

digunakan reaktor yang dijalankan secara isothermal dengan bantuan pemanas reaktor berupa steam untuk mempertahankan suhu dan konversi.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku berupa isopropanol sebelum di reaksikan di reaktor. Isopropanol dengan kemurnian 99% disimpan di Tangki Isopropanol (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Umpan segar isopropanol dialirkan dan dinaikkan tekanannya hingga 2 atm. Isopropanol kemudian dimasukkan ke Vaporizer (V-01) untuk diuapkan.

Hasil keluaran vaporizer dialirkan ke Separator (SP-01) untuk dipisahkan antara fase cair dan gas. Hasil atas Separator (SP-01) berupa gas dialirkan menuju Heater (HE-01) untuk dinaikkan suhunya sebelum masuk reaktor (R-01) menggunakan *dowtherm* A. Melalui Heater (HE-01) dipanaskan dari 101-350°C. Hasil bawah Separator (SP-01) di-*recycle* untuk dicampurkan lagi dengan umpan segar isopropanol di *mixing point* 1 (MP-01).

3.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Tahap sintesis aseton terjadi di *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-01). Reaktor bekerja pada suhu 350°C dengan pemanas berupa *Dowtherm* A dan ZnO sebagai katalis. Konversi isopropanol di dalam reaktor sebesar 99,9%. Di dalam reaktor, isopropanol dialirkan pada tube-tube berisikan katalis ZnO kemudian terurai menjadi aseton dan H₂. Hasil keluaran reaktor berupa produk aseton, H₂, air, dan isopropanol berfase gas.

3.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Hasil keluaran Reaktor (R-01) dialirkan menuju 2 Cooler yaitu (C-01) dan (C-02) untuk diturunkan suhunya hingga 170°C. Selanjutnya gas di kondensasi menggunakan Kondensor (CD-01) pada suhu 30°C menghasilkan campuran berfase cair-gas.

Kemudian campuran cair-gas ini dipisahkan menggunakan Separator 2 (SP-02). Hasil atas dari Separator 2 (SP-02) dialirkan ke Absorber (AB-01) untuk menyerap sisa gas isopropanol dan aseton dengan air sebagai solvenya. Sedangkan hasil bawah Separator 2 (SP-02) dialirkan ke Mixing point 2 (MP-02).

Hasil atas AB-01 berupa gas hidrogen dan sedikit aseton. Hasil bawah AB-01 berupa aseton, air, dan isopropanol kemudian dicampur dengan hasil bawah SP-2 di MP-02. Campuran tersebut dipisahkan menggunakan Menara Distilasi 1 (MD-01). Umpan MD-01 dipanaskan terlebih dahulu di HE-02 dinaikkan suhunya menjadi 64°C.

Hasil atas MD-01 diinginkan produk berupa aseton dengan kemurnian 90% massa. Kemudian didinginkan dengan Cooler (C-03) hingga suhu 30°C dan dialirkan ke Tangki Aseton (T-02). Hasil bawah MD-01 berupa air, isopropanol, dan aseton yang dipisahkan dengan Menara Distilasi 2 (MD-02). Hasil atas MD-02 berupa campuran isopropanol, air dengan sedikit aseton yang kemudian di recycle menuju Mixing point 1 (MP-01). Sedangkan hasil bawah MD-02 dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Kode	:	R-01
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi dehidrasi isopropanol dengan katalis Cu-ZnO menjadi aseton
Jenis	:	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	:	Kontinyu
Katalis		
a. Jenis katalis	:	Cu-ZnO
b. Bentuk katalis	:	Butiran Bola
c. Diameter katalis	:	0,003175 m
d. Panjang katalis	:	0,003175 m

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

e. Porositas tumpukan	:	0,73
<i>Operating Condition</i>		
a. Suhu	:	350°C
b. Tekanan	:	2 atm
c. Kondisi proses	:	Endotermis
<i>Mechanical Design</i>		
Tube		
a. Jumlah	:	375 buah
b. Panjang	:	149,6 in
c. Diameter (ID)	:	01,25 in
d. Jumlah pass	:	6
e. Material	:	<i>Carbon Steel SA-7</i>
Sell		
a. Diameter	:	0,8 m
b. Tebal Sell	:	0,1875 in
c. Jumlah pass	:	1
d. Material	:	<i>Carbon Steel SA-7</i>
e. bentuk head	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
f. Tebal head	:	0,187 in
g. Tinggi head	:	0,20 m
h. Tinggi Reaktor	:	4 m
Jenis pemanas/ pendingin	:	<i>Dowtherm A</i>
Harga	:	\$ 33.727

3.3.2 Separator

Tabel 3.3 Spesifikasi Separator

Kode	:	SP-01	SP-02
Fungsi	:	Memisahkan campuran IPA, Hidrogen dan Aseton fasa uap dan cair hasil keluaran dari vaporizer (VP-01)	Memisahkan campuran IPA, Hidrogen dan Aseton fasa uap dan cair hasil keluaran dari Reaktor (R-01)
Jenis	:	Silinder vertikal dengan alas dan tutup Elliptical dished heads / Ellipsoidal	Silinder vertikal dengan alas dan tutup Elliptical dished heads / Ellipsoidal
Material	:	<i>Carbon Stell SA-7</i>	<i>Carbon Stell SA-7</i>
Kondisi Operasi	:	T = 101 °C P = 2 atm	T = 30 °C P = 1 atm
<i>Spesifikasi</i>			
Shell			
a. Tinggi	:	1,38 m	3 m
b. Tebal	:	0,19 in	0,1875 in
c. Diameter	:	0,6227 m	0,33 m

Tabel 3.4 Spesifikasi Separator (Lanjutan)

Head			
a. Tinggi	:	6,4 in	4,3467 in
b. Tebal	:	0,1875 in	0,1875 in
Jumlah	:	1	1
Harga	:	\$ 10.166	\$ 6.339

3.3.3 Absorber

Tabel 3.5 Spesifikasi Absorber

Kode	:	AB-01
Fungsi	:	Menyerap H ₂ dari campuran gas IPA, Aseton dan H ₂ O dari campuran hasil (SP-02)
Jenis	:	<i>Packed Tower</i>
Material	:	Carbon Steel SA-7
Kondisi Operasi	:	T = 30 ⁰ C dan P = 1 atm
<i>Mechanical Design</i>		
Shell		
i. Diameter dalam	:	0,6312 m
j. Tinggi Menara	:	3,25 m
k. Tebal shell	:	0,1467 in
Head		
a. Jenis	:	<i>Torispherical Flanged & Dished Head</i>
b. Tebal	:	0,1422 in
c. Tinggi	:	0,1809 m
Menara Isian		
a. Jenis Packing	:	Rashcing Ring
b. Bahan Konstruksi	:	Ceramic
c. Tinggi Packing	:	2,2380 m
Harga	:	\$ 32.475

3.3.4 Menara Distilasi

Tabel 3.6 Spesifikasi Menara Distilasi

Kode	:	MD-01	MD-02
Fungsi	:	Memisahkan aseton dari isopropanol dan air	Memisahkan keluaran dari (MD-01)
Jenis	:	Plate tower (<i>sieve tray</i>) berbentuk torispherical roof	Plate tower (<i>sieve tray</i>) berbentuk torispherical roof

Tabel 3.7 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

Type	:	Tray	Tray
Material	:	Carbon Stell SA-7	Carbon Stell SA-7
<i>Operating Condition</i>			
a. Umpan	:	T = 63 ⁰ C dan P = 1 atm	T = 82 ⁰ C dan P = 1 atm
b. Distilat	:	T = 61 ⁰ C dan P = 1 atm	T = 82 ⁰ C dan P = 1 atm
c. Bottom	:	T = 82 ⁰ C dan P = 1 atm	T = 100 ⁰ C dan P = 1 atm
<i>Mechanical Design</i>			
Shell			
a. Diameter	:	0,8996 m	0,3316 m
b. Tinggi	:	17,3322 m	17,9907 m
c. Tebal shell	:	0,1875 in	0,1875 in
d. Material	:	Carbon Stell SA-7	Carbon Stell SA-7
Head			
a. Jenis	:	Torispherical dishead head	Torispherical dishead head
b. Tebal	:	0,2500 in	0,1875 in
c. Tinggi	:	8,2479 in	4,3422 in
d. Material	:	Carbon Stell SA-7	Carbon Stell SA-7
Tray			
a. Jenis Tray	:	Sieve	Sieve
b. Feed Plate	:	8	6
c. Jumlah Plate	:	34 buah	36 buah
d. Diameter Hole	:	0,005 m	0,005 m
e. Tebal tray	:	0,005 m	0,005 m
f. Tray Spacing	:	0,45 m	0,45 m
g. Jumlah Lubang	:	2459,9406 buah	334,3096 buah
Harga	:	\$ 48.270	\$ 41.955

3.3.5 Vaporizer

Tabel 3.8 Spesifikasi Vaporizer

Kode	:	V-01
Fungsi	:	Menguapkan campuran dari Mixing point
Jenis	:	Shell and Tube
Material	:	Carbon Stell SA-7
Flow Area	:	0,6390 in ²
<i>Mechanical Design</i>		
Luas Transfer Panas	:	219,3965 ft ²
Panjang Tube	:	24 ft
IDE	:	0,0229 m
OD	:	0,01905 m
ΔPt	:	0,0244 psi
Jumlah Tube	:	36 buah

Tabel 3.9 Spesifikasi Vaporizer (Lanjutan)

Kebutuhan Steam	415,887 kg/jam			
<i>Operating Condition</i>				
<i>Tipe Fluida</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
Fluida	Produk		Steam	
<i>Flow Area</i>	0,5631 ft ²		0,0642 ft ²	
	In	Out	In	Out
Suhu	36°C	101°C	370°C	370°C
Tekanan	2 Atm			
Harga	ros harga vaporizer gada			

3.3.6 Expansion valve

Tabel 3.10 Spesifikasi Expansion Valve

Kode	:	EV-01
Fungsi	:	Menurunkan tekanan
Jenis	:	<i>Globe Valve</i>
Material	:	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
<i>Operating Condition</i>		
Suhu	:	624°C
Tekanan masuk	:	2 atm
Tekanan keluar	:	1 atm
<i>Mechanical Design</i>		
Kapasitas	:	1478,7081 kg/jam
IDE	:	0,1541 m
OD	:	0,1683 m
a't	:	28,9 in ²
Le	:	180 ft
Harga	:	\$ 1.113

3.3.11 Tangki penyimpanan

Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki

Kode	:	T-01	T-02	T-03
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku IPA	Menyimpan gas H ₂ keluaran dari Absorber (AB-01)	Menyimpan produk aseton
Fasa Bahan	:	Cair	Gas	Cair

Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki (Lanjutan)

Jenis	:	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk Thorispherical	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk Thorispherical	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk Thorispherical
Material	:	<i>Carbon steel SA-7</i>	<i>Carbon steel SA-7</i>	<i>Carbon steel SA-7</i>
Jumlah Tangki	:	1	1	1
Kondisi Operasi	:	P = 1 atm T = 30 ⁰ C	P = 1 atm T = 30 ⁰ C	P = 1 atm T = 30 ⁰ C
<i>Mechanical Design</i>				
Diameter	:	3,048 m	12,192 m	10,668 m
Tinggi	:	0,9144 m	7,3152 m	3,6576 m
Volume	:	261,9478 m ³	243,928 m ³	243,928 m ³
Jumlah Course	:	1 buah	4	2
		1. 0,3125 in	1. 0,3125 in 2. 0,25 in 3. 0,1875 in 4. 0,25 in	1. 0,25 in 2. 0,1875 in
Jenis Head	:	<i>Thorispherical</i>	<i>Thorispherical</i>	<i>Thorispherical</i>
Tebal Head	:	0,5 in	0,5 in	0,5 in
Harga	:	\$ 91.136	\$ 13.993	\$ 85.634

3.3.12 Accumulator

Tabel 3.13 Spesifikasi Akumulator

Kode	:	ACC-01	ACC-02
Fungsi	:	Sebagai penampung arus keluaran kondensor ke MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan ketabilan aliran keluar	Sebagai penampung arus keluaran kondensor yang akan direcycle untuk menjaga kontinuitas dan ketabilan aliran keluar
Fasa Produk	:	Cair	Cair
Jenis	:	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Bahan	:	<i>Carbon steel SA-7</i>	<i>Carbon steel SA-7</i>
Jumlah Tangki	:	1	1
Kondisi Operasi	:	P = 1 atm dan T = 61 ⁰ C	P = 1 atm dan T = 82 ⁰ C
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas tengki	:	0,0225 m ³	0,0032 m ³
Diameter	:	0,1654 m	0,0860 m
Tinggi	:	1,1561 m	0,6674 m
Volume	:	0,7947 m ³	0,1118 m ³
Tebal Shell	:	0,1875 in	0,1875 in
Jenis Head	:	Thorispherical	Thorispherical
Tebal Head	:	0,1875 in	0,1875 in

Tabel 3.14 Spesifikasi Akumulator (Lanjutan)

Tinggi head	:	0,0818 m	0,0756 m
Harga	:	\$ 5.143	\$ 4.533

3.3.13 Pompa

Tabel 3.15 Spesifikasi Pompa

Kode	:	P-01	P-02
Fungsi	:	Memompa cairan bahan baku IPA ke Mixing point	Memompa cairan Condensor (CD-01) ke Separator (SP-02)
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Impeller	:	Mixed Flow Impellers	<i>Axial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	2	2
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	:	8,901 gallon/minute	10,325 gallon/minute
Rate Volumetrik	:	0,020 ft ³ /s	0,023 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	:	3,308 ft/s	3,833 ft/s
Ukuran Pipa			
a. ID	:	1,049 in	1,049 in
b. OD	:	1,32 in	1,32 in
c. Sch Number	:	40	40
d. IPS	:	1 in	1 In
e. Flow Area Pipe	:	0,864 inch ²	0,864 inch ²
f. Static Head	:	5,5272 ft	10,134 ft
g. Pressure Head	:	0,302 psi	0 psi
h. Friction Head	:	0,64 ft	1,7018 ft
i. Total Head	:	1,9318 m	3,6772 m
Efisiensi Pompa	:	18 %	18 %
Power Pompa	:	0,055 HP	0,1324 HP
Efisiensi Motor	:	80 %	80 %
Power Motor	:	0,069 HP	0,1655 HP
Harga	:	\$ 4.186	\$2.190

Kode	:	P-03	P-04
Fungsi	:	Memompa cairan Separator (SP-01) ke mixing point	Memompa cairan dari Mixing point ke (HE-01)
Jenis	:	Sentrifugal	Sentrifugal
Impeller	:	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	2	2
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	:	7,722 gallon/minute	9,722 gallon/minute
Rate Volumetrik	:	0,022 ft ³ /s	0,022 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	:	3,6097 ft/s	3,6098 ft/s

Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Ukuran Pipa		
a. ID	: 1,049 in	1,049 in
b. OD	: 1,32 in	1,32 in
c. Sch Number	40	40
d. IPS	: 1 in	1 in
e. Flow Area Pipe	: 0,86 in ²	0,863 in ²
f. Static Head	: 4,9212 ft	12 ft
g. Pressure Head	: 0 psi	0 psi
h. Friction Head	: 1,561 ft	1,534 ft
i. Total Head	: 2,0238 m	4,1871 m
Efisiensi Pompa	: 18%	52%
Power Pompa	: 0,0707 HP	0,1463 HP
Efisiensi Motor	: 80%	80%
Power Motor	: 0,0884 HP	0,1829HP
Harga	: \$ 2.190	\$ 2.404

Kode	:	P-05	P-06
Fungsi	:	Memompa cairan dari (HE-01) ke Menara Distilasi (MD-01)	Memompa cairan dari (ACC-01)
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	2	2
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	:	10,258 gallon/minute	9,010 gallon/minute
Rate Volumetrik	:	0,023 ft ³ /s	0,022 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	:	3,8088 ft/s	3,345 ft/s
Ukuran Pipa			
a. ID	:	1,0409 in	1,0409 in
b. OD	:	1,32 in	1,32 in
c. Sch Number		40	40
d. IPS	:	1 in	1 in
e. Flow Area Pipe	:	0,864 in ²	0,864 in ²
f. Static Head	:	56,864 ft	15 ft
g. Pressure Head	:	0 psi	0 psi
h. Friction Head	:	3,8713 ft	1,3644 ft
i. Total Head	:	18,58 m	5,0409 m
Efisiensi Pompa	:	18 %	52 %
Power Pompa	:	0,6493 HP	0,1554 HP
Efisiensi Motor	:	80 %	80 %
Power Motor	:	0,7823 HP	0,1942 HP
Harga	:	\$ 2.404	\$ 3.289

Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Kode	:	P-07	P-08
Fungsi	:	Memompa cairan dari Reboiler (RB-01) ke Menara Distilasi (MD-02)	Memompa cairan dari (ACC-02)
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	2	2
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	:	2,270 gallon/minute	1,22 gallon/minute
Rate Volumetrik	:	0,005 ft ³ /s	0,003 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	:	7,0034 ft/s	3,7622 ft/s
Ukuran Pipa			
a. ID	:	0,364 in	0,364 in
b. OD	:	0,54 in	0,54 in
c. Sch Number		40	40
d. IPS	:	1 in	0,25 in
e. Flow Area Pipe	:	0,104 in ²	0,104 in ²
f. Static Head	:	59 ft	3 ft
g. Pressure Head	:	0 psi	0 psi
h. Friction Head	:	18,46 ft	3,677 ft
i. Total Head	:	23,85 m	6,83 m
Efisiensi Pompa	:	18 %	18 %
Power Pompa	:	0,1804 HP	0,0278 HP
Efisiensi Motor	:	80 %	80 %
Power Motor	:	0,2254 HP	0,0347 HP
Harga	:	\$ 3.827	\$ 2.512

Kode	:	P-09	P-10
Fungsi	:	Memompa cairan dari Reboiler (RB-02) ke UPL	Memompa cairan dari (ACC-02)
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	2	2
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	:	0,016 gallon/minute	1,220 gallon/minute
Rate Volumetrik	:	0,00 ft ³ /s	0,003 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	:	0,365 ft/s	3,7622 ft/s
Ukuran Pipa			
a. ID	:	0,269 in	0,364 in
b. OD	:	0,41 in	0,54 in
c. Sch Number	:	40	40
d. IPS	:	0,125 in	0,25 in
e. Flow Area Pipe	:	0,068 in ²	0,104 in ²
f. Static Head	:	15 ft	3 ft
g. Pressure Head	:	0 psi	0 psi
h. Friction Head	:	0,0061 ft	3,677 ft

Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

i. Total Head	:	4,5739 m	6,8401 m
Efisiensi Pompa	:	18 %	18 %
Power Pompa	:	0,003 HP	0,0278 HP
Efisiensi Motor	:	80 %	80 %
Power Motor	:	0,004 HP	0,0347 HP
Harga	:	\$ 3.050	\$ 2.190

3.3.14 Blower

Tabel 3.19 Spesifikasi Blower

Kode	:	BL-01	BL-02	BL-03
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Jumlah alat	:	1	1	1
Kapasitas	:	223,0569 cuft/menit	371,2379 cuft/menit	698,3476 cuft/menit
Power	:	0,04 HP	0,06 HP	0,06 HP
Tekanan	:	2 atm	2 atm	2 atm
Suhu	:	101°C	350°C	350°C
Harga	:	\$ 5.741	\$ 7.774	\$ 12.199

Kode	:	BL-04	BL-05
Jenis	:	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
Jumlah alat	:	1	1
Kapasitas	:	318,2685 cuft/menit	318,2646 cuft/menit
Power	:	0,06 HP	0,04 HP
Tekanan	:	1 atm	1 atm
Suhu	:	30°C	30°C
Harga	:	\$ 10.884	\$ 9.448

3.3.15 Cooler

Tabel 3.20 Spesifikasi Cooler

Kode	CL-01		CL-03		CL-03	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
<i>Operating Condition</i>						
Posisi	<i>Annulus</i>	<i>Pipe</i>	<i>Annulus</i>	<i>Pipe</i>	<i>Annulus</i>	<i>Pipe</i>
Fluida	H ₂ O	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂	H ₂ O	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂	H ₂ O	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂
Tipe Fluida	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>

Tabel 3.21 Spesifikasi Cooler (Lanjutan)

Flow Area	3,14 in ²		7,88 in ²		3,14 in ²		7,88 in ²		3,14 in ²		7,88 in ²	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	25° C	25° C	350° C	260° C	25° C	25° C	260° C	170° C	25° C	25° C	104° C	30° C
Tekanan	1 atm				1 atm				1 atm			
<i>Mechanical Design</i>												
	<i>Outer Pipe</i>		<i>Inner Pipe</i>		<i>Outer Pipe</i>		<i>Inner Pipe</i>		<i>Outer Pipe</i>		<i>Inner Pipe</i>	
Panjang	15 ft		15 ft		15 ft		15 ft		15 ft		15 ft	
<i>Hairpins</i>	12 buah		12 buah		12 buah		12 buah		15 buah		15 buah	
ID	4,026 in		3,068 in		4,026 in		3,068 in		4,026 in		3,068 in	
OD	4,5 in		3,5 in		4,5 in		3,5 in		4,5 in		3,5 in	
A	55,020 ft ²				55,020 ft ²				68,775 ft ²			
Kebutuhan	6551,5827 kg/jam				3370,6956 kg/jam				51998,7552 kg/jam			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	22,62466 psi / 10 psi		0,07875 psi / 10 psi		20,08 psi / 10 psi		0,022 psi / 10 psi		0,0714 psi / 10 psi		3,86321 psi / 10 psi	
R_{dcal} / R_{dmin}	0,0178 / > 0,003		0,0178 / > 0,003		0,0118 / > 0,003		0,0118 / > 0,003		0,0178 / > 0,003		0,0178 / > 0,003	
Harga	\$ 13.156				\$ 14.472				\$ 18.299			

3.3.16 Heater

Tabel 3.22 Spesifikasi Heater

Kode	HE-01				HE-02			
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>				<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>			
<i>Operating Condition</i>								
Posisi	Annulus		Pipe		Annulus		Pipe	
Fluida	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂		<i>Dowtherm A</i>		IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂		Steam	
Tipe Fluida	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
<i>Flow Area</i>	3,14 ft ²		7,38 ft ²		3,14 ft ²		7,38 ft ²	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	25 °C	25 °C	101 °C	350 °C	25°C	25°C	30°C	64°C
Tekanan	1 atm				1 atm			
<i>Mechanical Design</i>								
	Outer Pipe		Inner Pipe		Outer Pipe		Inner Pipe	
Panjang	12 ft		12 ft		12 ft		12 ft	
<i>Hairpins</i>	11 buah		11 buah		18 buah		18 buah	
IDE	4,026 in		3,068 in		4,026 in		3,068 in	
OD	4,5 in		3,5 in		4,5 in		3,5 in	
A	40,348 ft ²				66,024 ft ²			
Kebutuhan	14812,338 kg/jam				23,766 kg/jam			

Tabel 3.23 Spesifikasi Heater (Lanjutan)

$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	8,9781 psi / 10 Psi	0,23729 psi / 10 psi	0.12314 psi / 10 psi	0,00007 psi / 10 Psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0039 / > 0,003	0,0039 / > 0,003	0,0619 / > 0,003	0,0619 / > 0,003
Harga	\$ 10.405		\$ 11.183	

3.3.17 Condensor

Tabel 3.24 Spesifikasi Condensor

Kode	CD-01			
Fungsi	Untuk mengembunkan (mengubah fase isopropropanol, aseton dan air) dari fase gas menjadi fase cair sebelum masuk SP-02			
Jenis	<i>Shell and Tube</i>			
Material	<i>Carbon Stell SA-7</i>			
<i>Operating Condition</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	170°C	30°C	25°C	30°C
Tekanan	1 atm		1 atm	
<i>Flow Area</i>	0,1200 ft ²		0,0329 ft ²	
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>			6,096 m	
<i>Passes</i>	1		6	
IDE	12 in		0,902 in	
OD			1 in	
BWG			18	
A	217,2120 ft ²			
Pitch	1,25 in			
Jumlah tube	46 Buah			
Kebutuhan pendingin	682,4855 kg/jam			
$\Delta p_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,0058 psi / 10 psi		1,6806 psi / 10 psi	
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0058 / 0,003			
Harga	\$ 61,355			
Kode	CD-02			
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas MD 02			
Jenis	<i>Shell and Tube</i>			
Material	<i>Carbon Stell SA-7</i>			
<i>Operating Condition</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	61°C	61°C	25°C	30°C
Tekanan	1 atm		1 atm	
<i>Flow Area</i>	0,1829 ft ²		0,1464 ft ²	
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>			5,4864 m	

Tabel 3.25 Spesifikasi Condensor (Lanjutan)

<i>Passes</i>	1	2
IDE	13,25 in	0,902 in
OD		1 in
BWG		18
A	311,0184 ft ²	
Pitch	1,25 in	
Jumlah tube	66 Buah	
Kebutuhan pendingin	76703,62504 kg/jam	
Δ pcal/ Δ P allow	0,0016 psi / 10 psi	4,1646 psi / 10 psi
Rd cal/ Rd min	0,0054 / 0,003	
Harga	\$ 41,382	

Kode	CD-03			
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas MD 02			
Jenis	<i>Shell and Tube</i>			
Material	<i>Carbon Stell SA-7</i>			
<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	82°C	82°C	25°C	30°C
Tekanan	1 atm		1 atm	
<i>Flow Area</i>	0,2423 ft ²		0,1464 ft ²	
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>			4,2672 m	
<i>Passes</i>	1		2	
ID	15,25 in		0,902 in	
OD			1 in	
BWG			18	
A	215,8785 ft ²			
Pitch	1,25 in			
Jumlah tube	66 Buah			
Kebutuhan pendingin	38426,75325 kg/jam			
Δ pcal/ Δ P allow	0,0001 psi / 10 psi		1,3899 psi / 10 psi	
Rd cal/ Rd min	0,0094 / 0,003			
Harga	\$ 39.947			

3.3.18 Reboiler

Tabel 3.26 Spesifikasi Reboiler

Kode	RB-01			
Fungsi	Menguapkan cairan hasil produk bawah menara distilasi (MD-01)			
Jenis	<i>Shell and Tube</i>			
Material	<i>Carbon Stell SA-7</i>			
<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	83°C	83°C	105°C	105°C
Tekanan	1 atm		1 atm	
<i>Flow Area</i>	0,001 ft ²		0,6390 ft ²	

Tabel 3.27 Spesifikasi Reboiler (Lanjutan)

<i>Mechanical Design</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>			7,3152 m	
<i>Passes</i>	1		2	
ID	13,25 in		0,902 in	
OD			1 in	
BWG			18 in	
A	414,691 ft ²			
Pitch	1,25 in			
Jumlah tube	66 Buah			
Kebutuhan	578,7939 kg/jam			
$\Delta p_{cal} / \Delta P \text{ allow}$	0,0001 psi / 10 psi		0,008 psi / 10 psi	
Rd cal/ Rd min	0,010 / 0,003			
Harga	\$ 15.070			
Kode	RB-02			
Fungsi	Menguapkan cairan hasil produk bawah menara distilasi (MD-02)			
Jenis	<i>Shell and Tube</i>			
Material	<i>Carbon Stell SA-7</i>			
<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Suhu	100°C	100°C	105°C	105°C
Tekanan	1 atm		1 atm	
<i>Flow Area</i>	0,00083 ft ²		0,6390 ft ²	
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>			7,3152 m	
<i>Passes</i>	1		6	
ID	12 in		0,902 in	
OD			1 in	
BWG			18 in	
A	854,515 ft ²			
Pitch	1,25 in			
Jumlah tube	136 Buah			
Kebutuhan	578,7939 kg/jam			
$\Delta p_{cal} / \Delta P \text{ allow}$	0,0001 psi / 10 psi		0,0240 psi / 10 psi	
Rd cal/ Rd min	0,00306 / 0,003			
Harga	\$ 13.993			

3.2 Neraca Massa

3.2.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.28 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)		
	Arus 1	Arus 9	Arus 10	Arus 14	Arus 17
Isopropanol	1310,7850			2,9032	1,42259
H ₂ O	1,3121	0,0157			1,3278
Aseton				1262,6323	
H ₂			43,8269		
	1312,0971	0,0157	43,8269	1262,6323	2,7504
Total	1312,1068		1312,1068		

3.2.2 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa Mixing point (MP-01)

Tabel 3.29 Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 5	Arus 16	Arus 2
Isopropanol	1310,7850	784,4177	140,8363	2236,0390
H ₂ O	1,3121	1,3694	0,0134	2,6949
Aseton	0,0000	7,3076	25,768	33,0756
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	1312,0971	793,0947	166,6177	2271,8095
Total	2271,8095			2271,8095

2. Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 3
Isopropanol	2236,0390	2236,0390
H ₂ O	2,6949	2,6949
Aseton	33,0756	33,0756
H ₂	0,0000	0,0000
Total	2271,8095	2271,8095

3. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Separator 1

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Isopropanol	2236,0390	1451,6213	784,4177
H ₂ O	2,6949	1,3255	1,3694
Aseton	33,0756	25,7680	7,3076
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
		1478,7148	793,0947
Total	2271,8095	2271,8095	

4. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.32 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
Isopropanol	1451,6213	145,1621
H ₂ O	1,3255	1,3255
Aseton	25,7680	1288,4003
H ₂	0,0000	43,8269
Total	1478,7148	1478,7148

5. Neraca Massa Kondensor (CD-01)

Tabel 3.33 Neraca Massa Kondensor 1

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
Isopropanol	145,1621	145,1621
H ₂ O	1,3255	1,3255
Aseton	1288,4003	1288,4003
H ₂	43,8269	43,8269
Aseton	1288,4003	1288,4003

6. Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel 3.34 Neraca Massa Separator 2

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 12
Isopropanol	145,1621	0,0004	145,1618
H ₂ O	1,3255	0,0000	1,3255
Aseton	1288,4003	0,0153	1288,3850
H ₂	43,8269	43,8269	0,0000

Tabel 3.34 Neraca Massa Separator 2 (Lanjutan)

		43,8426	1434,8722
Total	1478,7148	1478,7148	

7. Neraca Massa Absorber (AB-01)

Tabel 3.35 Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Isopropanol	0,0004			0,0004
H ₂ O	0,0000	0,0157		0,0157
Aseton	0,0153			0,0153
H ₂	43,8269		43,8269	0,0000
	43,8426	0,0157	43,8269	0,0314
Total	43,85834191		43,85834191	

8. Neraca Massa Mixing point

Tabel 3.36 Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
Isopropanol	0,0004	145,1618	145,1621
H ₂ O	0,0157	1,3255	1,3412
Aseton	0,0153	1288,3850	1288,4003
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
	0,0314	1434,8722	
Total	1434,9036		1434,9036

9. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.38 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
Isopropanol	145,1621	2,9032	142,2589
H ₂ O	1,3412	0,0000	1,3412
Aseton	1288,4003	1262,6323	25,7680
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
		1265,5356	169,3681
Total	1434,903623	1434,903623	

10. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.39 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
Isopropanol	142,2589	140,8363	1,42259
H ₂ O	1,3412	0,0134	1,3278
Aseton	25,7680	25,7680	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
		166,6177	2,7504
Total	169,3680706	169,3680706	

3.3 Neraca Panas

1. Necara Panas Vaporizer (V-01)

Tabel 3.40 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	46609,3175	
Q Arus keluar		979520,5286
Q Steam	932911,2111	
Total	979520,5286	979520,5286

2. Necara Panas Separator (SP-01)

Tabel 3.41 Neraca Panas Separator 1

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	282964,6130	
Q Arus keluar (gas)		282624,0462
Q Arus keluar (cair)		340,5668
Total	282964,6130	282964,6130

3. Necara Panas Heater (HE-01)

Tabel 3.42 Neraca Panas Heater

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	283885,5951	
Q Arus keluar		1804425,4377
Q Steam	1520539,8426	
Total	1804425,4377	180 4425,4377

4. Necara Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.43 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	1804281,2470	
Q Arus Keluar		1165335,9546
Q Reaksi		2968517,6257
Q Steam	2329572,3333	
Total	4133853,5803	4133853,5803

5. Necara Panas Kondensor (CD-01)

Tabel 3.44 Neraca Panas Kondensor

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	430824,6434	
Q Arus keluar		26338,9702
Q Arus Pendingin		404485,6732
Total	430824,6434	430824,6434

6. Necara Panas Separator (SP-02)

Tabel 3.45 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	19458,9655	
Q Arus keluar (gas)		3128,2578
Q Arus keluar (cair)		16330,7077
Total	19458,9655	19458,9655

7. Necara Panas Absorber (AB-01)

Tabel 3.46 Neraca Panas Absorber

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	6312,3368	
Q Arus keluar		1491797,1165
Q Air Pendingin	1485484,7797	
Total	1491797,1165	1491797,1165

8. Necara Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.47 Neraca Panas Menara Distilasi 1

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	129486,99	
Q Distilat		104206,3566
Q kondensor		1607576,8885
Q Bottom		28137,1153
Q Reboiler	1610433,3660	
Total	1739920,3604	1739920,3604

9. Necara Panas Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.48 Neraca Panas Menara Distilasi 2

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Q Arus masuk	28137,12	
Q Distilat		27320,29012
Q kondensor		253895,8060
Q Bottom		736,4876
Q Reboiler	253815,4664	
Total	281952,5837	281952,5837

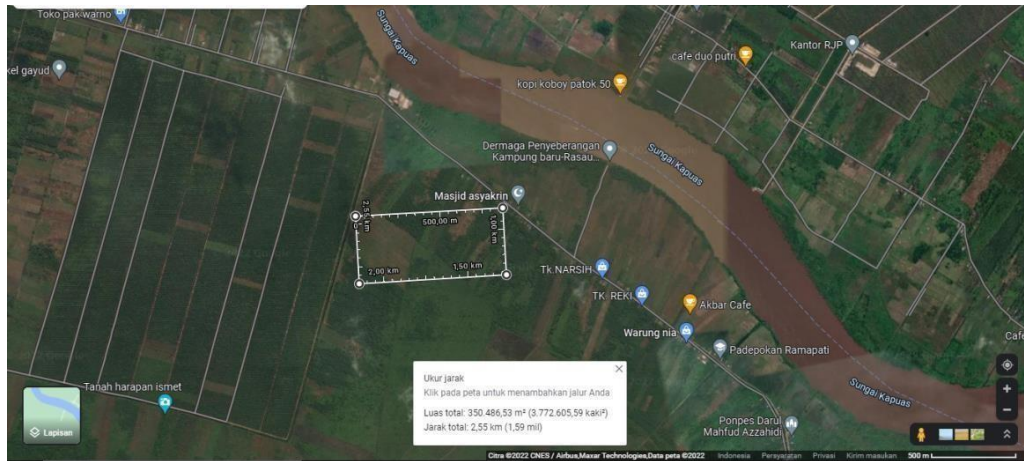
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik adalah hal utama dalam yang penting dalam menunjang keberhasilan suatu perancangan pabrik industri. Letak geografis suatu pabrik industri sangat berpengaruh dalam dalam proses produksi, keuntungan yang akan didapat dan juga perluasan di masa yang akan mendatang. Adapun faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dengan tepat yang nantinya akan memberikan dampak yang signifikan dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama yaitu pabrik tidak hanya dibangun dengan production cost dan operating cost yang minimum, akan tetapi juga tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga akan menjadi hal yang harus dipertimbangkan. Lokasi pada pabrik yang akan didirikan harus dapat menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimum mungkin. Adapun faktor lainnya juga perlu diperhatikan yaitu aspek penyediaan bahan baku, pemasaran, penyediaan tenaga listrik, penyediaan air, dan kebutuhan tenaga kerja.

Dengan memperhatikan faktor-faktor untuk mempertimbangkan penempatan suatu lokasi pabrik Aseton dari Isopropanol dengan kapasitas 10.000 ton/tahun yang memenuhi syarat direncanakan akan dibangun Pinang Dalam, Kec. Kubu, Kabupaten Kubu Raya, Kalimantan Barat.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

Ada dua jenis faktor yang mempengaruhi dalam menentukan lokasi pabrik adalah faktor primer dan faktor sekunder.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer adalah faktor yang dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi dalam pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan, yaitu:

a. Penyediaan Bahan Baku

Pada perusahaan yang melakukan proses produksi harus mempunyai bahan baku untuk keberlangsungan proses produksi dalam perusahaan tersebut. Apabila suatu perusahaan tidak memiliki persediaan bahan baku maka dalam pelaksanaan proses produksi akan terhambat. Hal tersebut membuktikan bahwa penempatan lokasi pabrik yang akan didirikan tidak jauh dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran. Hal ini bertujuan untuk mempermudah aspek transportasi sekaligus untuk meminimalisir biaya produksi terkait biaya transportasi dalam penyediaan bahan baku. Oleh karena itu, bahan baku isopropanol berasal dari Anhui Eapearl Chemical Co, Ltd, yang terletak di Ibukota Perunggu Kuno yang indah di Cina di provinsi anhui, Cina.

b. Pemasaran Pabrik

Pemasaran hasil produksi perancangan pabrik yaitu Aseton yang dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut. Pemasaran melalui jalur darat dapat dilakukan dengan pengangkutan menggunakan truk, sedangkan pemasaran jalur laut dapat dilakukan menggunakan kapal. Pabrik aseton dipasarkan ke industri kimia seperti industri karet, cat, kosmetik dan pernis di daerah Tangerang dan Bekasi.

c. Tenaga kerja

Mendirikan suatu pabrik sama halnya dengan membuka lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat setempat, sehingga kebutuhan tenaga kerja baik tenaga profesional (sarjana) maupun tenaga kerja kasar yang terdidik dan terampil dapat terpenuhi. Dengan diperoleh tenaga kerja yang sesuai kriteria, proses produksi akan berlangsung dengan baik.

d. Utilitas

Keperluan utilitas suatu pabrik adalah listrik, air, udara, dan bahan bakar. Pabrik direncanakan didirikan di Kec. Kubu, Kabupaten Kubu Raya, Kalimantan Barat merupakan daerah yang dekat dengan sumber air seperti Sungai Kapuas, sehingga memudahkan untuk penyediaan air. Untuk kebutuhan listrik dapat dipenuhi oleh PLN serta penyediaan generator sebagai cadangan listrik. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh melalui Pertamina.

e. Transportasi

Ketersediaan sarana transportasi baik melalui jalur laut maupun jalur darat dapat mempermudah dalam pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk yang memadai. Pabrik Aseton direncanakan dilokasi yang strategis karena:

- Pabrik terletak di dekat pelabuhan, sehingga transportasi laut dapat dengan mudah dilakukan.

- Untuk transportasi darat dapat digunakan truk pengangkut.

f. Keadaan Iklim dan Tanah

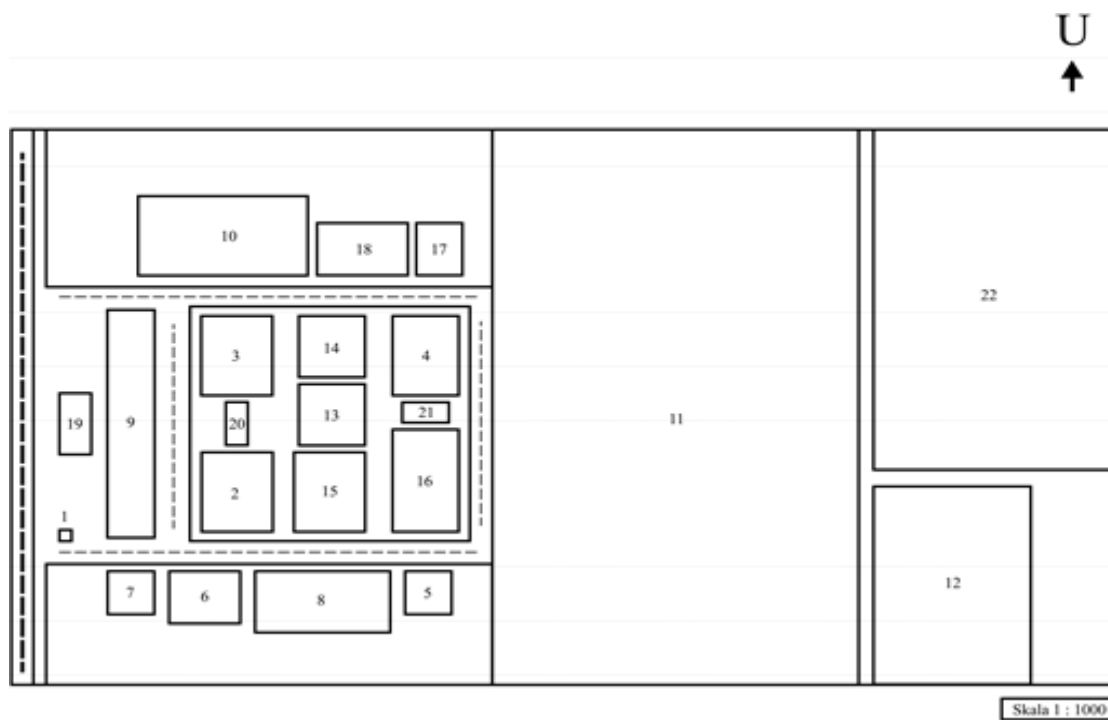
Kota Samarinda beriklim tropis yang mempunyai musim sama dengan wilayah Indonesia pada umumnya, yaitu musim kemarau dan musim penghujan. Selain itu, karena letaknya di daerah khatulistiwa maka iklim di kecamatan kubu juga dipengaruhi oleh angin muson, yaitu angin muson barat pada bulan November sampai April dan angin muson timur pada bulan Mei-Oktober. Secara morfologi daerah kubu terletak di bagian barat Kecamatan kubu dimana struktur tanahnya merupakan tanah datar.

g. Rincian Luas Tanah

Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	3	3	9
2	Kantor utama	20	15	300
3	Kantor Produksi	20	15	300
4	Gedung serbaguna	15	10	150
5	Kantin	10	10	100
6	Masjid	17	15	255
7	Klinik	10	10	100
8	Perumahan/mess karyawan	27	15	405
9	Parkir utama	50	10	500
10	Parkiran Bus dan Truk	40	20	800
11	Area proses	180	85	15300
12	Area utilitas	60	45	2700
13	Ruang kendali proses	15	15	225
14	Ruang kendali utilitas	15	15	225
15	Laboratorium	20	15	300
16	Bengkel	25	15	375
17	Gudang	15	10	150
18	Unit pemadam kebakaran	20	10	200
19	Taman 1	10	7	70
20	Taman 2	10	5	50
21	Taman 3	10	5	50
22	Area Perluasan 1	100	75	7500
23	Jalan	250	20	5000
Total Luas Tanah				35064
Total Luas Bangunan				30195,25

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)



Gambar 4.2 Tata letak pabrik (plant layout)

Keterangan:

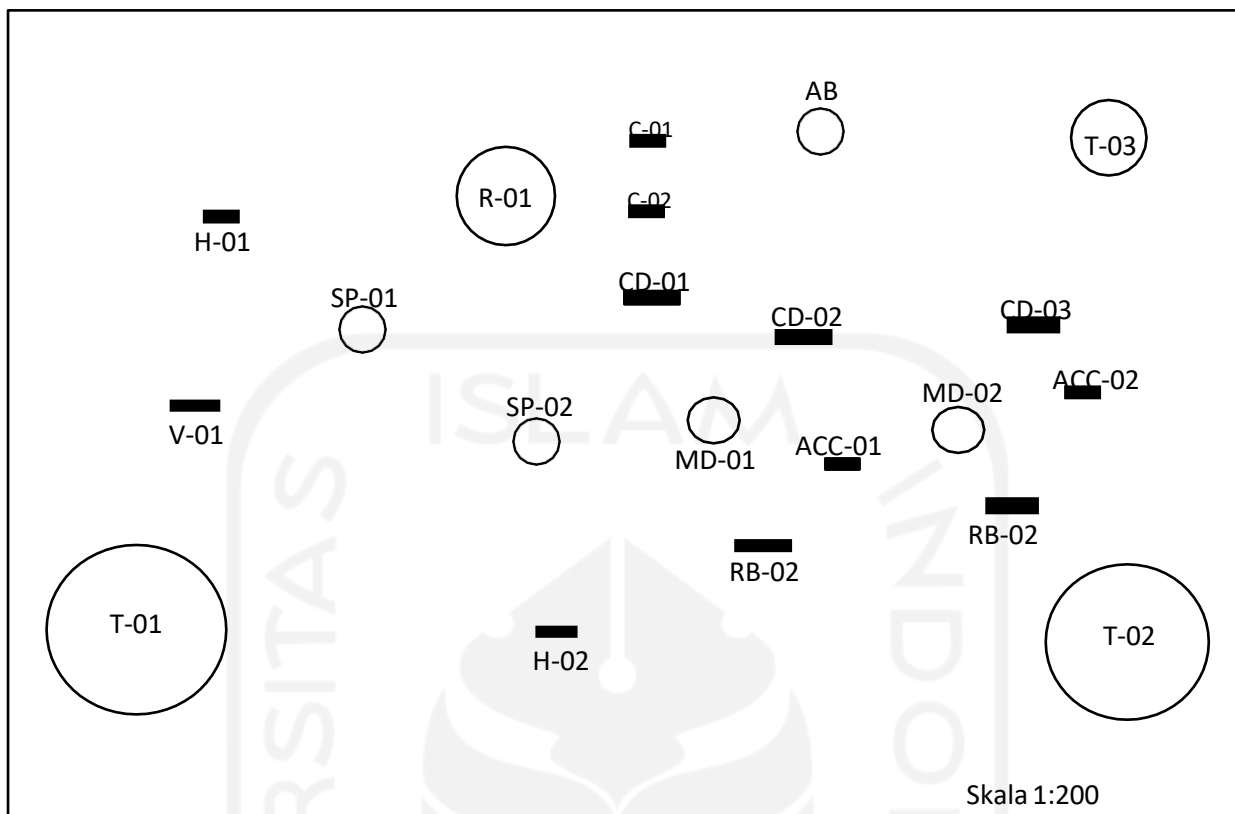
- | | |
|------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 13. Ruang Kontrol Proses |
| 2. Kantor Utama | 14. Ruang Kontrol Utilitas |
| 3. Kantor Produksi | 15. Laboratorium |
| 4. Gedung Serbaguna | 16. Gudang Bahan Baku |
| 5. Kantin | 17. Bengkel |
| 6. Masjid | 18. Unit Pemadam Kebakaran |
| 7. Klinik | 19. Taman 1 |
| 8. Perumahan / Mess Karyawan | 20. Taman 2 |
| 9. Parkir Utama | 21. Taman 3 |
| 10. Parkir Bus dan Truk | 22. Area Perluasan |
| 11. Area Proses | 23. Jalan |
| 12. Area Utilitas | |

Tata letak atau layout merupakan tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas perusahaan untuk menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan luas area untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan-gerakan material, penyimpanan material baik yang bersifat

temporer maupun permanen, personil pekerja, dan sebagainya (Wignjosobroto, 2009). Tata letak yang baik akan berdampak pada terjaminnya keamanan, kenyamanan, dan kepuasan dari tenaga kerja. Dengan terjaminnya hal-hal tersebut maka kualitas tenaga kerja dapat meningkat. Berikut beberapa hal yang harus diperhatikan guna mencapai kondisi optimal dalam menentukan tata letak pabrik Aseton.

1. Pabrik Aseton merupakan pabrik baru sehingga penentuan tata letak tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Pembangunan pabrik baru memungkinkan adanya perluasan wilayah dan pengembangan di masa depan.
2. Faktor keamanan suatu pabrik harus diperhatikan guna mencegah resiko kecelakaan kerja. Perencanaan tata letak suatu pabrik diusahakan jauh dari sumber api, bahan yang mudah terbakar, serta jauh dari gas beracun. Demi keselamatan kerja, tempat yang dapat menimbulkan kebakaran ditempatkan satu unit pemadam kebakaran. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, diantaranya:
 - a. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
 - b. Daerah proses merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Penyimpanan bahan baku dan produksi merupakan daerah penyimpanan bahan baku, biasanya berupa tangki penyimpanan.
 - c. Daerah gudang merupakan daerah tempat penyimpanan produk akhir. Bengkel sebagai tempat perbaikan alat yang rusak atau pemeliharaan alat.
 - d. Daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses dipusatkan dapat berupa air ataupun tenaga listrik.

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (machines layout)

Tata letak alat proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Penyusunannya berdasarkan alat yang memiliki fungsi sama ditempatkan dalam satu bagian. Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadi stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

3. Penerangan Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.
4. Lalu lintas manusia Dalam perancangan layout pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.
5. Pertimbangan ekonomi Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.
6. Jarak antara alat proses Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

a. Bentuk Perusahaan

Dalam merancang suatu pabrik, perlu menentukan bentuk dari perusahaan tersebut. Hal ini akan berpengaruh terhadap proses manajemen organisasi yang baik. Suatu struktur yang baik sangat diperlukan dalam hal ini. Struktur organisasi memberikan wewenang pada setiap bagian perusahaan untuk melaksanakan tugas yang diemban, juga mengatur fungsi anggota di dalamnya dalam berhubungan satu sama lain dalam menjalankan tugas. Sehingga perusahaan dapat menjaga keberadaannya secara dinamis. Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan dapat dibedakan menjadi empat bagian yaitu:

1. Perusahaan Perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap keberhasilan perusahaan.

2. Persekutuan Firma, modal dapat dikumpulkan dari dua orang bahkan lebih, tanggungjawab perusahaan didasari dengan perjanjian yang pendiriannya berdasarkan dengan akte notaris.
3. Persekutuan Komanditer (*Commanditaire Vennootschap*) yang biasa disingkat dengan CV terdiri dari dua orang atau lebih yang masing masingnya memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modalnya dan bertanggungjawab sebatas dengan modal yang dimasukkan saja).
4. Perseroan Terbatas (PT), modal diperoleh dari penjualan saham untuk mendirikan perusahaan, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.
Dengan pertimbangan diatas, Pabrik Aseton dipilih berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang didasarkan pada beberapa faktor berikut ini:
 1. Modal didapatkan dari penjualan saham yang disebar di masyarakat atau institusi.
 2. Tanggungjawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
 3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi staf yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
 4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
 5. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur yang cukup berpengalaman.
 6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluaskan usahanya.

7. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan sendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
8. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
9. Mudah bergerak di pasar global.

b. Struktur Organisasi Perusahaan

Dalam menjalankan aktivitas di dalam perusahaan agar efisien dan efektif, maka perlu struktur organisasi. Struktur organisasi penting bagi perusahaan agar para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan demi tercapainya keselarasan dan keselamatan kerja antar karyawan. Dengan demikian, struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing individu dalam perusahaan agar tercapai keselamatan kerja antar karyawan. Ada beberapa macam struktur organisasi antara lain:

1. Struktur Organisasi Line

Di dalam struktur organisasi ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu, produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkat-tingkatan manajerial. Setiap individu dalam departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap individu mempunyai hubungan pelaporan hanya ke satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

2. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran line. Jika dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, maka seorang staf

fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

3. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staf merupakan individu maupun kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya adalah memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Pada umumnya, staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu agar tercapainya tujuan organisasi yang lebih efektif. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain, perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi, tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi, adanya kesatuan arah (*unity of direction*), adanya kesatuan perintah (*unity of command*), adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab, adanya pembagian tugas (*distribution of work*), adanya koordinasi, struktur organisasi disusun sederhana, pola dasar organisasi harus relatif permanen, adanya jaminan batas (*unity of tenure*), balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya, dan penempatan orang harus sesuai keahliannya.

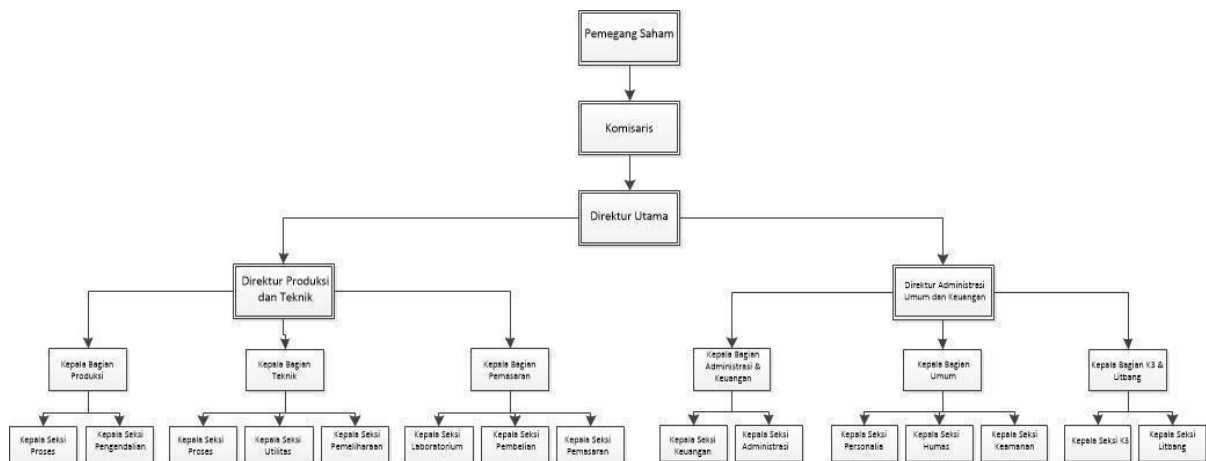
Berdasarkan macam-macam struktur organisasi dan pedomannya, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik adalah sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line and staff ini yaitu:

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian dan Kepala Bagian ini akan membawahi para karyawan perusahaan.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan didapatkan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
2. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen akan lebih terarah.
4. Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
6. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

c. Tugas dan Wewenang Karyawan

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah mereka yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian pabrik dan jalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut pemegang saham berwenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, dan mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Komisaris

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

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

3. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sebelumnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Berikut merupakan tugas Direktur Utama:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum).

b. Direktur Produksi

Tugas dari Direktur Produksi antara lain:

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

c. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai Staf Direktur. Dalam pelaksanaannya Kepala Bagian mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi bidang terkait dimana kepala seksi bidang membawahi karyawan bidang.

d. Status Kerja 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
2. Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
3. Karyawan Harian. Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
4. Karyawan Borongan. Karyawan yang digunakan oleh pabrik atau perusahaan apabila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

e. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Aseton dari Isopropanol ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan, dan turn around. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

1. Pegawai *non shift*

Yaitu pegawai yang bekerja selama 8 jam dalam sehari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari sabtu, minggu, dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi dibawah tanggung non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin – Kamis : 08.00 – 17.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jumat : 08.00 – 17.00 (istirahat 11.30 – 13.00)

2. Pegawai *shift*

Yaitu pegawai yang bekerja 24 jam per hari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift*:

Shift I (Pagi) : 08.00 – 16.00

Shift II (Sore) : 16.00 – 24.00

Shift III (Malam) : 24.00 – 08.00

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

Tabel 4.2 Jadwal kerja karyawan shift

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

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	

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

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

f. Jumlah Pekerja

Berikut merupakan jumlah karyawan yang bekerja di Pabrik Aseton.

Tabel 4.3 Jumlah karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	3
5	Kapala Bagian Proses dan Utilitas	1
6	Kapala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1
7	Kapala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
8	Kapala Bagian Keuangan	1
9	Kapala Bagian Pemasaran	1
10	Kapala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1
11	Kapala Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1
12	Kapala Bagian Umum dan Keamanan	1
13	Kapala Seksi Proses	1
14	Kapala Seksi Utilitas	1
15	Kapala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1
16	Kapala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1
17	Kapala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
18	Kapala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
19	Kapala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
20	Kapala Seksi Unit Pengolahan Limbah	1
21	Kapala Seksi Tata Usaha	1
22	Kapala Seksi Personalia	1
23	Kapala Seksi Hubungan Masyarakat	1
24	Kapala Seksi Keamanan	1
25	Karyawan Proses	5
26	Karyawan Utilitas	4
27	Karyawan. Pemeliharaan dan Bengkel	5
28	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5
29	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5
30	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5
31	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	5
32	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5
33	Karyawan Tata Usaha	5
34	Karyawan Personalia	5
35	Karyawan Hubungan Masyarakat	5

Tabel 4.3 Jumlah karyawan (lanjutan)

36	Karyawan Keamanan	6
37	Operator	45
38	Dokter	1
39	Perawat	3
40	Sopir	5
41	Cleaning Service	10
Total		148

Suatu pabrik yang telah didirikan harus terdapat aturan penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut merupakan rincian penggolongan jabatan:

Tabel 4.4 Rincian Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur	S-2
3	Kepala Bagian	S-1
4	Kepala Seksi	S-1
5	Sekretaris	S-1
6	Dokter	S-1
7	Perawat	D-3 / D-4 / S-1
8	Karyawan dan Operator	D-3 / S-1
9	Sopir	SMA
10	<i>Cleaning Service</i>	SMA

g. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

1. Gaji Bulanan.

Merupakan gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut merupakan rincian gaji karyawan sesuai dengan jabatan.

Tabel 4.5 Rincian gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)	Gaji (/bulan)
1	Direktur Utama	1	Rp 55.000.000	Rp 55.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
5	Kabag. Proses dan Utilitas	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
6	Kepala. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
7	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
10	Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
11	Kepala Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
12	Kepala Bagian Umum dan Keamanan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
13	Kepala Seksi Proses	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
14	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
15	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
16	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
17	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
18	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000

Tabel 4.5 Rincian gaji karyawan (lanjutan)

19	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
20	Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
21	Kepala Seksi Tata Usaha	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
22	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
23	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
25	Karyawan Proses	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
26	Karyawan Utilitas	4	Rp 11.450.000	Rp 45.800.000
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
28	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
29	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
30	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
31	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
32	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5	Rp 11.450.000	Rp 57.250.000
33	Karyawan Tata Usaha	5	Rp 11.000.000	Rp 55.000.000
34	Karyawan Personalia	5	Rp 11.000.000	Rp 55.000.000
35	Karyawan Hubungan Masyarakat	5	Rp 11.000.000	Rp 55.000.000
36	Karyawan Keamanan	6	Rp 6.000.000	Rp 36.000.000
37	Operator	45	Rp 8.500.000	Rp 382.500.000
38	Dokter	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
39	Perawat	3	Rp 7.000.000	Rp 21.000.000
40	Sopir	5	Rp 5.500.000	Rp 27.500.000
41	Cleaning Service	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
Total		148	Rp 695.600.000	Rp 1.667.550.000

h. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa tunjangan, cuti, seragam kerja, BPJS kesehatan dan ketenagakerjaan.

1. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan berupa tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan, tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh

karyawan, dan tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

Ketentuan cuti perusahaan adalah sebagai berikut:

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

3. Seragam Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya, dengan peraturan pemakaian 3 hari (senin, Selasa, Rabu) menggunakan seragam kerja dan hari selebihnya dapat menggunakan baju batik pribadi.

4. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No.24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan sebagaimana dimaksud dalam Pasal 5 ayat (2) huruf a menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan yaitu:

- 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. BPJS Ketenagakerjaan

Berdasarkan UU No.40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No.24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yakni Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Sementara Program Jaminan Kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU tersebut, pemberi kerja (perusahaan) wajib mendaftarkan seluruh pekerjanya menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundangundangan.



BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyedia dan pengolahan air ini dikenal dengan *Units Water Treatment System*. Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air pada suatu pabrik, air yang digunakan pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Kebutuhan air pada pabrik Aseton ini direncanakan akan dipenuhi oleh sumber air sungai yaitu Sungai Kapuas yang terletak tidak jauh dari lokasi pendirian pabrik.

Air yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan operasional pada prarancangan pabrik Aseton masih mengandung pasir, mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Pengolahan air ini bertujuan untuk menjaga alat-alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan-reaktan yang terdapat dalam proses. Selain itu, pengolahan air dilakukan untuk menghindari fouling yang terjadi pada alat-alat penukar panas. Proses pengolahan air sungai dapat dilakukan secara fisis dan kimia.

Adapun pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- a. Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana, dan biayanya lebih murah.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air dapat tercukupi.

- c. Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

Air pendingin yang digunakan harus memenuhi beberapa syarat sebagai berikut:

- a. Tidak boleh mengandung besi, karena dapat menyebabkan korosi.
- b. Tidak boleh mengandung silika, karena dapat menyebabkan kerak.
- c. Tidak boleh mengandung oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
- d. Tidak boleh mengandung minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film *corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

2. Air Umpan Steam

Uap atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan steam disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti steam yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Air yang digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak boiler. Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler, diantaranya:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi. Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan asam, gas-gas terlarut seperti CO₂, O₂, H₂S, dan NH₃. O₂ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Adanya kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- c. Zat-zat yang dapat menyebabkan foaming air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan biasanya terjadi pada alkalinitas tinggi.

3. Air Sanitasi

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

a. Syarat Fisika, meliputi:

1. Suhu: di bawah suhu udara.
2. Warna: jernih.
3. Rasa: tidak berasa.
4. Bau: tidak berbau.

b. Syarat Kimia, meliputi:

1. pH netral (6,5 – 7,5).
2. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
3. Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb).

c. Syarat Bakteriologis, meliputi:

1. Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.
2. Tidak mengandung mikroba penghasil toksin

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang berasal dari Sungai Kapuas akan diolah di unit pengolahan air dengan tahapan pengolahan sebagai berikut:

1. Screening

Air akan dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, daun, plastik dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah.

2. Sedimentasi

Air yang telah melalui proses penyaringan kemudian air dihilangkan kembali kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses pengendapan.

3. Flokulator

Setelah proses pengendapan, air diendapkan kembali kotorannya yang berupa dispersi koloid (suatu zat terlarut atau fase terdispersi sebagai partikel yang sangat halus pada substansi lain atau medium pendispersi) dalam air dengan menginjeksikan koagulan untuk menggumpalkan kotoran tersebut dimana koagulan yang digunakan adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$ atau tawas.

4. Clarifier

Kemudian air keluaran flokulator yaitu air baku dimasukkan ke dalam bak pengendap yaitu clarifier untuk menghilangkan flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi. Dimana air bersih akan keluar dari pinggir clarifier secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di blowdown secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk *clarifier* memiliki nilai *turbidity* tinggi dan diharapkan akan menjadi turun setelah keluar dari *clarifier*.

5. Penyaringan

Air keluaran dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju *sand filter* yang berperan untuk memisahkan partikel-partikel padat yang masih lolos atau terbawa oleh air dari *clarifier*. Air yang keluar dari *sand filter* kemudian akan dialirkan ke dalam tangki penampungan (*filter water reservoir*).

6. Penampung

Sementara Air bersih yang sudah ditampung di tangki penampungan, kemudian didistribusikan menuju tangki klorinasi, tangki air servis, bak air pendingin, dan tangki *cation* dan *anion exchanger*.

7. Proses Klorinasi

Air dari bak penampung dicampur dengan klorin dalam bentuk kaporit yang bertujuan untuk menghilangkan jamur, bakteri, dan mikroorganisme. Air yang dihasilkan kemudian ditampung di tangki air bersih yang nantinya akan didistribusikan untuk kebutuhan air domestik.

8. Tangki Air Servis

Air dari tangki air servis ditampung pada tangki air bertekanan dimana berfungsi untuk menyimpan air bertekanan sementara yang dilengkapi dengan membran untuk memisahkan air dan udara. Tangki air bertekanan pada prinsipnya berguna untuk menstabilkan tekanan air pada kran. Air bertekanan ini dapat digunakan untuk kebutuhan air servis.

9. Bak Air Pendingin

Air dari bak penampung sementara ditampung pada bak air pendingin untuk selanjutnya diproses dalam *cooling tower* yang nantinya akan digunakan sebagai air pendingin.

10. Cooling Tower

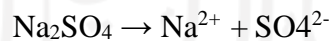
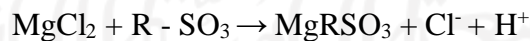
Air dari bak air pendingin dialirkan menuju *cooling tower* untuk mendinginkan air dari proses melalui kontak langsung dengan udara yang mengakibatkan sebagian kecil air menguap dan air dapat digunakan kembali ke proses menjadi air pendingin. Air pembuangan dari *cooling tower* atau *blowdown* dikeluarkan dari *cooling tower* untuk menjaga konsentrasi partikel yang ada didalamnya.

11. Proses Demineralisasi

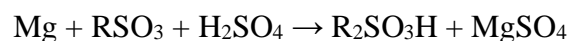
Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan boiler. Peralatan-peralatan yang digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah:

a. Cation Exchanger

Di dalam *cation exchanger* berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung didalam air akan diganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi yang terjadi adalah:

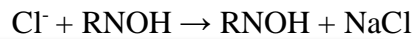
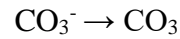


Setelah dalam jangka waktu tertentu, kation resin akan jenuh sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan H_2SO_4 . Reaksi yang terjadi adalah:

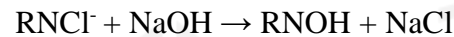


b. Anion Exchanger

Proses ini memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut di dalam air, dengan resin yang bersifat basa, maka anion-anion seperti CO_3^{2-} dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Reaksi yang terjadi adalah:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah:



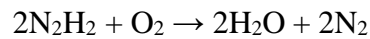
12. *Mixed Bed Unit*

Mixed Bed adalah tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi boiler bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu *vessel*. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

13. Dearasi

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 yang masih terikat dalam *feed water* yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Air yang sudah mengalami proses demineralisasi (*polish water*) akan dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan larutan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang masih terkandung dalam air. Dengan hilangnya kandungan air di

dalam air umpan boiler maka dapat mencegah timbulnya kerak (*scale*) pada bagian *tube boiler*. Reaksi yang terjadi adalah :



Air yang keluar dari deaerator akan dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

5.2 Unit Kebutuhan Kebutuhan Air

5.2.1 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Kebutuhan (Kg/Jam)
Cooler -01	CL-01	6551,5827
Cooler -02	CL-02	3370,696
Cooler -03	CL-03	51998,755
Condenser-01	CD-01	682,482
Condenser-02	CD-02	76703,276
Condenser-03	CD-03	38426,579

- a. Total kebutuhan air pendingin : 177733,3719Kg/Jam
- b. Perancangan dibuat over design 20 % : 213280,0452 Kg/Jam
- c. Jumlah air yang menguap (W_e) : 1812,8804 Kg/Jam
- d. *Drift Loss* (W_d) : 42,6560 Kg/Jam
- e. *Blowdown* (W_b) : 561,6375 Kg/Jam
- f. *Make up Water* (W_m) : 2417,1738 Kg/Jam
- g. Perancangan W_m dibuat *over design* 20% : 2900,60815 Kg/Jam

5.2.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Alat	Kode	Kebutuhan (Kg/Jam)
Heater-02	HE-02	50,5473
Reboiler-01	RB-01	586,6722
Reboiler-02	RB-02	578,7912
Vaporizer-01	VP	415,8878

- a. Total kebutuhan air untuk steam : 1631,8986 Kg/Jam
- b. Perancangan dibuat over design 20 % : 1958,2783 Kg/Jam
- c. *Blowdown* (Wb) : 293,7417 Kg/Jam
- d. Jumlah air yang menguap (We) : 97,9139 Kg/Jam
- e. *Make up Water* (Wm) : 391,6557 Kg/Jam
- f. Perancangan Wm dibuat *over design* 20% : 469,9897Kg/Jam

5.2.3 Kebutuhan Air Domestik

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

a. Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari, sehingga:

Jumlah Karyawan : 175 karyawan

Perkiraan Kebutuhan air tiap orang : 100 liter/hari

Kebutuhan air tiap karyawan : 4,0729 Kg/Jam

Kebutuhan air semua karyawan : 712,7638 Kg/Jam

: 17106,332 Kg/Hari

b. Kebutuhan air untuk tempat tinggal

Jumlah Mess	: 50 Kamar
Perkiraan Penghuni Mess	: 40 Orang
Kebutuhan air tiap orang	: 100 liter/hari
Kebutuhan air untuk mess	: 33941,1353 Kg/Jam
	: 814587,2474 Kg/Hari

5.2.4 Kebutuhan Air Untuk Air Servis

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, dan lain –lain. Sehingga total kebutuhan air adalah sebesar 250358,438 Kg/Jam dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 5.3 Kebutuhan Air untuk Air Servis

No.	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	<i>Domestik Water</i>	34653,8992
2	<i>Service Water</i>	500
3	<i>Cooling Water</i>	213280,0452
4	<i>Steam Water</i>	1958,2783
	Total	250392,2226

5.3 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, dengan menyediakan ketel uap (boiler). Jumlah steam yang dibutuhkan adalah 1631,8986 Kg/Jam. Maka, total kebutuhan steam setelah *over design* 20% sebagai faktor keamanan alat adalah 1958,2783 kg/jam.

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengamanan-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air yang berasal dari unit pengolahan air yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang masih terkandung dalam air umpan. Serta pengaturan pH sekitar 10-11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

Air sebelum masuk ke dalam boiler, terlebih dahulu dimasukkan ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 300°C, kemudian diumpankan ke boiler. Api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) memiliki tugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran akan masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air yang berada di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa api maka air akan menjadi mendidih. Uap air yang terkumpul kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

5.4 Unit Penyediaan *Dowtherm A*

Untuk memanaskan reaktor dan heater menggunakan pemanas jenis Dowtherm A. Alasan dipilihnya pemanas jenis Dowtherm A yaitu jenis pemanas ini mampu bekerja pada suhu tinggi dan tetap bertahan di tekanan rendah. Oleh karena itu, pemilihan jenis pemanas yang digunakan adalah Dowtherm A.

Dowtherm A adalah cairan yang dapat digunakan dalam suhu 60°F sampai 750°F (15-400) °C dan dalam tekanan 1 atm. Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *non-corrosive* untuk logam biasa dan paduan.

Jumlah *Dowtherm A* yang dibutuhkan untuk memanaskan reaktor fixed bed multitube sebesar 22692 kg/jam. Total kebutuhan *Dowtherm A* setelah *overdesign* 20% sebagai faktor keamanan alat adalah 17774,8059 kg/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran pada boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan generator yaitu solar. Solar memiliki *heating value* sebesar 1976 BTU/lb dengan efisiensi pembakaran 80%. Bahan bakar yang dibutuhkan sebesar 58,6645 lb/jam. Untuk bahan bakar furnace digunakan Fuel Oil No. 2. Nilai *heating value* sebesar 130000 BTU/US.gal dengan efisiensi pembakaran 75% berat fuel yang dibutuhkan sebesar 6,2515 Kg/Jam.

5.6 Unit Penyedia Udara

Tekan Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control. Udara tekan dipilih memiliki tekanan 6,35 bar dan suhu 30°C. Adapun jumlah alat kontrol sebanyak 36 buah dengan total kebutuhan udara tekan keseluruhan sebesar 67,2883 m³/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silika gel.

5.7 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi peralatan proses, peralatan utilitas, dan kebutuhan perkantoran. Adapun rincian dari kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

a. Kebutuhan Listrik Proses

Beberapa peralatan proses menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor. Daya yang dibutuhkan masing-masing alat dapat dilihat pada Tabel 5.4 sebagai berikut.

Tabel 5.4 Unit Pembangkit Listrik

Alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,06	41,68
Pompa-02	P-02	0,13	98,74
Pompa-03	P-03	0,07	52,74
Pompa-04	P-04	0,146	109,11
Pompa-05	P-05	0,65	484,17
Pompa-06	P-06	0,16	115,85
Pompa-07	P-07	0,18	134,49
Pompa-08	P-08	0,01	6,36
Pompa-09	P-09	0,00	0,23
Pompa-10	P-10	0,01	6,36
Blower-01	BL-01	0,04	27,42
Blower-02	BL-02	0,06	45,71
Blower-03	BL-03	0,06	45,71
Blower-04	BL-04	0,06	45,71
Blower-05	BL-05	0,04	27,42
Total		1,67	1241,68

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Sama halnya dengan peralatan proses, peralatan utilitas juga terdapat sejumlah daya yang dibutuhkan. Kebutuhan tersebut dapat dilihat pada Tabel sebagai berikut.

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	0,3218	239,9626
Kompresor Udara	CR-01	4,0000	2982,8000
Pompa Utilitas-01	PU-01	1,8728	1396,5589
Pompa Utilitas-02	PU-02	1,6956	1264,4078
Pompa Utilitas-03	PU-03	1,6321	1217,0242
Pompa Utilitas-04	PU-04	0,0002	0,1731
Pompa Utilitas-05	PU-05	1,7152	1279,0232
Pompa Utilitas-06	PU-06	1,7561	1309,5268
Pompa Utilitas-07	PU-07	0,3782	282,0380
Pompa Utilitas-08	PU-08	0,3239	241,5221
Pompa Utilitas-09	PU-09	0,7619	568,1520

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas (lanjutan)

Pompa Utilitas-10	PU-10	0,00001	0,0067
Pompa Utilitas-11	PU-11	0,2041	152,1849
Pompa Utilitas-12	PU-12	3,6500	2721,8016
Pompa Utilitas-13	PU-13	0,0320	23,8964
Pompa Utilitas-14	PU-14	0,0319	23,7839
Pompa Utilitas-15	PU-15	0,3245	241,9727
Pompa Utilitas-16	PU-16	1,4187	1057,9105
Pompa Utilitas-17	PU-17	0,0008	0,5926
Pompa Utilitas-18	PU-18	0,0010	0,7190
Pompa Utilitas-19	PU-19	0,0004	0,2648
Pompa Utilitas-20	PU-20	0,0004	0,2661
Pompa Utilitas-21	PU-21	0,0004	0,2648
Total		22,1218	16496,2528

c. Kebutuhan Lain – lain

- a. Kebutuhan listrik untuk penerangan : 100 kW
- b. Kebutuhan listrik untuk AC : 30 kW
- c. Kebutuhan listrik untuk Laboratorium dan Bengkel : 75 kW
- d. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi : 50 kW

Kebutuhan listrik secara lebih lengkap dapat dilihat pada Tabel 5.6 sebagai berikut.

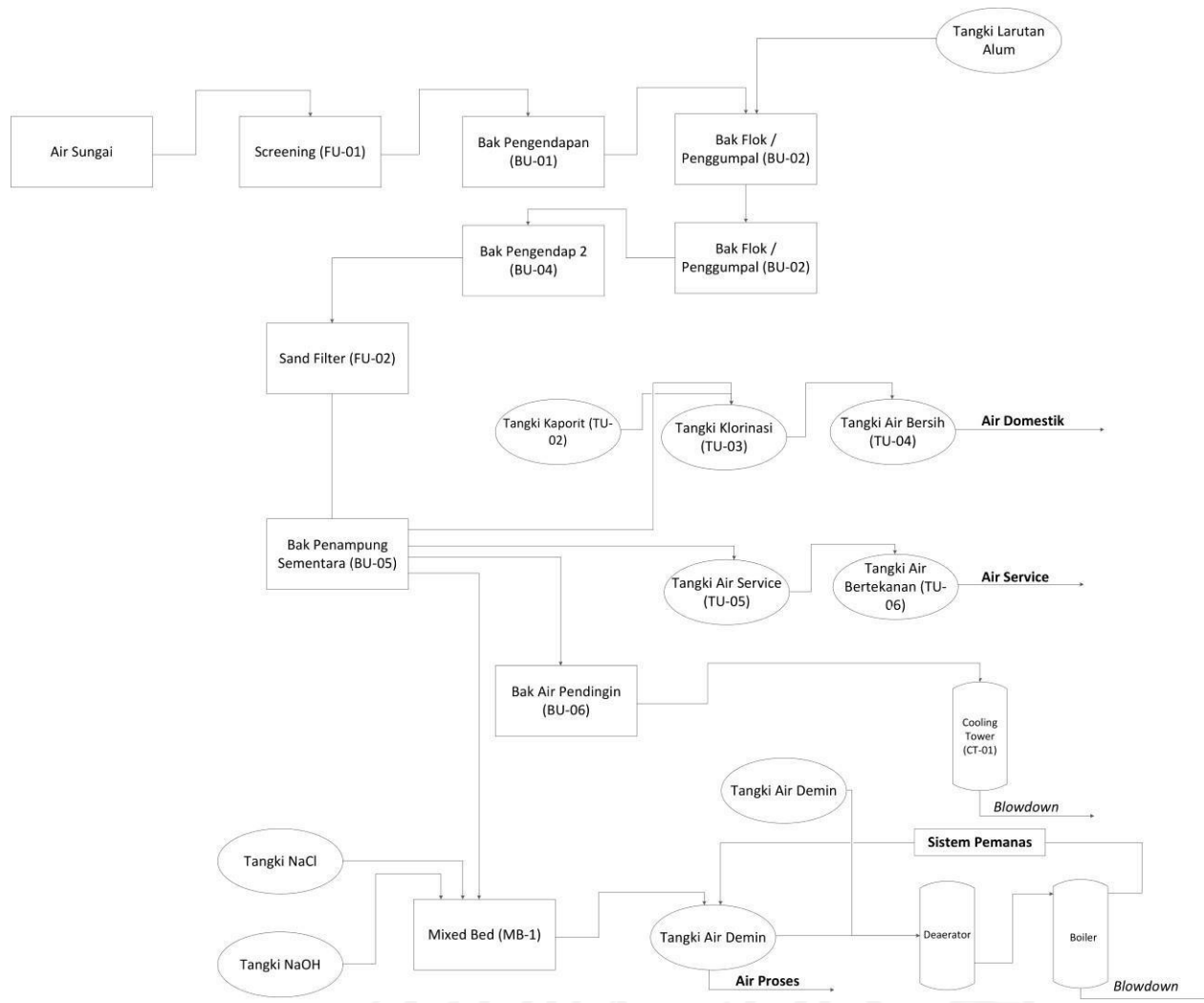
Tabel 5.6 Kebutuhan lain-lain

No.	Keperluan	Daya (kW)
1	Peralatan Proses	1,24
2	Peralatan Utilitas	77,24
3	Penerangan	100
4	AC	30
5	Laboratorium dan Bengkel	75
6	Instrumentasi	50
Total		333,4852

Kebutuhan listrik diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Nasional (PLN) dan generator. Generator berfungsi untuk tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat seperti boiler, pengaduk dan sejumlah

pompa. Generator beroperasi menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan akan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan listrik, kemudian listrik tersebut didistribusikan menggunakan panel. Energi listrik dari generator digunakan sebagai sumber utama untuk menggerakkan alat proses. Berikut merupakan spesifikasi generator yang digunakan:

- a. Kapasitas Generator : 1125,29 kW
- b. Kebutuhan Listrik : 333 kW
- c. Jenis : AC Generator
- d. Tegangan : 220/360
- e. Jumlah : 1



Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air Sungai

5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Pompa Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening menuju Reservoir/sedimentasi (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (BU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)
Jenis	<i>Sentrifugal</i>			
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
<i>Mechanical Design</i>				
Kapasitas	1672,2696 gpm	1293,9703 gpm	1293,9703 gpm	0,0666 gpm
Rate Vaolumetrik	3,7258 ft ³ /s	2,8830 ft ³ /s	2,8830 ft ³ /s	0,000148 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	4,6759 ft/s	3,6181 ft/s	3,6181 ft/s	0,376 ft/s
ID	12,09 in	12,09 in	12,09 in	0,269 in
OD	12,75 in	12,75 in	12,75 in	0,41 in
IPS	12 in	12 in	12 in	0,13 in
Flow Area Pipe	115 in ²	115 in ²	115 in ²	0,06 in ²
Static Head	25,1617 ft	25,1617 ft	23,8211 ft	25,1617 ft
Friction Head	1,3197 ft	0,7463 ft	0,7463 ft	0,1242 ft
Total Head	8,1751 m	7,9587 m	7,5502 m	7,7075 m
Efisiensi Pompa	70%	70%	70%	40%
Daya Pompa	16,5694 HP	12,4818 HP	11,8410	0,0022
Daya Motor	20 HP	15,0000 HP	15,0000	0,0500
Harga	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju Bak Pengendapan 1 (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan 1 (BU-03) menuju Bak Pengendapan 2 (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan II (BU-04) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-05)
Jenis	<i>Sentrifugal</i>			
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
<i>Mechanical Design</i>				
Kapasitas	1509,2233 Gpm	1433,7621 gpm	1362,0740 gpm	179,0835 gpm
Rate Vaolumetrik	3,3626 ft ³ /s	3,1944 ft ³ /s	3,0347 ft ³ /s	0,3990 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	4,22 ft/s	4,009 ft/s	3,8085 ft/s	1,9898 ft/s
ID	12,090 in	12,090 in	12,090 in	6,065 in
OD	12,75 in	12,75 in	12,75 in	4,50 in
IPS	12,00 in	12,00 in	12,00 in	4,00 in
Flow Area Pipe	115,00 in ²	115,00 in ²	115,00 in ²	12,70 in ²
Static Head	26,4860 ft	26,0369 ft	5,2154 ft	5,2154 ft
Friction Head	0,9452 ft	0,2695 ft	0,7296 ft	0,1714 ft
Total Head	8,4454 m	8,0943 m	1,8808 m	1,6607 m
Efisiensi Pompa	70%	70%	70%	41%
Daya Pompa	15,4483 HP	14,0659 HP	3,1049 HP	0,6154 HP
Daya Motor	20 HP	20 HP	0,5000 HP	1,0000 HP
Harga	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380

Kode	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (T-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-04) menuju area domestik
Jenis	<i>Sentrifugal</i>			
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
<i>Mechanical Design</i>				
Kapasitas	179,0835 gpm	0,0013 gpm	179,0835 gpm	179,0835 gpm
Rate Vaolumetrik	0,3990 ft ³ /s	0,0000029 ft ³ /s	0,3990 ft ³ /s	0,3990 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	1,9898 ft/s	0,0073 ft/s	1,9898 ft/s	1,9898 ft/s
ID	6,065 in	0,269 in	6,065 in	6,065 in
OD	4,50 in	0,41 in	4,50 in	4,50 in
IPS	4,00 in	0,13 in	4,00 in	4,00 in
Flow Area Pipe	12,70 in ²	0,06 in ²	12,70 in ²	12,70 in ²
Static Head	7,1605 ft	12,3218 ft	35,5421 ft	35,5421 ft
Friction Head	0,1814 ft	0,000104 ft	0,1915 ft	0,1804 ft
Total Head	2,2566 m	3,7557 m	10,9104 m	10,9070 m
Efisiensi Pompa	42%	20%	42%	42%
Daya Pompa	0,8163 HP	0,0001 HP	3,9469 HP	3,9456 HP
Daya Motor	1,5000 HP	0,0500 HP	0,5000 HP	5,0000 HP
Harga	\$ 4.380	\$ 4.380`	\$ 4.380	\$ 4.380

Kode	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air servis (TU-05) menuju Tangki air bertekanan (TU-06)	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan (TU-06) menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) menuju ke Cooling Tower (CT-01)	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari bak air dingin
Jenis	<i>Sentrifugal</i>			
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
<i>Mechanical Design</i>				
Kapasitas	2,5839 gpm	2,5839 gpm	171,9014 gpm	171,9014 gpm
Rate Vaolumetrik	0,0058 ft ³ /s	0,0058 ft ³ /s	0,3830 ft ³ /s	0,3830 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	4,3450 ft/s	2,7296 ft/s	4,3345 ft/s	4,3345 ft/s
ID	0,493 in	0,622 in	4,026 in	4,026 in
OD	0,68 in	0,84 in	4,50 in	4,50 in
IPS	0,38 in	0,50 in	4,00 in	4,00 in
Flow Area Pipe	0,19 in ²	0,30 in ²	12,70 in ²	12,70 in ²
Static Head	8,6527 ft	8,6527 ft	8,6527 ft	11,7183 ft

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Friction Head	8,9096 ft	3,2828 ft	5,6761 ft	3,5948 ft
Total Head	5,4424 m	3,6732 m	4,4564 m	4,7564 m
Efisiensi Pompa	20%	20%	42%	45%
Daya Pompa	0,0597 HP	0,0403 HP	1,5475 HP	1,5475 HP
Daya Motor	0,0500 HP	0,0500 HP	2,0000 HP	2,0000 HP
Harga	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380

Kode	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Penampung NaCl (TU-07) menuju Mixed Bed (MB-01)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (MB-01) menuju Tangki air Demin (TU-10)	Mengalirkan air dari Tangki air Demin (TU-10) menuju Tangki Deaerator (DE-01)	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (TU-11) menuju Tangki Deaerator (DE-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (DE-01) menuju Boiler
Jenis	<i>Sentrifugal</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<i>Mechanical Design</i>					
Kapasitas	10,1199 gpm	10,1199 gpm	10,1199 gpm	10,1199 gpm	0,0075 gpm
Rate Vaolumetrik	0,0225 ft ³ /s	0,0225 ft ³ /s	0,0225 ft ³ /s	0,0225 ft ³ /s	0,0001 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	3,7587 ft/s	3,7587 ft/s	3,7587 ft/s	3,7587 ft/s	0,0231 ft/s
ID	1,049 in	1,049 in	1,049 in	1,049 in	0,364 in
OD	1,32 in	1,32 in	1,32 in	1,32 in	0,54 in
IPS	1,00 in	1,00 in	1,00 in	1,00 in	0,13 in
Flow Area Pipe	0,86 in ²	0,86 in ²	0,86 in ²	0,86 in ²	0,06 in ²
Static Head	5,0000 ft	13,6391 ft	4,7284 ft	4,7542 ft	4,7284 ft
Friction Head	2,6469 ft	3,8189 ft	3,6150 ft	3,6150 ft	0,0004 ft
Total Head	2,3977 m	5,3881 m	2,6100 m	2,6178 m	1,4413 m
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%	70%
Daya Pompa	0,1029 HP	0,2313 HP	0,1120 HP	0,1124 HP	0,0001 HP
Daya Motor	0,2500 HP	0,3333 HP	0,1667 HP	0,2500 HP	0,0500 HP
Harga	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380	\$ 4.380

b. Bak Penampung

Tabel 5.10 Bak Penampung

Kode	:	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis	:	Berbentuk persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi
Bahan	:	Beton	Beton	Beton
Volume	:	1804,3564 m ³	300,4707 m ³	2104,5125 m ³
Tinggi	:	7,6693 m	7,2607 m	8,0729 m
Panjang	:	15,3385 m	7,2607 m	16,1458 m
Lebar	:	15,3385 m	2,4202 m	16,1458 m
Harga	:	\$ 32.531	\$ 8.492	\$ 3.827

Kode	:	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	:	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memaksimalkan proses flokulasi)	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	:	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton	Beton	Beton
Volume	:	1999,2869 m ³	41,5817 m ³	6142,4653 m ³
Tinggi	:	7,9361 m	2,1825 m	11,5537 m
Panjang	:	15,8721 m	4,350 m	23,0741 m
Lebar	:	15,8721 m	4,350 m	23,0741 m
Harga	:	\$ 20.930	\$ 7.654	\$ 359

Kode	:	BU-07
Fungsi	:	Menampung air make up dan air pendingin proses yang sudah Diinginkan
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton
Volume	:	255,9361 m ³
Tinggi	:	3,9997 m

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Penampung (Lanjutan)

Panjang	:	7,9993 m
Lebar	:	7,9993 m
Harga	:	\$ 189

c. Tangki Utilitas

Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	:	TU-01	TU-02	TU-03
	:	Tangki Larutan Alum	Tangki Klorinasi	Tangki Klorinasi
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu Operasi	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam Tangki Klorinasi (TU-03)	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit kedalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	:	Tangki silinder tegak	Tangki silinder berpengaduk	Tangki silinder berpengaduk
Bahan	:	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Volume	:	12,8831 m ³	0,0916 m ³	41,5848 m ³
Diameter	:	2,017 m	0,4887 m	3,7667 m
Tinggi	:	4,034 m	0,4887 m	3,7557 m
Harga	:	\$ 478	\$ 4.066	\$ 120

Kode	:	TU-04	TU-05	TU-06
	:	Tangki Air Bersih	Tangki Air Service	Tangki Air Bertekanan
Fungsi	:	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung air bertekanan untuk keperluan umum
Jenis	:	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	:	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Volume	:	998,0323 m ³	14,4000 m ³	14,4000 m ³
Diameter	:	10,8332 m	2,6373 m	2,6373 m
Tinggi	:	10,8332 m	2,6373 m	2,6373 m
Harga	:	\$ 128.092	\$ 13.634	\$ 2.870

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Kode	:	TU-07	TU-08	TU-09
	:	Tangki NaCl	Tangki NaOH	Tangki Umpan Boiler
Fungsi	:	Menampung NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi Anion exchanger	Mencampur Kondensat sirkulasi dan make up air umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam dalam boiler
Jenis	:	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	:	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Volume	:	0,8148 m ³	0,04149 m ³	2,3499 m ³
Diameter	:	1,0125 m	0,8085 m	1,4412 m
Tinggi	:	1,0125 m	0,8085 m	1,4412 m
Harga	:	\$ 4.425	\$ 37.076	\$ 7.415

Kode	:	TU-10	TU-11
	:	Tangki Air Demin	Tangki N ₂ H ₄
Fungsi	:	Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	:	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	:	Carbon Steel	Carbon Steel
Volume	:	56,3984 m ³	2,3886 m ³
Diameter	:	4,1572 m	1,4491 m
Tinggi	:	4,1572 m	1,4491 m
Harga	:	\$ 253.314	\$ 239

d. Screener

Tabel 5.14 Spesifikasi Screener

Kode	:	FU-01
Fungsi	:	Menyaring kotoran yang berukuran besar, seperti : daun, ranting, dan sampah lainnya
Bahan	:	Alumunium
Panjang	:	3,048 m
Lebar	:	2,438 m
Harga	:	\$ 35.402

e. *Sand Filter*

Tabel 5.15 Spesifikasi *Sand Filter*

Kode	:	FU-02
Fungsi	:	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Jenis	:	<i>Sand Filter</i>
Material	:	<i>Spheres</i>
Ukuran Pasir	:	28 mesh
Diameter	:	0,0280 inch
Tinggi Lapisan Pasir	:	0,4968 m
Panjang	:	3,1793 m
Volume	:	16,0685 m ³
Lebar	:	3,1793 m
Tinggi	:	1,5897 m
Harga	:	\$ 4.904

f. *Cooling Tower*

Tabel 5.16 *Cooling Tower*

Kode	:	CT-01
	:	<i>Cooling Tower</i>
Fungsi	:	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Tinggi	:	3,5717 m
Panjang	:	1,9798 m
Lebar	:	1,9789 m
Harga	:	\$ 116.730

g. *Blower*

Tabel 5.17 *Blower*

Kode	:	BL-01
	:	<i>Blower Cooling Tower</i>
Fungsi	:	Mengisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan
Efisiensi Motor	:	80 %
Tenaga Motor	:	5 Hp
Harga	:	\$ 9.807

h. *Mixed bed*

Tabel 5.18 *Mixed Bed*

Kode	:	MB-01
	:	<i>Mixed bed</i>
Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation Ca dan Mg serta anion
Diameter	:	0,45175 m
Tinggi	:	1,5240 ft
Tinggi Bed	:	1,27 m
Volume Bed	:	0,2035 m ³
Volume Bak Resin	:	1229,9385 m ³
Tebal	:	3/16 inch
Harga	:	\$ 10.889

i. Deaerator

Tabel 5.19 Deaerator

Kode	:	DE-01
	:	Deaerator
Fungsi	:	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler
Volume	:	2,3499 m ³
Diameter	:	1,4412 m
Tinggi	:	1,4412 m
Harga	:	\$ 11.601

BAB VI

EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik Aseton, diperlukan evaluasi ekonomi untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak. Pabrik Aseton dirancang dengan resiko yang rendah (High risk) dengan pertimbangan:

1. Kondisi operasinya pada operasi proses termasuk tinggi.
2. Sifat bahan toxic dan mudah terbakar.
3. Tidak terdapat pabrik Aseton yang sudah beroperasi sebelumnya.

Evaluasi ekonomi dapat meninjau kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan, dan titik terjadinya impas yaitu total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Sehingga dapat menjadi suatu dasar kelayakan untuk mendirikan suatu pabrik. Faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya, yaitu:

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

Namun, ada beberapa hal yang perlu dipikirkan sebelum melakukan analisis terhadap ke lima faktor di atas, seperti:

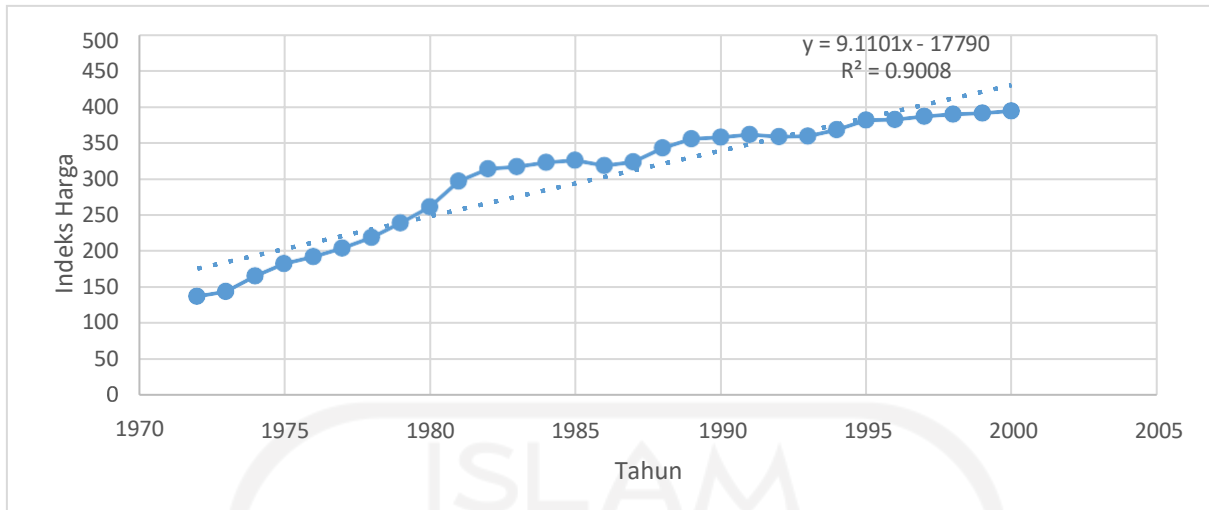
1. Penentuan Modal Industri (*Fixed Capital Investment*), yang meliputi:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*), yang meliputi:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3. Pendapatan Modal
 - a. Biaya Tetap per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
 - b. Biaya Variabel per Tahun (*Variable Cost Annual*)
 - c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost Annual*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga peralatan diperlukan metode atau cara untuk memperkirakan harga alat tertentu. Harga peralatan proses produksi pada tahun rencana pendirian pabrik yaitu pada tahun 2026 ditentukan menggunakan indeks harga alat pada tahun tersebut.

Untuk mengetahui harga alat pada tahun pendirian pabrik yaitu tahun 2026, maka dicari indeks pada tahun tersebut. Harga indeks tahun 2026 dapat diperkirakan dengan data indeks dari tahun-tahun sebelumnya. Pada analisis ini digunakan data indeks harga dari tahun 2014 sampai 2026 yang kemudian dicari dengan menggunakan persamaan regresi linier. Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6. 1 Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data di atas maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9,1101 x - 17790$$

dimana:

y = Indeks harga

x = Tahun pembelian

Dari persamaan di atas didapat harga indeks pada tahun 2026 adalah Rp 676,1727. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries dan Newton, 1955).

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

dimana:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2026

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun ke 2026

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	: 10.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Umur pabrik	: 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	2026
Krus mata uang (1 US\$)	: Rp. 14.835,20 (September 2026)
Harga bahan baku (Isopropanol)	: Rp147.997.306.985 /tahun
Harga katalis (Cu-ZnO)	: Rp125.602.501 /tahun
Harga produk utama (Aseton)	: Rp523.682.560.000 /tahun
Harga produk samping (H ₂)	: Rp78.724.166.888/tahun

6.3 Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital investment merupakan jumlah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas suatu pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Total Production Cost*

- *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan proses pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *manufacturing cost* meliputi:

1. *Direct Cost*

Direct cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dalam proses pembuatan suatu produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect cost merupakan biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi suatu pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed cost merupakan biaya pengeluaran yang bersifat tetap, tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

- *General Expenses*

General Expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*.

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh. Studi kelayakan dari pabrik aseton dapat dilihat dari parameter-parameter ekonomi. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

1. *Return On Investment (ROI)*

Return on investment adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *percent return on investment* adalah:

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

Keuntungan atau profit dihitung berdasarkan *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Pabrik dengan risiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan risiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44%.

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini dilakukan untuk mengetahui berapa tahun modal investasi yang dilakukan akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *pay out time* adalah:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan}}$$

Pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan risiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

3. *Break Event Point (BEP)*

Break even point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Pada kondisi ini kapasitas produksi pada saat-sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan mengalami kerugian apabila beroperasi di bawah nilai BEP, dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi di atas nilai BEP. Nilai BEP

pada umumnya memiliki nilai berkisar antara 40% - 60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *break even point* adalah:

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

dimana:

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual variable value* pada produksi maksimum

Va = *Annual sales value* pada produksi maksimum

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point merupakan titik dimana suatu kegiatan produksi dihentikan. Penghentian ini bisa terjadi karena keputusan manajemen yang dikarenakan kegiatan produksi yang tidak ekonomis, atau bisa juga diakibatkan oleh *variable cost* yang terlalu tinggi. Dalam setahun, persen kapasitas minimum pabrik bisa mencapai kapasitas produk yang diinginkan. Namun jika pabrik tersebut dalam setahun tidak bisa mencapai kapasitas minimum yang diinginkan maka operasi pabrik harus dihentikan. Hal tersebut diakibatkan karena biaya yang akan dikeluarkan untuk melanjutkan proses operasi akan lebih mahal dibandingkan dengan biaya yang digunakan untuk membayar *fixed cost* dan menutup pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menentukan *shut down point* adalah:

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

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted cash flow rate of return merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *discounted cash flow rate of return* adalah:

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

dimana:

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage value*

C = *Cash flow*

= (keuntungan setelah pajak + depresiasi + *finance*)

N = Umur pabrik

I = nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Aseton ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah pabrik ini layak untuk didirikan atau tidak. Hasil perhitungan akan disajikan pada Tabel 6.1 sampai dengan Tabel 6.13.

Tabel 6.1 *Physical Plant Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 30.501.818.257	\$ 2.056.044
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 7.625.454.564	\$ 514.011
3	<i>Installation Cost</i>	Rp 4.767.596.703	\$ 321.371
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 16.578.974.625	\$ 1.117.543

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost (Lanjutan)*

5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 7.585.260.762	\$ 511.302
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 1.135.741.531	\$ 76.557
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 4.575.272.739	\$ 308.407
8	<i>Building Cost</i>	Rp 150.976.250.000	\$ 10.176.893
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 35.064.000.000	\$ 2.363.568
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 258.810.369.181	\$ 17.445.695

Tabel 6.3 *Direct Plant Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 51.762.073.836	\$ 3.489.138,93
Total DPC + PPC		Rp 310.572.443.017	\$ 20.934.833,57

Tabel 6.4 *Fixed Capital Investment*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 310.572.443.017	\$ 20.934.834
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp 12.422.897.721	\$ 837.393
3	<i>Contingency</i>	Rp 31.057.244.302	\$ 2.093.483
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 354.052.585.039	\$ 23.865.710

Tabel 6.5 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 148.128.353.458	\$ 9.984.924,60
2	<i>Labor</i>	Rp 20.010.600.000	\$ 1.348.859,47
3	<i>Supervision</i>	Rp 4.602.438.000	\$ 310.237,68
4	<i>Maintenance</i>	Rp 24.783.680.953	\$ 1.670.599,72
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 3.717.552.143	\$ 250.589,96
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 6.024.067.269	\$ 406.065,79
7	<i>Utilities</i>	Rp 11.265.108.371	\$ 759.349,95
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 218.531.800.194	\$ 14.730.627,17

Tabel 6.6 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.401.802.000	\$ 229.306
2	<i>Laboratory</i>	Rp 3.601.908.000	\$ 242.795
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 17.009.010.000	\$ 1.146.531
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 30.120.336.344	\$ 2.030.329
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 54.133.056.344	\$ 3.648.960

Tabel 6.7 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 35.405.258.504	\$ 2.386.571
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.081.051.701	\$ 477.314
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.540.525.850	\$ 238.657

<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 46.026.836.055	\$ 3.102.542
---------------------------------------	-------------------	--------------

Tabel 6.8 *Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 218.531.800.194	\$ 14.730.627
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 54.133.056.344	\$ 3.648.960
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 46.026.836.055	\$ 3.102.542
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 318.691.692.593	\$ 21.482.130

Tabel 6. 9 *Working Capital*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 13.466.213.951	\$ 907.720
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 14.485.986.027	\$ 976.460
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 28.971.972.054	\$ 1.952.921
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 54.764.247.899	\$ 3.691.507
5	<i>Available Cash</i>	Rp 28.971.972.054	\$ 1.952.921
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 140.660.391.984	\$ 9.481.530

Tabel 6. 10 *General Expenses*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 19.121.501.556	\$ 1.288.928
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 70.112.172.370	\$ 4.726.069
3	<i>Research</i>	Rp 25.495.335.407	\$ 1.718.570
4	<i>Finance</i>	Rp 9.894.259.540	\$ 666.945
	<i>General Expensess (GE)</i>	Rp 124.623.268.874	\$ 8.400.512

Tabel 6.21 *Total Production Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 318.691.692.593,08	\$ 21.482.129,84
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp 124.623.268.873,99	\$ 8.400.511,55
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 443.314.961.467,07	\$ 29.882.641,38

Tabel 6.32 *Fixed Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 35.405.258.504	\$ 2.386.571
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 7.081.051.701	\$ 477.314
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.540.525.850	\$ 238.657
	<i>Fixed Cost (Fa)</i>	Rp 46.026.836.055	\$ 3.102.542

Tabel 6.13 *Regulated Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 20.010.600.000	\$ 1.348.859

2	<i>Plant overhead</i>	Rp 3.401.802.000	\$ 229.306
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 4.602.438.000	\$ 310.238

Tabel 6.13 *Regulated Cost* (Lanjutan)

4	<i>Supervision</i>	Rp 17.009.010.000	\$ 1.146.531
5	<i>Laboratory</i>	Rp 3.601.908.000	\$ 242.795
6	<i>Administration</i>	Rp 124.623.268.874	\$ 8.400.512
7	<i>Finance</i>	Rp 24.783.680.953	\$ 1.670.600
8	<i>Sales expense</i>	Rp 3.717.552.143	\$ 250.590
9	<i>Research</i>	Rp 20.010.600.000	\$ 1.348.859
10	<i>Maintenance</i>	Rp 3.401.802.000	\$ 229.306
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 4.602.438.000	\$ 310.238
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 201.750.259.970	\$ 13.599.430

Tabel 6.44 *Variable Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 148.128.353.458	Rp 9.984.925
2	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp 30.120.336.344	Rp 2.030.329
3	<i>Utilities</i>	Rp 11.265.108.371	Rp 759.350
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp 6.024.067.269	Rp 406.066
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 195.537.865.442	\$ 13.180.669

6.6 Hasil Analisis Keuntungan

Total penjualan = Rp 602.406.726.888 / tahun

Total *production cost* = Rp 443.314.961.647 / tahun

Keuntungan sebelum pajak = Rp 159.091.765.421 / tahun

Pajak pendapatan = Rp 31.091.765.421 / tahun

Keuntungan setelah pajak = Rp 127.273.412.337 / tahun

6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

a. Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 44,93 %

ROI setelah pajak = 35,95 %

b. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan}}$$

POT sebelum pajak = 1,8 tahun

POT sesudah pajak = 2,2 tahun

c. Break Event Point (BEP)

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

BEP = 40,11 %

d. Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 22,78 %

e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

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

Umur pabrik = 10 tahun

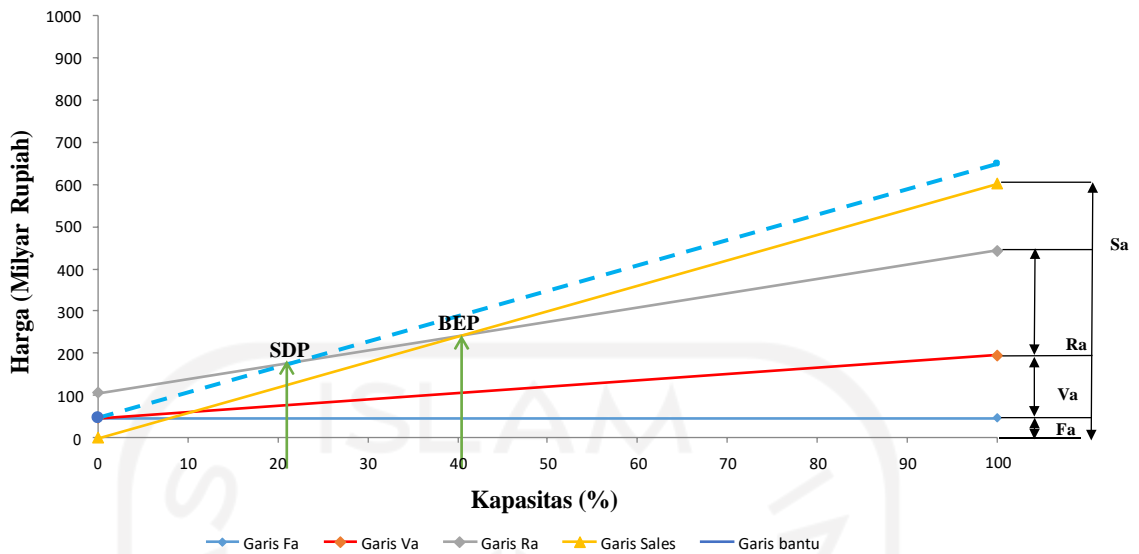
Fixed capital investment (FCI) = Rp 354.052.585.039

Working capital (WC) = Rp 140.660.391.984

Salvage = Rp 35.405.258.504

Cash Flow = Rp 137.170.058.448

DCFR = 27,69%



Gambar 6. 2 Grafik Break Event Point

6.8 Risiko Pabrik

Tabel 6.45 Risiko Pabrik

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 350°C		√
		Tekanan maksimal yang digunakan 2 atm	√	
2.	Bahan baku yang digunakan Isopropanol	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits : lower 2%, Upper 12%		√
		Flumability : Cair mudah terbakar		√
		Stabilitas : stabil di suhu kamar	√	
3.	Sifat produk yang dihasilkan Aseton	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits : lower 2%, Upper 13%		√
		Flumability : Cair mudah terbakar		√
		Stabilitas : stabil di suhu kamar	√	
	Hidrogen	Toksisitas : oxidizing		√
		Explosion Limits : lower 4%, Upper 75%		√
	Flumability : Gas mudah teroksidasi		√	
	Stabilitas : stabil di suhu kamar	√		
4.	Regulasi pemerintah	Keputusan Menteri Kesehatan Indonesia Nomor 1405/MENKES/SK/XI/2002 tentang Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Perkantorana dan Industri dan Peraturan Mantari Tenaga Kerja dan Transmigrasi Nomor Per.13/MEN/X/2011 tentang Nilai Ambang Batas Faktor dan Faktor Kimia di Tempat Kerja Menetapkan Baku Mutu Emisi atau Nilai Ambang Batas (NAB) Untuk : Aseton: 1187,12 mg/m3		√

5.	Keberadaan pabrik	Pabrik Aseton belum pernah didirikan di Indonesia, namun banyak didirikan dinegara lain, diantaranya yaitu : <ol style="list-style-type: none"> 1. Dow Chemical USA, USA 2. General Electric Co, Amerika Serikat 3. Allied Signal Inc, America Serikat 		√
----	-------------------	---	--	---

Tabel 6.45 Evaluasi Ekonomi

Pay Out Time (POT) sebelum pajak	1,8 tahun
Pay Out Time (POT) setelah pajak	2,2 tahun
Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	27,69%
Shut Down Point (SDP)	22,78%
Break Even Point (BEP)	40,11%
Return of Invesment (ROI) sebelum pajak	44,93%
Return of Invesment (ROI) setelah pajak	35,95%



BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari perancangan pabrik Aseton dari Isopropanol adalah sebagai berikut :

1. Pabrik Aseton didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor, dan membantu memperbaiki perekonomian negara.
2. Pabrik Aseton dengan kapasitas 10.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku isopropanol sebesar 10.391.761,5835 kg/tahun dan Cu-ZnO sebagai katalis sebesar 9.920.575,3680 kg/tahun.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Aseton sebesar 35.064 m².
4. Pabrik Aseton akan didirikan di Kec. Kubu, Kab. Kubu Raya, Kalimantan Barat dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, kemudahan sarana utilitas seperti sumber air, tenaga kerja, ketersediaan listrik dan akses transportasi serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena berlokasi di kawasan industri.
5. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, Jenis bahan baku, jenis produk, dan tidak terdapat pabrik aseton di Indonesia, pabrik Aseton dengan kapasitas 10.000 ton/tahun tergolong pabrik dengan risiko tinggi (*High risk*).
6. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp 161.958.657.241 / tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 129.566.925.793 / tahun.
 - b. Presentase ROI sebelum pajak sebesar 44,15% dan ROI setelah pajak sebesar 35,32% dengan syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik dengan risiko tinggi adalah minimum 44%.

- c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 1,8 tahun dan POT setelah pajak adalah 2,2 tahun dengan syarat POT sebelum pajak untuk pabrik dengan risiko rendah adalah maksimum 2 tahun.
- d. Shut Down Point (SDP) pada 22,61% dan Break Event Point (BEP) pada 40,22% dengan BEP untuk pabrik pada umumnya adalah 40%- 60%.
- e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 27,40% dengan syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dengan pertimbangan hasil evaluasi ekonomi diatas maka pabrik Aseton dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman tentang konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang akan diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Pendirian pabrik Aseton dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dan menjadi sektor penggerak pertumbuhan perekonomian di dalam negeri.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. "Chemical Price. <http://alibaba.com/>." Diakses pada tanggal 19 Juli, 2022.
- Aries, S R, and R D Newton. *Chemical Engineering Cost Estimation*,. New York: Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., 1995.
- Brown, G G. *Unit Operations. John Wiley and Sons Inc.* New York, 1978.
- Brownell, L E, and E H Young. *Process Equipment Design. John Wiley and Sons Inc.* New York, 1979.
- Coulson, J M, and J F Richardson. *Chemical Engineering, 1 st edition, Volume 6. Pergason Press.* Oxford, 1983.
- Coulson, J M, J F Richardson, and R K Sinnott. *Chemical Engineering Design. Volume 6, 3ed., Butterworth Heinemann.* Great Britain., 1999.
- Geankoplis, J.C. *Transport Process and Unit Operation Third Edition.* United States of America, 1978.
- Kern , D Q. *Process Heat Transfer.* New York: Mc GrawHill Book Co.Inc., 1983.
- Kirk, R E, and D F Othmer. *Encyclopedia of Chemical Technology.* 1998.
- Perry, R H, and D W Green. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed. . USA: McGraw Hill Companies Inc., 2008.*
- Peters, M, K Timmerhause, and R West. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4 thed, .* Singapore: McGraw Hill Book Company, 2003.
- Smith, J M, H G Van Ness, and M Abbott. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition.* New York: Mc Graw Hill, 1997.
- Statistik, Badan Pusat. 2017.
- Turton, Richard, Richard C Baillie, Wallance B Whiting, Joseph A Shaeiwitz, and Debangsu Bhattacharyya. *Analisis Synthesis And Design Of Chemical Processes.* 1998.
- Ullman. *Pengantas Semantik.* Yogyakarta, 2007.
- www.idnfinancials.com. 2020.
- www.smartlab.co.id. 2020.
- Yaws, Carl L. *Chemical Properties Handbook.* Tokyo: McGraw-Hill Book Company, 1999.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR FIXED BAD MULTITUBE

Nama Alat	: Reaktor Fixed Bad Multitube
Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi dehidrasi isopropanol dengan katalis Cu-ZnO menjadi aseton
Jenis	: <i>Reaktor Fixedbed Multitube</i>
Fase	: Gas – Cair
Suhu	: 350°C
Tekanan	: 2 atm

a. Kondisi Operasi

Suhu (T) = 350°C

Tekanan (P) = 2 atm

Reaksi = $CH_3CHOHCH_3 \rightarrow CH_3COCH_3 + H_2$

b. Jenis Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixedbed multitube reactor* isothermal non-adiabatis. Reaktor ini dipilih karena cocok untuk reaksi yang berlangsung pada fase gas, berjalan cepat, bersifat endotermis dan kondisi suhu tinggi. *Multitube* dipilih karena baik untuk transfer panas, karena reaksi termasuk *highly exothermic*.

c. Menentukan Jenis Pemanas

Pemanas yang digunakan adalah *Dowtherm A* karena mempunyai range suhu memanaskan dari 40 – 400°C.

d. Menentukan Jenis Katalis

- Bahan Katalis : $CuO - ZnO - Al_2O_3$
- Diameter : 3,175 mm
- Bulk density : $1577 \frac{kg}{m^3}$
- Porositas : 0,73

(Alibaba 2022)

e. Menentukan Dimensi Reaktor

1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Input		Output	
		Mass Flow Rate (kg/jam)	Molar Flow Rate (kmol/jam)	Mass Flow Rate (kg/jam)	Molar Flow Rate (kmol/jam)
Isopropanol	60,096	1451,615	24,155	145,161	2,415
H ₂ O	18,015	1,325	0,074	1,325	0,074
Aseton	44,010	25,768	0,444	1288,394	22,183
H ₂	18,015	0,000	0,000	43,827	21,739
TOTAL		1478,708	24,672	1478,708	46,412

2. Menentukan Yi

Komponen	BM	Fi (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Yi	Bmi x Yi
Isopropanol	60,096	1451,615	24,155	0,979	58,83612179
H ₂ O	18,015	1,325	0,074	0,003	0,053722054
Aseton	44,010	25,768	0,444	0,018	1,044415097
H ₂	18,015	0,000	0,000	0,000	0
TOTAL		1478,708	24,672	1	59,93425894

3. Menentukan Z umpan Reaktor

Komponen	BM	Yi	Pc (Bar)	Pc (atm)	Tc (K)
Isopropanol	60,096	0,979	47,64	47,01701979	508,31
H ₂ O	18,015	0,003	220,55	217,665905	647,13
Aseton	58,08	0,018	47,02	46,40512742	508,2
H ₂	2,016	0,000	13,13	12,95830121	33,18
TOTAL		1	328,340	324,046	1696,820

Komponen	BM	W	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi.w
Isopropanol	60,096	0,669	58,83612	46,03133	497,6536	0,654975
H ₂ O	18,015	0,345	0,053722	0,649096	1,929789	0,001029
Aseton	58,08	0,306	1,044415	0,834473	9,138632	0,005503
H ₂	2,016	-0,22	0	0	0	0
TOTAL		1	59,934	47,515	508,722	0,662

$$T_c \text{ umpan} = 508,772 \text{ K}$$

$$P_c \text{ umpan} = 47,515 \text{ atm}$$

$$T_r = T/T_c = 1,224$$

$$P_r = P/P_c = 0,042$$

$$P_r/T_r = 0,034$$

Menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan

Fig. 3.61 sampai Fig. 3.66 (Smith van Ness).

$$B^0 = \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c}\right) \left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,4}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

Komponen	Yi	Tr	Pr	Bo	B1
Isopropanol	0,979	1,226	0,0425	-0,2216	0,0658
H ₂ O	0,003	0,963	0,0091	-0,3652	-0,0625
Aseton	0,018	1,226	0,0430	-0,2215	0,0659
H ₂	0,000	18,781	0,1543	0,07913	0,1389
TOTAL	1,000	22,196	0,2491	-0,7292	0,2082

Komponen	BPC/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
Isopropanol	-0,1775	0,0346	0,9938	0,9730
H ₂ O	-0,3868	0,0095	0,9963	0,0030
Aseton	-0,2013	0,0351	0,9929	0,0178
H ₂	0,0485	0,0082	1,0004	0
TOTAL	-0,7171	0,0876	3,9835	0,9938

4. Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R}{T \cdot P}$$

Dimana:

Vg = Laju alir volumetrik, cm³/dtk

n = mol umpan, mol/dtk = 6,85 mol/detik

R = Konstanta gas, cm³.atm/gmol.K = 82,050 cm³. $\frac{\text{atm}}{\text{gmol}} \cdot \text{K}$

T = temperatur, K = 623,15 K

P = Tekanan, atm = 2 atm

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai:

Vg = 174139,4 cm³/detik

= 0,1741 m³/detik

5. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai:

P = 0,00235 gram/cm³

6. Menentukan Viskositas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus:

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	Yi	η_{gas} mikropoise	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} lb/ft.jam
Isopropanol	0,979	1,6285E+02	1,6285E-05	5,8626E-02	1,4187E-05
H ₂ O	0,003	2,2421E+02	2,2421E-05	8,0717E-02	1,9534E-05
Aseton	0,018	1,3994E+02	1,3994E-05	5,0377E-02	1,2191E-05
H ₂	0,000	1,4713E+02	1,4713E-05	5,2966E-02	1,2818E-05
TOTAL	1,000	6,7413E+02	6,7413E-05	2,4269E-01	5,8730E-05

Komponen	yi. μ_{gas} (kg/s.m)	yi. μ_{gas} (kg/jam.m)	yi. μ_{gas} lb/ft.jam	η gas mikropoise
Isopropanol	1,5943E+02	1,5943E-05	5,7397E-02	1,3890E-05
H ₂ O	6,6862E-01	6,6862E-08	2,4070E-04	5,8251E-08
Aseton	2,5164E+00	2,5164E-07	9,0590E-04	2,1923E-07
H ₂	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
TOTAL	1,6262E+02	1,6262E-05	5,8543E-02	1,4167E-05

$$\mu_{gas} = 1,6262E-05 \text{ kg/s.m}$$

$$= 1,6262E-04 \text{ gr/cm.s}$$

7. Menghitung Kondiktivitas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

$$T = 623,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 388.315,9225 \text{ K}$$

Komponen	Yi	k_{gas} (W/m.K)	Yi. k_{gas} (W/m.K)
Isopropanol	0,979	7,6953E-02	7,5340E-02
H ₂ O	0,003	4,9117E-02	1,4647E-04
Aseton	0,018	4,6075E-02	8,2854E-04
H ₂	0,000	3,0043E-01	0,0000E+00
TOTAL	1,000	4,7258,E-01	7,63146,E-02

$$\begin{aligned}
 K \text{ campuran} &= 7,63146,E-02 \text{ W/m.k} \\
 &= 2,74733,E-01 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 6,56188,E-02 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 1,82274,E-04 \text{ kal/detik.cm.K}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L.Yaws*

Dengan rumus:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$T_{ref} = 298,18 \text{ K}$$

$$T = 623,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 388.315,9225 \text{ K}$$

Komponen	Yi	BM	Cp kJ/kg.K	Cpi=yi.Cp kJ/kg.K
Isopropanol	0,979	60,096	336,0714	336,07141
H ₂ O	0,003	18,015	36,5435	36,54357
Aseton	0,018	58,08	123,3152	123,3152
H ₂	0	2,016	29,3973	29,3973
TOTAL	1	138,207	525,328	525,328

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (Kjoule/jam.K)	Cp.yi (Kjoule/kmol.K)
Isopropanol	1451,615	7947,596	329,0258
H ₂ O	1,325	0,008	0,1089
Aseton	25,768	0,983	2,2174
H ₂	0	0	0
TOTAL	1478,708	7948,589	331,352

$$Cp \text{ campuran} = 331,352 \text{ Kjoule/kmol.K}$$

$$= 7948,589 \text{ Kjoule/jam.K}$$

$$= 5,519 \text{ Kjoule/kg.K}$$

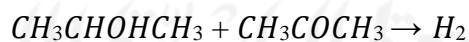
9. Menentukan ΔHR

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

$$T_{umpan} = 623,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 273,15 \text{ K}$$

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kj/kmol)	ΔH (j/mol)	ΔH (kj/kmol)
Isopropanol	-272,59	-272590	77274,0084	77274,0084
H ₂ O	-241,8	-241800	12186,25778	12186,25778
Aseton	-217,57	-217570	34094,67621	34094,67621
H ₂	0	0	10202,63458	10202,63458
TOTAL	-272,59	-272590	77274,0084	77274,0084



$$\Delta Hr_{298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= 55,02 \text{ kj/kmol}$$

$$\Delta Hr = -6602,1824 \text{ kj/kmol}$$

$$\Delta Hp = -5502,6065 \text{ kj/kmol}$$

$$\Delta HR = 1099,5759 \text{ kj/kmol}$$

$$= 262,6293 \text{ kkal/kmol}$$

(Reaksi Endotermis)

10. Katalisator

Katalis	=	CuO-ZnO- Al_2O_3
Bentuk	=	Butiran bola
Diameter	=	0,3175 cm = 0,00317 m
Panjang	=	0,3175 cm = 0,00317 m
Porositas	=	0,73
Densitas	=	5,817 g/ml = 5817,35 kg/m ³
Densitas bulk	=	1,577 gr/cm ³ = 15577,283 kg/m ³

11. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi serbuk katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (hw/h) yang telah diteliti oleh *Colburn's* yaitu:

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

(Smith, Van Ness dan Abbott 1997)

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana:

H_w : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : Diameter katalisator

D_t : Diameter tube

Jenis Tube	Steel pipe
IPS	1,0 in
OD	1 1/3 in
ID	1,049 in
Flow area per tube	0,864 in^2
Sc. Num	40 ft
Surface per lin ft (Outside)	0,344 ft^2/ft
Surface per lin ft (Intside)	0,274 ft^2/ft

Jenis	=	CuO-ZnO- Al_2O_3
Ukuran	= D	= 0,6 cm
	L	= 0,6 cm
Density	= 1,3 gr/cm^3	= 1300 kg/cm^3
Bulk density	= 1,4 gr/cm^3	

Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekuivalen yang mempunyai volume yang samadengan silinder (partikel), maka:

VS ($\pi r^2 L$)	=	0,16956 cm^3
Dp	=	06
Dp/Dt	=	0,15
Dt	=	4 cm = 1,575 in

Dari Hasil Perhitungan, maka dipilih ukuran tube standart: Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka $N_{re} = 3100$

$$N_{re} = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt}$$

Dimana:

$$N_{re} = 3100$$

$$\mu = 0,06 \text{ kg/m.jam}$$

$$Dt = 1478,708 \text{ m}$$

$$G \text{ (Umpan Total)} = 1478,708 \text{ kg/jam}$$

$$= 410,75 \text{ gr/detik}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt} = 6,8113E+03 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \cdot \text{jam}$$

$$= 1,8920E+03 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2} \cdot \text{s}$$

$$At = \frac{G}{Gt} = 2,1710E-01 \text{ m}^2$$

$$Ao = \text{Luas Penampang Pipa}$$

$$Ao = \frac{\pi ID^2}{4} = 0,00055 \text{ m}^2$$

$$Nt = \text{(jumlah pipa) max}$$

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = 389,55 \text{ buah}$$

$$\rho_s = 1,5 \text{ gram/cm}^3$$

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

$$BM = 59,934 \text{ g/gmol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{gmol} \cdot \text{K}}$$

$$T \text{ udara} = 303,15$$

$$Pg = 0,0023$$

$$P \text{ udara} = \frac{\rho_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}}$$

$$= 0,0048$$

Katalis CuO-ZnO-Al₂O₃ :

$$\text{Bentuk} = \text{Pelet}$$

$$\text{Re} = 3100$$

$$\text{Fd} = 0,001 \text{ (Sources: Brownell Young, page 76, fig. 69)}$$

$$\begin{aligned}
 V_{max} &= \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_a)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_a \cdot fD}} \\
 &= 1.664,34 \text{ cm/det} \\
 &= 59.916,32 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{G}{\rho g} \\
 &= 174.139,3956 \text{ cm}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

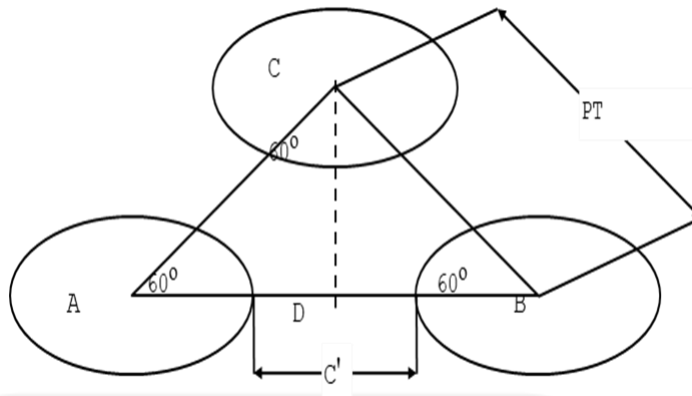
$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{Q}{V_{max}} \\
 &= 4274,65 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_t \text{ min} &= \frac{A_t}{A_o} \\
 &= 187,744 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil } N_t = 375 \text{ buah}$$

12. Menentukan Diameter Reaktor

Pipa (tube) disusun dengan pola '*triangular pitch*' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan *square pitch* (Kern, 1983)



Gambar Susunan Tube dengan pola tringular

Susunan tube = *triangular*

Pitch tube (PT) = 1,25 x Odt
 = 1,65 in
 = 4,191 cm

Clarence (C') = PT - ODt
 = 0,33 in
 = 0,8382 cm

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang *shell* total (A total);

Luas *shell* = Luas segitiga.

$$A_{total} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga } ABC$$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2 = 2 \cdot Nt \left(\frac{1}{2} \cdot \frac{P}{T}^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2 = \frac{1}{2} \cdot 2 \cdot 0,866$$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2 = 2 \cdot Nt / \left(\frac{1}{2} \cdot PT \right)$$

Jadi,

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$= 85,2427 \text{ cm}$$

$$= 0,8524 \text{ m}$$

$$= 33,5601 \text{ in}$$

13. Menentukan C_p Dowtherm A

Jenis = Dowtherm A

Suhu (T) = 643 K = 370°C

Tekanan (P) = 145,9 atm

	K	C	F
T in	643,15	370	698
T out	643,15	370	698
ΔT	643,15	370	698

$$\begin{aligned}
 C_{pp} &= 0,1152 + (0,0003402 \times T) \\
 &= 0,33399 \text{ Cal/gr.K} \\
 &= 0,60172 \text{ Btu/lb.K} \\
 &= 0,00073 \text{ Btu/gr.K} \\
 &= 1,39812 \text{ J/gr.K}
 \end{aligned}$$

14. Menghitung Densitas Dowtherm A Pada T in

$$\begin{aligned}
 \rho_p &= 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in}) \\
 &= 0,7400 \text{ gram/cm}^3
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Konduktivitas Termal Dowtherm A Pada T in

$$\begin{aligned}
 K_p &= 1,512 - 0,0010387 \times T_{in} \\
 &= 0,84396 \text{ cal/cm jam K} \\
 &= 0,35334 \text{ kJ/m.jam.K}
 \end{aligned}$$

$$= 0,87087 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

16. Menghitung Viskositas Pemanas Pada T in

$$\mu_p = 35,5898 - 0,04212 \times T_{in}$$

$$\mu_p = 8,500322 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,002361 \text{ gr/cm.det}$$

$$= 0,8500322 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0,571194 \text{ lb/ft.jam}$$

17. Menentukan Pemanas yang Dibutuhkan

Pemanas yang dipakai adalah *dowtherm A*:

$$\text{Suhu steam masuk (T in)} = 370 \text{ }^\circ\text{C} = 643,15 \text{ K} = 698 \text{ F}$$

$$\text{Suhu steam keluar (T out)} = 370 \text{ }^\circ\text{C} = 643,15 \text{ K} = 698 \text{ F}$$

$$C_p \text{ dowtherm A} = 0,333 \text{ Cal/gr.K}$$

$$Q_h = 2.329.572,33 \text{ kcal/jam}$$

$$= -5,29938\text{E}+11 \text{ kal/jam}$$

$$W_p = \frac{Q_H}{C_p \times \Delta T}$$

$$= 22693,527 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,30375 \text{ kg/s}$$

$$= 179732740,8 \text{ kg/tahun}$$

18. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Overall (Ud)

a. Tube Side

$$\begin{aligned}
C_p &= 331,352 \text{ kJ/kmol.K} \\
&= 5,5192 \text{ kJ/kg.K} \\
&= 1,318 \text{ Btu/lb.F} \\
\mu &= 1,6262\text{E-}04 \text{ g/cm.s} \\
&= 3,9339\text{E-}02 \text{ lb/ft.h} \\
k &= 7,6315\text{E-}02 \text{ W/m.k} \\
&= 4,4094\text{E-}02 \text{ Btu/ft.h.F} \\
PR &= \frac{C_p \cdot \mu}{k} \\
&= 1,1761\text{E-}00 \\
Gt &= 1,8920\text{E-}01 \frac{\text{gram}}{\text{cm}^2} \cdot \text{detik} \\
Dt &= 2,66 \text{ cm} \\
Re &= \frac{GtDt}{\mu} \\
&= 3100 \\
jH &= 12 \text{ (Dari figure 24 kern, Page 834 didapatkan nilai} \\
&\quad jH = 12) \\
hi &= jH \cdot \left[\frac{k}{Dt} \right] \cdot (Pr)^{1/3} \\
&= 5,5077 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F \\
hio &= 6,70 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F
\end{aligned}$$

b. Shell Side

Didalam shell digunakan pemanas, dengan spesifikasi sebagai berikut

:

Sifat fisis pemanas → *liquid*

$$T = 645,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}\mu_s &= 8,500 \text{ gr/cm.jam} \\ &= 0,0023 \text{ gr/cm.det} \\ &= 0,850 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

CPs :

$$\begin{aligned}T &= 643,15 \text{ K} \\ CPs &= 0,33399 \text{ Cal/gr.K} \\ &= 154,0018 \text{ btu/lb.F} \\ &= 1,3981 \text{ J/gr.K}\end{aligned}$$

Ks :

$$\begin{aligned}T &= 643,15 \text{ K} \\ Ks &= 0,8708 \text{ Btu/ft.jam.F}\end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}CPs &= 154,0018699 \text{ btu/lb.F} \\ \mu_s &= 0,8500 \text{ lb/ft.jam} \\ Ks &= 0,8708 \text{ Btu/ft.jam.F}\end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold di Shell (Res)

$$\begin{aligned}IDs \text{ (diameter dalam shell)} &= 33,5601 \text{ in} \\ B \text{ (baffle Spacing)} &= 25,1701 \text{ in (0,75*IDs)} \\ &\dots \text{ Kern, 1965} \\ PT \text{ (Pitch Tube)} &= 1,65 \text{ in} \\ C' \text{ (jarak antar tube)} &= 0,33 \text{ in} \\ Ws \text{ (Laju aliran pemanas)} &= 22693,5278 \text{ kg/jam} \\ &= 50030,6054 \text{ lb/jam} \\ a_s &= \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}\end{aligned}$$

$$A_s \text{ (flow area pada shell, } ft^2) = 1,17 \text{ in}^2$$

$$= 0,0081 \text{ } ft^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

$$= 1,934E+04 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$D_e \text{ (Diameter Equivalen)} = 2,0034 \text{ in}$$

$$= 0,1669 \text{ ft}$$

$$Re_s$$

$$= \frac{G_s \cdot D_e}{\mu_s}$$

$$= 3798,9491$$

$$jH$$

$$= 10 \text{ (Dari figure 24 kern,$$

Page 834 didapat $jH = 720$)

$$H_o$$

$$= jH \left(\frac{K_s}{D_e} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3}$$

$$= 277,3646 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F$$

c. *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{oo} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 6,54 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F$$

19. Menentukan R_d (*Dirty Factor*)

Dari buku kern, 1983 P. 107 didapatkan:

$$R_d \text{ Shell} = 0,0019 \text{ (Sources : Fig. 29, Kern, Page 839)}$$

$$R_d \text{ Tube} = 0,00036 \text{ (Sources : Fig. 26, Kern, Page 836)}$$

$$R_d = 0,01936 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot F$$

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{1}{Rd + \frac{1}{Uc}} \\
 &= 5,8084 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F \\
 &= 28,3568 \frac{\text{kcal}}{\text{jam}} \cdot \text{m}^2 \cdot K \\
 &= 118,7245 \frac{\text{Ki}}{\text{jam}} \cdot \text{m}^2 \cdot K
 \end{aligned}$$

20. Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan yang digunakan adalah:

- a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

$$\begin{aligned}
 \frac{dx}{dZ} &= \frac{(-r_A) \cdot Nt \cdot \pi \cdot (IDT)^2}{4 \cdot FA0} \\
 (-r_A) &= k \cdot \exp\left(\frac{-Ea}{R \cdot T}\right) \cdot \frac{FA0 \cdot (1-x)}{F_{T0}}
 \end{aligned}$$

- b. Persamaan neraca panas pada elemen volume

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta HR) \cdot FA0 \cdot \frac{dX}{dZ} - Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - Tp)}{\sum Fi \cdot Cpi}$$

Dimana,

$$\Delta HR = \Delta HR_{298} + \int_{298}^1 \Delta Cp \cdot dT$$

- c. Persamaan neraca panas pemanas

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - Tp)}{Wp \cdot Cpp}$$

- d. Persamaan Pressure drop

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{Gt}{\rho \cdot gc \cdot Dp} \cdot \frac{(1-s)}{(s)^3} \cdot \left(\frac{150 \cdot (1-s) \cdot \mu}{Dp} + 1,75 \cdot Gt \right)$$

$$(-r_A) = k \cdot \exp\left(\frac{-Ea}{R \cdot T}\right) \cdot \frac{FA0 \cdot (1-x)}{F_{T0}}$$

Pendekatan menghitung Pressure Drop dengan menggunakan Ergun Equation.

Dimana:

P = Pressure

ϕ = Porosity

g_c = 32,1740 ft/s².lbf (Conversion factor)

= 4,17E+08 lbf.ft/h².lbf

(recall that for the metric system $g_c = 1.0$)

D_p = Diameter katalis

μ = Viskositas gas

z = Panjang pipa

u = superficial velocity

(Volumetric Flow:luas area pipa (m/jam))

ρ = densitas gas

G = $\rho.u$

(Superficial Mass Velocity, g/cm².s)

D_t = Diameter pipa

ΔP = Besarnya harus 0.01-0.00001 atm/cm² per tube

atau Pressure Drop total harus 3-15% tekanan total

Persamaan diatas diselesaikan dengan cara euler

Kondisi Masuk Reaktor:

Konversi awal (X_0) = 0

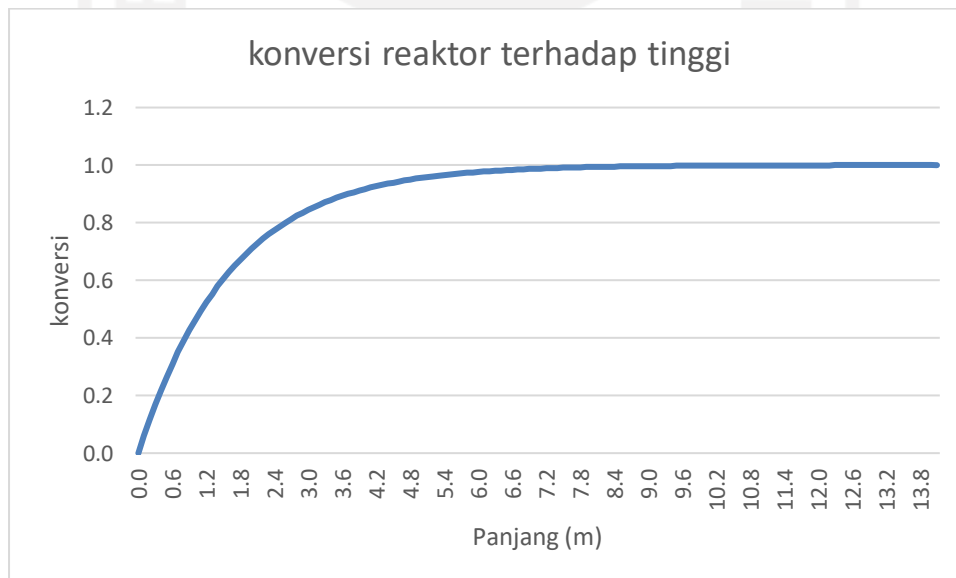
Posisi awal katalis (Z_0) = 0

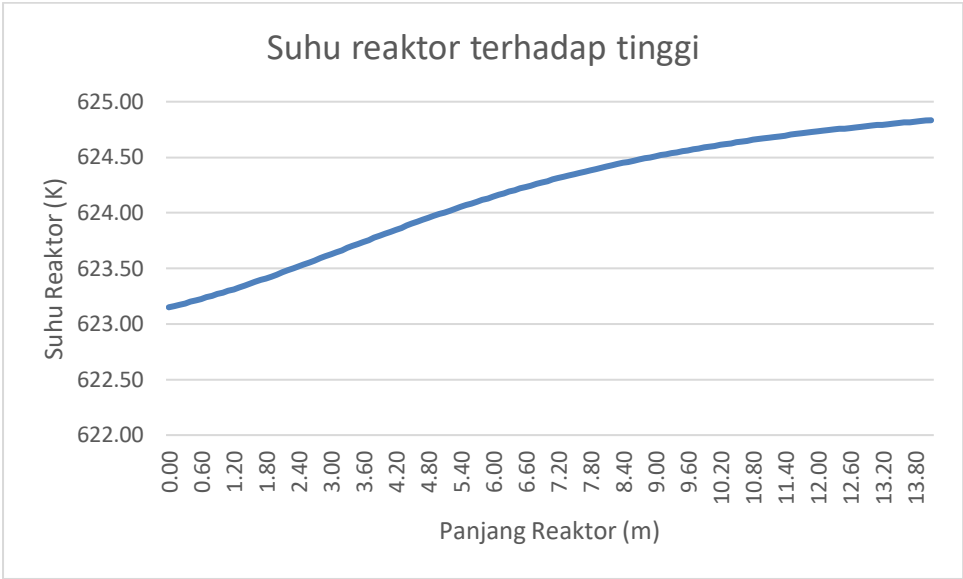
Temperature gas di tube (T_o)	= 623,15 K
Tekanan masuk pipa (P_o)	= 2 Atm
Temperatur pemanas (T_p)	= 643,15 K
Temperature referensi (T_{ref})	= 273,15 K
Laju alir masuk (F_{ao})	= 24,672 kmol/jam
Aliran total massa masuk (F_{to})	= 1478,708 kg/jam
Suhu pemanas masuk shell (T_s)	= 643,15 K
Aliran massa pemanas masuk shell (W_s)	= 22693,52788 kg/jam
Diameter dalam tube (I_{dt})	= 0,0266446 m
Diameter luar tube (O_{dt})	= 0,033528 m
Jumlah tube (N_t)	= 375 buah
Koef perpindahan panas overall (U_d)	= 118,7245232 kJ/jam.m ² .K
Diameter katalis (D_p)	= 0,003175 m
Void Fraction (ϵ)	= 0,73
Panas pembentukan standar (ΔH_R)	= 1099,5759 kJ/kmol
Konstanta kecepatan reaksi (k_o)	= 24734760,99 kmol/m ³ .jam
Kecepatan massa per satuan luas (G_t)	= 6811,28 kg/m ² .jam
Konstanta gravitasi (g)	= 1271376000 m/jam ²
Kapasitas panas pemanas (c_p)	= 1,398122451 kJ/kg.K
C_p s	= 0,33399963 kal/gr.K

$$R_g = 8,314 \text{ kal/mol.K}$$

Dari data-data diatas, dapat ditentukan panjang pipa yang nantinya akanmemengaruhi tinggi reaktor. Untuk menentukan tinggi reaktor tersebut, dilakukanlah iterasi dengan metode Runge-Kutta yang mana $\Delta Z = 0,1$. Dari hasil iterasi tersebut didapatkan:

Konversi (x)		
Suhu Gas Masuk (Tin)	623,15	K
Suhu Gas Keluar (Tout)	622,847	K
Z (Panjang Pipa Tube)	3,8	m
Tekanan Masuk (P in)	2	Atm
Tekanan Keluar (P out)	2	Atm
Diameter Shell (IDS)	0,852427	m
Suhu Pemanas Masuk (Ts in)	643,15	K
Suhu Pemanas Keluar (Ts out)	634,65	K





21. Mechanical Design

a. Tube

BWG	=	18	In
OD	=	1,25	In
L	=	10	Ft
ID	=	1,15	In
Flow area per tube	=	0,655	in ²
Surface per lin ft :			
<i>Outside</i>	=	0,3271	ft ² /ft
<i>Inside</i>	=	0,2409	ft ² /ft
Weight per lin ft	=	2,09	lb steel
Panjang pipa tube	=	149,6	in
Susunan tube	=	<i>Triangular pitch</i>	
Jumlah pipa	=	325	buah
Pitch (jarak antara 2 pusat pipa)	=	1,65	in
Clearance (jarak antara 2 pipa)	=	0,33	in
Cek SC yang dipilih:			
IDt	=	1,15	In
ODt	=	1,25	In
Ketebalan	=	0,05	In
Tebal Tube	=	$\frac{P \times r}{f \times E^{-0,6P}} + C$	
	=	0,1250	in
Tekanan yang diijinkan (f)	=	15100	psi
<i>Efficiency</i> pengelasan (E) = 0,85(double welded butt joint)			

Faktor korosi (c) = 0,125 in
(Brownell dan Young 1979)

b. *Shell*

i. Tekanan Desain (maksimal *over design*
20%)

Tekanan Operasi = 2 atm
= 29,4 psi
= 2,0265 bar

Tekanan Desain = 35,28 psi

ii. Bahan Konstruksi *Shell*

Dipilih material *Carbon Steel SA 7*

(Brownell dan Young 1979)

Dengan pertimbangan bahwa reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan juga suhu operasi antara -20 s/d 650°F

iii. Tebal Dinding *Shell*

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan:

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

(Brownell dan Young 1979)

Dimana:

Ts = tebal dinding shell (in)

P = tekanan design (psi)

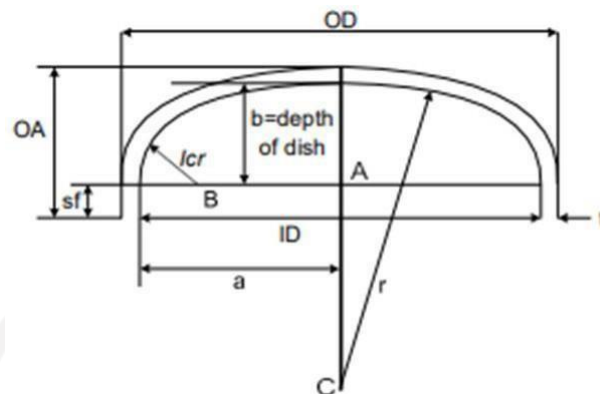
$r = (IDs/2)$ = radius dalam shell (in)
 E = efisiensi sambungan
 f = allowable working stress (psi)
 c = faktor korosi (in)

Tekanan yang diijinkan (f) = 12650 psi
 Efficiency pengelasan (E) = 0,8
 Faktor korosi (c) = 0,125 in
 Dengan IDs = 33,560125 in
 Tebal shell (ts) = 0,186 in
 Dipilih tebal dinding standar =
 0,1875 in
 ODs = IDs + 2 (Tebal *Shell*)
 = 33,93515 in
 OD Standar = 34 in

c. Head Reaktor

i. Bentuk *Head*

Bentuk *Head* = *Ellipsoidal Head*



ii. Bahan Kontruksi *Head*

Dipilih material **Carbon Steel SA 7**

Dengan pertimbangan reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan suhu operasi antara -20 s/d 650°F

iii. Tebal *Head* (tH)

Untuk *elipstical dished head*, Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell dan Young 1979)

$$tH = \frac{pdi}{4fE-0,4P}$$

Dipilih material Carbon Steel SA 7, dari Brownell tabel 13.1, P.251

diperoleh:

f (Tekanan maksimum) = 12650 psi

= 12635,3 psig

E (Efisiensi Pengelasan) = 0,85

= 85%

C (Faktor Korosi) = 0,125 in

Tebal head reaktor (tH) = 0,126485 in

Dipilih tebal head standar = 0,1875 in

(Brownell dan Young 1979)

iv. Tinggi Head

Dari tabel 5,7 Brownell hal

$$90ts = 0,1875 \text{ in}$$

Didapat:

$$icr = 2,125 \text{ in}$$

$$r = 34 \text{ in}$$

$$a = 0,5 * ID$$

$$= 16,78 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 14,65507 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 31,875 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 28,30626 \text{ in}$$

$$B = r - AC$$

$$= 5,6937 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal 88

didapatkan:

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 4 \frac{1}{2} \text{ in (1,5 - 4,5 in)}$$

$$\text{Perancangan digunakan sf} = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi Head (OA)} &= th + b + sf \\
&= 7,881239 \text{ in} \\
&= 0,200183 \text{ m}
\end{aligned}$$

v. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
tR &= \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head} \\
&= 4,0 \text{ m}
\end{aligned}$$

d. Volume Reaktor (VR)

$$\text{i. Volume head (VH)} = 0.000049 \times ID_s^3$$

(Sources: Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)

$$= 1,8522 \text{ in}^3$$

$$= 3,03508 \text{E-}05 \text{ m}^3$$

$$\text{ii. Volume Shell (VS)} = \frac{\pi}{4} \cdot (ID_s)^2 \cdot z$$

$$= 132271,5761 \text{ in}^3$$

$$= 2,16754 \text{ m}^3$$

$$\text{iii. Volume Reaktor (VR)} = \text{Vol shell} + (\text{Vol top head})$$

$$= 132273,4283 \text{ in}^3$$

$$= 2,167577 \text{ m}^3$$

$$\text{iv. Waktu Tinggal (t)} = V/Q$$

$$\text{Volume Tube} = 155,315339 \text{ in}^3$$

$$= 0,0025451 \text{ m}^3$$

$$Q = 0,00413302 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$t = 6,158128032 \text{ s}$$

e. Spesifikasi Nozzle

Dipilih jenis *tube Carbon Steel*

i. Diameter Saluran Gas Umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

Dimana:

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Masuk)} = 10,5146378$$

kg/s

$$\rho \text{ (Densitas gas umpan mix)} = 33,8950942$$

kg/m³

$$D_{opt} = 276,8649475 \text{ mm}$$

$$= 10,90020067 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11, Hal. 844, dipilih ukuran standart (Sch 20) :

$$ID = 21,25 \text{ in}$$

$$OD = 22 \text{ in}$$

ii. Diameter Saluran Gas Keluar

Komposisi Keluar Reaktor

(Gas):

Komponen	BM	Kmol/Jam	Yi	BM.Yi
Isopropanol	60,096	2,415	0,052	3,128
H ₂ O	18,015	0,074	0,002	0,029
Aseton	58,08	22,183	0,478	27,760
H ₂	2,016	21,739	0,468	0,944
TOTAL		46,412	1,000	31,861

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas out } (\rho) &= \frac{P \cdot BM}{R \cdot T} \\ P &= 2,219999 \text{ kg/m}^3 \\ D_{opt} &= 293G^{0,53}\rho^{-0,37} \end{aligned}$$

Dimana:

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Keluar)} = 0,411 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas gas keluar)} = 2,21999$$

kg/m³

$$D_{opt} = 136,1178$$

mm

$$= 5,3589 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 20):

$$ID = 6,625 \text{ in}$$

$$OD = 6 \text{ in}$$

iii. Diameter Pemanas Masuk

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T \text{ in})$$

$$= 0,740075 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 740,0750005 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

Dimana:

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pemanas)} = 0,411 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Pemanas)} = 740,075$$

kg/m^3

$$D_{opt} = 15,864 \text{ mm}$$

$$= 0,6245 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 80):

$$ID = 0,824 \text{ in}$$

$$OD = 1,05 \text{ in}$$

iv. Diameter Pemanas Keluar

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$T_{\text{Pendingin Out}} = 361,15 \text{ K}$$

$$\rho_p = 1,0246445 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1024,6445 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

Dimana :

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pemanas)} = 0,411 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Pemanas)} = 1024,6445 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 14,06542634 \text{ mm}$$

$$= 0,553757242 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 80):

$$ID = 0,824 \text{ in}$$

$$OD = 1,05 \text{ in}$$

PERANCANGAN REAKTOR FIXED BAD SINGLE TUBE

Konversi (X) =	90 %	
Suhu Gas Masuk (Tin) =	623,150 K	350 °C
Suhu Gas Keluar (Tout) =	621,188 K	348,04 °C
Z (panjang pipa tube) =	11,5 m	212,5 in
Tekanan Masuk (P in) =	2 atm	
Tekanan Keluar (P out) =	2 atm	
Diameter tube (IDt) =	0,3 m	0,00762 in

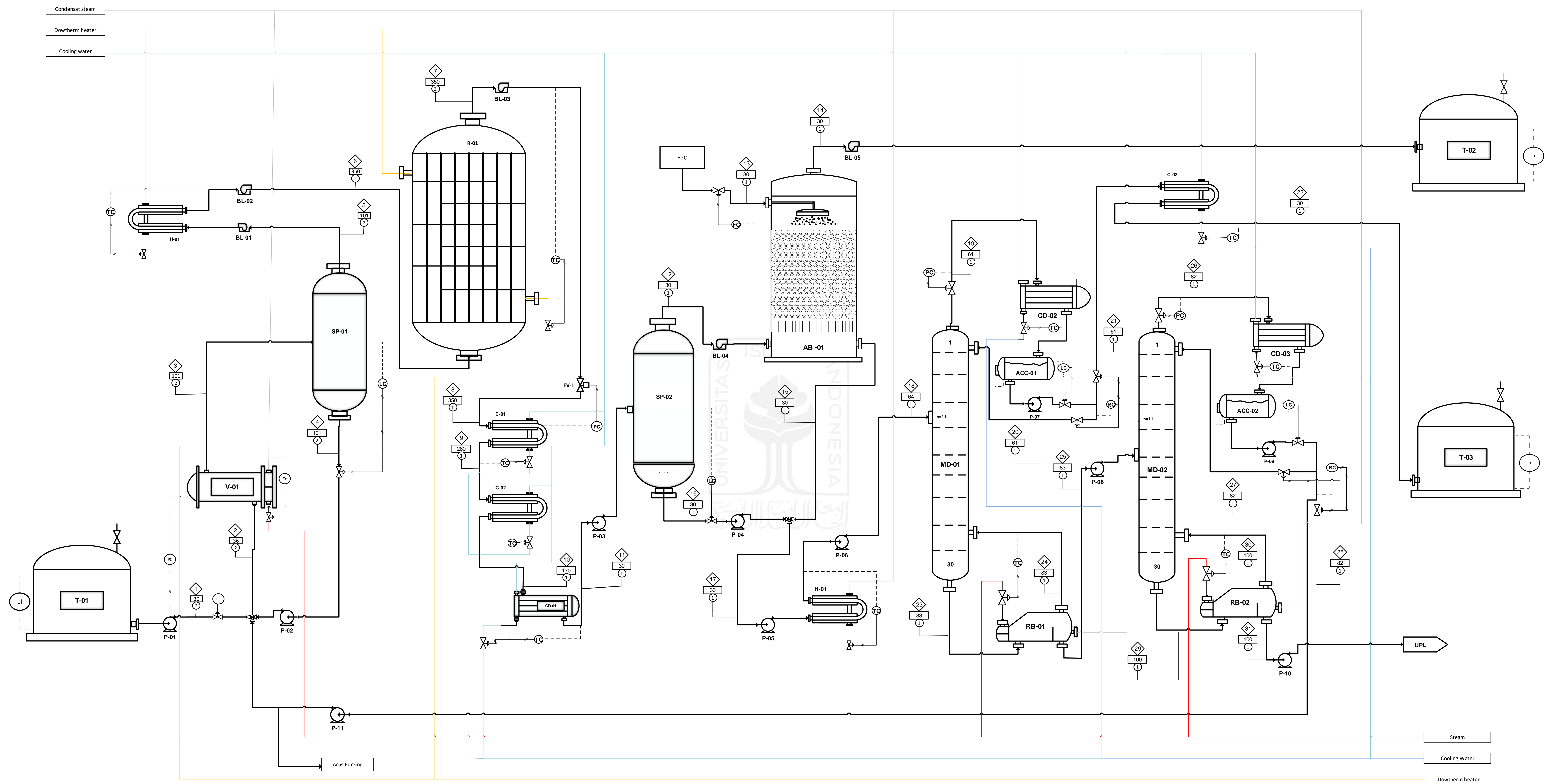


LAMPIRAN B

Process Engineering Flow Diagram (PEFD)




PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPANOL
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomer Arus (Kg/Jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
C ₃ H ₈ O	1310.78	2236.04	2236.04	784.42	1451.62	1451.62	145.16	145.16	145.16	145.16	145.16					145.16
H ₂ O	1.31	2.69	2.69	1.37	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33		0.02		0.02	1.33
C ₃ H ₆ O		33.08	33.08	7.31	25.77	25.77	1288.39	1288.39	1288.39	1288.39	1288.39	0.02			0.02	1288.38
H ₂				43.83	43.83	43.83	43.83	43.83	43.83	43.83	43.83		43.83			
Sub Total	1312.09	2271.81	2271.81	793.09	1478.71	1478.71	1478.71	1478.71	1478.71	1478.71	1478.71	43.85	0.02	43.83	0.04	1434.87
Vapor Fraction			0.78		1	1	1	1	1	1	0.1	1		1		

Komponen	Nomer Arus (Kg/Jam)															
	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
C ₃ H ₈ O	145.16	145.16	8.70	5.79	2.90	2.90	150.96	8.70	142.26	473.13	332.30	140.84	474.56	473.13	1.42	
H ₂ O	1.34	1.34	0.00	0.00	0.00	0.00	1.34	0.00	1.34	0.05	0.03	0.01	1.37	0.05	1.33	
C ₃ H ₆ O	1288.40	1288.40	3782.57	2519.94	1262.63	1262.63	3808.34	3782.57	25.77	86.57	60.80	25.77	86.57	86.57		
H ₂																
Sub Total	1434.90	1434.90	3791.27	2525.74	1265.53	1265.53	3960.64	3791.27	169.37	559.75	393.13	166.62	562.49	559.74	2.75	
Vapor Fraction			1					1		1			1			

KETERANGAN ALAT		KETERANGAN INSTRUMEN	
Kode	Deskripsi	Kode	Deskripsi
R	Reaktor	○	Nomer Arus
MD	Menara Distilasi	□	Suhu (°C)
AB	Absorber	◇	Tekanan (Atm)
SP	Separator	◇	Control Valve
CD	Condensor	—	Pipe
V	Vaporizer	—	Sinyal Pneumatik
C	Cooler	---	Sinyal Elektrik
H	Heater		
RB	Reboiler		
T	Tangki		
P	Pompa		
BL	Blower		
ACC	Accumulator		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 2022

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
 ISOPROPANOL KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
 Aqilhatul Inshani (18521113)
 Farros Hanif Pratama (18521117)

DOSEN PEMBIMBING:
 Khandan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc
 Lucky Wahyu NS, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Farros Hanif Pratama

No. MHS 18521117

2. Nama Mahasiswa : Aqidhatul Inshani

No. MHS 18521113

Judul Prarancangan :

Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol Kapasitas 10.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : 4 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 6 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	4 Februari 2022	Menentukan Kapasitas Pabrik	
2	11 Februari 2022	Menentukan Kapasitas Pabrik	
3	2 Maret 2022	Menentukan Termodinamika	
4	20 Maret 2022	Perhitungan Neraca Massa	
5	6 Juli 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Reaktor)	
6	10 Agustus 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Menara Distilasi, Penukar Panas dan Pemisah)	
7	18 Oktober 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Menara Distilasi, Penukar Panas dan Pemisah)	
8	27 Oktober 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Menara Distilasi, Penukar Panas dan Pemisah dan PEFD)	
9	16 November 2022	Pengecekan naskah	
10			

Dosen Pembimbing 1



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Farros Hanif Pratama

No. MHS 18521117

2. Nama Mahasiswa : Aqidhatul Inshani

No. MHS 18521113

Judul Prarancangan :

Prarancangan Pabrik Aseton dari Isopropanol Kapasitas 10.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 4 juni 2021

Batas Akhir Bimbingan : 6 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	6 Februari 2022	Merancang Diagram Blok	
2	8 Juli 2022	Merancang dan Menghitung Neraca Massa	
3	14 Juli 2022	Merancang dan Menghitung Neraca Massa	
4	20 September 2022	Menhitung Neraca Massa, Perancangan dan Perhitungan Alat (Reaktor)	
5	22 September 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Reaktor)	
6	13 Oktober 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Penukar Panas)	
7	19 Oktober 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Pemisah)	
8	24 Oktober 2022	Perancangan dan Perhitungan Alat (Reaktor dan alat-alat kecil)	
9	25 Oktober 2022	Perhitungan semua alat dan PEFD	
10	16 November 2022	Utilitas dan Ekonomi	

Dosen Pembimbing 2



Lucky Wahyu N. S., S.T., M.Eng.