

PRA RENCANA PABRIK

**ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
KOLOM DISTILASI**

SKRIPSI

Disusun oleh :

Mira Rahmawati

1114922



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

2014

THE UNIVERSITY OF MICHIGAN LIBRARY
ANN ARBOR, MICHIGAN
UNIVERSITY MICROFILMS

UNIVERSITY MICROFILMS

111688

DISCOUNT OFFER :

UNIVERSITY

UNIVERSITY MICROFILMS
SERIALS ACQUISITION DEPARTMENT

UNIVERSITY MICROFILMS
SERIALS ACQUISITION DEPARTMENT

UNIVERSITY MICROFILMS
SERIALS ACQUISITION DEPARTMENT

UNIVERSITY MICROFILMS
SERIALS ACQUISITION DEPARTMENT

LEMBAR PERSETUJUAN

**PRA RENCANA PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL
ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
KOLOM DISTILASI**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

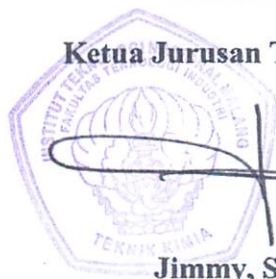
Mira Rahmawati

1114922

Malang, 21 Juli 2014

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Jimmy, ST, MT

NIP Y 1039900330

Menyetujui,

Dosen Pembimbing



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT

NIP Y 1030000351

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : MIRA RAHMAWATI
NIM : 1114922
Jurusan/Prodi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL
ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Rabu
Tanggal : 23 Juli 2014
Nilai : B+



Ketua,

Jimmy, ST, MT

NIP Y 1039900330

Sekretaris,

Elvianto Dwi Daryono, ST, MT

NIP Y 1030000351

Anggota Penguji,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT

NIP Y 1030400400

Rini Kartika Dewi ST, MT

NIP Y 1030100370

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan atas kehadiran Allah SWT, karena atas berkah rahmat dan bimbingan-Nya penulis dapat menyelesaikan tugas skripsi dan laporannya yang berjudul “ *Pra Rencana Pabrik Aseton Dari Isopropil Alkohol dengan Proses Dehidrogenasi kapasitas 45.000 Ton/Tahun*”. Laporan ini disusun untuk memenuhi salah satu persyaratan dalam menyelesaikan mata kuliah Skripsi yang merupakan salah satu rangkaian tugas akhir bagi mahasiswa Program Studi Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang. Dengan terselesaikannya laporan skripsi ini maka penulis menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT selaku Dekan FTI – ITN Malang.
3. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Bapak Elvianto Dwi Daryono, ST, MT selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia ITN Malang dan Dosen Pembimbing kami.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
6. Rekan-rekan Teknik Kimia ITN Malang yang telah membantu dalam skripsi kami.

Penulis menyadari bahwa masih banyak terdapat kekurangan dalam penyusunan laporan skripsi ini. Oleh karena itu penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun dari semua pihak guna penyempurnaan penyusunan skripsi ini. Akhir kata penulis hanya dapat mengatakan semoga laporan skripsi ini dapat bermanfaat baik bagi penulis, pembaca maupun Institut Teknologi Nasional Malang

Malang, Agustus 2014

Penyusun

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : MIRA RAHMAWATI
NIM : 1114022
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA KOLOM DISTILASI

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Juli 2014

Yang membuat pernyataan,



MIRA RAHMAWATI

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN

KATA PENGANTAR

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

DAFTAR ISI

DAFTAR GAMBAR

DAFTAR TABEL

DAFTAR GRAIK

ABSTRAKSI

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang	I-1
1.2 Bahan Baku dan Produk	I-2
1.3 Sifat-sifat produk.....	I-3
1.4 Perkiraan kapasitas produksi.....	I-7
1.5 Lokasi pabrik	I-8

BAB II. SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1 Macam Proses	II-1
2.2 Seleksi Proses	II-4
2.3 Uraian Proses	II-5

BAB III. NERACA MASSA

BAB IV. NERACA PANAS

4.1 Mixing tank (M-118).....	IV-1
4.2 Vaporiser (V-119)	IV-1
4.3 Pre Heater (E-117)	IV-2
4.4 Reaktor (R-110)	IV-2
4.5 Cooler (E-121)	IV-3
4.6 Kondensor (E-122)	IV-4
4.7 Absorber (D-125)	IV-4
4.8 Mixing Tank II (M-127)	IV-5
4.9 Distilasi I (D-120)	IV-6
4.10 Cooler	IV-7

4.11 Distilasi II	IV-8
4.12 Cooler	IV-9
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	
7.1 Instrumentasi	VII-1
7.2 Keselamatan kerja	VII-3
BAB VIII UTILITAS	
8.1 Unit Penyediaan air	VIII-1
8.2 Perhitungan Kebutuhan Air	VIII-3
8.3 Unit Penyedia Steam	VIII-5
8.4 Unit Penyediaan Listrik	VIII-5
8.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	VIII-5
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
9.1 Lokasi Pabrik	IX-1
9.2 Tata letak Pabrik	IX-6
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	
10.1 Dasar perusahaan	X-1
10.2 Bentuk Perusahaan	X-1
10.3 Struktur Organisasi	X-2
10.4 Tugas dan tanggung jawab Organisasi	X-3
10.5 Jaminan Sosial	X-10
10.6 Jadwal dan Jam Kerja	X-11
10.7 Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan	X-12
10.8 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	X-13
10.9 Status Karyawan dan sistem Pengupahan Gaji	X-15
BAB XI ANALISA EKONOMI	
11.1 Faktor Pembantu	XI-1
11.2 Penafsiran Harga Alat	XI-3
11.3 Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	XI-4
11.4 Penentuan <i>Total Production Cost (TPC)</i>	XI-5
11.5 Laba Perusahaan.....	XI-7

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Flowchart Aseton	II-7
Gambar 3.1 Blok Diagram Neraca Massa Aseton.....	III-1
Gambar 9.1 Lokasi Pabrik Aseton.....	IX-11
Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Pabrik.....	IX-14
Gambar 10.1 Struktur Organisasi.....	X-9

DAFTAR GRAFIK

Grafik 11.1 Break Event Point	XI-12
-------------------------------------	-------

11.6 Analisa *Probabilitas*.....XI-8

BAB XII KESIMPULAN

12.1 Tinjauan Segi Teknik XII-1

12.2 Tinjauan Segi Ekonomi XII-2

DAFTAR PUSTAKA

APPENDIX A

APPENDIX B

APPENDIX C

APPENDIX D

APPENDIX E

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Import Asetin di Indonesia..... I

Tabel 2.1 Tabel Seleksi Proses..... I

PRA RENCANA PABRIK
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI

Disusun oleh :

1. Pratiwi Luluk Ernawati 1114908
2. Mira Rahmawati 1114922

Dosen Pembimbing :

Elvianto Dwi D. ST, MT

ABSTRAK

Aseton adalah turunan dari keton yang merupakan senyawa penting dalam industri kimia. Aseton berupa cairan tidak berwarna yang mempunyai densitas $0,79 \text{ g/cm}^3$. Aseton yang dihasilkan dapat digunakan sebagai reaction intermediate untuk produksi bisphenol A, acrylics, dan methyl isobutyl ketone. Pabrik aseton direncanakan berlokasi di Gresik Jawa Timur dengan kapasitas produksi pabrik sebesar 45.000 ton aseton/tahun.

Proses pembuatan aseton terdiri dari 4 tahap, yaitu tahap vaporisasi, dehidrogenasi, absorpsi dan distilasi. Pada proses vaporisasi, isopropil alkohol dipanaskan dengan indirect steam sehingga terjadi perubahan fase dari liquid menjadi vapor. Kemudian vapor masuk reaktor. Isopropil alkohol didehidrogenasi menjadi aseton dan hidrogen dengan konversi 95%. Kemudian diabsorpsi untuk memisahkan campuran isopropil alkohol dan aseton dari hidrogen. Hidrogen dibuang ke lingkungan. Selanjutnya proses distilasi untuk memisahkan isopropil alkohol dan aseton agar diperoleh aseton dengan kemurnian 99,5%. Isopropil alkohol sisa akan direcycle dan digunakan untuk bahan baku proses berikutnya. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh % Bunga Bank = 20%, BEP = 44,36 %, $ROI_{AT} = 30,12\%$, IRR = 30,89% Berdasarkan analisa ekonomi tersebut disimpulkan bahwa pabrik aseton tersebut layak untuk didirikan.

Kata kunci: Aseton, isopropil alkohol, dehidrogenasi.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Aseton, CH_3COCH_3 , merupakan salah satu senyawa alifatik keton yang sangat penting. Pada umumnya aseton digunakan sebagai solven untuk beberapa polimer. Penggunaan yang bersifat komersial adalah penggunaan sebagai senyawa intermediate dalam pembuatan *methyl methacrylate*, *bisphenol A*, *diaseton alcohol* dan produk-produk lain.

Pabrik aseton pertama kali dibuat dengan cara distilasi dari kalsium asetat. Kalsium asetat merupakan produk dari disitilat kayu, yang akan difermentasikan menjadi etanol. Selanjutnya pada tahun 1920, proses fermentasi lebih sering digunakan untuk memproduksi aseton. Proses fermentasi ini selain menghasilkan aseton juga menghasilkan *buthyl alcohol* dan *ethyl alcohol*.

Pada tahun 1950 dan 1960 proses ini jarang lagi digunakan dan digantikan dengan proses dehidrogenasi 2-propanol dan proses *cumene* yang menghasilkan *phenol* dan *aseton*. Disamping proses-proses ini, ada proses lain yang dapat digunakan untuk memproduksi aseton yaitu dengan mengoksidasi propana menjadi aseton. Ketiga proses ini digunakan lebih dari 95% produksi aseton dunia.

Seperti yang telah dijelaskan bahwa aseton merupakan produk yang banyak digunakan dalam industri-industri kimia. Namun hingga saat ini aseton yang digunakan, berdasarkan data dari Biro Pusat Statistik adalah impor dari luar negeri yaitu Singapura, Australia, Taiwan, Afrika Selatan, dan USA.

Sehubungan dengan hal ini maka sangatlah tepat jika pemerintah mengambil kebijakan yang pada hakekatnya mengurangi ketergantungan kepada negara lain dalam memenuhi kebutuhan masyarakat, yakni dengan membangun industri-industri sehingga pengeluaran untuk impor bisa dikurangi. Bahkan dengan adanya industri tidak menutup kemungkinan untuk mengekspor hasil produksinya sehingga akan menambah devisa negara.

Jadi jelaslah bahwa pendirian pabrik aseton di Indonesia mempunyai landasan alasan yang cukup kuat yaitu:

- Belum adanya pabrik aseton di Indonesia.
- Adanya kemungkinan ekspor aseton ke negara lain.
- Banyaknya tenaga kerja di Indonesia yang memerlukan lapangan pekerjaan, sehingga dengan didirikannya pabrik akan dapat mengurangi sebagian pengangguran.

Faktor-faktor tersebut mendukung pendirian pabrik aseton di Indonesia dapat diharapkan dapat terlaksana dan mempunyai prospek yang cukup cerah di Indonesia baik sekarang maupun di masa datang mengingat industri yang terus berkembang.

1.2 Bahan Baku dan Produk

1.2.1. Sifat-sifat Bahan Baku (Isopropanol)

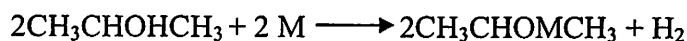
a. Sifat-Sifat Fisika:

- Wujud, 20°C	= Cair
- Warna	= Jernih
- Kelarutan dalam air	= Larut sempurna
- Titik Beku, °C	= -89,5
- Titik Didih, °C	= 82,4
- Density, pada 25°C, gr/cc	= 0,783
- Refractive index, 25°C	= 1,3752
- Viskositas, pada 25°C, cp	= 1,963
- Tegangan permukaan, 25°C, dyne/cm	= 22,4
- Temperatur kritis, K	= 508,31
- Tekanan kritis, bar	= 47,64

b. Sifat-Sifat Kimia

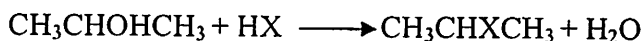
1. Bereaksi dengan logam-logam aktif seperti sodium dan potassium membentuk metal isopropoxide dan hidrogen.

Reaksi:



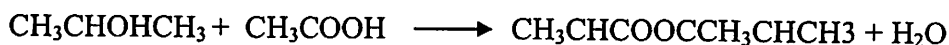
2. Bereaksi dengan asam halogen dihasilkan isopropyl halida.

Reaksi:



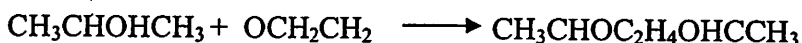
3. Bereaksi dengan asam asetat dengan katalis asam sulfat dapat membentuk isopropyl asetat.

Reaksi:



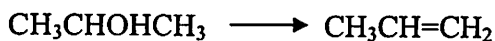
4. Bereaksi dengan etilen oksida atau propilen oksida dengan katalis basa seperti NaOH membentuk ether alcohol.

Reaksi:



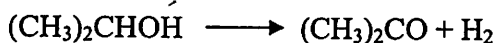
5. Isopropil alkohol dapat mengalami dehidrasi menghasilkan di- isopropil ether ataupun propilen.

Reaksi:



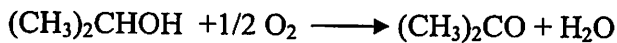
6. Isopropyl alcohol dapat mengalami reaksi dehidrogenasi dengan menggunakan katalis oksida logam membentuk aseton.

Reaksi:



7. Isopropyl alcohol juga dapat dioksidasi secara parsial membentuk aseton dengan katalis yang sama pada proses dehidrogenasi.

Reaksi:



1.2.2. Sifat-Sifat Produk (Aseton)

a. Sifat-Sifat Fisika:

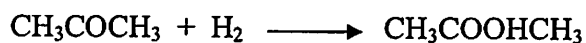
- | | |
|-----------------------|------------------|
| - Wujud, 20°C | = Cair |
| - Warna | = Jernih |
| - Kelarutan dalam air | = Larut sempurna |
| - Titik beku, °C | = -94,6 |

- Titik didih, °C	= 56,5
- Density, pada 25°C, gr/cc	= 0,788
- Refractive index, 25°C	= 1,3560
- Viskositas, pada 25°C, Cp	= 0,308
- Tegangan permukaan, 25°C, dyne/cm	= 23,04
- Temperatur kritis, K	= 508,2
- Tekanan kritis, bar	= 47,02

b. Sifat-Sifat Kimia

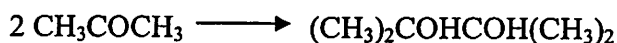
1. Reduksi aseton menghasilkan isopropanol

Reaksi :



Pada waktu yang sama dihasilkan sedikit pinakol. Diterier glikol (pinakol) terbentuk dengan hasil baik selama reduksi menggunakan magnesium dalam larutan alkalis.

Reaksi :



2. Oksidasi aseton menghasilkan campuran asam-asam

Reaksi :



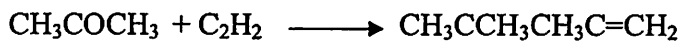
3. *Reductive ammonolisis* dari aseton menghasilkan isopropylamine.

Reaksi:



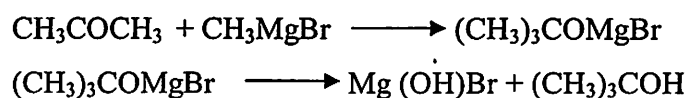
4. Aseton dapat dikondensasi dengan asetilen membentuk 2-metil-3-butnediol, suatu intermediate untuk isoprene.

Reaksi:



5. Aseton bereaksi dengan pereaksi Grignard menghasilkan alcohol tersier

Reaksi :



(Merck Index, 11th Edition, 58)

1.2.3 Produk Samping

1. Hidrogen

a. Sifat Fisika

- Rumus molekul : H₂
- Kenampakan : gas tak berwarna
- Berat molekul (kg/ kmol) : 2,01
- Density (0⁰C), (mol/ cm³) : 0,04460
- Compressibility factor (0⁰C) : 1,00042
- Adiabatic compressibility (300⁰C), MPa⁻¹ : 7,03
- Cp (0⁰C), J/ (mol.K) : 28, 59
- Cv (0⁰C), J/ (mol.K) : 20,30
- Enthalpy (0⁰C), J/ mol : 7749,2
- Viscosity (0⁰C), cP : 0,00839
- Thermal conductivity (0⁰C), mW/ (cm.K) : 1,740

b. Sifat Kimia

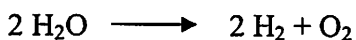
- Oksidasi hidrokarbon dapat menghasilkan hidrokarbon dan karbon monoksida

Reaksi :



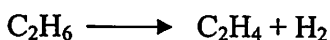
- Elektrolisis air dapat menghasilkan hydrogen dan oksigen

Reaksi :



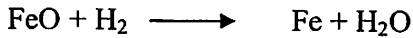
- *Steam pyrolysis* hidrokarbon menghasilkan ethylene dan hydrogen sebagai *by product*.

Reaksi :



- Hydrogen bila direaksikan dengan sejumlah metal oksida pada kenaikan temperatur dapat menghasilkan metal dan air.

Reaksi :



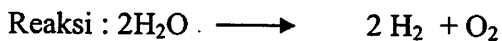
2. Air

a. Sifat Fisika

- Rumus molekul : H_2O
- Kenampakan : liquid tidak berwarna
- Berat molekul, kg/kmol : 18
- Density (25°C), kg/m^3 : 997,08
- Viscosity (25°C), cp : 0,8937
- Heat Capacity (25°C), cp : 0,9989
- Titik didih, $^\circ\text{C}$: 100
- Titik beku, $^\circ\text{C}$: 0
- Kalor jenis (20°C), $\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$: 4184

b. Sifat Kimia

- Elektrolisis air menghasilkan hydrogen dan oksigen

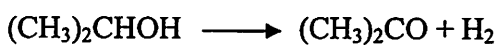


1.3 Analisis Pasar

Aspek Pasar

Prospek pendirian pabrik aseton di Indonesia dilihat dari aspek pasar, berpotensi untuk berkembang pesat karena saat ini di Indonesia masih belum ada pabrik aseton. Kebutuhan aseton di Indonesia juga relatif tinggi namun untuk memenuhi kebutuhan tersebut harus di impor dari luar negeri. Harga bahan baku (isopropanol) Rp 24.000,-/l dan harga produk Rp 35.000,-/l maka untuk melihat kelayakan ekonomi produk berdasarkan reaksi (produk – reaktan).

Reaksi :



$$(\text{Rp } 35.000,-/\text{l} \times 0,79 \text{ kg/l} \times 58,08) - (\text{Rp } 24.000,-/\text{l} \times 0,786 \text{ kg/l} \times 60,01)$$

$$= \text{Rp } 472.261,06/\text{kgmol}$$

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik aseton layak untuk didirikan karena hasil produk bernilai positif sehingga menghasilkan keuntungan yang dapat membantu memenuhi kebutuhan industri yang menggunakan bahan baku aseton dan belum ada persaingan pasar dalam negeri.

Aseton sangat dibutuhkan untuk industri di Indonesia sehingga pendirian Pabrik Aseton di Indonesia dapat mengurangi jumlah impor aseton dari luar negeri. Di Indonesia Aseton digunakan pada industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan kulit, pembuatan minyak pelumas, pelarut dalam proses ekstraksi, dan sebagai bahan baku *methyl isobutyl ketone*.

1.3.1 Perkiraan Kapasitas Pabrik

Perhitungan Kapasitas

Untuk memenuhi kebutuhan dalam dan luar negeri akan aseton dan untuk menambah devisa negara, maka dilakukan perhitungan kapasitas produksi untuk pabrik aseton pada tahun 2017 dengan menggunakan rumus :

$$F = P (1 + i)^n$$

Dimana :

F : nilai Impor tahun 2017

P : nilai Impor tahun 2012

i : persentase kenaikan rata-rata pertahun

n : selisih waktu perkiraan (2012-2017)

Berdasarkan data dari buku statistik tentang perdagangan luar negeri Indonesia yang diterbitkan oleh Biro Pusat Statistik Semarang, jumlah impor aseton sejak tahun 2007 dapat dilihat dari tabel berikut ini:

Tabel 1.1 Impor aseton di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)	% Pertumbuhan
2007	14.061	-
2008	13.244	-5.81
2009	12.436	-6.10

2010	12.268	-1.35
2011	13.494	9.99
2012	19.086	41.44

Sumber : BPS tahun 2012

Dari tabel diatas dapat diketahui nilai rata-rata kenaikan impor pertahun adalah sebesar 7,6 %, maka perkiraan nilai impor pada tahun 2017 adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= P (1 + i)^n \\
 &= 19.086 (1 + 0.076)^5 \\
 &= 27.528,1 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, didapatkan pada tahun 2017 diperkirakan kebutuhan aseton mencapai 27.528,1 ton/tahun. Produk aseton selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri juga untuk dipasarkan ke luar negeri.

Melihat angka tersebut diatas, dan dengan penambahan prosentasi nilai ekspor sebesar 60% dari perkiraan kebutuhan aseton maka kapasitas produksi yaitu 27.528,1 x 1,6 sebesar 44.044,96 ton/tahun dengan pembulatan menjadi 45.000 ton/tahun. Adapaun kelebihan produk masih bisa dipasarkan ke luar negeri. Selain itu juga akan dapat merangsang berdirinya pabrik baru yang menggunakan aseton sebagai bahan bakunya.

1.4 Lokasi pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat menentukan kemudahan mobilitas pabrik, sehingga diperlukan pertimbangan-pertimbangan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik. Pendirian pabrik aseton dari isopropil alkohol dengan proses dehidrogenasi direncanakan di Gresik, Jawa Timur.

Pedoman memilih lokasi pabrik berdasarkan pada :

- Persediaan air yang memadai, terdapat banyak sumber air baik sungai, PDAM, dan air kawasan. Karena dekat dengan kawasan industri sehingga kebutuhan air untuk pabrik aseton ini disupply dari air kawasan.

- Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri.
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai.
- Sarana transportasi darat yang memadai, serta dekat dengan transportasi laut sehingga memudahkan akses keluar masuk produk dan bahan baku.

BAB II

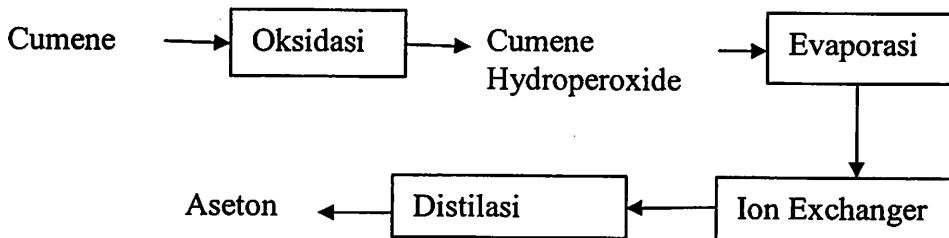
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Pada dasarnya ada empat proses untuk memproduksi aseton (*Atalay, 2009*), keempat proses tersebut adalah:

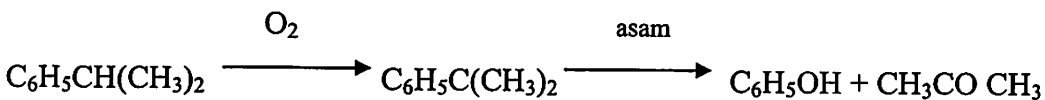
1. Proses Cumene Hydroperoxide
2. Proses Dehidrogenasi Isopropanol
3. Proses Oksidasi Isopropanol
4. Fermentasi dari Karbohidrat

2.1.1. Proses Cumene Hydroperoxide



Pada proses cumene hydroperoxide, mula-mula cumene dioksidasi menjadi cumene hydroperoxide dengan udara atmosfer atau udara kaya oksigen dalam satu atau beberapa oksidiser. Temperatur yang digunakan adalah antara 80 – 130°C dengan tekanan 620 kPa, serta dengan penambahan Na₂CO₃. Pada umumnya proses oksidasi ini dijalankan dalam tiga atau empat reaktor yang dipasang secara seri.

Reaksi:



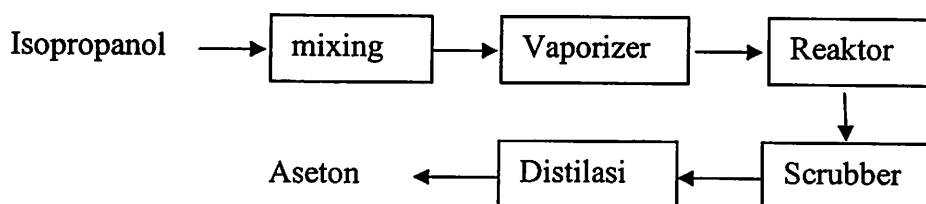
Hasil dari oksidasi ini pada reaktor pertama mengandung 9-12% cumene hydroperoxide, 15 –20 % pada reaktor kedua, 24 –29 % pada reaktor ketiga dan 32 – 39 % pada reaktor keempat. Selanjutnya produk reaktor keempat dievaporasikan hingga konsentrasi cumene hydroperoxide menjadi 75 – 85 %.

Kemudian dengan penambahan asam akan terjadi reaksi pembelahan cumene hydroperoxide menjadi suatu campuran yang terdiri dari phenol, aseton dan berbagai produk lain seperti *cumylphenols*, *acetophenols*, *dimethylphenylcarbinol*, α -

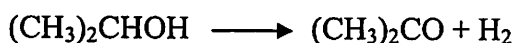
methylstyrene dan *hidroxyaseton*. Campuran ini kemudian dinetralkan dengan menambahkan larutan natrium phenoxide atau basa yang lain atau dengan resin penukaran ion (*ion exchanger resin*).

Selanjutnya campuran dipisahkan dan crude aseton diperoleh dengan cara distilasi. Penambahan satu atau dua kolom distilasi perlu dilakukan untuk mendapatkan kemurnian yang diinginkan. Jika digunakan dua kolom, menara pertama berfungsi untuk memisahkan impuritas seperti *asetaldehide* dan *propionaldehyde*, menara kedua untuk memisahkan fraksi-fraksi berat yang sebagian besar terdiri dari air. Aseton diperoleh sebagai hasil atas pada menara kedua (Austin, 2006).

2.1.2 Proses Dehidrogenasi Isopropanol



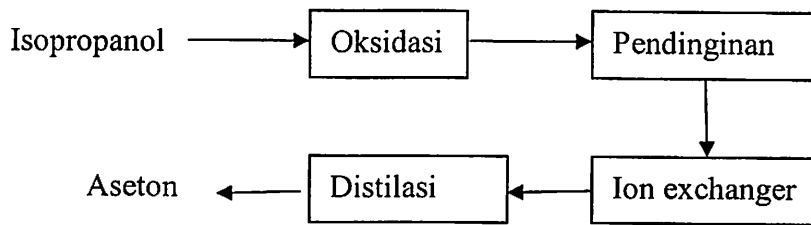
Pada pembuatan aseton dengan proses dehidrogenasi katalitik Isopropanol digunakan katalis dalam prosesnya. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah sebagai berikut:



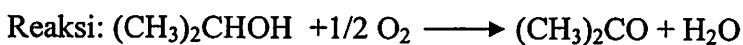
Reaksi ini terjadi pada fase gas dengan suhu diatas 200°C dan tekanan lebih dari 150 kPa. Sebelum dialirkan kedalam reaktor Isopropanol terlebih dahulu diuapkan. Produk keluar reaktor adalah aseton sebagai produk utama, gas hidrogen, Isopropanol, dan air. Pemisahan aseton dari gas hidrogen dilakukan dengan kondensasi, karena gas hidrogen bersifat *noncondensable*. Produk yang keluar dari kondensor masuk kedalam flash drum. Dalam flash drum yang berupa fase gas masuk kedalam scrubber untuk memisahkan hirogen dengan aceton yang masih terikat dengan menggunakan air, aceton yang sudah terserap oleh air selanjutnya dimurnikan dengan cara distilasi.

Adapun katalis yang digunakan bisa bermacam-macam. Diantaranya adalah Cu, Zn, Pb, Cr maupun oksida-oksidanya. Produk samping utama dari reaksi ini adalah propylene. (Atalay, 2009)

2.1.3. Proses Oksidasi Isopropanol

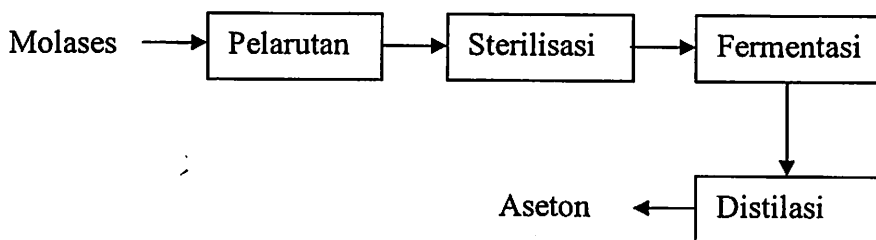


Pada pembuatan isopropanol dengan proses ini, isopropanol dicampur dengan udara dan digunakan sebagai umpan reaktor yang beroperasi pada suhu 400 – 600^o C. Reaksi dapat berjalan dengan baik dengan menggunakan katalis seperti halnya pada proses dehidrogenasi isopropanol.



Reaksi ini sangat eksotermis (180 kJ atau 43 kcal/mol pada suhu 25^oC), untuk itulah diperlukan pengontrolan suhu yang cermat untuk mencegah turunnya yield yang dihasilkan. Reaktor dirancang agar hasil reaksi dapat langsung didinginkan untuk mendapatkan konversi yang baik. Proses ini jarang digunakan bila dibandingkan dengan proses dehidrogenasi isopropanol (Austin, 2006)

2.1.4. Fermentasi dari Karbohidrat



Fermentasi corneal atau molasses dengan genus clostridium menghasilkan suatu campuran yang terdiri dari 1-butanol, aseton, dan etanol dengan konsentrasi keseluruhan 2%. Produk yang diperoleh dipisahkan dengan steam distilasi dan selanjutnya difraksionasikan. Secara garis besar prosesnya adalah sebagai berikut:

Molasses dilarutkan dalam air hingga konsentrasi gula mencapai 5% kemudian larutan ini disterilisasi lalu didinginkan sampai suhu 95^oF, kemudian barulah dipompakan ke dalam fermenter, kemudian ditambahkan kultur bakteri clostridium kedalam molasses yang sudah disterilkan tadi. Selanjutnya ditambahkan protein nutrients dan alkali untuk mengatur pH.

Setelah fermentasi selama 36 – 48 jam, campuran fermentasi yang mengandung 1,5 – 2,5 % campuran solvent dipompakan ke dalam kolom distilasi. Campuran solvent tersebut terdiri dari aseton, etanol dan 1-butanol. (Austin, 2006)

2.2. Seleksi Proses

Tabel 2.1 Tabel seleksi proses

Parameter	Proses			
	Cumene Hydroperoxide	Dehidrogenasi Isopropanol	Oksidasi Isopropanol	Fermentasi Karbohidrat
Bahan baku	Cumene Hydroperoxide dengan kemurnian tinggi 99%	Isopropanol tidak diperlukan kemurnian yang tinggi 88%	Isopropanol	Karbohidrat (Molases)
Temperatur	80 – 130°C	325 – 350 °C	400 – 600°C	30°C
Jumlah Alat	Banyak terutama proses pemurnian dan tahan asam	Sedikit untuk pemurnian	Banyak untuk proses pencampuran	Banyak untuk proses fermentasi dan pemurnian
Tekanan	42.2 atm	1,77 atm	Tinggi	1 atm
Konversi	75 – 85 %	75 – 95 %	80 – 84 %	88 – 90 %
Biaya Investasi	Tinggi	Sedang	Tinggi	Sedang

Berdasarkan pada tabel diatas perancangan ini memilih pembuatan aseton dengan dengan bahan baku isopropanol dengan proses dehidrogenasi isopropanol, hal ini berdasarkan pertimbangan konversi reaksi yang cukup tinggi, sehingga dapat diperoleh produk hingga kemurnian 99% dan produk samping yang terjadi sedikit, dengan demikian biaya untuk pemisahan produk juga rendah.

Jika ditinjau dari pertimbangan di atas maka pembuatan aseton dengan bahan baku isopropanol melalui proses dehidrogenasi katalitik cukup layak untuk dilakukan sehingga dipilih proses ini.

2.2 Uraian Proses

2.2.1. Penyiapan bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah yang ada dipasaran dengan komposisi 88 % berat isopropanol. Bahan baku isopropil alkohol ditampung pada tangki isopropil alkohol (F-114) kemudian dipompa (L-115b) ke mixer (M-118) untuk dicampur dengan hasil recycle dari kolom distilasi 2 (D-130). Keluaran dari mixer pada suhu 32,3°C akan dipompa (L-115c) menuju Vaporiser (V-119) untuk mengubah fase dari fase liquid menjadi fase gas pada suhu 109,5 °C. Setelah itu masuk ke Heater (E-117) untuk menaikkan suhu menjadi 325 °C.

2.2.2. Reaksi

Isopropil Alkohol yang sudah dirubah fase menjadi fase gas dialirkan menuju reaktor (R-110) untuk mengalami proses dehidrogenasi menjadi aseton. Pada pembentukan aseton ini isopropanol melepaskan atom hidrogen sesuai reaksi berikut :



Reaksi ini berlangsung pada tekanan 1,77 atm serta suhu 350°C. Konversi reaksi Isopropil Alkohol sebesar 95%. Reaksi ini merupakan reaksi endothermis, maka untuk membuat suhu agar tetap pada kondisi operasi maka digunakan moltent salt yang dipanaskan dengan furnace (Q-113) pada suhu 400 °C. furnace menggunakan bahan bakar Natural gas dan udara. Proses dehidrogenasi ini menggunakan bantuan katalis ZnO. Katalis yang digunakan

2.2.3. Pemisahan

Hasil keluaran reaktor didinginkan terlebih dahulu menggunakan cooler (E-121) dengan media air suhu 5 °C suhu keluaran yang dihasilkan 94,7 °C. Keluaran dari cooler akan dikondensasi menggunakan kondensor parsial (E-122) untuk mengubah fase sebagian dengan keluaran suhu 81°C. kemudian pada proses pemisahan antara gas dan cair keluaran kondendor menggunakan flash drum yang prinsip dari kerja flash

drum adalah berdasarkan dari titik perbedaan tekanan yang dimiliki masing-masing bahan (F-123) kondisi operasi pada pemisahan tersebut pada tekanan 1,48 atm.

2.2.4. Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan aseton dari isopropanol, air, dan gas hidrogen yang keluar dari reaktor. Hasil atas yang berupa gas Hidrogen akan ditampung dalam tangki bertekanan (F-128) sedangkan hasil *liquid* yang berupa isopropanol, aseton dan air akan di mixer (M-127) dengan keluaran dari Scrubber (D-125) yang kemudian akan dimurnikan kembali pada proses distilasi 1 (D-120) dengan suhu operasi 84°C yang merupakan titik didih aseton untuk mendapatkan aseton yang diharapkan dengan kemurnian minimal 98%. Distilat yang dihasilkan adalah berupa aseton sedangkan bottom masih mengandung aseton, isopropanol, dan air akan masuk pada reboiler (E-131) sebagian akan kembali pada kolom distilasi dan yang sebagian akan dipompa (L-132) untuk diproses pada distilasi 2 (D-130). Hasil bottom dari distilasi 2 direcycle dialirkan dengan pompa sentrifugal (L-135) menuju mixer (M-118) untuk diproses kembali bersama dengan fresh feed.

2.2.4. Penanganan Produk

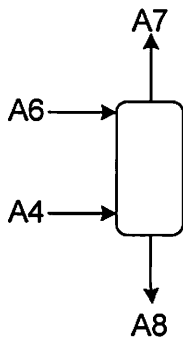
Produk dari hasil atas kolom distilasi 1 (D-120) dilakukan kondensasi yang berfungsi untuk menurunkan suhu dan merubah fase dengan menggunakan kondensor (E-132) dengan suhu keluaran kondensor 60°C dan hasilnya akan ditampung pada akumulator (F-134) sebagian akan direflux untuk diproses kembali pada kolom distilasi. Sebelum dimasukkan pada aseton storage (F-139) perlu didinginkan hingga suhu kamar 30 °C dengan bantuan cooler (E-138a). Aseton yang dihasilkan akan dikemas dalam drum dengan volume 55 galon. Drum yang digunakan berbahan propylene yang tidak mudah rusak dan tidak mudah terbakar serta harus tertutup rapat karena produk bersifat volatil. Karena produk ini merupakan produk yang mudah terbakar maka harus disimpan pada tempat yang sejuk dan jauh dari potensi kebakaran. Memanfaatkan penyimpanan luar atau terpisah dengan lokasi produksi lebih bagus untuk menghindari percikan statis yang dapat menyebabkan kebakaran.

$$A3 = A4 + A5$$

Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 3		Aliran 4	
Hidrogen	196,5	Hidrogen	196,5
Aseton	5681,8	Aseton	529,8
IPA	434,1	IPA	15,7
Air	836,4	Air	15,5
		Aliran 5	
		Hidrogen	0
		Aseton	5152
		IPA	418,4
		Air	820,9
Total	7148,8	Total	7148,8

3. Neraca massa di sekitar Scrubber

Scrubber berfungsi sebagai alat untuk mendapatkan kembali aseton yang terikut dalam fase uap sehingga tidak keluar sebagai off gas. Scrubber menggunakan air sebagai penyerapnya.



Neraca massa total :

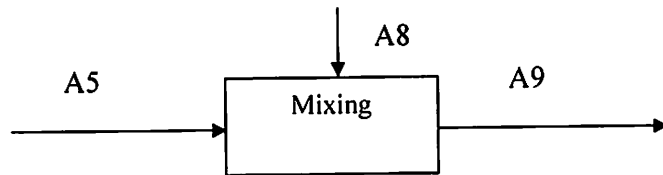
$$A4 + A6 = A7 + A8$$

Dengan menggunakan basis data kelarutan maka diperoleh hasil perhitungan :

Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 4		Aliran 7	
Hidrogen	196,5	IPA	0
Aseton	529,8	Aseton	0
IPA	15,7	Air	0
Air	15,5	Hidrogen	196,5

Aliran 6		Aliran 8	
IPA	0	IPA	529,8
Aseton	0	Aseton	15,7
Air	529,7	Air	545,3
Hidrogen	0	Hidrogen	
Total	1287,2	Total	1287,2

4. Neraca massa di sekitar pipa pencampur



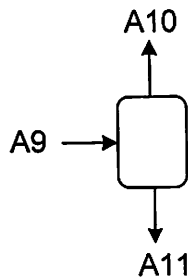
Neraca massa total

$$A5 + A8 = A9$$

Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 5		Aliran 9	
IPA	418,4	Aseton	5681,8
Air	820,9	IPA	433,5
Aseton	5152	Air	1366,2
Aliran 8			
Hidrogen	0		
Aseton	529,8		
IPA	15,1		
Air	545,3		
total	7481,6	total	7481,6

4. Neraca massa di sekitar kolom destilasi 1

Fungsi : Untuk memisahkan aseton aseton

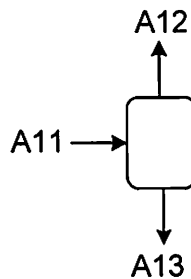


$$A9 = A10 + A11$$

Neraca komponen di sekitar kolom di sekitar distilasi 1 :

Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 9		Aliran 10	
IPA	433,5	IPA	11,4
Aseton	5681,8	Aseton	5653,4
Air	1366,2	Air	17
		Aliran 11	
		IPA	422,2
		Aseton	28,4
		Air	1349,2
Total	7481,6	Total	7481,6

6. Neraca massa di sekitar kolom distilasi 2



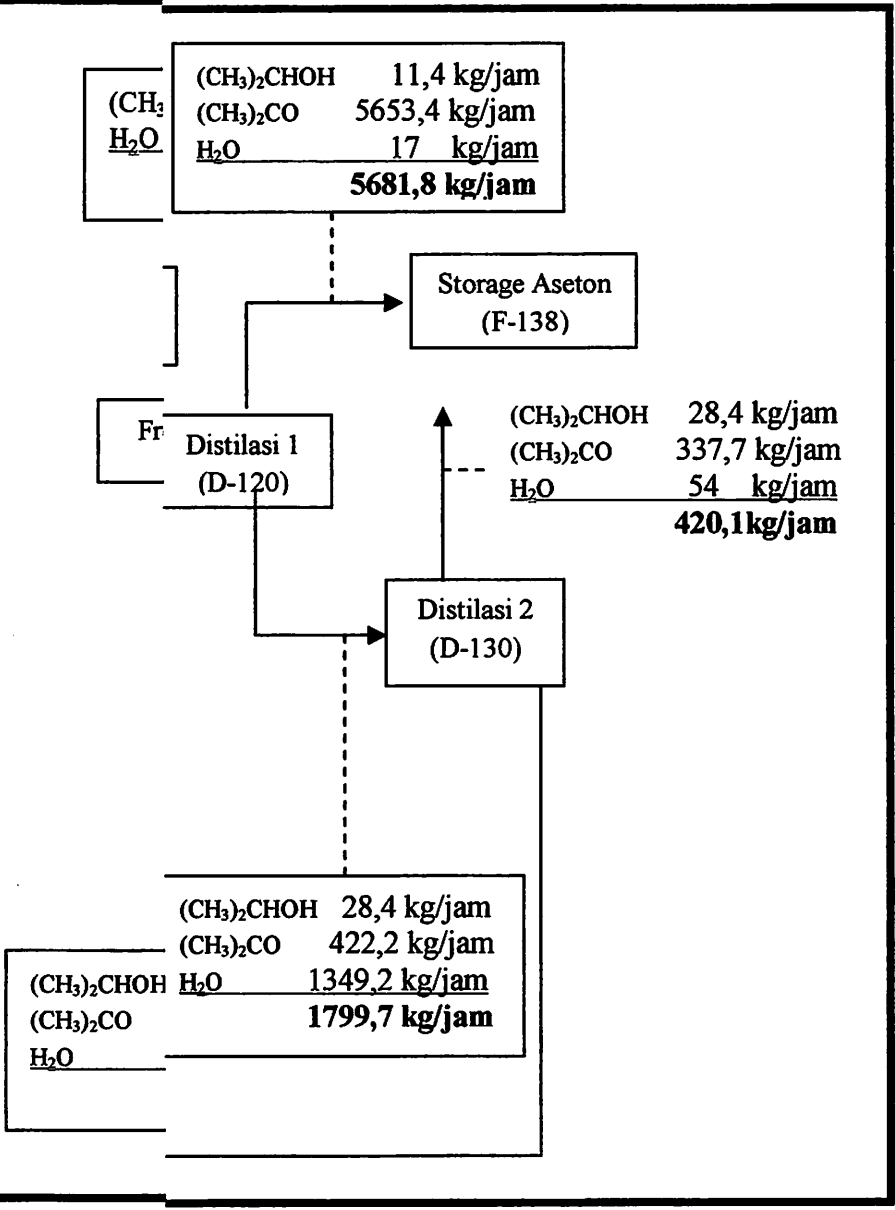
$$A11 = A12 + A13$$

Neraca komponen di sekitar kolom distilasi 2 :

Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 11		Aliran 12	
IPA	422,2	IPA	337,7
Aseton	28,4	Aseton	28,4
Air	1349,2	Air	54
		Aliran 13	
		IPA	84,4
		Aseton	0
		Air	1295,2
Total	1799,7	Total	1799,7

7. Neraca massa di sekitar pemisah arus recycle

Komponen	Arus recycle (A14)	
	kg/jam	kmol/jam
Aseton	21,4	0,37
IPA	255	4,24
Air	40,7	2,26
Jumlah	317,1	6,87



$(CH_3)_2CHOH$ $(CH_3)_2CO$ H_2O	$(CH_3)_2CHOH$ 11,4 kg/jam
	$(CH_3)_2CO$ 5653,4 kg/jam
	H_2O 17 kg/jam
	5681,8 kg/jam

Storage Aseton
(F-138)

Fr
Distilasi 1
(D-120)

$(CH_3)_2CHOH$ $(CH_3)_2CO$ H_2O	$(CH_3)_2CHOH$ 28,4 kg/jam
	$(CH_3)_2CO$ 337,7 kg/jam
	H_2O 54 kg/jam
420,1 kg/jam	

Distilasi 2
(D-130)

$(CH_3)_2CHOH$ $(CH_3)_2CO$ H_2O	$(CH_3)_2CHOH$ 28,4 kg/jam
	$(CH_3)_2CO$ 422,2 kg/jam
	H_2O 1349,2 kg/jam
	1799,7 kg/jam

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas : 45.000 ton aseton/tahun = 5.681,82 kg aseton/jam

Operasi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

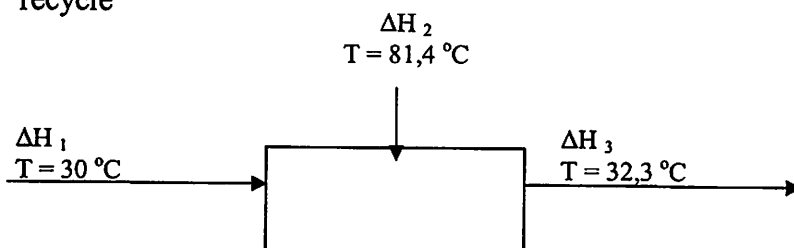
Satuan Massa : Kg

Basis waktu : 1 hari

Bahan baku : 7148,8 kg Isopropil alkohol

1. Mixing Tank I (M-118)

Fungsi : Tempat penampung dan pencampuran feed yang masuk dari fresh feed dan recycle



$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam fresh $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ masuk

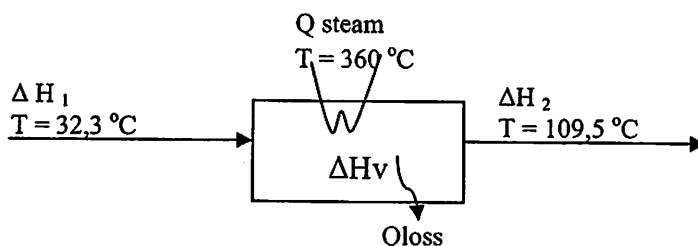
ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari hasil recycle

ΔH_3 = panas yang dibawa bahan keluar

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	20.397,646	ΔH_3	31.350,164
ΔH_2	10.952,519		
Total	31.350,164	Total	31.350,164

2. Vaporizer (V-119)

Fungsi : mengubah fase liquid menjadi fase gas



$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_v + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari M-118

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_v = panas yang digunakan untuk penguapan

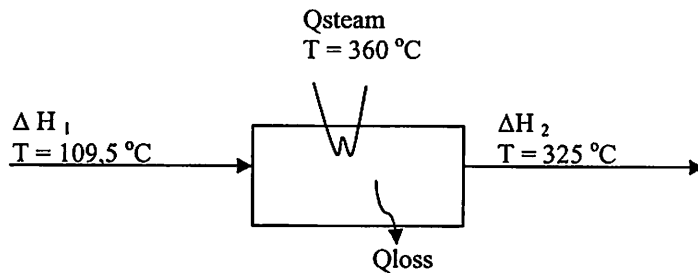
Q_{steam} = panas yang terkandung dalam steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	25.131,749	ΔH_2	267.957,509
Q_{steam}	23.517.072,318	Q_{loss}	1.175.853,616
		ΔH_v	22.098.392,942
Total	23.542.204,067	Total	23.542.204,067

3. Pre – Heater (E-117)

Fungsi : untuk menaikkan suhu feed dari 382,5 K menjadi 598 K



$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari V-119

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

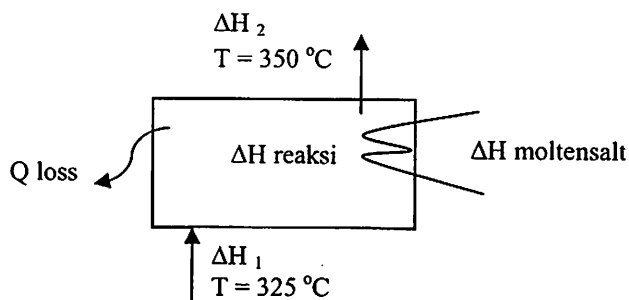
Q_{steam} = panas yang terkandung dalam steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	267.957,509	ΔH_2	901.502,109
Q_{steam}	666.889,054	Q_{loss}	33.344,453
Total	934.846,562	Total	934.846,562

4. Reaktor

Fungsi : tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi dari $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ menjadi $\text{CH}_3\text{COCH}_3 + \text{H}_2$



$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_{\text{reaksi}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari V-117

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_{reaksi} = panas yang timbul dari reaksi

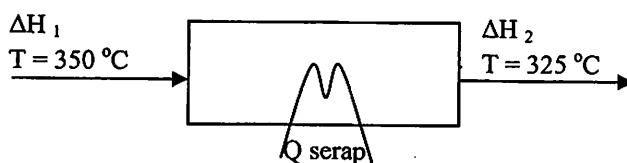
$\Delta H_{\text{moltensalt}}$ = panas yang terkandung dalam molten salt (media pemanas)

Q_{loss} = panas yang hilang

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	901.502,109	ΔH_2	1.110.376,908
$Q_{\text{moltensalt}}$	55.312.690.849,414	ΔH_{reaksi}	52.908.841.482,207
		Q_{loss}	2.403.640.492,409
Total	55.313.592.351,524	Total	55.313.592.351,524

5. Cooler I (E-121)

Fungsi : untuk mendinginkan bahan yang keluar R-110 dari 623 K menjadi 367,7 K



$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari E-121

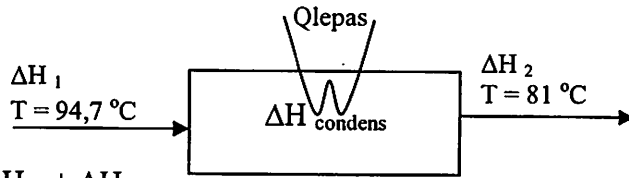
ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_{serap} = panas yang diserap oleh bahan dari media pendingin

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	1.110.376,908	ΔH_2	388.796,339
		Q serap	721.580,569
Total	1.110.376,908	Total	1.110.376,908

6. Kondensor (E-122)

Fungsi : mengubah fase gas menjadi fase liquid



$$\Delta H_1 + Q_{lepas} = \Delta H_2 + \Delta H_{condens}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari E-121

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

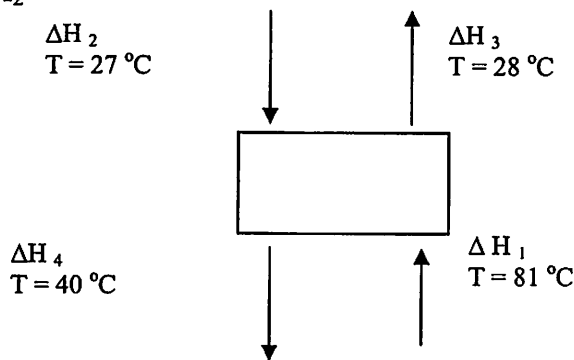
$\Delta H_{condens}$ = panas yang digunakan untuk pengembunan

Q_{lepas} = panas yang dibutuhkan untuk mengubah fase

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	388.796,339	ΔH_2	454.455,750
Q_{lepas}	1.338.745,306	$\Delta H_{condens}$	1.273.085,894
Total	1.727.541,645	Total	1.727.541,645

7. Scrubber (D-125)

Fungsi : untuk mengabsorb aseton yang masih terkandung pada campuran gas yang masuk unit scrubber, dan absorbent yang digunakan adalah air, untuk mengurangi kandungan H_2



$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{serap}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari E-122

ΔH_2 = panas yang terkandung dari air sebagai absorbent

ΔH_3 = panas yang terkandung dari gas H₂ keluar

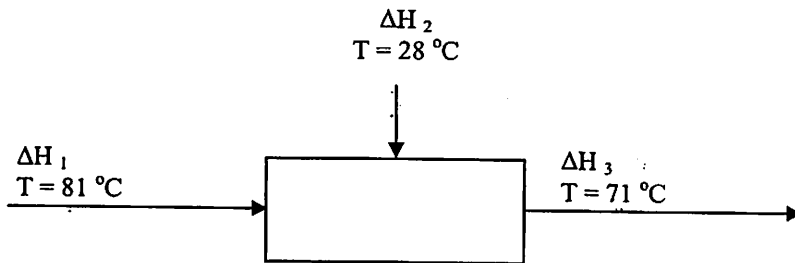
ΔH_4 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_{serap} = panas yang diserap sistem

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	45.488,979	ΔH_3	1.138,366
ΔH_2	308.597,092	ΔH_4	5.919,541
		Q_{serap}	347.028,165
Total	354.086,072	Total	354.086,072

8. Mixing Tank II (M-127)

Fungsi : tempat penampung dan bercampurnya keluaran dari flash tank dan scrubber



$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari flash tank

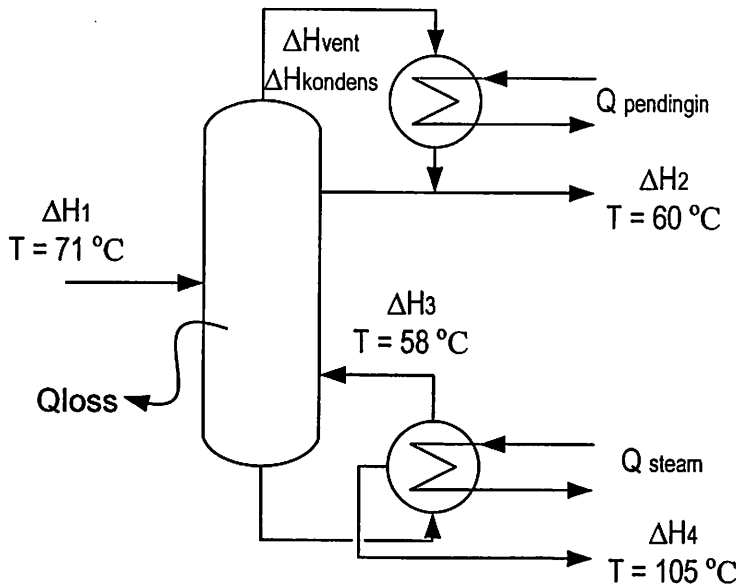
ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari scrubber

ΔH_3 = panas yang dibawa bahan keluar

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	209.002,569	ΔH_3	214.922,110
ΔH_2	5.919,541		
Total	214.922,110	Total	214.922,110

9. Kolom Distilasi Aseton (D-120)

Fungsi : untuk memisahkan aseton dengan komponen - komponen lain (IPA, H₂, air) berdasarkan perbedaan titik didihnya.



$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_{\text{vent}} + \Delta H_v + \Delta H_{\text{kondens}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari M-127

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar sebagai distilat

ΔH_3 = panas yang digunakan reflux

ΔH_4 = panas yang dibawa bahan keluar sebagai bottom

ΔH_{vent} = panas laten

ΔH_v = panas penguapan

ΔH_{konden} = panas yang timbul dari kondensasi

Q_{steam} = panas yang terkandung dalam steam

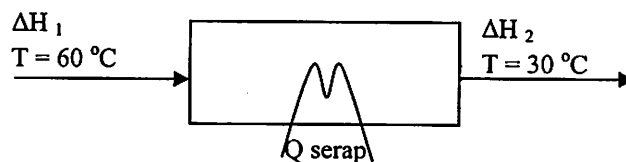
$Q_{\text{pendingin}}$ = panas yang diberikan untuk perubahan fase

Q_{loss} = panas yang hilang

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	214.920,148	ΔH_2	103.966,167
Q_{steam}	730.607,666	ΔH_3	35.259,962
$Q_{\text{pendingin}}$	4.918.155,284	ΔH_4	119.667,722
		$\Delta H_{\text{reboiler}}$	196.223,218
		ΔH_v	700.241,932
		$\Delta H_{\text{kondensasi}}$	4.671.793,714
		Q_{loss}	36.530,383
Total	5.863.683,098	Total	5.863.683,098

10. Cooler

Fungsi : untuk mendinginkan bahan yang keluar D-120 dari 333 K menjadi 303 K



$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari D-120

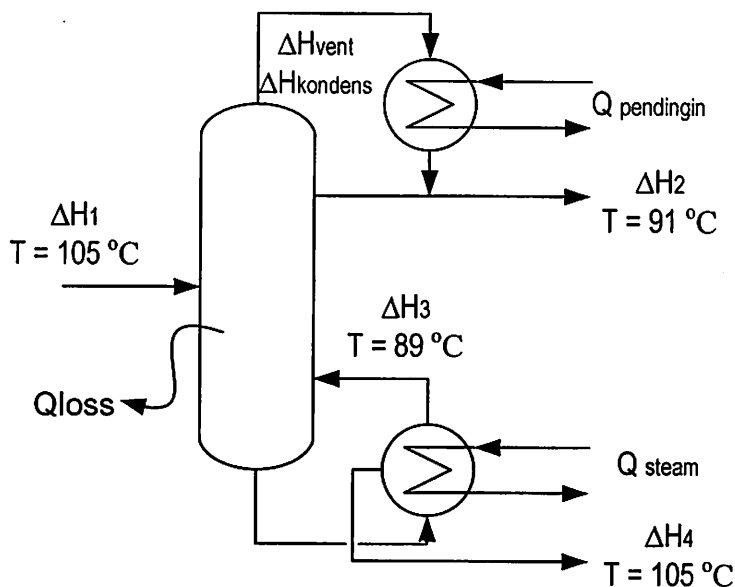
ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_{serap} = panas yang diserap oleh bahan dari media pendingin

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
H_1	89.087,777	ΔH_2	12.692,317
		Q_{diserap}	76.395,460
Total	89.087,777	Total	89.087,777

11. Kolom Distilasi IPA (D-130)

Fungsi : untuk memisahkan komponen IPA dan komponen air berdasarkan perbedaan titik didihnya.



$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_{\text{vent}} + \Delta H_v + \Delta H_{\text{kondens}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari D-120

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar sebagai distilat

ΔH_3 = panas yang digunakan reflux

ΔH_4 = panas yang dibawa bahan keluar sebagai bottom

ΔH_{vent} = panas laten

ΔH_v = panas penguapan

ΔH_{konden} = panas yang timbul dari kondensasi

Q_{steam} = panas yang terkandung dalam steam

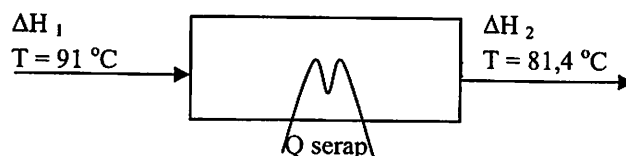
$Q_{\text{pendingin}}$ = panas yang diberikan untuk perubahan fase

Q_{loss} = panas yang hilang

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	119.667,722	ΔH_2	3.406,816
Q_{steam}	58.900,892	ΔH_3	2.053,589
$Q_{\text{pendingin}}$	322.860,079	ΔH_4	103.497,278
		$\Delta H_{\text{reboiler}}$	8.713,815
		ΔH_v	64.662,175
		$\Delta H_{\text{kondensasi}}$	316.149,976
		Q_{loss}	2.945,045
Total	501.428,693	Total	501.428,693

12. Cooler II

Fungsi : untuk mendinginkan bahan yang keluar D-130 dari 364 K menjadi 354,4 K



$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

Dimana : ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk dari D-130

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_{serap} = panas yang diserap oleh bahan dari media pendingin

Tabel 4. 11. Neraca Panas pada Cooler

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH_1	14.736,910	ΔH_2	10.952,519
		Q_{diserap}	3.784,392
Total	14.736,910	Total	14.736,910

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Tabel 5.1 Spesifikasi Peralatan

No	Nama Alat	Kode	Jenis	Spesifikasi	Bahan Konstruksi	Jumlah
1	Filter udara	H - 111		Ukuran 24 x 24 Instrumen Kapasitas 1500 ft ³ /manit		1
2	Kompresor	G - 112	Sentrifugal kompresor	Daya motor : 81 Hp		1
3	Furnace	Q - 113	double radiant section	Luas permukaan tube (A) : 0,7854 ft ² Panjang tube (l) : 3 ft = 36 in OD : 1 in Volume furnace : 35820,664 ft ² Tinggi Furnace : 21,98 ft		1
3	Natural Gas Storage	F - 116	Tangki horizontal bertekanan	ID : 50.7500 in OD : 54 in Tebal tutup : 5/16 in tebal silinder : 1 5/8 in	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
4	Storage IPA	F - 114	silinder tegak dengan tutup atas berbentuk fixed roof (conical) dan tutup bawah datar	Diameter tangki : 359 in Tinggi tangki : 599 in Tebal tangki : ¼ in Tebal tutup atas : 1/16 in	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
5	Mixer	M - 118	Tipe pengaduk : marine propeller	Diameter tangki : 3,97 ft Tinggi tangki : 6,468 ft Diameter pengaduk : 1,323 ft Jumlah baffle : 4 Lebar baffle : 0,1323 ft Power pengaduk : 2,5 Hp	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
6	Reaktor	R-110	Fixed bed Multibular	Ada di Bab IV		1
7	Pompa	L - 115	centrifugal pump	Daya pompa : 2 Hp	cast iron	5
8	Vaporizer	V - 119	2-4 shell and tube	Diameter luar (DO) : 1 in Diameter dalam (di) : 0,870 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 52 Luas permukaan tube (a') : 0,594 in ² Pitch (P _T) : 1 ¼ in Diameter dalam shell (IDs) : 13 ¼ in Baffle space (B) : 13 in	carbon stell SA - 240 Grade M Type 316	1
9	Kompresor	G - 124	Sentrifugal kompresor	Daya motor : 47 Hp	Carbon steel	1

10	Kondensor	E - 122	1-2 shell and tube	Diameter luar (DO) : 1 in Diameter dalam (di): 0,870 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 112 Luas permukaan tube (a') : 0,594 in ² Pitch (P _T) : 1 ¼ in Diameter dalam shell (IDs) : 17 ¼ in Baffle space (B) : 16 in	carbon stell SA – 240 Grade M Type 316	1
11	Flash Drum	F - 123	silinder vertikal	Diameter tangki dalam (di): 39,625 in Diameter luar (do) : 40 in Tinggi silinder: 118,875 in Tinggi tutup atas : 6,6066 in Tinggi tutup bawah : 6,6966 in Tebal silinder : 3/16 in Tebal tutup atas : 3/16 in Tebal tutup bawah : 3/16 in	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
12	Heat Exchanger		2-4 shell and Tube	Diameter Luar (Do) : 1 in Diameter dalam (Di) : 0,870 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 48 Luas permukaan tube (a') : 0,594 in ² Pitch (P _T) : 1 ¼ in Diameter dalam shell (IDs) : 13 ¼ in Baffle Space (B) : 13 in	Carbon steel SA – 240 Grade M Type 316	1
13	Scrubber	D - 125	packed columb	Tebal shell : 3/16 in Di : 47,625 in Do : 48 in th _a = th _b : 3/16 in ha = hb : 8,0486 in	carbon steel SA 135 Grade A	1
14	Mixer	M – 127	Tipe pengaduk : marine propeller	Diameter tangki : 3,97 ft Tinggi tangki : 6,468 ft Diameter pengaduk : 1,323 ft Jumlah baffle : 4 Lebar baffle : 0,1323 ft Power pengaduk : 2,5 Hp	carbon steel SA – 240 grade M type 316	1
15	H ₂ Storage	F – 128	Tangki horizontal bertekanan	ID : 50.7500 in OD : 54 in Tebal tutup : 5/16 in tebal silinder : 1 5/8 in	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
16	Distilasi Aseton	D – 120		Perencanaan di bab VI		1
17	Akumulator	F – 134	silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah standard dished	Volume tangki : 29,6970 cuft Diameter : 27,625 in Diameter luar : 28 in Tebal silinder : 3/16 in Tebal tutup : 3/16 in Panjang akumulator : 92,2178 in	carbon steel SA – 240 grade M type 316	1

			dan bawah standard dished	Tebal silinder : 3/16 in Tebal tutup : 3/16 in Panjang akumulator : 92,2178 in		
18	Kondensor	E - 132	1-2 shell and tube	Diameter luar (DO) : 0,75 in Diameter dalam (di) : 0,620 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 370 Luas permukaan tube (a') : 0,302 in ² Pitch (P _T) : 1 in Diameter dalam shell (IDs) : 25 in Baffle space (B) : 24 in	carbon stell SA - 240 Grade M Type 316	1
18	Cooler	E - 136	2-4 shell and tube	Diameter luar (DO) : 0,75 in Diameter dalam (di) : 0,620 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 158 Luas permukaan tube (a') : 0,302 in ² Pitch (P _T) : 1 in Diameter dalam shell (IDs) : 17 ¼ in Baffle space (B) : 4 in	carbon stell SA - 240 Grade M Type 316	1
19	Pompa	L - 133	centrifugal pump	Daya pompa : 1 Hp	cast iron	1
20	Storage Aseton	F - 128	silinder tegak dengan tutup atas berbentuk fixed roof (conical) dengan $\alpha = 120^\circ$	Diameter tangki : 387,765 in = 388 in Tinggi tangki : 581,645 in Tebal silinder (ts) : 5/16 in Tebal tutup atas : 1/2 in Tinggi tutup atas (ha) : 111,938 in	carbon steel SA 240 grade M type 316	1
21	Distilasi IPA	D - 130	Sieve tray	1. Silinder Diameter dalam : 31,625 in Diameter luar : 48 in Tinggi : 22,5 ft = 270 in Tebal : 3/16 in 2. Tutup atas dan tutup bawah Crown radius : 31,625 in Tinggi : 8,0846 in Tebal : 3/16 in 3. Tray Jumlah tray : 17 tray Tray specing : 18 in Susunan pitch : segitiga 4. Downcomer Lebar : 3,02 in Luas : 22,68 in ²	carbon steel SA 240 Grade M type 316	1
22	Reboiler	E-131	1- 2 shell and tube	Diameter dalam tube : 0,602 in Diameter luar Tube : 0,75 in Jumlah Tube (Nt) 124 buah		1

				Panjang tube : 12 ft Luas permukaan tube (a') : 0,302 in ² Pitch (P _T) : 1 in Diameter dalam shell (IDs) : 15,25 in		
23	Cooler	E - 136	2-4 shell and tube	Diameter luar (DO) : 0,75 in Diameter dalam (di) : 0,620 in Panjang tube (l) : 12 ft Jumlah tube (Nt) : 158 Luas permukaan tube (a') : 0,302 in ² Pitch (P _T) : 1 in Diameter dalam shell (IDs) : 17 ¼ in Baffle space (B) : 4 in	carbon stell SA - 240 Grade M Type 316	1
24	Pompa	L - 135	centrifugal pump	Daya pompa : 1 Hp	cast iron	1

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Distilasi

Type : *Sieve Tray*

Kode Alat : D-120

Prinsip kerja :

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom yang memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak keatas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir diatasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan dan direcycle kembali ke kolom, hasil bawah dialirkan ke dalam kolom distilasi IPA (D-130).

Dari neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B

1. Feed masuk

Rate : 7.481,50 kg/hari = 15.860,94 kgmol/jam

Temperatur : 71,12 °C

2. Destilat

Rate : 5.681,80 kg/hari = 13.722,53 kgmol/jam

Temperatur : 60,10°C

3. Bottom

Rate : 1.799,80 kg/hari = 2.138,66 kgmol/jam

Temperatur : 100,14°C

Tahap Perancangan:

1. Perancangan Kolom Distilasi

- a. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
- b. Ukuran diameter kolom
- c. Jarak antara tray (tray spacing)
- d. Menentukan type tray
- e. Konstruksi detail tray

2. Perencanaan nozzle
3. Perencanaan mekanis
4. Perencanaan skirt support dan pondasi

Dari perhitungan neraca panas:

$$R = 0,65 \quad \frac{R}{R+1} = \frac{0,65}{0,65+1} = 0,26406$$

$$R_{\min} = 0,50 \quad \frac{R_{\min}}{R_{\min}+1} = \frac{0,50}{0,50+1} = 0,33$$

Dari gb. 11.11. *Erbar-Maddox Correlation* (Erbar and Maddox, 1961), Coulson Vol.6, hal 468 :

$$\frac{N_m}{N_{act}} = 0,5$$

1. Menentukan jumlah plate

Penentuan jumlah plate minimum (N_m) menggunakan metode *McCabe Thiele* (pers.11.4-23, *Geankoplis 3th*, hal 658)

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{X_D}{1-X_D} \frac{1-X_W}{X_W}\right)}{\log \alpha_{av}} = 6,17$$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliland Correlation* antara plate aktual dengan refluks minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$N_{act} = 6,17$$

Maka :

$$\frac{N-6,17}{N+1} = 0,45$$

$$N = 6,97 \approx 7$$

2. Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's* (pers, 11-7.21, *Geankoplis 3th*, hal 687)

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left(\frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,42}{0,54} \right) \times \frac{2.138,66}{13.722,53} \times \left(\frac{0,01}{0,01} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = -1,1 \quad \frac{N_e}{N_s} = 0,08$$

$$\begin{aligned} \text{Feed tray} &= \frac{N}{1,00 + \left(\frac{1,00}{0,08} \right)} \\ &= \frac{10,00}{1,00 + \left(\frac{1,00}{0,08} \right)} \\ &= 0,74 \end{aligned}$$

Jadi feed masuk pada plate ke-1.

3. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$\begin{aligned} V &= (R + 1)D \\ &= (0,65 + 1) \times 13.722,53 \text{ kgmol/jam} = 22.707,99 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida masuk kondensor (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 0,65 \times 13.722,534 \text{ kgmol/jam} = 8985,456 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida masuk reboiler

$$\begin{aligned} L' &= L + (q \times F) \\ &= 8985,456 + (1 \times 15.860,943) \text{ kgmol/jam} = 24846,400 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran uap keluar reboiler

$$\begin{aligned} V' &= V \times F (q - 1) \\ &= 22707,991 \times F (1 - 1) \text{ kgmol/jam} = 22707,991 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

Enriching

$$\begin{aligned} V &= 22707,991 \text{ kgmol/jam} = 50062,037 \text{ lbmol/jam} \\ L &= 8985,456 \text{ kgmol/jam} = 19809,338 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Exhausting

$$\begin{aligned} V' &= 22707,991 \text{ kgmol/jam} = 50062,037 \text{ lbmol/jam} \\ L' &= 24846,400 \text{ kgmol/jam} = 54776,375 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Menentukan BM Campuran

Enriching

- Bagian atas :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_D \cdot \text{BM}_L + (1 - X_D) \text{BM}_H \\ &= 57,698 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= Y_D \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_D) \text{BM}_H \\ &= 58,023 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_F \cdot \text{BM}_L + (1 - X_F) \text{BM}_H \\ &= 57,572 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= Y_F \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_F) \text{BM}_H \\ &= 52,972 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

Exhausting

- Bagian atas :

$$\text{BM liquida} = 57,698 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{BM uap} = 58,023 \text{ lb/lbmol}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_B \cdot \text{BM}_L + (1 - X_B) \text{BM}_H \\ &= 50,193 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= Y_B \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_B) \text{BM}_H \\ &= 21,840 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Destilasi

	Uap			Liquid		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
Enriching						
Atas	50062,037	58,023	2904778,756	19809,338	57,698	1142977,17
Bawah	50062,037	52,972	2651902,281	19809,338	57,698	1140472,21
Exhausting						
Atas	50062,037	58,023	2904778,756	19809,338	57,698	1142977,17
Bawah	50062,037	52,972	2651902,281	19809,338	57,698	994296,45

Perhitungan beban destilasi terletak pada enriching bagian atas

$$L = 2904778,756 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 58,023$$

$$V = 1142977,170 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 57,698$$

Perhitungan densitas campuran :

Densitas Campuran

$$\rho_v = 0,15 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 46,46 \text{ lb/ft}^3$$

Rate Volumentrik

$$Q_v = 18,11 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_L = 9,96 \text{ gpm}$$

4. Menentukan Surface Tension bahan (σ)

Persamaan 2-169 hal 2-372, "Perry's Chemical Engineering Handbook" ed. 7:

$$\sigma^{1/4} = \sum P_i (\rho_L \cdot X_i - \rho_v \cdot Y_i)$$

Dari "Perry's Chemical Engineering Handbook" edisi 7, tabel 2-402 hal 2-373 diperoleh :

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	X_i	P	$X_i P$
Aseton	0,988	66,900	66,129
IPA	0,002	163,100	0,313
Air	0,010	51,000	0,490
	1,000		66,931

$$\text{Surface Tension } (\sigma) = 9,1 \text{ dyne/cm}$$

6.1. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

$$V = 204494,270 \text{ lb/jam} \quad \rho_v = 0,145 \text{ lb/ft}^3$$

$$L = 80917,525 \text{ lb/jam} \quad \rho_L = 46,459 \text{ lb/ft}^3$$

1. Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

$$d = 1,13 \sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

hl max	2,83	2,75	2,69	2,63	2,58	2,58
hl min	2,38	2,33	2,29	2,25	2,21	2,21

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

$$Lw/d = 55 \%$$

$$hw - hc = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$hc = 1,5 - \frac{1}{4} = 1,25 \text{ in}$$

$$Adc = Lw \times hc = 61,87 \text{ in} \times 1,25 \text{ in} = 77,342 \text{ in}^2$$

Dari gambar 8.48, Ludwig, hal 77 didapatkan :

$$Ad = 0,04 \times At = 0,04 (1/4 \pi \cdot d^2) = 2,76 \text{ ft}^2$$

$$Ap = 0,219 \text{ ft}^2 \text{ (harga terkecil dari Adc dan Ad)}$$

$$hd = 0,03 \left[\frac{Q_L \max}{100 \times Ap} \right]^2 = 0,03 \left[\frac{37,099}{100 \times 0,219} \right]^2 = 0,0861 \text{ in}$$

$$hd = 0,0861 \text{ in} < 1 \text{ in (memadai)}$$

4. Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk $Lw/d = 60 \%$, pada gbr. 8.69 Ludwig didapatkan harga $Wd = 10 \% d$

$$Wd = 10 \% d = 4,2 \text{ in}$$

$$r = \frac{1}{2} d = \frac{1}{2} \times 3,5 \text{ ft} = 1,75 \text{ ft}$$

$Ws = 3 \text{ in}$ (luas daerah penenang / calming zone)

$$x = r - \frac{Wd + Ws}{12}$$

$$= 1,75 - \frac{4,2 + 3}{12} = 1,15 \text{ ft}$$

$$Aa = 2 \left(x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right)$$

$$= 2 \left(1,15 \sqrt{1,75^2 - 1,15^2} + 1,75^2 \sin^{-1} \frac{1,15}{1,75} \right) = 254,663 \text{ ft}^2$$

$$\text{Untuk bentuk } \Delta \rightarrow \frac{Ao}{Aa} = \frac{0,9065}{n^2}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa	254,663	254,663	254,663	254,663	254,663

Ao	36,936	25,650	18,845	14,428	11,400
----	--------	--------	--------	--------	--------

Untuk $n = 3,5$, $U_o \text{ max}$:

$$U_o \text{ max} = \frac{V_{\text{max}}}{A_o}$$

$$= \frac{1,3 \times 12,210}{18,845} = 1,944 \text{ ft}$$

$$A_c = A_t - A_d = (1/4 \pi d^2) - (5,25\% A_t)$$

$$= (1/4 \times 3,14 \times (3,5 \text{ ft})^2) - 0,505 \text{ ft}^2 = 9,111 \text{ ft}^2$$

$$h_p = 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$= 12 \left(\frac{0,368}{78,571} \right) 1,14 \left(\frac{1,944^2}{2 \times 32,2} \right) \left[0,4 \left(1,75 - \frac{18,845}{9,111} \right) + \left(1 - \frac{18,845}{9,111} \right)^2 \right]$$

$$= 0,00381 \text{ in}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{78,571} = 0,397 \text{ in}$$

$$h_l = h_{ow} + h_w = 2,125 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 0,00381 \text{ in} + 0,397 \text{ in} + 2,125 \text{ in} = 2,526 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 2,526 \text{ in} + 2,125 \text{ in} + 0,0861 \text{ in} = 4,737 \text{ in}$$

$$\text{pengecekan : } \frac{h_b}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$T \geq 2(4,737 \text{ in}) - 1,5 \text{ in}$$

$$T \geq 7,974 \text{ (memenuhi } T = 15 \text{ in)}$$

5. Stabilitas Tray dan Weeping

$$U_{o_{\text{min}}} = \frac{V_{\text{min}}}{A_o} = \frac{0,7 \times 12,210}{18,845} = 0,454 \text{ ft}$$

$$h_{p_{\text{min}}} = 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$= 12 \left(\frac{0,368}{78,571} \right) 1,14 \left(\frac{0,454^2}{2 \times 32,2} \right) \left[0,4 \left(1,75 - \frac{18,845}{9,111} \right) + \left(1 - \frac{18,845}{9,111} \right)^2 \right]$$

$$= 0,725 \text{ in}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_l = 0,2 + 0,05(2,125) = 0,306 \text{ in}$$

Karena $h_{pm} \geq h_{pw}$ maka tray sudah stabil untuk $n = 3,5$

6. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment : $\frac{e_o}{e} \geq 1$, dimana $e_o = 0,1$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{1,3 \times 12,210}{9,111} = 1,742 \text{ ft}$$

$$T_e = T - 2,5 h_l = 15 - 2,5(2,125) = 9,688 \text{ in}$$

Sehingga :

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_e} \right)^{3,2} = 0,22 \left(\frac{73}{35,187} \right) \left(\frac{1,742}{9,688} \right)^{3,2} = 0,00188$$

$$\frac{e_o}{e} = \frac{0,1}{0,00188} = 53,191 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat)}$$

7. Pelepasan uap dalam Downcomer

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $\frac{w_l}{w_d} \leq 0,6 \text{ in}$

$$w_l = 0,8 \times \sqrt{h_{ow}(T + h_w + h_b)} = 2,914 \text{ in}$$

$$w_d = 11 \% d \text{ (11\% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan } l_w/d = 60 \% \text{)}$$

$$= 4,62 \text{ in}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = \frac{2,914}{4,62} = 0,568 < 0,6 \text{ (memadai)}$$

8. Menentukan Dimensi Kolom

a. Menentukan Tinggi Kolom

$$\text{Jumlah tray aktual} = 27 \text{ tray}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray total} &= \text{Tray aktual} + 1 \text{ tray Kondensor} + 1 \text{ tray Reboiler} \\ &= 29 \text{ tray} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar tray (T)} = 15 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = 29 \times 15 \text{ in} = 435 \text{ in} = 36,25 \text{ ft}$$

$$D_i \text{ kolom distilasi} = 3,5 \text{ ft} = 42 \text{ in}$$

b. Tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

$$V_{\text{dish}} = 0,0847 d^3 = 0,0847 \times (3,5 \text{ ft})^3 = 3,632 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi tutup (La = Lb)} = 0,169 d = 0,169 \times 3,5 \text{ ft} = 0,591 \text{ ft} = 7,098 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = La + Ls + Lb$$

$$= 7,098 \text{ in} + 435 \text{ in} + 7,098 \text{ in} = 449,196 \text{ in}$$

c. Menentukan volume kolom destilasi

$$\text{Umpan masuk} : 7180,595 \text{ kg/jam} = 15830,48 \text{ lb/jam}$$

$$V_{\text{Liquida}} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{15830,48 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 201,480 \text{ ft}^3$$

Kolom destilasi di isi 80 %, maka :

$$V_{\text{kolom}} = \frac{201,480 \text{ ft}^3}{0,8} = 251,85 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{liq. dlm shell}} = V_{\text{liquida}} - V_{\text{dish}} = 201,480 \text{ ft}^3 - 3,632 \text{ ft}^3 = 197,848 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{LS}} = \frac{1}{4} \pi d_i^2 h_l$$

$$h_l = \frac{V_{\text{LS}}}{\frac{1}{4} \pi d_i^2} = \frac{197,848 \text{ ft}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (3,5 \text{ ft})^2} = 20,574 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi larutan} = h_l + h_b = 24,6518 \text{ ft}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 + \frac{\rho_L \times h_l}{144} = 14,7 + \frac{78,571 \times 20,574}{144} = 25,926 \text{ psi}$$

d. Menentukan tebal tangki (ts) :

Berdasarkan Brownell & Young hal 254 dan 335, maka bahan yang digunakan carbon steel SA 135 Grade B, $F = 12.750$, $E = 0,85$, $C = 1/6$

$$ts = \frac{pi \times di}{2(FE - 0,6 pi)} + C$$

$$= \frac{25,926 \times 42}{2(12.750 \times 0,85 - 0,6 \times 25,926)} + \frac{1}{16} = \frac{1,804}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi} : d_o = d_i + 2ts = 42,375 \text{ in}$$

Pendekatan ke $d_o = 42 \text{ in}$ (Brownell & Young tabel 5.7 hal 89)

$$D_i = d_o - 2ts$$

$$= 42 - 2(3/16) = 41,625 \text{ in} = 3,469 \text{ ft}$$

Menentukan tebal tutup atas dan bawah standardished (tha)

$$r = d = 41,625 \text{ in} = 3,469 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{FE - 0,1\pi} + C \\ &= \frac{0,885 \times 25,926 \times 41,625}{12,750 \times 0,85 - 0,1 \cdot 25,926} + \frac{1}{16} = \frac{2,410}{16} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

6.2. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

1. Nozzle feed masuk
2. Nozzle top kolom
3. Nozzle refluks kondensor
4. Nozzle bottom kolom
5. Nozzle uap reboiler

Uraian :

1. Nozzle feed masuk (A)

$$\text{Rate massa} = 6205,851 \text{ kg/jam} = 13681,54 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquida}} = 78,571 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{13681,54 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 174,129 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,048 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,048)^{0,45} \times (78,571)^{0,13} = 1,759 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Nozzle top kolom (B)

$$\text{Rate massa} = 5556,022 \text{ kg/jam} = 12248,92 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquida}} = 78,571 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{12248,98 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 155,897 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0433 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0433)^{0,45} \times (78,571)^{0,13} = 1,674 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Nozzle refluks kondensor (C)

$$\text{Rate massa} = 1993,375 \text{ kg/jam} = 4394,634 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquida}} = 78,571 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{4394,634 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 55,932 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,016 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,016)^{0,45} \times (78,571)^{0,13} = 1,069 \text{ in} \approx 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Nozzle bottom kolom (D)

$$\text{Rate massa} = 2643,204 \text{ kg/jam} = 5827,26 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquida}} = 78,571 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{5827,26 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 74,166 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0201 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0201)^{0,45} \times (78,571)^{0,13} = 1,185 \text{ in} \approx 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Nozzle uap reboiler (E)

$$\text{Rate massa} = 2470,161 \text{ kg/jam} = 5445,766 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquida}} = 78,571 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{5445,766 \text{ lb/jam}}{78,571 \text{ lb/ft}^3} = 69,310 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0193 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,193)^{0,45} \times (78,571)^{0,13} = 1,163 \text{ in} \approx 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young, fig. 12.3* didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type slip on dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	1	2,44
B	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	1	2,44
C	1,25	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	13/16	1,72
D	1,25	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	13/16	1,72
E	1,25	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	13/16	1,72

Keterangan :

- NPS : Ukuran nominal pipa
- A : Diameter luar flange, in
- T : Tebal minimal flange, in
- R : Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E : Diameter hubungan, in
- L : Panjang hubungan, in
- B : Diameter dalam flange, in

6.3. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

1. Flange

Bahan : high Alloy steel SA-336 Grade F8 type 304

(Brownell & Young, App.D hal 344)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 17.872

Type flange : Ring Flange Loose Type

2. Bolting

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8t type 321

(Brownell & Young, App.D hal 342)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 14.468

3. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor : 6,5

Minimum Design seating stress (Y) : 26.000

a. Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young* pers. 12.2 hal. 226

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m+1)}} = \sqrt{\frac{26.000 - 14,7 \times 6,5}{26.000 - 14,7(6,5+1)}} = 1,0003$$

$$d_i \text{ gasket} = \text{OD shell} = 42 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 1,0003 \times 42 = 42,0119 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} = \frac{(42,0119 - 42)}{2} = \frac{0,954}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in} \\ &= \frac{1}{16} \text{ in} = 0,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_i + \text{lebar gasket} \\ &= 42 + 0,0625 = 42,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

Perhitungan beban baut

- Beban supaya gasket tidak bocor (H_Y)

$$W_{m_2} = H_Y = b \times \pi \times G \times y \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.88, hal.240})$$

Dari fig. 12.12, hal 229 didapatkan lebar seating gasket bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{1/6}{2} = 0,0313 \text{ in}$$

$$\text{untuk } b_o < 1/4, b = b_o = 1/32 = 0,0313 \text{ in}$$

sehingga :

$$H_Y = W_{m_2} = 0,0313 \times 3,14 \times 42,0625 \times 26.000 = 107.311,9531 \text{ lb}$$

- Beban tanpa tekanan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.90, hal 240}) \\ &= 2 \times 0,0313 \times 3,14 \times 42,0625 \times 6,5 \times 14,7 = 788,7429 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban baut karena internal pressure (H)

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.89, hal 240}) \\ &= \frac{3,14 \times 42,0625^2 \times 14,7}{4} = 20.416,3055 \text{ lb} \end{aligned}$$

∴ Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m_1} = H + H_p = 20.416,3055 + 788,7429 = 21.205,0483 \text{ lb}$$

Karena $W_{m_2} > W_{m_1}$, maka yang mengontrol adalah W_{m_2}

c. Perhitungan luas bolting minimum area

$$A_m = \frac{Wm_2}{f_b} = \frac{107.311,9531}{14468} = 7,4172 \text{ in}$$

d. Perhitungan bolt minimum

Dari *Brownell & Youn*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

Ukuran baut = 5/8

Root area = 0,202 in²

$$\text{Maka jumlah bolting minimum} = \frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{7,4172}{0,202} = 36,7188 \approx 37 \text{ buah}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal 188, didapat :

Bolt spacing (Bs) = 1 ½ in

Minimum radial distance (r) = 15/16 in

Edge distance (E) = ¾ in

Bolting circle diameter (C) = ID shell + 2 (1,4159 × go + R)

Dengan go = tebal shell = 3/16

$$C = 41,625 + 2(1,4159 \times 3/16 + 15/16) = 44,031 \text{ in}$$

Diameter luar flange :

$$OD = C + 2E = 44,031 + 2(3/4) = 45,531 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} = 37 \times 0,202 = 7,474 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{A_{\text{actual}} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} = \frac{7,474 \times 14.468}{2 \times 3,14 \times 26.000 \times 42,0625} \\ &= 0,0157 < 0,625 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\text{Lebar gasket} = 0,0157 \text{ in} = \frac{0,2519}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

e. Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned} W &= \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal 242}) \\ &= \frac{(7,474 + 7,4172) \times 14.468}{2} = 107.722,8926 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$\begin{aligned} h_g &= \frac{C - ID}{2} && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.101 hal 242)} \\ &= \frac{44,031 - 42,0625}{2} = 0,9842 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment Flange (Ma) :

$$M_a = h_g \times W = 0,9842 \times 107.722,8926 = 106.024,2372 \text{ lbin}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m_2} = 107.311,9531 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.96 hal 242)}$$

Dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 42 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan} = 14,7 \text{ psi}$$

$$H_D = 0,785 \times 42^2 \times 14,7 = 20.355,678 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{44,031 - 42}{2} = 1,0155 \text{ in}$$

Moment M_D :

$$M_D = h_D \times H_D \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.96 hal 242)}$$

$$= 1,0155 \times 20.355,628 = 20.670,5093 \text{ lb.in}$$

$$H_G = W - H \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.98 hal 242)}$$

$$= 107.311,9031 - 20.416,3055 = 86.895,6477 \text{ lb}$$

$$M_G = H_G \times h_g \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.98 hal 242)}$$

$$= 86.895,6477 \times 0,9842 = 85.525,4119 \text{ lb.in}$$

$$H_T = H - H_D \quad \text{(Brownell \& Young, pers. 12.97 hal 242)}$$

$$= 20.416,3055 - 20.355,628 = 60,6275 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_g}{2} = \frac{1,0155 + 0,9842}{2} = 0,999 \text{ lb}$$

Moment M_T

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 20.355,8093 \times 0,9999 = 60,6187 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 20.670,8093 + 85.525,4119 + 60,6187 = 106.256,84 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

M max = Mo karena Mo > Ma

f. Perhitungan tebal flange

$$K = \frac{A}{B}$$

A = diameter luar flange = 45,531 in

B = diameter luar shell = 42 in

Maka :

$$K = \frac{45,531}{42} = 1,0841$$

Dari *Brownell & Young 12.2 hal 221*

Dengan harga K = 1,0841 didapat harga y = 25

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \text{ max}}{f \times B}} = \sqrt{\frac{25 \times 106.256,84}{14.468 \times 42}} = 2,0908 \text{ in} = \frac{33,4533}{16} \approx 2 \frac{1}{16}$$

6.4. Perhitungan Penyangga

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya. Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari

a. Berat bagian shell

- Berat shell
- Berat tutup

b. Berat kelengkapan bagian dalam

- Berat downcomer
- Berat tray

c. Berat kelengkapan bagian luar

- Berat pipa
- Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol

1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat shell

$$\text{Tebal shell} = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = 435 \text{ in} = 36,25 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling shell} = \pi \times d_o = 3,14 \times 42 \text{ in} = 131,88 \text{ in} = 10,99 \text{ ft}$$

$$\text{Luas shell} = \text{keliling} \times \text{tebal shell} = 10,99 \times 0,0156 = 0,1717 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume shell} = \text{luas shell} \times \text{tinggi} = 0,1717 \text{ ft}^2 \times 36,25 \text{ ft} = 6,224 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{\text{steel}} = 487 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{Perry's 6}^{\text{th}} \text{ tabel 3-118 hal 3-95}$$

$$\text{Berat shell (Ws)} = \text{Volume} \times \rho_{\text{steel}} = 6,224 \times 487 = 3031,149 \text{ lb}$$

b. Berat tutup

$$W_{di} = A \times t \times \rho_{\text{steel}}$$

$$A = 6,28 \times R_c \times h \quad (\text{Hesse pers. 4.16 hal 192})$$

Dimana :

$$W_d = \text{berat tutup standart dish (lb)}$$

$$A = \text{luas tutup standart dish (ft}^2\text{)}$$

$$t = \text{tebal tutup standart dish} = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas } 487 \text{ lb/ft}^3$$

$$R_c = \text{crown radius} = 41,625 \text{ in} = 3,4688 \text{ ft}$$

$$h = \text{tinggi tutup standart dish} = 7,098 \text{ in} = 0,5915 \text{ ft}$$

Maka :

$$A = 6,28 \times 3,4688 \times 0,5915 = 12,8851 \text{ ft}^2$$

Sehingga berat satu tutup

$$W_{di} = 12,8851 \times 0,0156 \times 487 = 98,0475 \text{ lb}$$

Berat tutup total

$$W_{tu} = 2 W_{di} = 2 \times 98,0475 = 196,0949 \text{ lb}$$

c. Berat downcomer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

$$\text{Luas downcomer} = \frac{1}{4} \times \pi \times d_i^2 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (41,625/12)^2 = 9,4453 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume} = \text{luas} \times \text{tebal} = 9,4453 \times 0,0156 = 0,1476 \text{ lb}$$

$$\text{Berat satu plate} = \text{volume} \times \rho = 0,1476 \times 487 = 71,8728 \text{ lb}$$

$$\text{Berat downcomer (Wd)} = \text{jumlah plate} \times \text{berat 1 plate}$$

$$= 27 \times 71,8728 \text{ lb} = 1940,566 \text{ lb}$$

d. Berat tray

Ditetapkan berat tray = 25 lb/ft²

Luas tray = $A_c - A_o = 18,845 - 9,111 = 9,734 \text{ ft}^2$

Jumlah tray = 27 buah

Berat tray (W_{tr}) = $n \times \text{luas tray} \times \text{berat tray}$

$$= 27 \times 9,734 \text{ ft}^2 \times 25 \text{ lb/ft}^2 = 6570,45 \text{ lb}$$

Penyangga tray yang digunakan equal angles (*Brownell, App. G hal 358*)

Ukuran = $1 \frac{1}{2} \text{ "} \times 1 \frac{1}{2} \text{ "} \times \frac{1}{4} \text{ "}$

Berat = 2,34 lb/ft

$W_{pt} = 2,34 \text{ lb/ft} \times 27 \times 1,5/12 \text{ ft} = 7,898 \text{ lb}$

e. Berat larutan

Rumus : $Wl = m \times t$

Dimana :

$Wl = \text{berat larutan dalam kolom destilasi} = 6205,851 \text{ kg/jam} = 13681,54 \text{ lb/jam}$

$t = \text{waktu tinggal dalam kolom destilasi} = 15 \text{ menit}$

Maka :

$Wl = 13681,54 \text{ lb} \times 2,2046 \times 15/60 \text{ jam} = 7540,581 \text{ lb}$

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk

Ditetapkan $2 \times \text{tinggi kolom destilasi} = 2 \times 449,196 \text{ in} = 898,392 \text{ in} = 74,866 \text{ ft}$

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40 dengan berat 2,718 lb/ft

Berat pipa (W_p) = $74,866 \text{ ft} \times 2,718 \text{ lb/ft} = 203,486 \text{ lb}$

g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

Rumus : $W_a = 18 \% W_s$ (*Brownell & Young, pers.9.8 hal 157*)

$$= 18 \% \times 3031,149 \text{ lb} = 545,606 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga :

$$W_{\text{total}} = W_s + W_{tu} + W_d + W_{pt} + W_l + W_p + W_a$$

$$= 20035,832 \text{ lb}$$

1. Perencanaan skirt support

- Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support
- Kolom secara keseluruhan terbuat dari High Alloy Steel SA-240 Grade M Type 316
- Tinggi support = 2 ft = 24 in

Menentukan tebal skirt

- Stress karena angin

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left(\frac{D_o + D_i}{2} \right) \times H^2}{D_o^2 \times t} \quad (\text{Brownell \& Young, pers.9.20 hal 183})$$

$$H = \text{tinggi skirt ke top kolom} = 2 + 37,433 = 39,433 \text{ ft} = 473,196 \text{ in}$$

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left(\frac{42 + 41,625}{2} \right) \times 473,196^2}{42^2 \times t} = \frac{84336,113}{t}$$

- Stress dead weight

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times d_o \times t} \quad (\text{Brownell \& Young, pers.9.6 hal 183})$$

$$= \frac{20035,832}{3,14 \times 42 \times t} = \frac{151,925}{t}$$

- Stress kompresi maksimum

$$f_{c \max} = 0,125 E (t/d_o) \cos \alpha$$

$$\text{Dimana : } E \text{ concrete} = 2.10^6 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, hal 183})$$

$$f_{c \max} = 0,125 \times 2.10^6 (t/d_o) = 5952,381 t$$

$$f_{c \max} = f_{wb} + f_{db} \quad (\text{Brownell \& Young, pers.9.80 hal 183})$$

$$5952,381 t = \frac{84336,113}{t} + \frac{151,925}{t}$$

$$t = \sqrt{\frac{84488,038}{5952,381}} = 3,767 \text{ in}$$

jadi tebal skirt yang digunakan = 3,767 in

2. Perhitungan bearing plate

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.1 hal 184 diperoleh

$$f_c' = 3.000 \text{ psi}$$

$$f_{c \text{ max}} = 1.200 \text{ psi}$$

$$n = 10$$

fs allowable untuk strukturalsteel skirt = 45.000 psi

$$\text{Diameter kolom} = 41,625$$

Ditetapkan

$$\text{ID bearing plate} = 42$$

$$\text{OD bearing plate} = 1,25 \times 42 = 52,5$$

$$\text{Jumlah chair} = 4 \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 10.5 hal 191})$$

$$\text{Jumlah bolt} = 8$$

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 10.4 hal 188})$$

$$\text{Luas bolt} = 0,89 \text{ in}^2$$

Dari pers. 9.11, *Brownell & Young*, hal 158

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.9.11 hal 158})$$

Dimana :

$$P_w = \text{tekanan angin permukaan alat (lb/ft}^2\text{)}$$

$$V_w = \text{kecepatan angin} = 100 \text{ mph}$$

Maka :

$$P_w = 0,0025 \times 100^2 = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$M_w = \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times \frac{\text{ID} + \text{OD}}{2}$$

Dimana :

$$M_w = \text{bending moment pada puncak kolom (lb.ft)}$$

$$d_{\text{eff}} = \text{diameter efektif vessel} = (d_i + d_o)/2$$

$$H = \text{tinggi dari skirt ke top kolom} = 2 + 37,433 = 39,433 \text{ ft} = 473,196 \text{ in}$$

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 39,433^2 \times \frac{3,4688 + 3,5}{2} = 67726,348$$

$$t_3 = \frac{(\text{OD} - \text{ID})_{\text{BP}}}{2} = \frac{(52,5 - 42)}{2} = 5,25 \text{ in}$$

Diperkirakan $f_c = 1.000 \text{ psi}$

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0,1818 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.3 hal 184})$$

$$\begin{aligned} F_c (\text{bolt circle}) &= fc_{\max} \times \frac{2 \times K \times Do}{2 \times K \times Do \times t_3} = 1.200 \times \frac{2 \times 0,1818 \times 52,5}{2 \times 0,1818 \times 52,5 \times 5,25} \\ &= 228,5714 < 1.000 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.2, hal 186

Untuk harga $K = 0,1818$ maka :

$$C_c = 1,565 \quad z = 0,4626$$

$$C_t = 2,702 \quad j = 0,7742$$

Tensile Load (F) :

$$\begin{aligned} F_t &= \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d} \\ &= \frac{67726,348 - 25142,97 \times 0,4626 \times 52/12}{0,7742 \times 52/12} = 2544,421 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dimana :

$$A = \text{root area} = 0,89 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.4 hal 188})$$

$$d_{\text{bolt}} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{jumlah baut} = 8$$

$$t_1 = \frac{8 \times 0,89}{3,14 \times 1,25} = 1,814 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$$F_t = fs \times t_1 \times r \times C_t \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.9 hal 185})$$

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{2544,421}{1,814 \times (52,5/12) \times 2,702} = 118,656 \text{ psi}$$

$$F_t + Wdw - F_c = 0 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.27 hal 186})$$

$$F_c = F_t + Wdw = 2544,421 + 25142,974 = 27687,395 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$F_c = (t_2 + n \cdot t_1) \times R \times fc \times C_c \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.8 hal 186})$$

$$t_2 = t_3 - t_1 = 5,25 - 1,814 = 3,436 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 fc &= \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c} \\
 &= \frac{27687,395}{(3,436 + (10 \times 1,814)) \times (52,5/12) \times 1,1565} = 253,622
 \end{aligned}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0,690 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.3 hal 184})$$

Untuk harga K = 0,690 maka :

$$C_c = 2,24 \quad z = 0,369$$

$$C_t = 1,765 \quad j = 0,784$$

Tensile Load (F) :

$$\begin{aligned}
 F_t &= \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d} \\
 &= \frac{67726,348 - 25142,9743 \times 0,369 \times 52,5/12}{0,784 \times 52,5/12} = 2004,243 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$t_1 = 1,814$$

Relation ship pada tension side :

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{2004,243}{1,814 \times (52,5/12) \times 1,675} = 150,772 \text{ psi}$$

$$Fc = F_t + Wdw = 2004,243 + 25142,9743 = 27147,217 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$t_2 = t_3 - t_1 = 5,25 - 1,814 = 3,436 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 fc &= \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c} \\
 &= \frac{27147,217}{(3,436 + 10 \times 1,814) \times (52,5/12) \times 2,24} = 128,229
 \end{aligned}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0,678$$

$$\% \text{ penyimpangan} = \frac{0,690 - 0,678}{0,690} \times 100\% = 1,739\%$$

$$\begin{aligned} f_c \text{ max} &= f_c \text{ bolt circle} \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d} \\ &= 128,229 \times \frac{2 \times 0,678 \times 52,5 + 5,25}{2 \times 0,678 \times 52,5} \\ &= 137,685 < 1200 \text{ psi (memenuhi)} \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 ¼” dengan dimensi

$$\text{Bolt Circle (BC)} = 2 \frac{13}{16}$$

$$\text{Nut dimension} = 2$$

Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat

$$\text{Ditetapkan tinggi gusset} = 12 \text{ in}$$

Bearing plate diperkuat dengan 8 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b)

Dari gambar 10.6, *Brownell & Young*, hal 191, didapat :

$$\therefore \text{Lebar gusset} : A = 9 + 1,5 = 10,5$$

$$\text{Jarak antara gusset} : b = 8 + 1 \frac{1}{4} = 9 \frac{1}{4}$$

$$\text{Luas area bolt (A}_b) = 0,890$$

$$\text{Beban bolt (P)} = f_s \times A_b = 150,772 \times 0,89 = 134,187 \text{ lb}$$

$$L = (\text{OD}_{\text{BP}} - \text{OD}_{\text{shell}}) = 52,5 - 42 = 5,25 \text{ in}$$

$$\frac{b}{l} = \frac{9,25}{5,25} = 4$$

Dari *Brownell & Young*, tabel. 10.4, hal 188, didapat :

$$e = \frac{2}{2} = 1$$

$$\mu = \text{Poisson Ratio} = 0,3 \text{ (untuk steel)}$$

$$\gamma_1 = 0,565$$

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times \left[(1 + \mu) \times \ln\left(\frac{2l}{\pi e}\right) + (1 - \gamma_1) \right]$$

M_y = Maximum bending moment

$$M_y = \frac{134,187}{4 \times 3,14} \times \left[(1 + 0,3) \times \ln \left(\frac{2 \times 5,25}{3,14 \times 1} \right) + (1 - 0,565) \right] = 21,413 \text{ in.lb}$$

$$t_5 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\max}}} = \sqrt{\frac{6 \times 21,413}{45.000}} = 0,053 \text{ in} = \frac{0,855}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Maka tebal compression plate adalah 1/8 "

$$t_4 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{(t_3 - bhd) \cdot f_{\text{allow}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 21,413}{(5,25 - 1,25) 45.000}} = \frac{0,427}{16} \text{ in} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Maka tebal bearing plate = $\frac{1}{16}$ in

$$t_6 = 3/8 \times t_5 = 3/8 \times 1/16 = 0,023 \text{ in} = \frac{0,375}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

Maka tebal gusset = $\frac{1}{16}$ in

3. Dimensi anchor bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 4 in
- Jumlah = 8 buah

4. Dimensi pondasi

Podasi ter dari beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell & Young*, tabel 10.1, hal 184)

Beban total yang harus ditahan pondasi

- Berat beban bejana total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi semua penyangga sama

Data :

Beban yang ditanggung penyangga = 20035,832 lb

Beban tiap penyangga = berat \times tinggi = 35 lb/in \times 24 in = 840 lb

Berat total :

$$W = 20035,832 + 840 = 20875,832 \text{ lb}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran :

Luas tanah untuk atas pondasi = Luas pondasi atas

$$= 40 \times 40 = 160 \text{ in}^2$$

Luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah

$$= 60 \times 60 = 360 \text{ in}^2$$

Tinggi pondasi = 24 in

Luas rata-rata (A) = $\frac{1}{2} (40^2 + 60^2) = 2.600 \text{ in}^2$

Volume pondasi (V_P) = $A \times t = 2.600 \text{ in}^2 \times 24 \text{ in} = 62.400 \text{ in}^3$

Densitas untuk gravel = 126 lb/ft³ (Perry's 6th tabel 3-118)

Maka :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho = 62.400 \text{ in}^3 \times 126 \text{ lb/ft}^3 \times 5,787 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{in}^3 = 4.550 \text{ lb}$$

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft³ dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft³ (Hesse, tabel 12.2 hal 224)

Berat total keseluruhan :

$$W_{\text{total}} = 20875,832 + 4550 = 25375,832 \text{ lb}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = \frac{25375,832 \text{ lb}}{3.600 \text{ in}^2} = 7,049 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu :

$$6000 \text{ kg/ft}^2 = 91,8617 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan tanah = 3,1433 lb/in² < 91,8617 lb/in² berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 41,625 in
- Diameter luar : 42 in
- Tinggi : 36,25 ft = 435 in
- Tebal : 3/16 in
- Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 135 Grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 41,625 in
- Tinggi : 7,098 in
- Tebal : 3/16 in
- Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 135 Grade B

3. Tray

- Jumlah Tray : 27 tray
- Tebal Tray : 1/16 in
- Susunan Pitch : Segitiga
- Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 135 Grade B

4. Downcomer

- Lebar : 4,62 in
- Luas : 9,4453 ft²
- Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 135 Grade B

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk : 2 in
- Diameter Top Kolom : 2 in
- Diameter Refluks Kondensor : 1,25 in
- Diameter Uap Reboiler : 1,25 in
- Diameter Bottom Kolom : 1,25 in

6. Flange dan Gasket

- Diameter Flange : 45,531 in
- Tebal Flange : 2,0908 in
- Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA 366 Grade F8 type 304
- Lebar Gasket : 1/16 in
- Diameter Gasket : 42,0625 in

- Bahan konstruksi : Iron Solid Flat Metal

7. Baut

- Ukuran Baut : $\frac{3}{4}$ in
- Diameter Dalam : 37 buah
- Diameter Bolt Circle : 44,031 in
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8t type 321

8. Skirt Support

- Tinggi : 24 in
- Tebal : 3,767 in
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

9. Bearing Plate

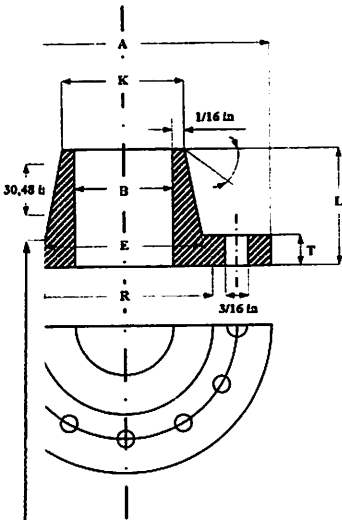
- Type : Eksternal Bolting Chair
- Diameter Dalam : 42 in
- Tebal : 0,1 in
- Jumlah : 8 buah
- Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 135 Grade B

10. Anchor Bolt

- Panjang : 12 in
- Diameter : 4 in
- Jumlah : 8 buah

11. Pondasi

- Luas pondasi atas : $40 \times 40 = 160 \text{ in}^2$
- Luas pondasi bawah : $60 \times 60 = 360 \text{ in}^2$
- Tinggi Pondasi : 24 in
- Bahan konstruksi : Cement Sand and Gravel



TAIL NOZZLE

314.02

T	R	E	K	L	B
1 3/16	5	4 1/4	2,38	3,5	2 3/4
1 3/16	12 3/4	12	14,00	11	4
1 3/16	12 3/4	12	1,66	11	4
7/8	4 1/8	3 9/16	1,05	2,88	2 3/4
1 9/16	21	19 7/8	2	18	5 1/2

	CEMENT, SAND AND GRAVEL
E	HIGH ALLOY STEEL SA-193 GRADE B8 347
	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE M 216
T	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE M 216
	CARBON STEEL SA-240 GRADE M 316
OM KOLOM	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE C 347
	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE C 347
	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE C 347
KS REBOILER	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE C 347
30,48 in	HIGH ALLOY STEEL SA-193 GRADE B8 304
	SOLID FLAT METAL IRON
	HAS SA-336 GRADE F8 TYPE 304
	CARBON STEEL SA-240 GRADE M 316
LOLOM	HIGH ALLOY STEEL SA-240 GRADE C 347
AGLAN	BAHAN KONSTRUKSI
180 in	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
TUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
DESTILASI

DISAIN OLEH

DOSEN PEMBIMBING

T.

Elvianto Dwi Letyono, ST. MT

0812000011114922

NIP. P 1030000351

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Pendahuluan

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi ini dapat berupa petunjuk (*indicator*), perekam (*recorder*) atau pengontrol. Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu diukur maupun dikontrol, seperti suhu, tekanan, kecepatan aliran, ketinggian fluida dan lain – lain.

Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk mengingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik sebagai berikut :

1. Untuk menjaga proses instrumentasi agar tetap aman, yaitu dengan cara :
 - Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya secara interlock otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - Menjaga variabel - variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan factor-faktor yang lainnya utau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standart yang ditetapkan.
5. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
6. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Beberapa bagian instrumen yang diperlukan pada alat pengontrol secara otomatis :

1. Elemen pengontrol
Yaitu elemen yang menunjukkan perubahan harga dari variabel yang diukur oleh elemen pengukur untuk mengukur dan mengatur sumber tenaga sesuai perubahan yang terjadi.
2. Elemen pengontrol akhir
Yaitu elemen yang mengubah variabel yang diukur agar tetap berada dalam range yang diinginkan.
3. Primary elemen

Yaitu elemen yang dapat mengidentifikasi perubahan dari harga variabel yang diukur.

4. Elemen pengukur

Yaitu elemen yang menerima output dari primary elemen dan melakukan pengukuran, termasuk peralatan penunjuk (*indicator*).

Jenis-jenis instrumen yang digunakan dapat digolongkan menjadi :

1. *Indikator*

Merupakan alat yang menunjukkan suatu kondisi operasi pada waktu tertentu

2. *Recording*

Merupakan alat pencatat kondisi operasi pada suatu peralatan

3. *Controller*

Merupakan alat yang menunjukkan kondisi operasi pada waktu tertentu sekaligus mampu mengendalikan sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Sistem control yang digunakan dalam suatu "plant operation" :

a. **Level control.**

Untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas maksimum yang ditentukan. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa kolom. Level control dihubungkan dengan control valve pada aliran keluaran produk.

b. **Pressure control.**

Untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diinginkan. Pressure control sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran steam atau uap. Pressure control dihubungkan dengan control valve pada aliran keluaran steam atau uap.

c. **Flow control.**

Untuk mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang masuk ke suatu proses atau alat. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa tangki penyimpanan.

d. **Temperature control.**

Untuk mengendalikan dan mengetahui kondisi operasi berdasarkan temperature yang diinginkan.

Alat – Alat kontrol yang banyak digunakan dalam pembuatan aseton :

1. Temperatur Control (TC)

Fungsi : Untuk membaca temperature dengan menggunakan alat ukur dan mengendalikan atau mengatur temperature operasi sesuai dengan kondisi yang ditetapkan.

2. Pressure Control (PC)

Fungsi : Untuk membaca tekanan dengan menggunakan alat ukur dan mengendalikan tekanan pada alat secara kontinyu sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan.

3. Flow Control (FC)

Fungsi : Untuk membaca kecepatan alir bahan dengan menggunakan alat ukur dan mengendalikan kecepatan alir pada alat secara kontinyu sesuai yang ditetapkan.

4. Level Indikator (LI)

Fungsi : Untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat.

5. Level Control (LC)

Fungsi : Untuk membaca tinggi cairan dalam suatu alat dengan menggunakan alat ukur dan mengendalikan tinggi cairan pada alat secara kontinyu sesuai yang ditetapkan.

7.2 Penerapan Instrumentasi

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik Aseton adalah

- a. Instrument pengukur dan pengontrol suhu (*temperature indicator control*).
- b. Instrument pengukur dan pengontrol kecepatan alir bahan (*flow indicator control*)
- c. Instrument pengukur dan pengontrol tekanan (*pressure indicator control*).
- d. Instrumentasi pengukur dan pengontrol tinggi cairan (*level indicator control*)

Cara pengontrolan yang sering digunakan sebagai berikut :

a. Secara manual

Alat ukur ini dikontrol oleh manusia, hanya berdasarkan pengamatan saja. Cara ini kurang baik karena ketelitian dari manusia yang terbatas.

b. Secara otomatis

Alat pengontrol secara otomatis ini ada bermacam-macam cara pengontrolannya, antara lain :

- Sistem on-off control
- Sistem proportional
- Sistem proportional integral
- Sistem proportional integral derivatif

Berikut sistem kontrol yang dipakai dalam “plant operation” pabrik aseton dari isopropil alkohol :

Tabel 7.1. Sistem Kontrol di Pabrik Aseton

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Feed Tank	F-114	LI
2.	Vaporizer	V-119	FC
3.	Reaktor Dehidrogenasi	R-110	TC,PC
4.	Absorber	D-125	FC
5.	Kolom Distilasi Aseton	D-120	LC dan FC
6.	Kondensor	F-122	LC dan PC
7.	Kolom Distilasi IPA	D-130	LC dan FC
8.	Kondensor	F-134	LC
9.	Kompresor	Q-115	PC
10.	Cooler	E-121	TC
11.	Mixer	M-118	FC

7.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan dan kesehatan kerja merupakan salah satu syarat mutlak yang harus dipenuhi dalam suatu perusahaan sebagai suatu usaha mengontrol kondisi kerja untuk mengurangi, mencegah bahkan menghilangkan peluang terjadinya kerugian yang diakibatkan adanya kelalaian dalam bekerja sehingga dapat mengganggu kesehatan dan menyebabkan kecelakaan kerja bagi diri sendiri maupun orang lain, menyebabkan cacat hingga menyebabkan kematian, menimbulkan kerusakan – kerusakan pada peralatan kerja, serta menimbulkan bahaya lingkungan akibat dari proses produksi suatu perusahaan, dimana hal tersebut dapat mengurangi produktivitas pekerja dan perusahaan.

Tujuan dari adanya Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) antara lain adalah :

- Mengontrol semua resiko dan potensi kecelakaan yang dapat menimbulkan kecelakaan dan kerusakan.
- Mencegah kecelakaan, melindungi tenaga kerja atas hak keselamatan dalam melaksanakan pekerjaan untuk meningkatkan kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi dan produktivitas nasional.
- Menghindari kerugian harta, benda dan nyawa.
- Sumber produksi dipelihara dan dipergunakan secara aman dan efisien.

Kebijakan Keselamatan Kerja dimaksudkan untuk memperhatikan dan menjamin implementasi peraturan keselamatan dan kesehatan kerja serta lingkungan, dimana kebijakan-kebijakan K3 sebagai berikut :

- Peningkatan berkelanjutan
- Sesuai peraturan dan perundangan keselamatan dan kesehatan kerja yang berlaku di tempat kerja
- Mengkomunikasikan kepada seluruh tenaga kerja agar sadar dan mawas mengenai kewajiban keselamatan dan kesehatan pribadi
- Evaluasi berkala

Sistem Management Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bagian dari sistem manajemen secara keseluruhan yang meliputi struktur organisasi, perencanaan, tanggung jawab, pelaksanaan, prosedur, proses dan sumber daya yang dibutuhkan bagi pengembangan, penerapan, pencapaian, pengkajian dan

pemeliharaan kebijakan keselamatan dan kesehatan kerja dalam rangka pengendalian resiko yang berkaitan dengan kegiatan kerja guna terciptanya tempat kerja yang aman , efisien dan produktif .

Sumber : Permenaker PER.05/MEN/1996

Elemen Kunci SMK3

1. Policy, terdiri dari :

- Kepemimpinan dan komitmen, dapat ditunjukkan dengan membentuk organisasi K3, menunjuk penanggung jawab K3 yang bertanggung jawab dan mempunyai wewenang yang jelas mengenai K3, menyediakan anggaran dan sarana terlaksananya K3, melakukan perencanaan K3 yang terkoordinasi, dan melakukan penilaian kinerja dan tindak lanjut pelaksanaan.
- Tinjauan awal K3, dilakukan dengan identifikasi aspek K3 pada proses dan meninjau kesesuaian peraturan dengan standar yang telah ditetapkan.
- Penetapan kebijakan K3 secara tertulis yang memuat pernyataan komitmen dan tujuan K3 perusahaan yang disebarluaskan dan tetap ditinjau ulang agar tetap *update*.

2. Planning, terdiri dari :

- Perencanaan IBPPR (identifikasi bahaya, penilaian dan pengendalian resiko)
- Peraturan perundangan dan persyaratan lainnya
- Tujuan dan sasaran
- Indikator kinerja
- Perencanaan awal dan perencanaan kegiatan yang SMART (Specific, measurable, achieveable, reasonable, time bond).

3. Implementation, terdiri dari :

- Jaminan kemampuan, agar penerapan K3 pada perusahaan berjalan secara efektif maka perusahaan mengembangkan kemampuan SDM, tanggung jawab dan kesadaran K3 serta mekanisme pendukung untuk mencapai kebijakan, tujuan dan sasaran K3.
- Kegiatan pendukung, antara lain adalah komunikasi, pelaporan, pendokumentasian dan pencatatan dalam penerapan K3.

- Identifikasi sumber bahaya, penilaian resiko dan pengendalian resiko (dengan penempelan *safety poster, safety sign*).

4. *Checking and Corrective Action*, terdiri dari:

- Inspeksi dan pengujian
- Audit SMK3
- Tindakan perbaikan dan pencegahan

5. *Management Review*

Perusahaan perlu meninjau ulang dan terus menerus meningkatkan kinerja K3 secara keseluruhan dengan melakukan evaluasi penerapan SMK3, tujuan, sasaran dan kinerja K3, hasil audit SMK3 dan evaluasi kebutuhan untuk meningkatkan SMK3.

6. *Continual Improvement*

Hal – hal yang harus diperhatikan dalam keselamatan dan kesehatan kerja adalah sebagai berikut :

1. Bahaya dalam proses produksi

- Desain peralatan harus disesuaikan dengan karakteristik bahan yang diolah dan kondisi operasi.
- *Mechanical*, harus diperhatikan bahaya-bahaya yang dapat timbul akibat benda-benda yang bergerak dan penempatannya.

2. *Plant lay out*

- Dalam penyusunan layout harus diperhatikan penempatan plant-plant produksi agar proses produksi dapat berjalan secara optimum dan tidak menimbulkan bahaya.
- Jika terjadi kecelakaan kerja atau bahaya lainnya (seperti kebakaran) ada jalur evakuasi yang jelas dan tempat evakuasi yang aman di area pabrik.

3. Utilitas

Utilitas merupakan unit yang penting yang mempengaruhi jalannya proses produksi. Unit utilitas biasanya menghasilkan temperature dan tekanan

tinggi sehingga perlu diperhatikan keselamatan dan kesehatan kerja di unit ini agar tidak menimbulkan bahaya.

4. Bangunan

Bangunan berhubungan dengan proses produksi dan peralatan kerja yang dibutuhkan, sehingga bangunan harus disesuaikan dengan kedua hal utama tersebut agar tidak timbul bahaya yang tidak diinginkan.

5. *Mechanical design* dan *safety*

Mechanical design dirancang sesuai dengan standar keamanan dan dioperasikan sesuai dengan SOP. Mekanik disertai dengan *safety tool* untuk meminimalisir terjadinya kecelakaan kerja.

6. Listrik

Untuk mencegah bahaya akibat listrik, harus diperhatikan sebagai berikut:

- Menutup daerah yang bertegangan tinggi.
- Memberi tanda peringatan pada daerah-daerah sumber listrik.
- Perawatan dan penempatan yang tepat terhadap instrumentasi yang digunakan (seperti kabel – kabel dan peralatan listrik lainnya)
- Adanya pemusatan switch on/off untuk memudahkan pengendalian terpusat.

7. Alat pemadam api

Harus disediakan alat pemadam api di setiap unit kerja di pabrik agar jika terjadi kebakaran dapat diatasi dengan segera sebelum api membesar.

8. Sistem alarm pabrik

Digunakan untuk memberi tanda telah terjadi bahaya di area pabrik agar karyawan atau pekerja segera meninggalkan tempat kerja menuju tempat evakuasi. Hal ini untuk mencegah adanya korban jiwa akibat bahaya yang timbul dan agar bahaya yang timbul dapat segera diatasi.

9. Peraturan keselamatan kerja

Pemerintah telah membuat UU Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang harus ditaati oleh industri – industri yang didirikan, antara lain adalah:

- UU no.1 tahun 1970
- Permenaker PER.05/MEN/1996

10. Hal – hal lain

- Adanya penerangan yang cukup baik di dalam ruangan atau di luar ruangan.
- Adanya tanda peringatan dan tanda peringatan bahaya

Identifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol dengan proses dehidrogenasi antara lain sebagai berikut :

1. Bahaya Kebakaran

Penyebab kebakaran antara lain adalah :

- Rokok
- Bahan-bahan kimia yang *flammable*
- Adanya kebocoran
- Adanya arus pendek pada listrik

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan :

- Menyediakan area merokok tersendiri bagi tenaga kerja dan adanya larangan merokok di tempat produksi.
- Adanya tanda larangan merokok
- Melengkapi pemutus arus otomatis pada setiap peralatan yang menggunakan listrik, sehingga jika terjadi arus pendek pada suatu unit tertentu, tidak akan merambat ke unit yang lainnya.
- Melakukan *maintenance* berkala
- Menyediakan alat-alat pemadam kebakaran disetiap tempat, sehingga bila suatu saat terjadi kebakaran dapat diatasi secara cepat.
- Meletakkan barang-barang pada tempatnya
- Memberikan training K3 dan evakuasi kepada setiap tenaga kerja.

2. Bahaya Ledakan

Penyebab ledakan yang mungkin terjadi pada Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol dengan proses dehidrogenasi antara lain sebagai berikut :

- Tekanan operasi tinggi
- *Loss control*

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan :

- Pengontrolan secara berkala terhadap proses produksi.
- Desain alat harus tepat
- Melakukan *maintenance* berkala terhadap peralatan produksi sehingga terhindar dari *fouling* yang dapat menyebabkan *over heating*.

3. Karsinogenik

Penyebab kebakaran antara lain adalah :

- Tidak memakai alat pelindung diri
- Tidak mentaati SOP (*Standart Operational Prosedure*)

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan :

- Training K3 sebelum tenaga kerja memasuki dunia kerja nyata.
- Mewajibkan tenaga kerja mengenakan APD (alat pelindung diri) di area tempat kerja dan sekitarnya
- Mengawasi dan mengontrol pelaksanaan K3 di lapangan.

4. Keracunan

Penyebab keracunan antara lain adalah :

- Perilaku kerja tidak higienis
- Tidak memakai APD (Alat Pelindung Diri)

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan :

- Menerapkan perilaku kerja yang higienis.
- Training K3 sebelum tenaga kerja memasuki dunia kerja nyata.
- Mewajibkan tenaga kerja mengenakan APD (alat pelindung diri) di area tempat kerja dan sekitarnya
- Mengawasi dan mengontrol pelaksanaan K3 di lapangan.

5. Kebisingan

Penyebab kebisingan antara lain adalah :

- Adanya kerja alat, seperti boiler dan pompa.

Pencegahan bahayan dapat dilakukan dengan:

- Mengenakan APD yaitu ear plug pada kebisingan dan ear muff . seseorang dapat menderita kerusakan pendengaran pada kebisingan 80 db secara terus – menerus atau tidak secara terus menerus pada kebisingan lebih dari 90 db.
- Ada tanda peringatan kebisingan

6. Radiasi Panas

Penyebab radiasi panas antara lain :

- Kondisi operasi suhu tinggi (pada alat vaporizer, furnace, reactor, kolom distilasi).

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan :

- Memakai APD yaitu baju tahan api dan face shield (pelindung wajah) pada area kondisi operasi termal.
- Ada tanda peringatan bahaya radiasi panas sebelum memasuki area kondisi operasi termal.

7. Gangguan Pernafasan

Penyebab gangguan pernafasan antara lain adalah :

- Adanya kebocoran gas.
- Bahan baku dan produk merupakan senyawa aromatis sehingga menyebabkan bau.

Pencegahan bahaya dapat dilakukan dengan cara :

- Memakai APD berupa masker atau respirator.
- Melakukan *maintenance* berkala agar tidak terjadi kebocoran.

Alat Pelindung Diri

Alat pelindung diri merupakan kelengkapan yang harus dikenakan pada saat bekerja sesuai dengan jenis bahaya dan resiko kerja yang mungkin terjadi pada area kerja.

Alat- alat pelindung diri yang diperlukan di Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol dengan proses dehidrogenasi antara lain :

- Masker

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup pada saat di area kerja

- *Safety helmet*

Berfungsi sebagai pelindung kepala dari benda yang bisa mengenai kepala secara langsung

- *Safety shoes*
Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang menimpa kaki karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dan sebagainya.
- *Ear Plug/ ear muff*
Berfungsi untuk melindungi telinga dari suara bising yang dapat mengganggu kualitas pendengaran telinga.
- Sarung tangan
Berfungsi untuk pelindung tangan agar tidak mengalami cedera tangan pada saat bekerja. Sarung tangan mempunyai bahan dasar yang bervariasi (seperti karet dan kain) dimana penggunaan sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masing tujuan penggunaannya.
- Baju tahan api
Berfungsi untuk melindungi diri dari radiasi panas pada kondisi operasi suhu tinggi.
- Face Shield
Berfungsi untuk melindungi wajah dari percikan benda asing dan panas.

Pelaksanaan Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol dengan Proses Dehidrogenasi

1. Pengangkutan

- Bahan baku Isopropil alkohol diperoleh dari produsen dalam negeri dan luar negeri. Pengangkutan bahan baku dapat dilakukan dengan menggunakan angkutan khusus darat (truck dengan tangki silinder) dan laut (kapal tanker).
- Angkutan yang digunakan didesain khusus dan disesuaikan dengan karakteristik bahan baku (isopropil alkohol) yang diangkut untuk meminimalisir bahaya.
- Training K3 terhadap driver angkutan harus dilakukan.
- Pengangkutan produk (Aseton) hasil proses produksi harus memperhatikan sifat fisik dan kimia produk agar produk tidak rusak.

2. Bahan Baku

Bahan baku Isopropil Alkohol disimpan pada *storage tank* yang didesain cukup untuk menampung kebutuhan bahan baku selama satu bulan agar. Digunakan *close storage tank* karena bahan baku *volatile* (mudah menguap) dimana stress akibat tekanan dan suhu pada tangki telah diperhitungkan sehingga bahan baku terjaga sifat fisik dan kimianya, tidak terpengaruh tekanan dan suhu tangki penyimpanan.

3. Bahan Penunjang

Bahan penunjang untuk Pabrik Aseton dari isopropil alkohol dengan proses dehidrogenasi adalah ZnO yang berfungsi sebagai katalis pada reaksi dehidrogenasi di reactor. ZnO mempunyai titik didih yang sangat tinggi, titik leleh tinggi dan berbentuk padat. Penyimpanan dapat dilakukan pada tangki tertutup dengan atap konis. Pemilihan tangki penyimpanan tertutup dimaksudkan agar katalis tidak terkontaminasi dengan zat-zat di luar katalis yang dapat mengganggu reaksi.

4. Peralatan

a. Pipa dan Valve

- Desain pemasangan pipa harus dirancang dengan baik (tempat dan *safety*) agar kehilangan energy dan panas dapat diminimalisir.
- Letak pipa – pipa mudah terjangkau untuk proses maintenance dan perbaikan yang perlu dilakukan.
- Member isolasi pada pipa yang mengantarkan fluida panas.
- Pemilihan valve yang tepat untuk menghindari ledakan pipa akibat pemuaian pipa.
- Penggunaan warna pipa yang berbeda untuk jenis fluida yang berbeda agar mudah membedakannya.

b. Feed tank

- Dilengkapi dengan level control
- Desain tangki yang tepat untuk mencegah terjadinya perubahan sifat bahan karena perubahan tekanan dan suhu.

c. Pompa

- Bagian propeller dilengkapi dengan casing.
- Bagian kopling (yang menghubungkan propeller dan motor harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.

- Dilengkapi dengan peralatan pengendalian (*indicator control*).
- d. Vaporizer , Heater, Kondensor, Cooler, Reffrigerant**
 - Dilengkapi dengan temperature control (TC).
 - Dipasang *drain hole* untuk pembersihan.
 - Pemasangan isolator pada alat pemanas untuk mencegah terjadinya radiasi panas akibat kondisi operasi tinggi.
 - *Maintenance* berkala untuk pengecekan peralatan agar tidak terjadi kebocoran dan kecelakaan kerja.
- e. Reaktor**
 - Pemasangan peralatan proses control seperti TC, PC dan *level control*.
 - *Maintenance* berkala untuk pengecekan peralatan agar tidak terjadi kecelakaan kerja.
 - Pemasangan tanda peringatan bahaya suhu dan tekanan tinggi.
- f. Furnace**
 - Dilengkapi dengan *man hole* untuk pembersihan dan tempat pengecekan nyala furnace.
 - Dilengkapi dengan TC, PC dan FC pada inlet bahan bakar masuk.
- g. Flash tank**
 - Dilengkapi dengan *pressure indicator control* (PC).
- h. Absorber**
 - Dilengkapi dengan flow control pada aliran air masuk absorber, gas buang dan hasil absorbs sebelum bercampur dengan *bottom product* dari *flash tank*.
- i. Kolom distilasi**
 - Dilengkapi dengan peralatan control

5. Produk

Proses produksi sangat mempengaruhi produk yang dihasilkan. Pada proses produksi dipasang peralatan kontrol agar kondisi operasi sesuai dengan yang diinginkan sehingga produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas merupakan sarana pendukung agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Pengolahan air industri kimia di dalam pabrik Aseton ini meliputi :

1. UNIT PENYEDIAAN AIR

Dalam pabrik Aseton ini yang digunakan adalah air kawasan. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan pemakaian. Untuk menghemat pemakaian air sebaiknya dilakukan sirkulasi atau “*recycle*” bila memungkinkan.

Kebutuhan air dalam pabrik Aseton meliputi antara lain:

1. Air proses
2. Air sanitasi
3. Air umpan boiler
4. Air pendingin

1.1. AIR SANITASI

Air sanitasi didalam suatu pabrik biasanya dipakai untuk keperluan laboratorium, karyawan yaitu minum, memasak, mencuci dan mandi. Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu : dibawah suhu udara sekitar (< suhu udara)
- Warna : jernih (tidak bewarna)
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : < 1 mgr SiO₂/liter

b. Kimia

- pH : 6,5 – 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik

- Tidak mengandung zat-zat beracun

c. Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri patogen.
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$) atau desinfektan.

1.2. AIR UMPAN BOILER

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan terhadap kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut dan biasanya diumpankan kedalam boiler agar bisa dihasilkan suatu “*steam*”. Walaupun air sudah kelihatan jernih, tetapi pada umumnya masih mengandung kation maupun anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak ekstruder.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu:

- Zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan air pengisi mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida, H_2 atau NH_3 . Oksigen dan CO_2 masuk dalam air karena aerasi ataupun kontak yang terjadi dalam atmosfer.

- Zat penyebab “*scale forming*”

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

- Zat penyebab “*foaming*”

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan “*foam*” (busa) pada boiler, karena adanya zat – zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

1.3. AIR PENDINGIN

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin karena adanya faktor-faktor, antara lain :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.

- Mudah diatur dan dikerjakan.
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.
- Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain :

- “*Hardness*”, yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi, penyebab korosi kedua.
- Silika dan ion sulfat, penyebab kerak.
- Molaritas, pH, temperatur sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab “*fouling*” sehingga membutuhkan “*dispersant*”.
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH₃, SO₂, H₂S, penyebab “*fouling*” dan pertumbuhan bakteri atau mikroba.
- Minyak, penyebab terganggunya ‘*film corrosion inhibitor*’, “*heat transfer coefiesient*” yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur dan korosi.

2. PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman dan lain – lain. Direncanakan karyawan berjumlah 265 orang dimana satu orang karyawan membutuhkan 120 liter/hari (*standart WHO*), sehingga pemakaian air sanitasi untuk karyawan ada'ah

Tabel 6.1. Kebutuhan Air Sanitasi

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Karyawan	1325,000
2	Laboratorium (50 % kebutuhan karyawan)	662,500
3	Kebersihan (40 % kebutuhan karyawan)	530,000
4	Taman (10 % kebutuhan karyawan)	132,500
5	Cadangan (40 % kebutuhan karyawan)	530,000
Total		3180,000

2. Air Pemanas (steam)

Air yang digunakan untuk menghasilkan steam didalam boiler disebut juga air umpan boiler. Air pemanas digunakan pada alat – alat sebagai berikut :

Tabel 6.2 Kebutuhan Steam atau Air Umpan Boiler

No	Nama alat	Jumlah (kg/jam)
1	Vaporizer	30.779,351
2	Pre-heater	872,830
3	Distilasi Aseton	962,499
4	Distilasi IPA	94,666
Total		32.709,347

Kebutuhan make up air 10% dari total = 3.270,935 Kg/jam

3. Air Pendingin

Tabel 6. 3 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama alat	Jumlah (kg/jam)
1	Cooler I	21.586,537
2	Kondensor	103.029,862
3	Distilasi Aseton	8.468,550
4	Distilasi IPA	736,521
5	Cooler II	801,978
6	Cooler III	330,203
Total		134.953,652

Kebutuhan make up air 10% dari total = 13.495,365 kg/jam

4. Air Absorber

Air yang digunakan untuk proses di unit absorber adalah 529,7 kg/jam

Kebutuhan air total saat operasi 20.476,000 kg/jam

3. UNIT PENYEDIA STEAM

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. Steam yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

- Tekanan : 50 kPa
- Temperatur : 360 °C

Tabel 6.4 Kebutuhan Steam atau Air Umpan Boiler

No	Nama alat	Jumlah (kg/jam)
1	Vaporizer	30.779,351
2	Pre-heater	872,830
3	Distilasi Aseton	962,499
4	Distilasi IPA	94,666
Total		32.709,347

Steam yang disupply adalah 20% excess, sehingga kebutuhan make up steam 10% adalah sebesar 43.176,338 kg/jam

4. UNIT PENYEDIAAN LISTRIK

Kebutuhan listrik pada pabrik Aseton direncanakan disediakan oleh PLN dan generator set. Besarnya kebutuhan listrik untuk menggerakkan peralatan proses dan penerangan yaitu :

- Untuk proses = 254,694 kW
- Untuk penerangan = 769,060 kW
- Total = 1.023,754 kW

Kebutuhan listrik untuk proses produksi disupply oleh generator set sejumlah 850,000 kW Sedangkan kebutuhan listrik untuk penerangan disupply oleh PLN sejumlah 450,452 kW

4. UNIT PENYEDIAAN BAHAN BAKAR

Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil (solar) kebutuhan bahan bakar sebesar 84,120 L/jam

F-129	COOLING TOWER
L-128	POMPA AIR PENDINGIN KE PERALATAN
G-127	COMPRESOR
H-126	FILTER UDARA
F-125	BAK AIR SANITASI
L-124	POMPA SALURAN AIR SANITASI
F-123	BAK KLOORINASI
L-122	POMPA KE BOILER
F-121	DEAERATOR
Q-120	BOILER
F-119	BAK AIR PENDINGIN
L-118	POMPA KE DEAERATOR
L-117	POMPA AIR PROSES
F-116	BAK AIR LUNAK
L-115	POMPA KE BAK AIR PENDINGIN
L-114	POMPA KE BAK KLOORINASI
L-113	POMPA KE KAKTION EXCHANGER
F-112	BAK AIR KAWASAN
L-111	POMPA KE BAK AIR KAWASAN
D-110b	ANION EXCHANGER
D-110a	KATION EXCHANGER
KODE ALAT	NAMA ALAT

Air Kawasan



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**UNIT PENGOLAHAN AIR
DIRENCANA PABRIK ASETON DARI
PROPIL ALKOHOL DENGAN PROSES
DEHIDROGENASI
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

REVISI OLEH :

**DISETUJUI OLEH :
DOSEN PEMBIMBING**

**Revisi 1 oleh E. 1114908
Dewi A. 1114922**

**Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP. P 1030000351**

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dalam Pra Rencana Pabrik, penentuan lokasi pabrik adalah salah satu hal yang paling penting. Hal tersebut dikarenakan akan sangat berpengaruh pada kelangsungan hidup pabrik yang akan didirikan itu sendiri. Selain itu pemilihan dan penentuan tata letak komponen-komponen dan fasilitas pabrik juga menentukan efisiensi dari proses produksi yang akan dilakukan.

Dasar pemilihan lokasi pabrik dari suatu perusahaan menjadi jauh lebih penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, dimana persaingan dan kedudukan pabrik dimata masyarakat menjadi salah satu penentu berjalannya kehidupan pabrik nantinya. Selain pertimbangan tersebut penentuan tata letak dan lokasi pabrik juga dapat membantu memperkirakan biaya seakurat mungkin sebelum mendirikan pabrik, maupun desain secara terperinci dimasa yang akan datang yang mana meliputi desain sistem perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan serta kelistrikan maupun utilitas.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi sehingga lokasi benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Adapun faktor-faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, antara lain :

9.1.1. Faktor Utama

1. Penyediaan Bahan Baku

Ditinjau dari tersedia bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- a. Letak sumber bahan baku
- b. Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya untuk mencukupi kebutuhan pabrik yang akan didirikan.

- c. Kualitas dan kuantitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas dan kuantitas bahan baku tersebut sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- d. Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan dari bahan tersebut.

2. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana hasil produksi akan dipasarkan (*marketing area*)
- Kebutuhan produk pada saat sekarang dan pada masa yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

3. Utilitas (Bahan bakar, Sumber air dan listrik)

Utilitas merupakan unit yang sangat penting kerana merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Adapun bagian daripada utilitas adalah sebagai berikut :

a. Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air dapat diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber) atau air laut
- Air kawasan
- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air kawasan akan lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan, namun dilihat lagi dari jenis industri yang akan memanfaatkannya. Jika dalam jumlah yang tidak terlalu besar air sungai dapat digunakan tetapi jika dalam jumlah yang sangat besar dapat digunakan air laut yang telah diproses terlebih dahulu.

- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.
- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari air kawasan karena lebih ekonomis tidak memerlukan proses yang banyak.

b. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah tersebut.
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.
- Persediaan tenaga listrik dimasa yang akan datang.

Sumber listrik sebagian didapatkan sebagian dari PLN dan sebagian dihasilkan oleh pabrik sendiri yaitu dari pembangkit listrik berbahan bakar solar dan generator. Bahan bakar digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator*.

4. Keadaan Geografis dan Masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat di lingkungan sekitar pabrik harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain adalah sebagai berikut :

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alam yang ada, dimana keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan dan bangunan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.

- Kemungkinan terjadinya gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Kondisi atau keadaan tanah tempat pabrik berdiri harus diperhatikan sebab dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses jika tidak dalam kondisi yang mendukung.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat di lingkungan sekitar pabrik terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pabrik harus dilakukan *survey area* terlebih dahulu sebelum pendirian pabrik sehingga keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering*, 5th edition)
 (Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design*, 4th edition)

9.1.2. Faktor Khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Oleh sebab itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti berikut

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor maupun kendaraan berat.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak pabrik dengan sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

(Bernasconi, G. 1995. *Chemical Technology Handbook*)
 (Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design*, 4th edition)

2. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan.

Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini antara lain :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.
- Karakteristik dari lokasi.

3. Buangan Pabrik dan Pembuangan Limbah

Buangan pabrik dan pembuangan limbah merupakan salah satu faktor yang harus diperhitungkan, sebab apabila buangan pabrik (*waste disposal*) memiliki sifat berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan hal-hal sebagai berikut :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah maupun peraturan-peraturan yang telah disepakati oleh dunia internasional, khususnya menyangkut ISO 19011:2011 (*Environmental Protection*).

4. Perpajakan dan Asuransi

Perpajakan dan asuransi merupakan masalah yang berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Adapun hal-hal yang mempengaruhi pendirian pabrik dari sektor perpajakan dan asuransi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

5. Karakteristik dari Lokasi

Dalam pemilihan lokasi pabrik harus diperhatikan karakteristik dari lokasi tersebut, lokasi pendirian pabrik yang baik adalah daerah dengan faktor

pendukung yang paling memadai. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi antara lain :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit dan lain-lain.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

6. Faktor Lingkungan (Komunitas)

Hal-hal yang menyangkut faktor lingkungan (komunitas) merupakan salah satu aspek yang harus dipertimbangkan, adapun hal-hal tersebut antara lain :

- Lokasi termasuk perkotaan atau pedesaan
- Fasilitas perumahan, sekolah, sarana kesehatan (poliklinik) dan tempat ibadah
- Adat istiadat atau budaya di daerah sekitar pabrik

7. Peraturan Perundang-undangan

Peraturan perundang-undangan merupakan aspek yang sangat penting untuk dipertimbangkan. Adapun hal-hal mengenai peraturan perundang-undangan yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ketentuan-ketentuan mengenai wilayah industri di daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering*, 5th edition)
(Vilbrandt, Frank C. & Dryden, Charles. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*, 4th edition)

Berdasarkan pertimbangan dengan memperhatikan faktor-faktor yang telah diutarakan di atas, maka dapat ditentukan bahwa pendirian Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol dengan proses dehidrogenasi kapasitas 45.000 ton/tahun berada di Gresik Jawa Timur yang diharapkan dapat memberikan keuntungan yang sebesar-besarnya.

9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan

- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian:

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1 Tata Letak Bangunan Pabrik

Pegaturan tata letak ruangan dari unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga*

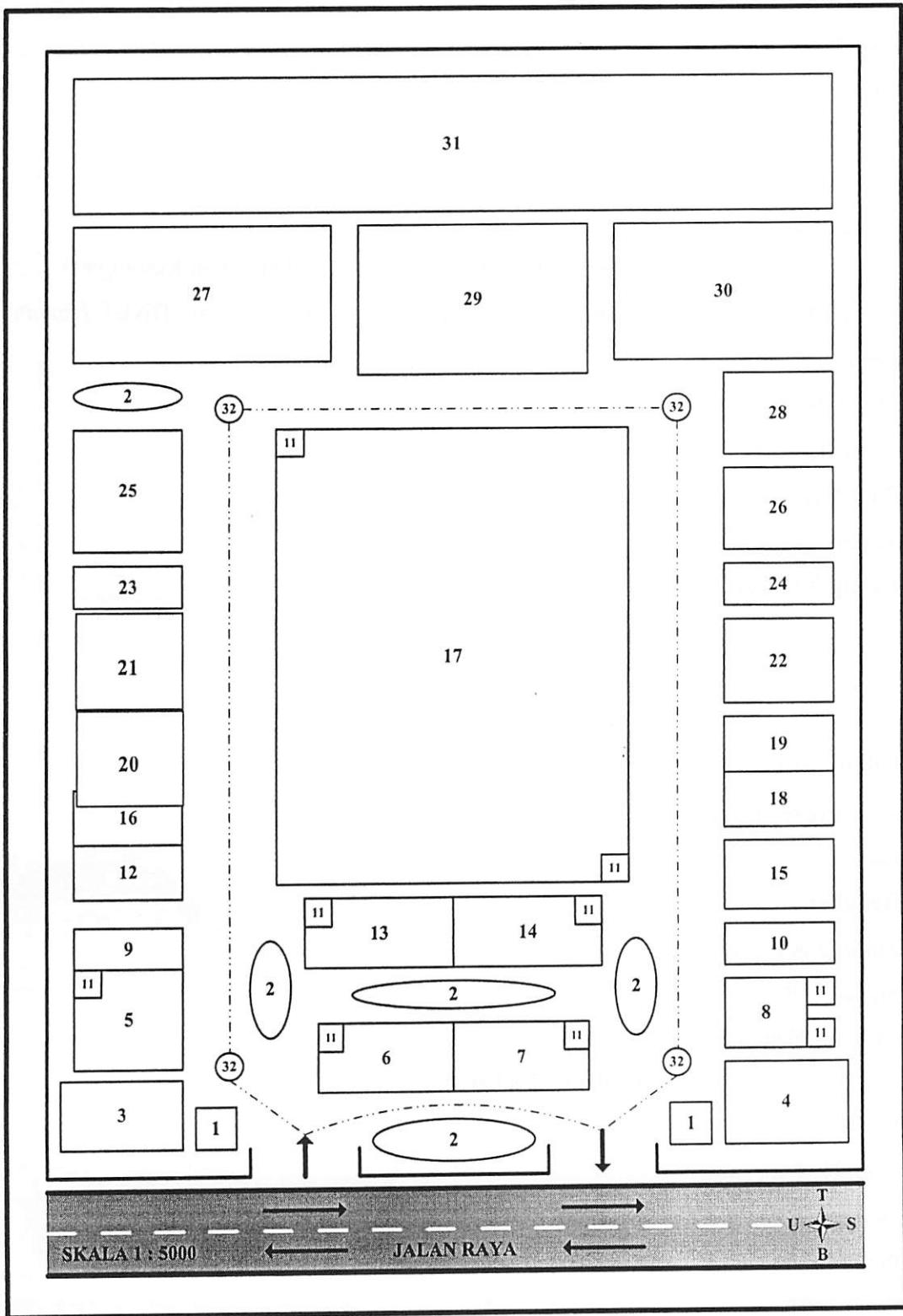
- Pemakaian areal tanah sekecil mungkin
- Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik adalah sebagai berikut :

Tabel 9.1 perincian Luas Bangunan Pabrik

No	Jenis Bangunan	Ukuran (m)		Luas (m ²)	Jumlah	Luas Total	
		p	l			(m ²)	(ft ²)
1	Pos Keamanan	5	4	20	2	40	431
2	Taman	15	10	150	5	750	8.073
3	Parkir Tamu	30	3	90	1	90	969
4	Parkir Karyawan	40	3	120	1	120	1.292
5	Gedung serbaguna (Aula)	10	10	100	1	100	1.076
6	<i>Main Office Building A</i>	20	15	300	1	300	3.229
7	<i>Main Office Building B</i>	20	15	300	1	300	3.229
8	Mushola	10	5	50	1	50	538
9	Perpustakaan	6	5	30	1	30	323
10	Poliklinik	10	5	50	1	50	538
11	Toilet	4	4	16	9	145	1.561
12	Ruang Kontrol	8	5	40	1	40	431
13	Kantor Pusat Divisi Teknik	25	15	375	1	375	4.036
14	Kantor Pusat Divisi Produksi	25	15	375	1	375	4.036
15	Kantin	15	5	75	1	75	807
16	Laboratorium	20	20	400	1	400	4.306
17	Area Proses Produksi	100	200	20.000	1	20.000	215.278
18	Garasi	10	6	60	1	60	646
19	Bengkel	10	6	60	1	60	646
20	Storage Aseton	10	8	80	1	80	861
21	Storage IPA	10	8	80	1	80	861
22	Gudang Bahan Bakar	20	20	400	1	400	4.306
23	<i>Industrial Safety dan Pemadam Kebakaran</i>	15	10	150	1	150	1.615
24	Boiler	10	8	75	1	75	807
25	Area Utilitas	25	40	1.000	1	1.000	10.764

26	Generator	15	30	450	1	450	4.844
27	Pengolahan Air	50	60	3.000	1	3.000	32.292
28	Storage H ₂	25	30	750	1	750	8.073
29	Cooling Tower dan WWT	50	50	2.500	1	2.500	26.910
30	Gudang Aseton	50	30	1.500	1	1.500	16.146
31	Area Perluasan Pabrik	100	70	7.000	1	7.000	75.347
32	Halaman dan Jalan			9.000	1	9.000	96.875
Total					45	49.345	531.145



Gambar 9.2. *Plant Lay Out* Pra Rencana Pabrik Aseton

Keterangan :

1. Pos Keamanan
2. Taman
3. Parkir Tamu
4. Parkir Karyawan
5. Gedung serbaguna (Aula)
6. *Main Office Building A* (Kantor Pusat Divisi *Marketing* dan Divisi Keuangan)
7. *Main Office Building B* (Kantor Pusat Divisi Administrasi dan Divisi *Human Resources Management*)
8. Musholla
9. Perpustakaan
10. Poliklinik
11. Toilet
12. Ruang Kontrol
13. Kantor Pusat Divisi Teknik
14. Ruang Kontrol
15. Ruang Kontrol
16. Laboratorium
17. Area Proses Produksi
18. Garasi
19. Bengkel
20. Storage Aseton
21. Storage IPA
22. Gudang Bahan Bakar
23. *Industrial Safety* dan Pemadam Kebakaran
24. Boiler
25. Area Utilitas
26. Generator
27. Pengolahan Air
28. Storage H₂
29. Cooling Tower dan WWT (Waste Water Treatment)
30. Gudang Aseton

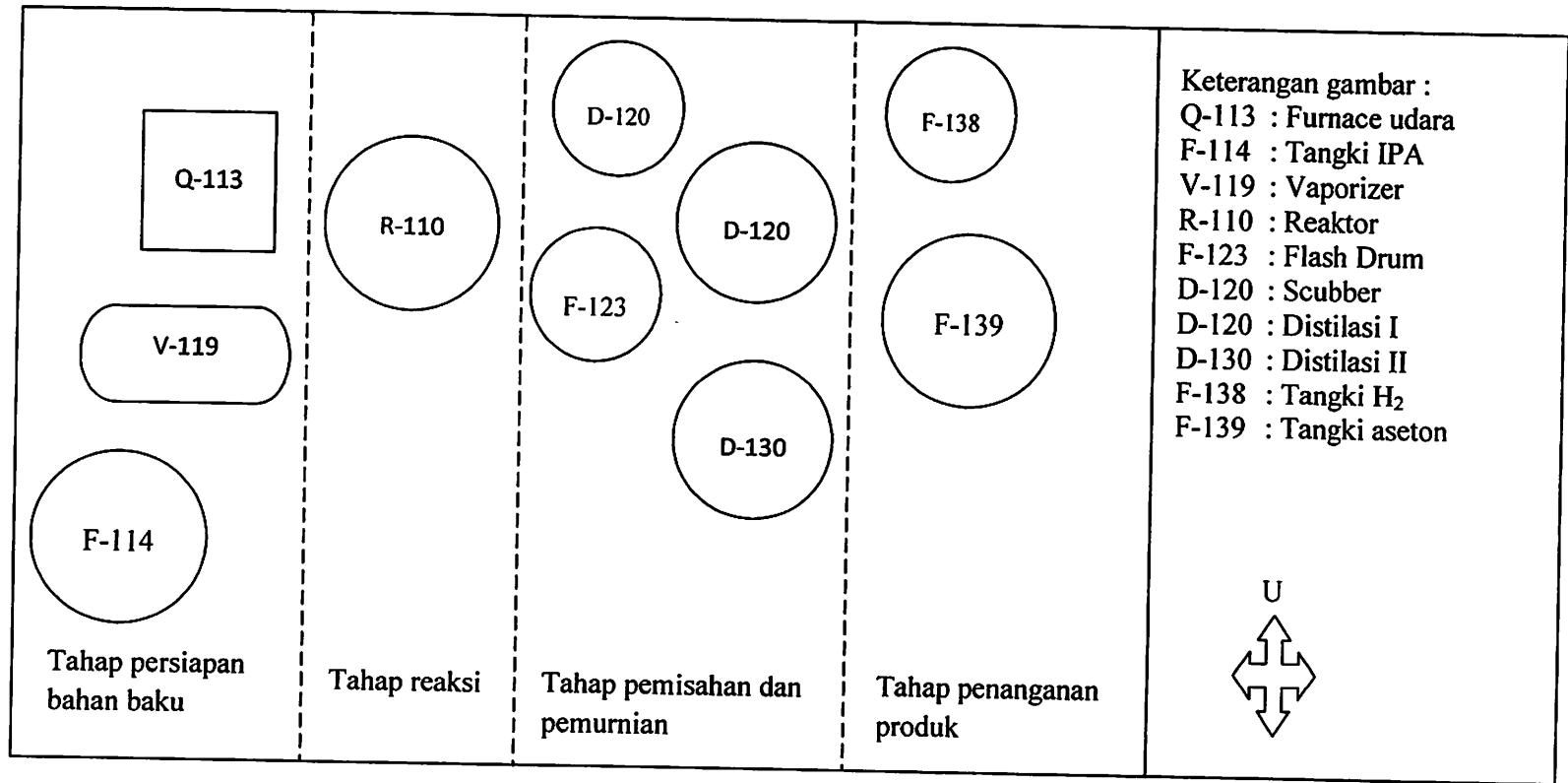
31. Area Perluasan Pabrik
32. Halaman dan Jalan

9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan *material handling* yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak dari peralatan perlu diperhatikan beberapa faktor yang mempengaruhi, antara lain :

- a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang lain sehingga mempermudah pengontrolan peralatan. Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.
- b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengganggu aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
- c. Peletakkan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau.
- d. Peletakkan alat kontrol sehingga mudah diawasi oleh operator.
- e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemeriksaan dan pengawasan.
- f. Ruangan harus cukup untuk peralatan.
- g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun sesuai dengan prosesnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Gambar tata letak peralatan proses Pra rencana Pabrik Aseton dapat dilihat pada gambar 9.3



Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Aseton

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksana.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- a. Manusia (man)
- b. Bahan (material)
- c. Mesin (machine)
- d. Metode (methode)
- e. Uang (money)
- f. Pasar (market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lokasi Pabrik : Gresik, Jawa Timur
- Kapasitas Produksi : 45.000 Ton/Tahun
- Status Perusahaan : Swasta Nasional
- Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik pupuk Aseton ini direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), bentuk ini digunakan dengan alasan :

- a. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
- b. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap

- pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
- c. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
 - d. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
 - e. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.3. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah :

- a. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
- b. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- c. Sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal.
- d. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- e. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Di samping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi staf dan garis yaitu :

- a. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luas tugasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
- b. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
- c. Perwujudan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Aseton ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departementasi. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Selanjutnya tiap divisi dibagi lagi menjadi unit-unit.

Setiap departemen dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer, sedangkan untuk divisi dikepalai oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab (Job Description)

10.4.1. Pemegang saham

Merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki, tergantung/terbatas sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

- a. mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- c. mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca untung rugi tahunan

10.4.2. Dewan Komisaris

Merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dan pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam/oleh RUPS apabila melakukan tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar dari perseroan tersebut.

Dewan komisaris pada umumnya dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- menentukan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

10.4.3. Direktur Utama

Merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan dan dalam tugasnya sehari-hari dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggungjawabkan pada pemegang saham pada masa akhir jabatannya.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

- Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

- bertanggung jawab kepada Direktur Utama dan bidang keuangan serta pelayanan umum.
- Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

10.4.4 Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama dalam kesehariannya adalah merupakan pelaksana tugas direktur utama secara langsung dilapangan dan sebagai penanggung jawab dalam

pelaksanaan setiap keputusan dan kebijakan yang telah di putuskan oleh direktur utama. Adapun tugas wakil direktur utama adalah sebagai berikut :

1. Melaksanakan dan mengawasi secara langsung setiap ketetapan strategi, rumusan rencana kerja perusahaan dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
3. Mengkoordinasi kerjasama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur administrasi dan operasional.
4. Mengangkat dan memberhentikan staff perusahaan dengan mengajukan keputusan tersebut kepada direktur utama.
5. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan untuk selajutnya dilaporkan kepada direktur utama.
6. Mengevaluasi hasil kerja setiap departemen bersama direktur utama guna peningkatan kerja dikemudian hari.
7. Melaporkan dan mempertanggungjawabkan kepada direktur utama segala hal yang berkaitan dengan operasional perusahaan.

10.4.5. Manager

Merupakan orang yang memanager orang-orang agar mau bekerja sesuai dengan yang dikehendaki. Manager terdiri dari :

a. Plant Manager

- Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi
- Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur

b. Office Manager

- Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi
- Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro.
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur

10.4.6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoodinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian produksi membawahi :

- Seksi Proses

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

- Seksi Pengendalian

Mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

- Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Biro Produksi

- Seksi Utilitas

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik

b. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan pemasaran
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

- Seksi Pemasaran

- Merencanakan strategi hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

c. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan

Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan proses.

- Seksi Perawatan

Bertugas untuk erawat, memelihara gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas serta bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.

- Seksi K3

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja, memberikan pelatihan keselamatan kerja.

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

- Seksi Administrasi

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

- Seksi Kas

Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengatur uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

- Seksi Personalia

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

- Seksi Keamanan

- Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan

- Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan perusahaan
 - Seksi Humas
- Mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah

10.4.7. Litbang

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

Research and Development membawahi dua departemen :

- Departemen Pemeliharaan
- Departemen Pengembangan

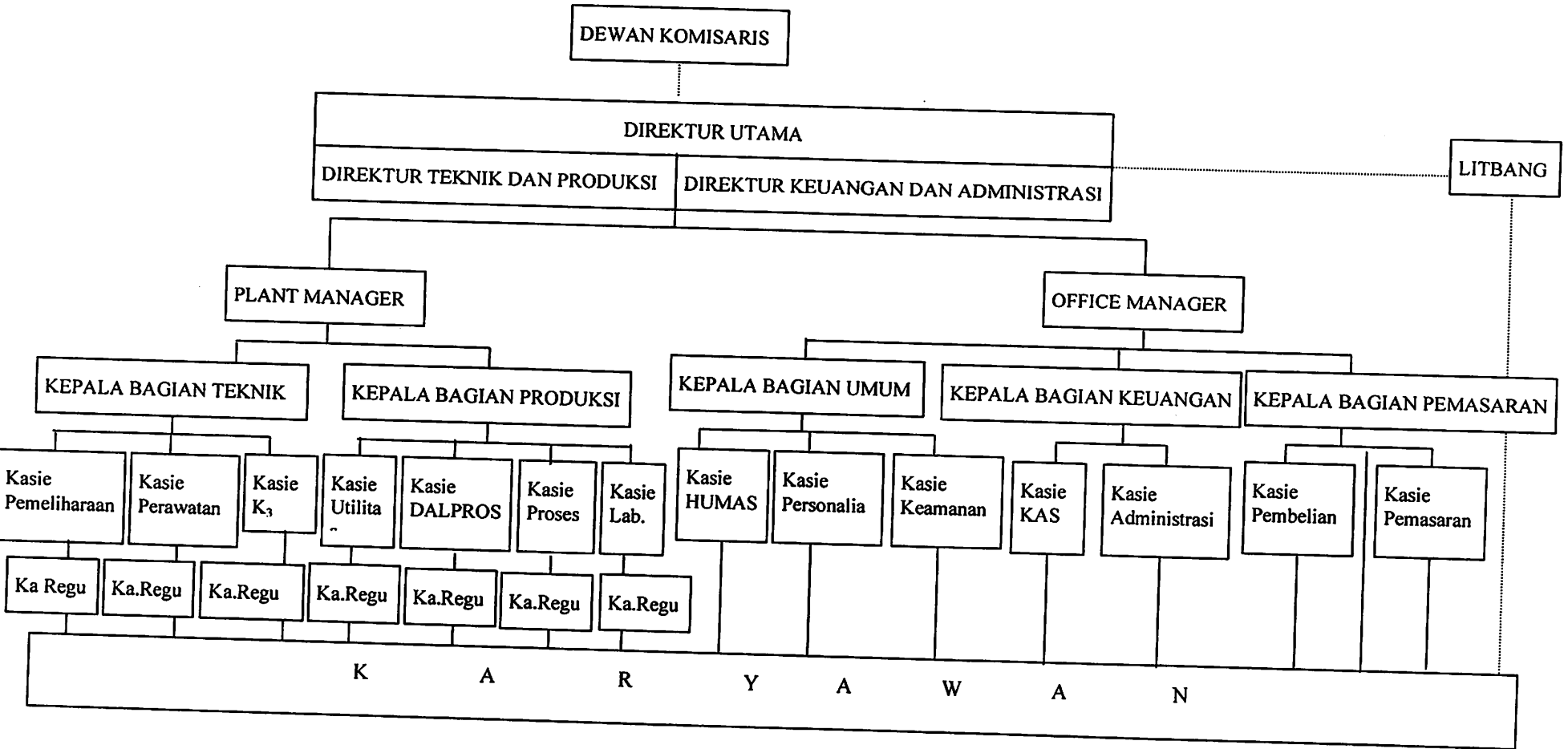
Tugas dan wewenang :

- Mempelajari mutu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat-alat pengembang produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

10.4.8. Kepala Regu

Kepala Regu adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur para Kepala Seksi masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Regu bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

Struktur organisasi pra rencana pabrik Aseton dapat dilihat pada Gambar 10.1



Gambar 10.1. Struktur Organisasi

10.5. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kaca mata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan

pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.6. Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Pupuk Aseton ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down.

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 13.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

R E G U	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Aseton (gambar 10.1) yaitu sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Sarjana Strata 2 Teknik Kimia.
2. Direktur Teknik dan Produksi
3. Direktur Keuangan dan Administrasi
4. Manager
 - a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata 2.
 - b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA) Strata 2.
5. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
6. Kepala Bagian
 - a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik *Aseton* ini adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)
- Laju Pengembalian Modal (*Return of Investment*) (pengaruh bunga bank)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

11.1. Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*
 - a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :
 - Pembelian alat
 - Instrumentasi dan alat kontrol
 - Perpipaan terpasang
 - Listrik terpasang
 - Tanah dan bangunan

- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)
 - Teknik dan supervisi
 - Konstruksi
 - Kontraktor
 - Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu.

Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :
 - Biaya produksi langsung
 - Biaya produksi tetap
 - Biaya *overhead* pabrik
- b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung.

Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada Pra Rencana Pabrik *Aseton* ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur *Petter and Timmerhauss* serta *Garret E.Donald*. Untuk menaksir harga alat pada tahun 2017, maka digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{nilai indeks tahun terhitung}}{\text{nilai indeks original}} \times \text{harga alat original}$$

11.3. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

A. Biaya Langsung (Direct Cost / DC)

Harga Peralatan	E	157.583.762.003,99
Instalasi dan isolasi alat	45% x E	70.912.692.901,79
Instrumentasi dan kontrol	20% x E	31.516.752.400,80
Perpipaan terpasang	68% x E	107.156.958.162,71
Listrik terpasang	15% x E	23.637.564.300,60
Tanah		14.803.500.000,00
Bangunan		24.446.250.000,00
Fasilitas pelayanan	40% x E	63.033.504.801,59
Pengembangan lahan	6% x E	9.455.025.720,24
Total Direct Cost		502.546.010.291,72

B. Biaya Tak Langsung (Indirect Cost / IC)

Engineering dan Supervisor	15% x DC	75.381.901.543,76
Biaya konstruksi	30% x DC	150.763.803.087,52
Biaya kontraktor	6% x DC	30.152.760.617,50
Biaya tak terduga	10% x FCI	50.254.601.029,17
Total IC		306.553.066.277,95

C. Modal Tetap (Fixed Capital Investment / FCI)

Biaya langsung DC	502.546.010.291,72
Biaya tak langsung IC	306.553.066.277,95
Total FCI	809.099.076.569,66

Direct Production Cost (DPC)		
Bahan baku untuk 1 tahun	BB	1.358.843.904.000,00
Gaji karyawan 1 tahun	TK	7.433.460.000,00
Biaya utilitas untuk 1 tahun	UT	18.619.173.072,48
Pemeliharaan dan perawatan	8% X FCI	64.727.926.125,57
Laboratorium	10% X TK	743.346.000,00
Supervisi	15% X TK	1.115.019.000,00
Operating Supplies	1% X FCI	8.090.990.765,70
Biaya pengemasan 1 tahun		224.554.408,85
Total		1.459.798.373.372,60

2. Biaya Produksi Tetap (Fixed Production Cost / FPC)

Biaya produksi tetap (Fixed Production Cost/FPC)		
Depresiasi / Penyusutan peralatan	10% x Nilai peralatan	15.758.376.200,40
Depresiasi / Penyusutan bangunan	2% x nilai bangunan	488.925.000,00
Asuransi	5% x FCI	40.454.953.828,48
Pajak kekayaan	2% x FCI	16.181.981.531,39
Bunga pinjaman bank	20% x modal pinjaman	11.422.575.198,63
Total FPC		84.306.811.758,91

3. TPC = MC + GE

$$MC = DPC + 11 \% TPC$$

$$TPC = DPC + 11 \% TPC + 15 \% TPC$$

$$TPC = 1.459.798.373.373 + 26 \% TPC$$

$$0,74 TPC = 1.459.798.373.373$$

$$TPC = 1.972.700.504.557,56$$

$$MC = DPC + 11\% TPC$$

$$= Rp 1.676.795.428.873,93$$

$$Patent dan royalti 3\% TPC = Rp 59.181.015.136,73$$

b. Biaya Umum (General Expenses / GE)

Tabel 11.7. Biaya Umum (General Expenses / GE)

Biaya administrasi	3% x TPC	59.181.015.136,73
Biaya distribusi dan pemasaran	7% x TPC	98.635.025.227,88
Biaya litbang	5% x TPC	59.181.015.136,73
Total GE		216.997.055.501,33

c. Biaya overhead pabrik 10%

Biaya overhead pabrik 10% 167.679.542.887

11.5. Laba Perusahaan

Laba perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp 2.025.000.648.000,00

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

= Rp 348.205.219.126,07

Pajak penghasilan (tarif pasal 17 UU 17tahun 2000)	
10% x 25000000	2.500.000,00
15% x 50000000	7.500.000,00
30% x 348.205.219.126,07	104.461.565.737,82
Total pajak penghasilan	104.471.565.737,82

Laba bersih = laba kotor - pajak penghasilan

= Rp 243.733.653.388,25

Nilai penerimaan *Cash Flow* setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat + Depresiasi bangunan

= Rp 259.980.954.588,65

11.6. Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (Rate On Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

❖ ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100 \%$$

= 43,04%

❖ ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100 \% \\ &= 30,12 \% \end{aligned}$$

11.6.2. Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Time = POT*)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Laba kotor} + \text{Depresiasi}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,2 \text{ tahun} \end{aligned}$$

11.6.3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. Biaya produksi tetap (FC=FPC) 84.306.811.758,91

b. Biaya variabel VC

Biaya bahan baku 1 tahun	1.358.843.904.000,00
Utilitas 1 tahun	18.619.173.072,48
Biaya pengemasan 1 tahun	224.554.408,85
Total Variabel Cost (VC)	1.377.687.631.481,33

c. Biaya semi variabel SVC

Pemeliharaan dan perawatan	64.727.926.125,57
Laboratorium	743.346.000,00
Patent dan royalti	59.181.015.136,73
Supervisi	1.115.019.000,00
Operating supplies	8.090.990.765,70
biaya overhead	167.679.542.887
Biaya umum/GE	216.997.055.501,33
Total Semi Variabel Cost (SVC)	518.534.895.416,72

d. Penjualan/Sales/S **2.025.000.648.000,00**

Maka BEP = 44,36%

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 44,36 % x 45.000 ton/tahun
 = 19.962 ton/tahun

Nilai BEP untuk pabrik *Aseton* berada diantara nilai 20 – 45%, sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90 % dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

PBi = Rp 243.798.027.806,26

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

C_A = laba bersih tahun pertama + Depresiasi alat + Depresiasi bangunan
 = Rp 260.045.329.006,66

11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - VC} \times 100\% =$$

$$= 34,71 \%$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 34,71 % x 45.000 ton/tahun
 = 15.619,50 ton/th

11.6.5. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A_0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$C_{A-2} = 40\% \times FCI \times (1+i)^2$$

$$= \text{Rp } 466.041.068.104,13$$

$$C_{A-1} = 60\% \times FCI \times (1+i)^1$$

$$= \text{Rp } 582.551.335.130,16$$

$$C_{A_0} = -(C_{A-1} + C_{A-2})$$

$$= -\text{Rp } 1.048.592.403.234,28$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times Fd$$

dimana :

$$C_A = \text{Cash flow setelah pajak}$$

$$Fd = \text{faktor diskon} = \frac{1}{(1+i)^n}$$

$$n = \text{tahun ke-n}$$

$$i = \text{tingkat bunga bank}$$

Tabel 11.9. *Cash Flow* untuk NPV selama 10 tahun

(Pabrik ditaksir berumur 10 tahun dengan nilai sisa = 0)

Tahun Ke -	cash flow / CA (Rp)	Fd / I (20%)	PV
0	-1.048.592.403.234,28	1	-1.048.592.403.234,28
1	105.740.741.844,54	0,8333	88.113.760.179,06
2	466.041.068.104,13	0,6944	323.618.917.691,51
3	466.041.068.104,13	0,5787	269.697.966.111,86
4	466.041.068.104,13	0,4823	224.771.607.146,62
5	466.041.068.104,13	0,4019	187.301.905.271,05
6	466.041.068.104,13	0,3349	156.077.153.708,07
7	466.041.068.104,13	0,2791	130.072.062.107,86
8	466.041.068.104,13	0,2326	108.401.152.441,02
9	466.041.068.104,13	0,1938	90.318.758.998,58
10	466.041.068.104,13	0,1615	75.265.632.498,82
SISA	0,00	0,1615	-

WCI	4.814.341.072,45	0,1615	777.516.083,20
Jumlah NPV	3.256.332.292.619,84	0,1615	605.824.029.003,35

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Aseton ini layak untuk didirikan.

11.6.6. Internal Rate Of Return (IRR)

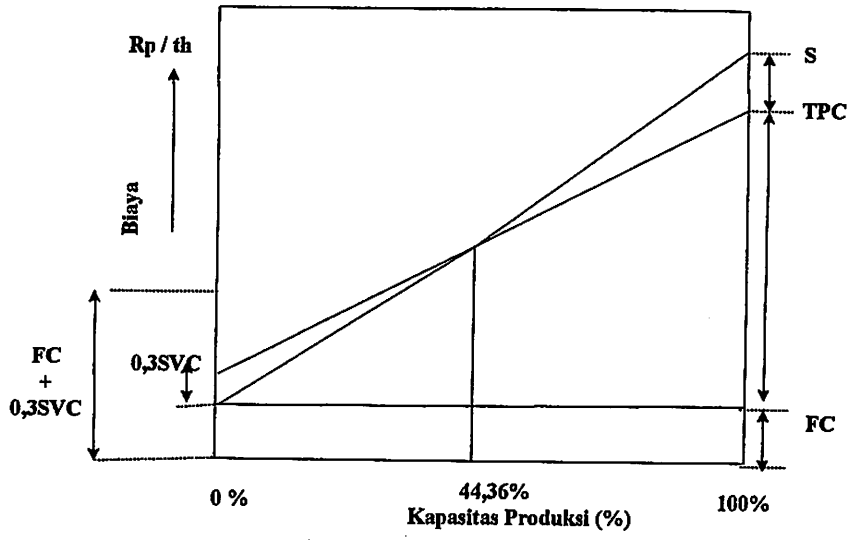
Tabel 11.10 *Cash Flow* untuk IRR

Tahun Ke -	cash flow / CA (Rp)	Fd / i ₁ (20%)	PV ₁	Fd / i ₂ (25%)	PV ₂
0	1.048.592.403.234,28	1,00	-1.048.592.403.234,28	1,000	-1.048.592.403.234,28
1	105.740.741.844,54	0,83	88.113.760.179,06	0,800	84.592.593.475,63
2	466.041.068.104,13	0,69	323.618.917.691,51	0,640	298.266.283.586,64
3	466.041.068.104,13	0,58	269.697.966.111,86	0,512	238.613.026.869,31
4	466.041.068.104,13	0,48	224.771.607.146,62	0,410	190.890.421.495,45
5	466.041.068.104,13	0,40	187.301.905.271,05	0,328	152.721.658.017,72
6	466.041.068.104,13	0,33	156.077.153.708,07	0,262	122.149.363.950,09
7	466.041.068.104,13	0,28	130.072.062.107,86	0,210	97.728.811.981,44
8	466.041.068.104,13	0,23	108.401.152.441,02	0,168	78.201.691.227,87
9	466.041.068.104,13	0,19	90.318.758.998,58	0,134	62.542.711.339,57
10	466.041.068.104,13	0,16	75.265.632.498,82	0,107	50.052.810.714,38
SISA	-	0,16	-		
WCI	4.814.341.072,45	0,16	777.516.083,20	0,107	517.060.231,18
Jumlah NPV	3.256.332.292.619,84	0,16	605.824.029.003,35	0,1074	327.684.029.655,01

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_1 - i_2)$$

$$= 30,89 \%$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (20 %), maka pabrik *Aseton* layak didirikan.



BAB XII

KESIMPULAN

Pra rencana pabrik aseton dari Isopropil Alkohol dengan Proses Dehidrogenasi yang akan didirikan di kecamatan Wongsorejo kab. Banyuwangi, Jawa Timur ini berkapasitas 45.000 ton/tahun. Perusahaan ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Dari hasil produksi tersebut dapat memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri yang pemakaiannya dari tahun ke tahun meningkat. Disamping itu diharapkan produksi aseton ini dapat menembus pasaran dunia, sehingga dapat menambah devisa negara dari nilai eksportnya.

12.1 Tinjauan Segi Teknik

Bila ditinjau dari segi teknik, proses pembuatan aseton ini mempunyai kadar produk sesuai dengan yang ada dipasaran.

1. Proses

Pembuatan Aseton melalui beberapa tahapan proses yaitu :

- a. Proses Vaporisasi untuk mengubah fase feed liquid menjadi vapor.
- b. Proses Dehidrogenasi untuk menguraikan gugus hidrogen dari isopropyl alkohol sehingga menghasilkan aseton.
- c. Proses Absorpsi untuk menyerap bahan – bahan yang diinginkan untuk proses dan melepas hidrogen ke lingkungan.
- d. Proses Distilasi untuk memisahkan produk yang diinginkan yaitu aseton dari campuran bahan – bahan yang lain (isopropil alkohol, air, dan hidrogen).

2. Hasil dan limbah

Hasil utama pabrik berupa aseton, sedangkan produk samping yang masih mengandung isopropil alkohol akan di *recycle* sebagai bahan baku untuk proses berikutnya.

Limbah dari pabrik aseton antara lain :

- Limbah cair yang berupa air buangan akhir proses dan blowdown boiler yang akan diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan.
- Limbah gas yaitu *off gas* dari absorber (H_2) dan *flue gas* dari furnace.

3. Pedoman memilih lokasi pabrik didasarkan pada :

- Dekat dengan daerah pemasaran
- Persediaan air yang memadai (air sungai dan air kawasan)
- Tenaga kerja yang cukup tersedia
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

12.2 Tinjauan Segi Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak dan tidaknya pabrik itu didirikan

Hasil analisa ekonomi yang didapatkan :

- BEP : 44,36 %
- POT : 2 tahun 2 bulan
- % Bunga Bank : 20%
- ROI_{AT} : 30,12%
- IRR : 30,89%

Berdasarkan analisa ekonomi diperoleh %bunga bank lebih kecil dibandingkan dengan nilai yang lain sehingga pabrik aseton tersebut layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Atalay, Ferhan, 2009, "*Acetone Production*", EGE University, Chemical Engineering Department, Bornova-IZMIR
2. Brownell, Young, 1959, *Process Equipment Design Vessel Design*, New Delhi, Wiley Eastern Limited.
3. Cheremisinoff Nicholas P, 2002, *Handbook of water and wastewater treatment Technologies*, Boton, Butterworth Heinemann.
4. Coulson, Richardson, 1999, *Chemical Engineering, volume 6, third edition*, New York, Butterworth Heinemann.
5. Geankoplis Christie John, 1993, *Transport Processes and Separation Process Principle*, 4th edition, New Jersey, Pearson Education International.
6. Hougen, Watson, dkk, 1954, *Chemical Process Principles*, 2nd edition, Singapore, John Wiley & Sons.
7. Kern Q Donald, 1965, *Process Heat Transfer*, Singapore, Mc Grow - Hill
8. Ludwig Ernest E, 1997, *Applied process Design for Chemical and petrochemical Plants, volume 3, 3rd edition*, Boston, Gulf ProgeSSIONAL Publishing.
9. Othmer, Kirk, 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology* volume 1, New York, John Wiley & sons Inc.
10. Peters, Timmerhaus, 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, fourth edition*, Singapore, Mc Grow Hill.
11. Reid C Robert, Sherwood, dkk, 1977, *The Properties of Gases and Liquids*, New York, Mc Grow Hill.
12. Smith Robin, 2005, *Chemical Process Design and Integration*, England, John Wiley & Sons Ltd.
13. Speight, James, 2002, *Chemical Process and Design Handbook*, New York, Mc.Graw Hill
14. Turton Richard, Bailie C Richard, dkk, 1998, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, New Jersey, Prentice Hall Inc.
15. Ulrich Gael D, 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design ang Economics*, Canada, John Willey & Sons, Inc.
16. Wittcoff, Reuben, 1996, *Industrial Organic Chemicals*, New York, John Wiley & Sons.
17. Austin, George T, 1984, "*Sherve's Chemical Process Industries*", fifth edition, McGraw Hill Book Co, International Student Edition, Singapore
18. Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Impor menurut Jenis Barang dan Negara Asal*", Jakarta
19. Mc. Ketta, John, 1983, "*Encyclopedia Chemical Process and Design*", Marchell Dehler Inc, New York
20. Perry, R.H, and Green, D.W, 1997, "*Perry's Chemical Engineers' Hand Book*", seventh edition, McGraw Hill Book Co, International Student Edition, Kogakusha, Tokyo