

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI
ISOPROPYL ALKOHOL DENGAN PROSES OKSIDASI**

Kapasitas 55.000 ton/tahun



PERPUSTAKAAN
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
MALANG

CALL No:	No. Dik	02061403
Skr	Tgl	9-5-2011
660	Hal	4
Apr	Copies	1-1
P		
2011		

Di Susun Oleh:

Putra Dwi Aprilyanto 06.14.013

Mualasi Jean Kristian S. 06.14.016

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

2011

№ 117

НАЦИОНАЛЬНЫЙ ЦЕНТР НАУКИ И ТЕХНОЛОГИЙ
ИССЛЕДОВАНИЕ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ
ПРОЦЕССЫ И ИНТЕГРАЦИЯ

Исследования и разработки в области
информационных технологий

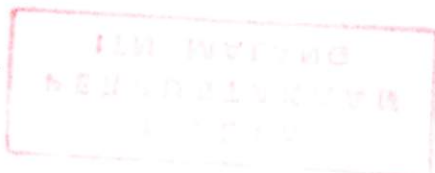
Исследования и разработки



Исследования и разработки

Исследования и разработки в области
информационных технологий

Исследования и разработки



LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPYL ALKOHOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada Jenjang Strata 1 (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

Putra Dwi Apriliyanto 06.14.013
Mualasi Jean Kristian Sibarani 06.14.016

Malang, Maret 2011

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Nasional Malang



[Signature]
Ir. Muvassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP. 196303071992032002

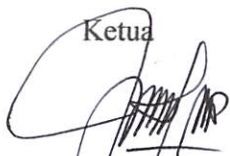
**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

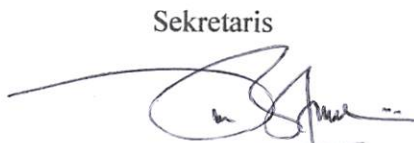
Nama Mahasiswa : **PUTRA DWI APRILIYANTO**
N I M : **06.14.013**
Jurusan / Program Studi : **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**
Judul Skripsi : **PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN
PEROKSIDA DARI ISOPROPYL ALKOHOL
DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS
55.000 TON/TAHUN**

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

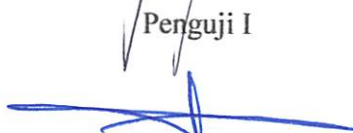
Hari : **Senin**
Tanggal : **14 Februari 2011**
Nilai : **B⁺**

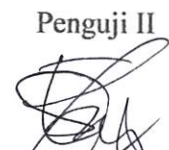
Panitia Ujian Skripsi

Ketua

Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Sekretaris

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP. Y. 1030400400

Anggota Penguji :

Penguji I

Jimmy, ST, MT
NIP. Y. 1039900330

Penguji II

Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP. Y. 1030000351

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**


Nama Mahasiswa : MUALASI JEAN KRISTIAN SIBARANI
N I M : 06.14.016
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN
PEROKSIDA DARI ISOPROPYL ALKOHOL
DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS
55.000 TON/TAHUN

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


Hari : Senin
Tanggal : 14 Februari 2011
Nilai : B⁺

Panitia Ujian Skripsi


Ketua


Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Penguji I


Jimmy, ST, MT
NIP. Y. 1039900330

Sekretaris


M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP. Y. 1030400400

Anggota Penguji :

Penguji II


Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP. Y. 1030000351

PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: : **PUTRA DWI APRILIYANTO (06.14.013)**

: **M. J. KRISTIAN SIBARANI (06.14.016)**

Jurusan / Program Studi : **Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1**

Fakultas : **Teknologi Industri**

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

**“PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI
ISOPROPYL ALKOHOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS
55.000 TON/TAHUN”**

adalah hasil karya sendiri bukan merupakan cuplikan serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, Februari 2011

Yang Membuat Pernyataan,

PENYUSUN

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Tuhan YME yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul “ *Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropil Alkohol dengan Proses Oksidasi*” dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Abraham Lomi, M.SEE., selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik, MT, selaku Dekan FTI ITN Malang.
3. Ir. Muyassaroh, MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Ir. Harimbi, MT., selaku dosen pembimbing Skripsi.
5. Rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak. Penyusun berharap Skripsi ini dapat berguna bagi penyusun secara pribadi maupun pembaca sekalian khususnya di bidang ilmu Teknik Kimia.

Malang, Februari 2011

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR GAMBAR	iv
DAFTAR TABEL	v
ABSTRAKSI	vi
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIXS	
APPENDIKS A	APP.A – 1
APPENDIKS B	APP.B – 1
APPENDIKS C	APP.C – 1
APPENDIKS D	APP.D – 1
APPENDIKS E	APP.E – 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Proses Elektrolisis dari Ammonium Bisulfat	II - 1
Gambar 2.2. Proses Oksidasi Alkylhydroantraquinone	II - 3
Gambar 2.3. Proses Oksidasi Isopropil Alkohol	II - 4
Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Hidrogen Peroksida	IX- 11
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik Hidrogen Peroksida.....	IX - 10
Gambar 9.3. Tata Letak Proses	IX - 1
Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pabrik Hidrogen Peroksida	IX - 3

DAFTAR TABEL

Tabel 1.6.1. Data Import Hidrogen Peroksida	I - 5
Tabel 1.6.2. Data Produksi Hidrogen Peroksida	I - 5
Tabel 1.6.3. Data Ekspor Hidrogen Peroksida.....	I - 6
Tabel 1.6.4. Data Konsumsi Hidrogen Peroksida	I - 7
Tabel 2.2. Seleksi Proses	II - 5
Tabel 7.1. Instrumen Peralatan Pabrik	VII - 2
Tabel 7.2. Alat-alat Keselamatan Kerja	VII - 4
Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik	X - 11
Tabel 10.2. Kebutuhan Tenaga Kerja	X - 14
Tabel 10.3. Daftar Gaji Karyawan	X - 19
Tabel 11.1. Cash Flow.....	XI - 15
Tabel 11.2. IRR	XI - 16
Tabel E.1. Indeks Harga Alat Pada Tahun Sebelum Evaluasi	E - 2
Tabel E.2. Harga Peralatan Proses	E - 4
Tabel E.3. Harga Peralatan Utilitas	E - 5
Tabel E.4. Harga Bak Beton	E - 5
Tabel E.5. Daftar Gaji Karyawan.....	E - 6

ABSTRAKSI

Hidrogen peroksida dengan rumus umum kimia H_2O_2 dan berat molekul 34,02 merupakan senyawa organik yang memiliki sifat oksidator yang kuat. Salah satu keunggulan hidrogen peroksida dibandingkan dengan oksidator yang lain adalah sifatnya yang ramah lingkungan karena tidak meninggalkan residu yang berbahaya. Untuk memproduksi hidrogen peroksida terdapat 3 pilihan proses yang dapat dilakukan yaitu dengan proses oksidasi dari dari ammonium bisulfat, proses oksidasi alkilhidroantraquinon, dan proses oksidasi dari isopropil alkohol.

Produksi hidrogen peroksida yang menggunakan proses oksidasi dari isopropil alkohol dilakukan dengan cara mengoksidasi isopropil alkohol dengan oksigen yang berasal dari udara. Proses oksidasi ini terjadi di dalam reaktor multi tube dengan suhu $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 14 atm. Produk yang keluar dari reaktor kemudian diencerkan ke dalam tangki pengencer dengan ketentuan 26% dari feed masuk yang bertujuan untuk menghindari terjadinya ledakan. Kemudian masuk ke destilasi pada suhu $67\text{ }^{\circ}\text{C}$ yang bertujuan untuk memisahkan hidrogen peroksida dengan campurannya, sehingga produk utama yang dihasilkan adalah hidrogen peroksida dengan konsentrasi 50%.

Pabrik hidrogen peroksida ini direncanakan didirikan di Kecamatan Tanggulunan Kabupaten Gresik, Jawa Timur pada tahun 2014 dengan kapasitas produksi 55.000 ton/tahun. Bentuk Perusahaan adalah Perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff. Dari hasil perhitungan ekonomi didapatkan $BEP = 52,83\%$, $POT = 3,57$ tahun, $ROI\ BT = 30,03\%$, $ROI\ AT = 18,02\%$, $IRR = 15,66\%$, $TCI \$ 20.182.926,10,-$

Kata kunci: Hidrogen peroksida

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Hidrogen peroksida dengan rumus umum kimia adalah H_2O_2 merupakan senyawa organik yang memiliki sifat oksidator yang kuat. Hidrogen peroksida memiliki ciri-ciri: tidak berwarna, berbau khas agak keasaman, dan larut dengan baik dalam air. Salah satu keunggulan hidrogen peroksida dibandingkan dengan oksidator yang lain adalah sifatnya yang ramah lingkungan karena tidak meninggalkan residu yang berbahaya. Kebutuhan hidrogen peroksida terus semakin meningkat karena seiring dengan pertumbuhan industri pulp dan kertas, tekstil yang terus meningkat juga, karena hidrogen peroksida digunakan sebagai zat pengelantang atau bleaching agent pada industri pulp, kertas, dan tekstil. Senyawa ini juga biasa dipakai pada proses pengolahan limbah cair, industri kimia, pembuatan deterjen, makanan dan minuman, medis, serta industri elektronika (pembuatan PCB).

Di Indonesia sudah terdapat beberapa pabrik penghasil hidrogen peroksida seperti PT. Peroksida Indonesia Pratama dengan kapasitas produksi total 21.000 ton, PT. Degussa Peroxide Indonesia dengan kapasitas produksi total 48.000 ton, dan PT. Samator Inti Peroksida dengan kapasitas produksi total 20.000 ton, PT. Sindopex protama dengan kapasitas produksi total 18.000 ton, dan PT. Asean Aceh Fertilizer dengan kapasitas produksi total 12.000 ton. Tetapi kebutuhan di dalam negeri seluruhnya masih belum terpenuhi sehingga masih tetap harus diimpor. Negara-negara terbesar pengimpor hidrogen peroksida ke Indonesia adalah Korea, China, dan Selandia Baru.^[3] Karena kebutuhan hidrogen peroksida saat ini terus mengalami peningkatan baik secara kualitatif maupun kuantitatif yang terjadi dalam industri maka untuk mengatasinya perlu didirikan lagi pabrik penghasil hidrogen peroksida untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Dengan berdirinya pabrik ini, maka diharapkan agar Indonesia mampu untuk mengantisipasi kebutuhan hidrogen peroksida dan ketergantungan terhadap

produk luar negeri dimasa yang akan datang. Selain itu juga diharapkan akan menambah lapangan kerja baru sehingga pengangguran di Indonesia akan berkurang.

1.2. Sejarah Perkembangan Industri Hidrogen Peroksida

Hidrogen peroksida pertama kali diisolasi pada tahun 1818 oleh Louis Jacques Thénard dengan mereaksikan barium peroksida dengan asam nitrat. Sebuah versi perbaikan dari proses ini digunakan asam klorida, diikuti dengan asam sulfat untuk mengendapkan barium sulfat produk samping. Proses Thénard digunakan dari akhir abad ke-19 sampai pertengahan abad ke-20.

Selain itu pada perkembangannya teknologi yang banyak digunakan di dalam industri hidrogen peroksida ini adalah auto oksidasi Anthraquinone atau oksidasi isopropil alkohol dengan udara. Hidrogen peroksida ini merupakan bahan kimia anorganik yang memiliki sifat oksidator kuat.

Hidrogen peroksida tidak berwarna, berbau khas agak keasaman, dan larut dengan baik dalam air. Dalam kondisi normal (kondisi ambient), hidrogen peroksida sangat stabil dengan laju dekomposisi kira-kira kurang dari 1% per tahun.^[4]

1.3. Kegunaan Hidrogen Peroksida^[3]

Hidrogen Peroksida mempunyai peranan yang sangat penting dalam industri kertas, ataupun industri kimia lainnya, antara lain digunakan untuk:

- Sebagai pemutih pulp kayu
- Sebagai pemutih pada industri tekstil
- Sebagai bahan pembuat deterjen
- Sebagai bahan kimia untuk medis
- Sebagai bahan bakar pada roket
- Sebagai bahan baku pada proses pengolahan limbah
- Sebagai antidote beberapa racun
- Sebagai pelarut untuk parfum, cat dan larutan obat
- Digunakan untuk pembuatan beberapa deodoran
- Digunakan untuk pengobatan untuk mengobati depresi dan obat bius

1.4. Sifat-sifat fisika dan kimia bahan

1.4.1. Bahan baku (Isopropil Alkohol)^[2]

Rumus molekul = $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$

Berat molekul = 60,09

A. Sifat-sifat fisika:

- Warna : tidak berwarna
- Bentuk : cairan
- Titik didih : $82,5^\circ\text{C}$
- Titik leleh : $-89,5^\circ\text{C}$
- Spesifik gravity : $0,7855 (20^\circ\text{C}/4)$

B. Sifat-sifat kimia:

- Larut dalam air, etanol, dan eter
- Mudah terbakar

1.4.2. Bahan Pembantu (udara)

Berat molekul = 28,85

A. Sifat-sifat fisika:

- Bentuk : gas
- Suhu kritis : $\text{O}_2 = 155^\circ\text{K}$
 $\text{N}_2 = 126^\circ\text{K}$
- Tekanan kritis : $\text{O}_2 = 50,1 \text{ atm}$
 $\text{N}_2 = 33,5 \text{ atm}$

1.4.3. Produk Utama (Hidrogen Peroksida)^[3]

Rumus molekul : H_2O_2

Berat molekul : 34,02

A. Sifat-sifat fisika:

- Berbentuk cair dan tidak berwarna
- Titik leleh = $-0,41^\circ\text{C}$
- Titik didih = $150,2^\circ\text{C}$
- Densitas (25°C , g/mL) = 1,4425
- Specific gravity ($20^\circ\text{C}/4^\circ\text{C}$) = 1438

B. Sifat-sifat kimia:

- Dapat larut dengan air
- Larut dengan eter
- Tidak dapat larut dalam hidrokarbon

1.4.4. Produk Samping (Aseton)^[1]Rumus molekul: CH_3COCH_3

Berat molekul: 58,08

A. Sifat-sifat fisika

- Berbentuk cair dan tidak berwarna
- Titik leleh = $-94,6^\circ\text{C}$
- Titik didih = $56,1^\circ\text{C}$
- Specific gravity ($20^\circ\text{C}/4^\circ\text{C}$) = 0,791

B. Sifat-sifat kimia:

- Mudah menguap
- Larut dalam air, etanol, dan eter pada suhu ruangan
- Mudah terbakar
- Berbau seperti eter

1.6. Perkiraan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi suatu pabrik perlu direncanakan terlebih dahulu dalam mendirikan pabrik, hal tersebut dilakukan untuk mengantisipasi permintaan baik dalam negeri serta mengurangi laju impor hydrogen peroksida dalam negeri. Pabrik hidrogen peroksida direncanakan didirikan pada tahun 2014 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk menutupi nilai impor dari luar negeri. Untuk menghitung data import, produksi, eksport, dan konsumsi menggunakan rumus :

$$X = X_0 (1+i)^n$$

Dimana : X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X_0 = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2009 dan 2014 (5 tahun)

Tabel. 1.6.1. Data import di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Import (kg)	Pertumbuhan(%)
2000	11937262	-
2001	10058373	-15,7397%
2002	11856152	17,8735%
2003	12893275	8,7476%
2004	10878921	-15,6233%
2005	7935162	-27,0593%
2006	9172632	15,5948%
2007	12371234	34,8711%
2008	14730415	19,0699%
2009	14529473	-1,3641%
Rata-Rata		4,0412%

Dari data pada table 1.6.1. didapatkan rata-rata persen kenaikan import hidrogen peroksida sebesar 4,0412%. Sehingga besarnya import pada tahun 2014 diperkirakan :

$$X_1 = X_0 (1+i)^n$$

$$X_1 = 14529473 (1+0,040412)^5$$

$$X_1 = 17.712.330,3886 \text{ kg/tahun}$$

Tabel. 1.6.2. Data Produksi di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Produksi (kg)	Kenaikan (%)
2000	11.033.970	-
2001	16.639.000	33,6861%
2002	20.304.110	18,0511%
2003	21.031.000	3,4563%
2004	21.195.000	0,7738%
2005	21.379.000	0,8607%
2006	20.319.700	-5,2132%
2007	21.616.000	5,9969%

2008	18.937.000	-14,1469%
2009	19.975.000	5,1965%
Rata-Rata		5,4068%

Dari data pada table 1.6.2. didapatkan rata-rata persen kenaikan produksi hidrogen peroksida sebesar 5,4068%. Sehingga besarnya produksi pada tahun 2014 diperkirakan :

$$X_2 = X_0 (1+i)^n$$

$$X_2 = 19975000 (1+0,054068)^5$$

$$X_2 = 25.991.421,5580 \text{ kg/tahun}$$

Tabel. 1.6.3. Data ekspor di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Eksport (kg)	Pertumbuhan(%)
2000	16.281.688	-
2001	10.920.722	-32,9264%
2002	7.241.623	-33,6892%
2003	9.127.932	26,0482%
2004	7.492.291	-17,9191%
2005	5.015.223	-33,0616%
2006	3.512.783	-29,9576%
2007	4.171.451	18,7506%
2008	3.843.840	-7,8536%
2009	1.827.391	-52,4592%
Rata-Rata		-18,1187%

Dari data pada table 1.6.3. didapatkan rata-rata persen kenaikan ekspor hidrogen peroksida sebesar -18,1187%. Sehingga besarnya ekspor pada tahun 2014 diperkirakan :

$$X_4 = X_0 (1+i)^n$$

$$X_4 = 1.827.391 (1-0,18,1187)^5$$

$$X_4 = 672.599,3455 \text{ kg/tahun}$$

Tabel. 1.6.4. Data Konsumsi di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Konsumsi (kg)	Kenaikan (%)
2000	6.689.544	-
2001	15.776.651	135,8405%
2002	24.918.639	57,9463%
2003	24.796.343	-0,4908%
2004	24.581.630	-0,8659%
2005	24.298.939	-1,1500%
2006	25.979.549	6,9164%
2007	29.815.783	14,7664%
2008	29.823.575	0,0261%
2009	32.677.082	9,5680%
Rata-Rata		24,7285%

Dari data pada table 1.6.4. didapatkan rata-rata persen kenaikan konsumsi hidrogen peroksida sebesar 24,7285%. Sehingga besarnya konsumsi pada tahun 2014 diperkirakan :

$$X_5 = X_0 (1+i)^n$$

$$X_5 = 32677082 (1+0,247285)^5$$

$$X_5 = 98.644.431,99 \text{ kg/tahun}$$

Berdasarkan data diatas, maka diperkirakan kapasitas pabrik hidrogen peroksida pada tahun 2014 adalah dengan menggunakan persamaan:

$$X_1 + X_2 + X_3 = X_4 + X_5$$

Dimana :

X_1 = Jumlah import hidrogen peroksida (Kg)

X_2 = Jumlah produksi hidrogen peroksida (Kg)

X_3 = Kapasitas baru pabrik hidrogen peroksida (Kg)

X_4 = Jumlah eksport hidrogen peroksida (Kg)

X_5 = Jumlah konsumsi hidrogen peroksida (Kg)

Perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2014 adalah :

$$X_1 + X_2 + X_3 = X_4 + X_5$$

$$X_3 = (X_4 + X_5) - (X_1 + X_2)$$

$$X_3 = (672.599,3455 + 98.644.431,99) - (17.712.330,3886 + 25.991.421,5580)$$

$$X_3 = 55.613.279,3893 \text{ Kg}$$

$$= 55.613,2793893 \text{ ton} \sim 55.000 \text{ ton}$$

Jadi berdasarkan data diatas, maka pabrik hidrogen peroksida yang akan didirikan pada tahun 2014 adalah mempunyai kapasitas 55.613,2794 ton/tahun. Pada perancangan pabrik hidrogen peroksida ini di ambil kapasitas produksi sebesar 55.000 ton/tahun.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

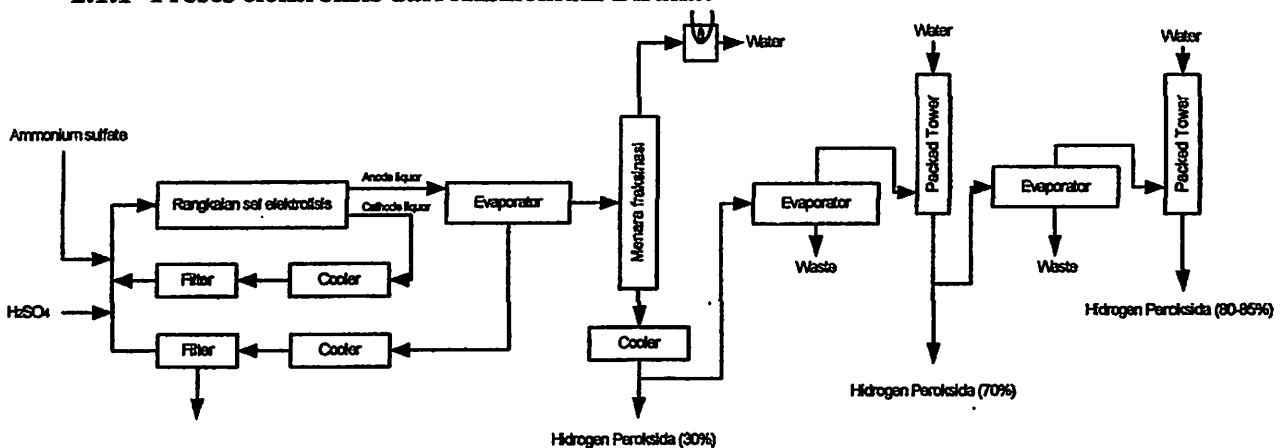
Seleksi proses atau pemilihan suatu proses diperlukan dalam setiap rencana pendirian suatu pabrik, sebelum pabrik tersebut terealisasi pendiriannya. Dengan operasi proses yang tepat maka akan dicapai manajemen energi yang efisien dan efektif tanpa mengurangi kualitas dan kuantitas hasil proses dengan investasi yang serendah-rendahnya.

2.1. Berbagai Macam Proses Pembuatan Hidrogen Peroksida^[7]

Proses pembuatan hidrogen peroksida dapat dilakukan dengan tiga proses, yaitu:

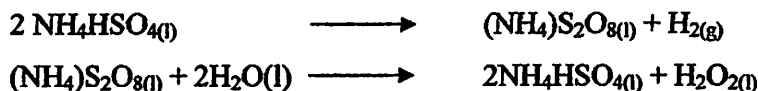
- a. Proses elektrolisis dari Ammonium bisulfat
- b. Proses oksidasi dari Alkylhydroanthraquinon
- c. Proses oksidasi dari Isopropil alkohol

2.1.1 Proses elektrolisis dari Ammonium Bisulfat



Gambar 2.1. Proses Elektrolisis dari Ammonium Bisulfat

Reaksi:



Hidrogen peroksida dibuat secara hidrolisis dari suatu larutan yang mengandung ion persulfat ($\text{S}_2\text{O}_8^{2-}$). Larutan tertentu yang digunakan (asam

persulfur, ammonium persulfat, atau potassium persulfat) biasanya telah disiapkan dalam suatu sel elektrolitik yang dihubungkan dengan sulfat secara "oxidized nanodically". Hidrolisis dari persulfat (di luar sel) penanganannya pada kondisi dimana akan dihasilkan kembali sulfat dan uap dari campuran air dan hidrogen peroksida, kemudian dipisahkan dan dipekatkan dengan distilasi vakum.

Suatu larutan dihasilkan kembali dari ammonium sulfat dan asam belerang (ekuivalen dengan ammonium bisulfat) diatur untuk konsentrasi yang sesuai dan dimasukkan ke suatu rangkaian sel elektrolisis. Dalam suatu alat sel porselen yang memiliki lebar 70 cm dan tinggi 95 cm. Anoda platina dan katoda grafit diatur sedemikian rupa sehingga air dalam pipa pendingin dapat menjaga temperature elektrolit dibawah 35°C. Energi potensial setiap sel beroperasi pada 5400 A adalah 5,7 V. Ammonium thiocyanate (0,1 g/liter) biasanya ditambahkan pada elektrolit untuk meningkatkan voltase oksigen. Densitas aliran anoda adalah 4000 sampai 11000A/m². Suatu aliran udara yang melalui sel selalu dihilangkan untuk mencegah konsentrasi hidrogen dibawah 5%, sehingga menghindari terjadinya ledakan.

Larutan persulfat meninggalkan sel menuju evaporator, dimana dipanaskan dengan uap dan dibantu dengan steam koil. Hidrogen peroksida dan uap air lewat atas. Larutan ammonium bisulfat didinginkan, difiltrasi untuk menghilangkan endapan, konsentrasinya diatur dan dikembalikan ke sel. Cairan katoda secara sama didinginkan, difiltrasi dan digunakan lagi. Campuran H₂O₂-uap air dibawa ke stoneware distillation tower yang beroperasi pada keadaan vakum (40 mm Hg atau 3,5 kpa). Larutan H₂O₂ 30% sampai 40 % dipindahkan dari dasar tower. Larutan ini mungkin konsentrasinya sampai 70% atau 90% hingga 98 % dalam dua stage.

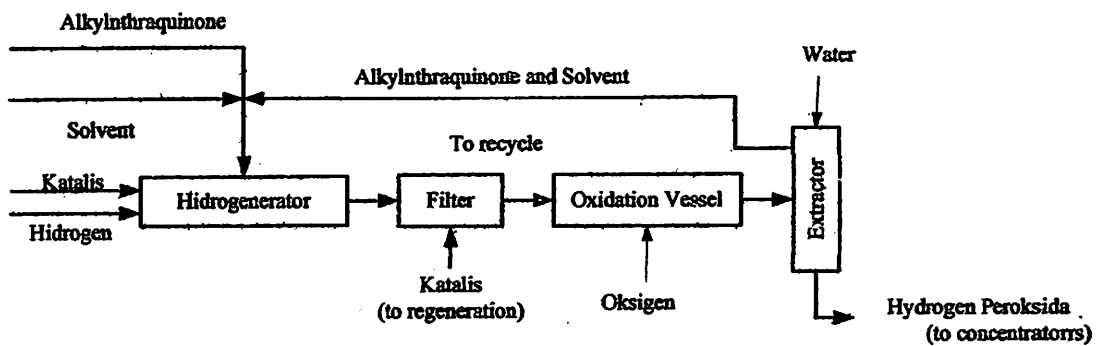
Larutan H₂O₂ sampai 40% didapat kembali dari cairan sel yang diatur dengan asam sulfur (sekitar 0,5 g/liter) dan masuk pada suatu stoneware atau evaporator porselen, dimana larutan dipanaskan pada suhu 65°C pada 40 sampai 50 mm Hg (5,3 sampai 6,6 kPa).

Uap sisa dimurnikan dalam suatu packed tower dengan distilat dalam suatu perbandingan dengan uap peroksida sehingga larutan H₂O₂ 70% meninggalkan

dasar tower. Produk ini dapat dimasukkan ke evaporator kedua (pada 75°C dan tekanan sama) dan suatu packed tower kedua untuk menghasilkan larutan H₂O₂ 80% sampai 85%. Produk didinginkan, kemudian distabilkan dengan asam atau inhibitor oksidasi organik dan dibawa ke storage.

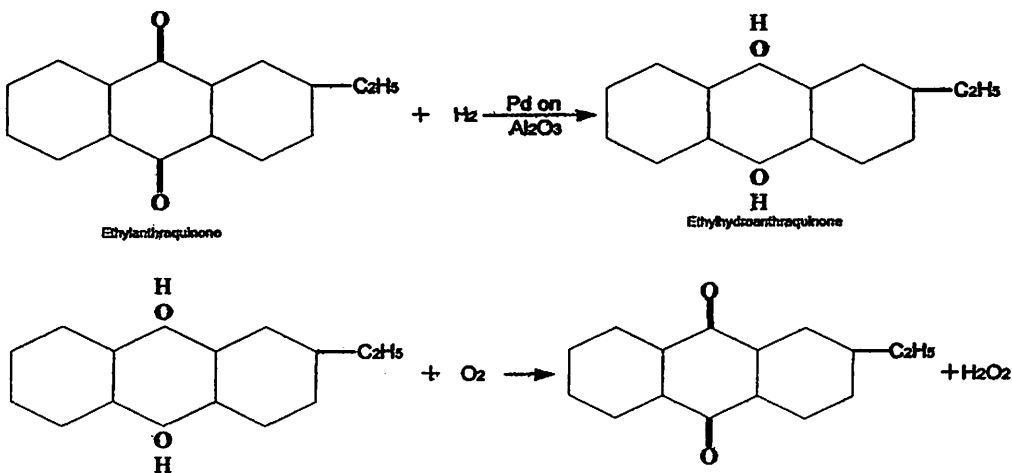
Proses pemekatan (konsentrasi) ini dapat berlangsung terus-menerus dengan fraksinasi dan recycle uap dari evaporator pertama. Hasil dari larutan H₂O₂ 70% dapat dipekatan ke larutan 90% hingga 98% dalam storage kedua yang sama. Dari waktu ke waktu cairan bawah dari evaporator pertama harus dibersihkan untuk menghilangkan impurities. Suatu pabrik menghasilkan 100% hidrogen peroksida (anhydrous) dengan suatu proses distilasi kontinyu.

2.1.2 Proses Oksidasi Alkylhydroantraquinone



Gambar 2.2. Proses Oksidasi Alkylhydroantraquinone

Reaksi:

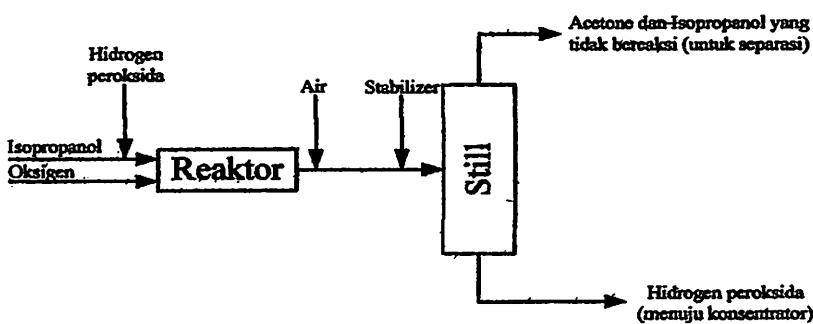


Metode kimia modern untuk pembuatan hidrogen peroksida adalah autooksidasi organik dimana suatu senyawa organik yang sesuai (biasanya tipe hydroquinone) dalam larutan oksidasi terbentuk quinone dengan pembentukan concurrent dari hidrogen peroksida. Peroksida diekstraksi dan dipekatkan, oksidasi senyawa organik dengan katalis dikembalikan dan digunakan lagi.

Dalam satu penyesuaian dari proses ini, bahan mentah adalah suatu larutan 10% dari campuran alkilasi anthraquinone dan derivative dari tetrahidro. Solventnya merupakan campuran dari nonyl alkohol primer dan sekunder dengan metil atau dimetilnaphthalena. Campuran ini dikembalikan dengan hidrogen yang ada di katalis dari alumina aktif yang dilapisi dengan 0,5% palladium. Reduksinya mungkin beada 40°C dan dibawah tekanan hidrogen 1 sampai 3 atm (100 sampai 300 kPa).

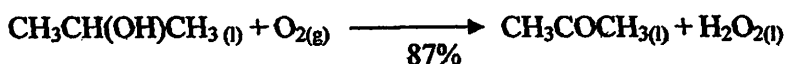
Setelah dipisahkan dari butiran katalis dengan filtrasi, hasil hydroanthraquinone masih berupa larutan dihembus dengan oksigen atau campuran oksigen-nitrogen pada suhu 30°C sampai 60°C untuk menghasilkan hidrogen peroksida (5 sampai 6 g/liter) dan dihasilkan kembali anthraquinon sebelumnya. Hidrogen peroksida diekstrak dengan air dalam jumlah yang sesuai pada yield larutan hidrogen peroksida 20%-25%, anthraquinon direcycle. Hidrogen peroksida kemungkinan dipekatkan seperti pada proses sebeiumnya.

2.1.3 Proses oksidasi dari isopropil alkohol



Gambar 2.3. Proses Oksidasi dari Isopropil Alkohol

Reaksi:



Hidrogen peroksida dan aseton dihasilkan secara bersama-sama dengan oksidasi fase liquid dari isopropil alkohol dengan molekul oksigen. Isopropil alkohol dari udara yang mengandung oksigen dimasukkan ke dalam reaktor. Reaktor dilapisi dengan glass, enamel, aluminium atau beberapa bahan lainnya yang tidak akan bereaksi dengan peroksida.

Oksidasi isopropil alkohol terjadi pada suhu 90 °C dan tekanan 14 atm untuk membentuk hidrogen peroksida dan aseton. Produk (hidrogen peroksida) secara terus menerus dihasilkan, diencerkan dengan air (untuk menghindari ledakan) dan kemudian didistilasi. Aseton dan isopropil alkohol lewat atas dan kemudian masuk distilasi II untuk dipisahkan.

2.2. Seleksi proses

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang terbaik maka diperlukan suatu pemilihan proses yang sesuai. Dimana pada pemilihan proses ini mengacu pada segi teknik (operasi proses) maupun secara ekonomis yang lebih menguntungkan.

Parameter	Proses		
	Elektrolisis Dari Ammonium Bisulfat	Oksidasi alkylhidroanthraquinone	Oksidasi dari Isopropil Alkohol
A. Aspek Proses			
- Bahan Baku	Ammonium	Alkil antrakuinon	Isopropil alkohol
- Bahan Pembantu	Bisulfit Asam Sulfat, Katalis	Hidrogen, Oksigen, Zat Pelarut, Katalis	Oksigen
- Produk Samping	-	-	Aseton
- Yield	80-85%	90%	87%
B. Aspek Operasi			
- Suhu	35-75 °C	30-60 °C	90-100 °C
- Tekanan	5,3-6,6 kPa	100-300 kPa	14-20 atm
- Alat	7 alat utama	4 alat utama	3 alat utama

- Alat	7 alat utama	4 alat utama	3 alat utama
C. Aspek Ekonomi			
- Modal	\$ 44.398.757,47	\$ 23.409.701,03	\$ 19.728.810,26

Dengan perbandingan tabel diatas, maka dipilih pembuatan hidrogen peroksida dengan proses oksidasi isopropil alkohol dengan yield 87%, dimana keuntungan proses ini adalah:

- Biaya murah
- Proses tidak terlalu panjang
- Terdapat produk samping

2.3. Uraian proses

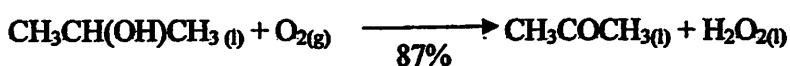
2.3.1. Persiapan bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah isopropil alkohol dan udara. Sebelum dimasukkan dalam reaktor (R-110), isopropil alkohol terlebih dahulu dinaikkan suhunya menjadi 70 °C di heater (E-113a). Dalam proses pembuatan hidrogen peroksida dengan oksidasi isopropil alkohol ini menggunakan bantuan udara bebas. Udara yang akan digunakan disaring melalui filter udara (H-114) kemudian dialirkan menuju kompresor (G-115) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 14 atm dan dinaikkan suhunya menjadi 90 °C di heater (E-113b). Dan selanjutnya dialirkan menuju reaktor agar bereaksi dengan isopropil alkohol.

2.3.2. Tahap reaksi dalam reaktor

Pada reaktor (R-110) terjadi reaksi oksidasi antara isopropanol dan udara membentuk hidrogen peroksida dan aseton pada kondisi tekanan operasi 14 atm dan suhu operasi 90 °C. Hasil yang keluar dari reaktor (R-110) dilewatkan cooler (E-122) untuk diturunkan suhunya dari 90°C hingga 35 °C yang kemudian dincerkan dengan air di dalam tangki pengencer (M-120) dan selanjutnya dimasukkan ke kolom distilasi (D-130) untuk dipisahkan antara produk utama dengan produk samping.

Reaksi yang terjadi di reaktor (R-110) adalah:



2.3.3. Tahap pemisahan dan pemurnian

Liquid yang masuk distilasi (D-130) adalah hidrogen peroksida, aseton, isopropanol sisa yang tidak bereaksi. Dimana aseton dan sedikit isopropanol sebagai produk atas distilat sebagai produk samping.

Hasil bagian bawah kolom distilasi dialirkan menuju cooler (E-138) dengan menggunakan pompa dimasukkan dalam storage produk (F-139) dan kemudian dilakukan pengemasan.

2.3.4. Tahap penanganan produk

Hidrogen peroksida yang akan dipasarkan dalam kondisi cair. Produk hidrogen peroksida yang dihasilkan ditampung dalam storage produk (F-139) dan kemudian didistribusikan ke konsumen dengan menggunakan drum-drum dari aluminium atau polyethilen. Sedangkan untuk produk samping, aseton setelah ditampung dalam storage aseton (F-136) dipasarkan dalam drum plastik.

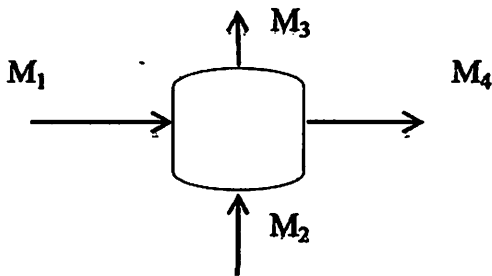
BAB III
NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 55000 ton/tahun
 $\equiv \frac{55000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
 $\equiv 6944,4444 \text{ kg/jam}$

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Basis perhitungan $\equiv 7810,6747 \text{ kg/jam}$

1. **REAKTOR (R-110)** = untuk mereaksikan isopropanol dengan udara



Neraca Massa : $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

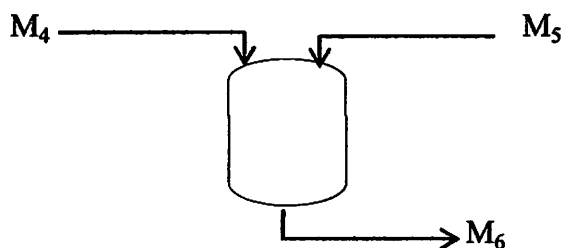
Dimana :

- M_1 = Jumlah bahan Isopropanol yang masuk
- M_2 = Jumlah udara yang masuk
- M_3 = Jumlah udara sisa yang keluar
- M_4 = Jumlah produk yang keluar menuju tangki pengencer

Neraca massa pada reaktor

Masuk	(kg/jam)	Keluar	(kg/jam)
a Dari tangki penampung		a Ke Mixer	
Isopropanol =	7010,4030	Isopropanol sisa =	902,2389
H ₂ O =	693,3366	H ₂ O =	686,4032
b Dari udara		H ₂ O ₂ =	3456,1287
O ₂ =	4182,0301	Aceton =	5836,7915
		Jumlah =	10881,5622
N ₂ =	13765,8490	b. Gas Buang	
		O ₂ =	929,2031
		N ₂ =	13765,849
		Isopropanol sisa =	9,1135
		H ₂ O =	6,9334
		Aceton =	58,9575
Total =	25651,6187	Total =	25651,6187

2. **TANGKI PENGECER (M-120)** = untuk mengencerkan produk dengan air sebesar 26 % dari produk



$$\text{Neraca Massa : } M_4 + M_5 = M_6$$

Dimana :

M_4 = Jumlah bahan yang masuk dari reaktor

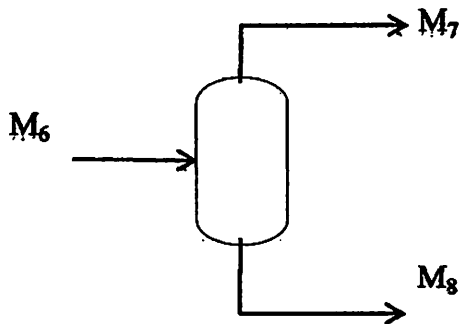
M_5 = Jumlah air yang ditambahkan

M_6 = Jumlah produk yang keluar

Neraca massa Mixer

Masuk	(kg/jam)	Keluar	(kg/jam)
a Dari reaktor		a Ke Distilasi I	
Isopropanol sisa	≡ 914,7628	Isopropanol sisa	≡ 914,7628
H ₂ O	= 702,9607	H ₂ O	= 3573,2666
H ₂ O ₂	= 3504,1030	H ₂ O ₂	= 3504,1030
Aceton	= 5917,8116	Aceton	= 5917,8116
b. Air proses			
H ₂ O	= 2870,3059		
Total	= 13909,9439	Total	= 13909,9439

3. DISTILASI (D-130)



$$\text{Neraca Massa : } M_6 = M_7 + M_8$$

Dimana :

M_6 = Jumlah bahan yang masuk dari tangki pengencer

M_7 = Jumlah produk atas (aceton)

M_8 = Jumlah produk bawah (hidrogen peroksida)

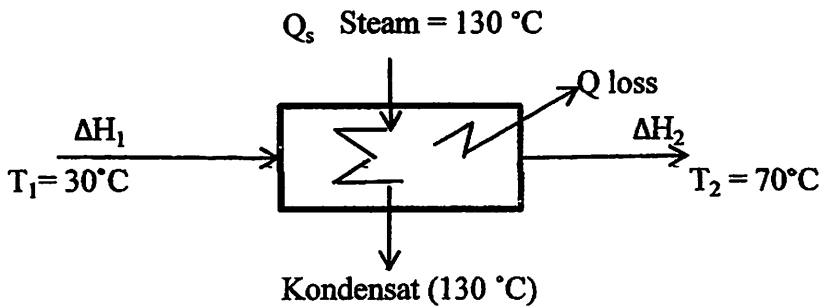
NERACA MASSA TOTAL DISTILASI

Masuk	(kg/jam)	Keluar	(kg/jam)
Dari Mixer		a. Produk atas	
Aceton	= 5917,8116	Aceton	= 5917,8116
C ₃ H ₈ O	= 914,7628	C ₃ H ₈ O	= 869,0246
H ₂ O	= 3573,2666	H ₂ O	= <u>178,6633</u>
H ₂ O ₂	= 3504,1030	Jumlah	= 6965,4995
		b. Produk bawah	
		C ₃ H ₈ O sisa	= 45,7381
		H ₂ O	= 3394,6033
		H ₂ O ₂	= <u>3504,1030</u>
			6944,4444
TOTAL	= 13909,9439	TOTAL	= 13909,9439

BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 55000 ton/tahun
 Operasi = 330 hari/tahun
 Satuan = kkal/jam
 Basis Perhitungan = 1 jam operasi
 Suhu referensi = 25 °C

1. Heater (E-113a)



Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q_{loss}$

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

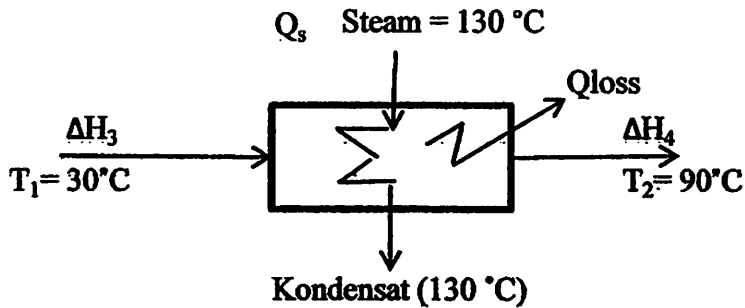
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 27255,3493	ΔH_2	= 410673,5583
Q_s	= 383963,3160	Q_{loss}	= 545,1070
Total	= 411218,6653	Total	= 411218,6653

2. Heater Udara (E-113b)



Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q \text{ loss}$

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam udara masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam udara keluar

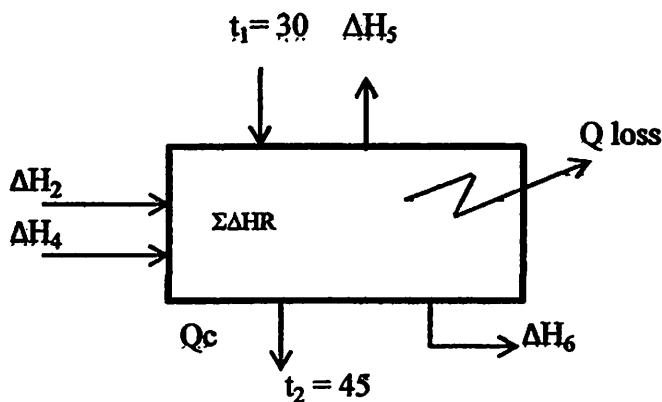
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_3	= 22110,2533	ΔH_4	= 302017,4033
Q_s	= 280349,3550	Q_{loss}	= 442,2051
Total	= 302459,6083	Total	= 302459,6083

3. Reaktor (R-110)



Neraca panas total :

$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_c + Q \text{ loss}$$

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan (isopropanol) masuk reaktor

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam udara masuk reaktor

ΔH_5 = panas udara sisa keluar reaktor

ΔH_6 = Panas yang terbawa produk bawah reaktor

ΔH_{HR} = Panas reaksi yang terjadi dalam reaktor

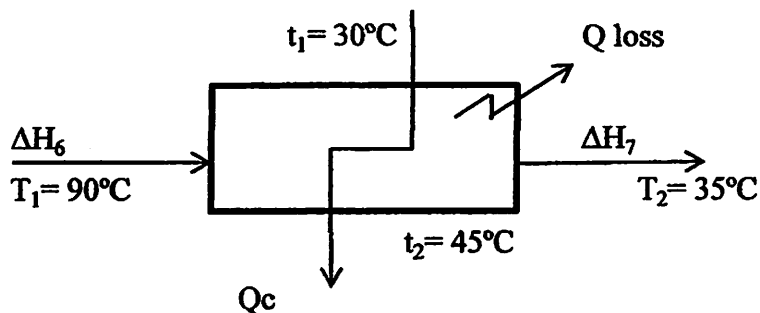
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total pada reaktor:

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{24} = 712690,9616$	$\Delta H_{56} = 656941,2518$
$\Delta H_{HR} = 9306,6331$	$Q_c = 29421,7948$
	$Q_{loss} = 35634,5481$
Total = 721997,5947	Total = 721997,5947

4. Cooler (E-122)



Neraca panas : $\Delta H_6 = \Delta H_7 + Q_c + Q_{loss}$

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari reaktor

ΔH_7 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

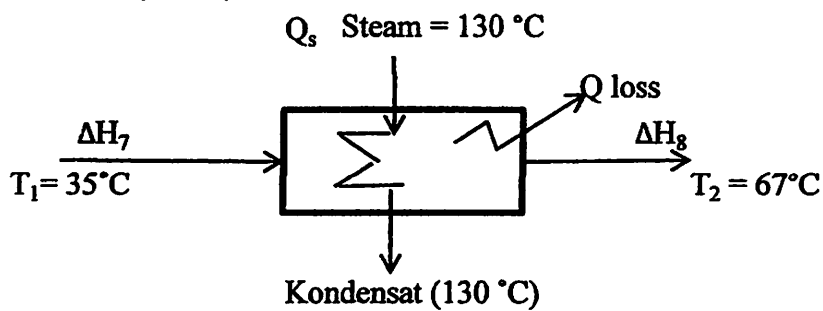
Q_c = Panas yang diserap pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
$\Delta H_6 = 403608,2632$	$\Delta H_7 = 56646,6874$
	$Q_{\text{loss}} = 8072,1653$
	$Q_c = 338889,4105$
Total = 403608,2632	Total = 403608,2632

5. Heater (E-132)



Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

ΔH_7 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari tangki pengencer

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

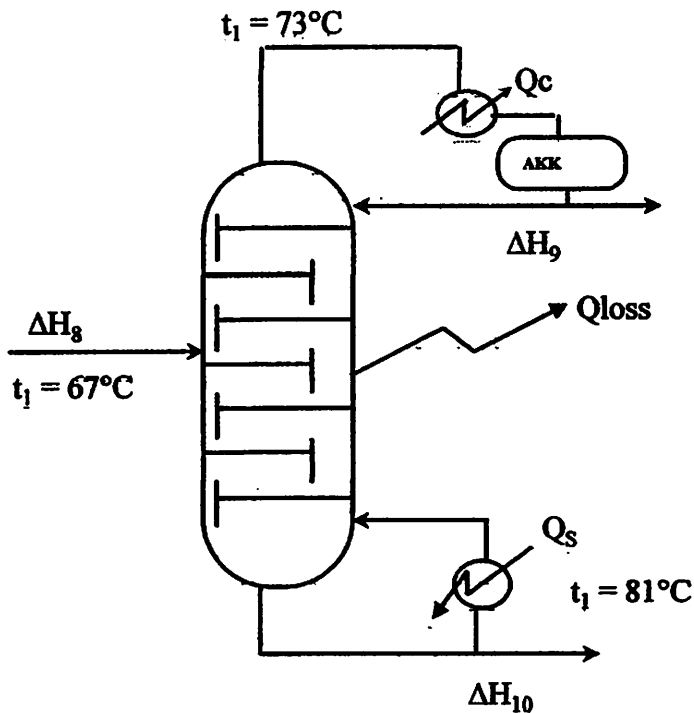
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
$\Delta H_7 = 42535,7879$	$\Delta H_8 = 372184,7428$
$Q_s = 330499,6707$	$Q_{\text{loss}} = 850,7158$
Total = 373035,4586	Total = 373035,4586

6. Distilasi (D-130)



Neraca panas overall :

$$\Delta H_8 + Q_s = \Delta H_9 + \Delta H_{10} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam feed masuk kolom distilasi

ΔH_9 = Panas yang terkandung dalam produk distilat keluar kolom distilasi

ΔH_{10} = Panas yang terkandung dalam produk bottom keluar kolom distilasi

Q_s = Panas yang diserap oleh steam

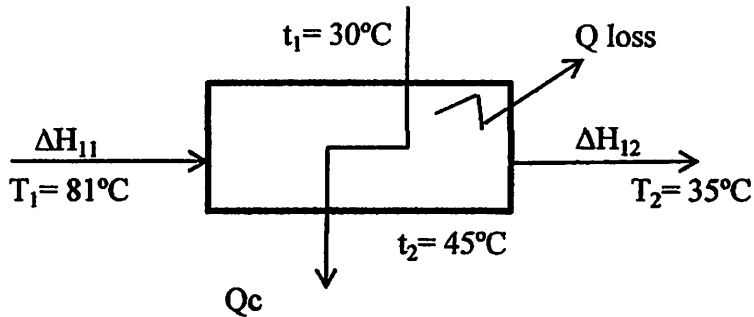
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Distilasi

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_8	= 372184,7428	ΔH_9	= 4219,9987
Q_s	= 223072,4209	ΔH_{10}	= 340419,3756
		Q_c	= 220854,9312
		Q_{loss}	= 29762,8582
Total	= 595257,1637	Total	= 595257,1637

7. Cooler (E-138)



Neraca panas : $\Delta H_{11} = \Delta H_{12} + Q_c + Q_{loss}$

ΔH_{11} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari kolom distilasi

ΔH_{12} = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_c = Panas yang diserap pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{11} = 260939,8174$	$\Delta H_{12} = 25282,2862$
	$Q_{loss} = 5218,7963$
	$Q_c = 230438,7349$
Total = 260939,8174	Total = 260939,8174

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Isopropanol (F-111)

Fungsi	:	Sebagai tempat menampung Isopropanol selama 7 hari
Type	:	Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	:	11090,2615 ft ³
Diameter tangki (D_i)	:	239,6 in
Tinggi tangki (H)	:	639,5591 in
Diameter Luar (D_o)	:	240 in
Tebal Silinder (t_s)	:	3 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	359,4375 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	4 /16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	280,1216 in
Jumlah	:	6 buah

2. POMPA (L-112)

Fungsi	:	Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Isopropanol ke reakt
Type	:	Centrifugal
Bahan	:	Commercial steel
Daya pompa	:	1 hp
Kapasitas	:	44,4462 gpm
Ukuran pompa	:	3 in sch 40
Jumlah	:	1 buah

3. FILTER UDARA (H-114)

Fungsi	:	menyaring debu dan kotoran yang masuk bersama udara yang akan digunakan untuk proses oksidasi
Type	:	Dry filter
Jumlah	:	9 buah

4. KOMPRESOR (G-115)

Fungsi : - untuk mengalirkan udara dari filter udara ke reaktor
 - untuk menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 14 atm

Type : Centrifugal

Ws : 612 kW

Daya : 892 hp

Jumlah : 1 buah

5. HEATER (E-113a)

Fungsi : untuk memanaskan larutan Isopropanol dari temperatur 30°C menjadi
 70 °C sebelum masuk reaktor

Type : Double pipe heat exchanger

Anulus

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_{e'} = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

7. HEATER (E-113b)

Fungsi : untuk memanaskan udara dari temperatur 30°C menjadi
 67 °C sebelum masuk reaktor

Type : Double pipe heat exchanger

Anulus

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_{e'} = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

8. POMPA (L-121)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari reaktor ke mixer

Type : Pompa centrifugal

Bahan : Commercial steel

Daya pompa : 1 hp

Kapasitas : 49,0843 gpm

Ukuran pompa : 3 in sch 40

Jumlah : 1 buah

9. COOLER (E-122)

Fungsi : untuk mendinginkan liquida yang keluar dari reaktor dari temperatur 90 °C sampai 35 °C

Type : Double pipe heat exchanger

Anulus

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_{e'} = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

10. TANGKI PENGENCER (M-120)

Fungsi : untuk mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi H_2O_2 50%

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished

Bahan Konstruksi : Carbon Steels SA-212 Grade B

Tipe Pengelasan : Double welded but joint, $E=0,8$

Diameter dalam (D_i) : 167,75 in

Diameter Luar (D_o) : 168 in

Tebal Silinder (t_s) : 2 / 16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 251,63 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,2063 in

Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	30,613 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	0,2063 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	30,613 in
Tinggi tangki	:	312,8503 in
Jumlah	:	1 buah

11. POMPA (L-131)

Fungsi	:	Untuk mengalirkan liquid dari mixer ke distilasi
Type	:	Pompa centrifugal
Bahan	:	Commercial steel
Daya pompa	:	1 hp
Kapasitas	:	56,0991 gpm
Ukuran pompa	:	3 in sch 40
Jumlah	:	1 buah

12. HEATER (E-132)

Fungsi : untuk memanaskan liquida dari temperatur 30°C menjadi 67 °C sebelum masuk kolom distilasi

Type : Double pipe heat exchanger

Anulus

Aan	=	2,93 in ²	=	0,02 ft ²
De	=	1,57 in	=	0,1308 ft
De'	=	0,69 in	=	0,0575 ft

Pipa

Ap	=	3,35 in ²	=	0,0233 ft ²
Di	=	2,067 in	=	0,1723 ft
Do	=	2,38 in	=	0,1983 ft

13. AKUMULATOR (F-134)

Fungsi : untuk menampung sementara produk hasil kondensasi dari kolom distilasi

Jenis : tangki mendatar dengan tutup berbentuk standard dished

Bahan konstruksi : Carboon steel SA 201 Grade A

Di = 35,75 in

Do = 36,00 in

ts = 1 /16 in

th = 2 /16 in

ha = 6,0418 in

L = 119,33 in

14. KONDENSOR (E-133)

Fungsi : mengubah fase uap Aceton dan Isopropanol dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Type : horisontal kondensator

Ukuran :

Bagian Shell

IDs = 12 in

B = 6 in

C' = 0,25

n = 1

Bagian Tube

Nt = 68

L = 16 ft

OD = 3/4 in

n' = 2

18. Storage Aceton (F-136)

Fungsi	:	sebagai tempat menampung produk samping aceton
Type	:	Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 201 Grade A
Diameter tangki (Di)	:	227,6 in
Tinggi tangki (H)	:	607,5311 in
Diameter Luar (Do)	:	228 in
Tebal Silinder (ts)	:	3 /16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	341,4375 in
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	:	4/16 in
Tinggi Tutup Atas (h _a)	:	266,0936 in
Jumlah	:	1 buah

19. COOLER (E-138)

Fungsi : untuk mendinginkan liquida yang keluar dari reboiler dari temperatur 90 °C sampai 35 °C

Type : Double pipe heat exchanger

Anulus

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_{e'} = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

20 Storage Hidrogen Peroksida (F-139)

Fungsi	:	Sebagai tempat menampung H_2O_2 selama 1 hari
Type	:	Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 201 Grade A
Diameter tangki (Di)	:	203,6 in
Tinggi tangki (H)	:	543,4751 in
Diameter Luar (Do)	:	204 in
Tebal Silinder (ts)	:	3 /16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	305,4375 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	4/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	238,0376 in
Jumlah	:	1 buah

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor
 Kode alat : (R-110)
 Fungsi : tempat terjadinya reaksi antara isopropanol dan O₂ membentuk Hidrogen Peroksida
 Jumlah : 1 buah
 Type : Fixed Bed Multitubular Reaktor

Direncanakan :

- ◆ Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
- ◆ Bahan konstruksi High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- ◆ Jenis pengelasan Double Welded But Joint E = 0,8
- ◆ Faktor korosi = 2/16
- ◆ Allowable stress f = 18750

Kondisi operasi

- Suhu operasi = 90 °C
- Tekanan = 14 atm = 191,048 psig
- Fase = gas - liquid
- waktu reaksi (τ) = 10 menit = 0,1667 jam

komposisi bahan masuk

- Isopropanol 91% = 7810,6747 kg/jam = 17219,4134 lb/jam
- Gas udara = 18197,0123 kg/jam = 40117,1333 lb/jam

PERANCANGAN DIMENSI REAKTOR

Menentukan volume liquid (V₁)

massa jenis liquid (ρ) = 44,086 lb/ft³

$$\text{rate liquid (v}_0\text{)} = \frac{17219,4134 \text{ lb/jam}}{44,086 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 390,5869 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dari persamaan 8 hal 101 Levenspiel didapat :

$$\tau = \frac{V_1}{v_0}$$

sehingga

$$\begin{aligned} V_1 &= v_o \times \tau \\ &= 390,5869 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\ &= 65,0978 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan volume gas (V_2)

$$\text{massa jenis udara } (\rho) = 0,8491 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{rate liquid } (v_o) &= \frac{40117,1333 \text{ lb/jam}}{0,8491 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 47246,653 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_2 &= v_o \times \tau \\ &= 47246,653 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\ &= 787,444 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan panjang pipa

$$\text{Volume tube} = \pi/4 \times D_i^2 \times L$$

Dimana digunakan pipa dengan ukuran nominal 5 in sch 40
(Appendiks K, Brownell and Young, hal 387) didapatkan:

$$ID = 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft}$$

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft}$$

$$A = 20,01 \text{ in}^2 = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} L \text{ pipa} &= \frac{852,5420 \text{ ft}^3}{0,1389 \text{ ft}^2} \\ &= 6139,6276 \text{ ft} \end{aligned}$$

Trial asumsi jumlah pipa

$$\text{asumsi } N_t = 250$$

$$N_t = \frac{L \text{ pipa}}{L \text{ pipa asumsi}}$$

$$\begin{aligned} L \text{ pipa asumsi} &= \frac{L \text{ pipa}}{N_t} \\ &= \frac{6139,6276}{250} \\ &= 24,5585 \text{ ft} = 294,70212 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan diameter reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga (triangular)

$$\begin{aligned} PT &= OD + 1/4 OD \\ &= 5,563 + 1,3908 \\ &= 6,9538 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas 1 pipa } t &= Pt. \sin 60 \\ &= 6,161 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Luasan triangular pitch :

$$\begin{aligned} A &= 1/2 \times P_T \times t \\ &= 0,5 \times 6,9538 \times 6,161 \\ &= 21,4211 \text{ in}^2 = 0,1488 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dengan $N_t = 250$ maka :

$$\begin{aligned} \text{Luas pipa} &= N_t \times \text{luas segitiga} \\ &= 5355,2763 \text{ in}^2 = 37,189 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Asumsi luas pipa = 60 % luas total

$$\begin{aligned} \text{Luas total} &= \frac{\text{Luas pipa}}{0,6} \\ &= \frac{37,189}{0,6} \\ &= 61,9824 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung diameter reaktor

$$\begin{aligned} \text{Luas total} &= \pi/4 \cdot Di^2 \\ Di^2 &= \frac{61,9824}{0,785} \\ &= 8,89 \text{ ft} = 106,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal reaktor

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pi \cdot Di}{2(fe - 0,61Pi)} + C \\ &= \frac{191,048 \times 106,6303}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 191,048)} + \frac{2}{16} \\ &= 0,8093 \text{ in} \times (16/16) \text{ in} \\ &= 12,948 / 16 \text{ in} \approx 14 / 16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 106,6303 + 2 \times 14 / 16'' \\
 &= 108,3803 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D_o \text{ baru} = 108 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 108 - 2 \times 14 / 16'' \\
 &= 106,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup reaktor atas dan bawah standard dished

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,855 \times P_i \times D_i}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 191,048 \times 106,25}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 191,048} + \frac{2}{16} \\
 &= 1,2835 \text{ in} \times 16/16 \text{ in} \\
 &= 20,5362 / 16 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup reaktor

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91 untuk OD = 108

$$sf = 4$$

$$r = D_i = 106,3 \text{ in} = 2,6988 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 6 \% D_i \\
 &= 6 \% \times 106,3 \\
 &= 6,375 \approx 6,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= 1/2 D_i - icr \\
 &= 46,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 99,875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 99,88 - 88,2579 \\
 &= 11,6171 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tutup (ha)} &= t_h + b + sf \\
 &= 1,2835 + 11,6171 + 4
 \end{aligned}$$

$$ha = hb = 0,169 D_i = 16,901 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pipa} = 24,5585 \text{ ft} = 294,70212 \text{ in} = 7,4854 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor (L)} &= t \text{ pipa} + t \text{ tutup atas} + t \text{ tutup bawah} \\
 &= 294,7021 + 16,901 + 16,901 \\
 &= 328,5034 \text{ in} = 8,3440 \text{ m} = 27,3750 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi reaktor :

Silinder:

$$\begin{aligned}
 d_o &= 108 \text{ in} \\
 d_i &= 106,25 \text{ in} \\
 t_s &= 0,8093 \text{ in} \\
 t_h &= 1,2835 \text{ in} \\
 L_s &= 294,702 \text{ in} = 24,559 \text{ ft} \\
 L_T &= 328,5034 \text{ in} = 27,375 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tube:

$$\begin{aligned}
 d_i &= 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft} = 0,0198701 \text{ m} \\
 d_o &= 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft} = 0,0219016 \text{ m} \\
 a'' &= 20,010 \text{ in}^2 \\
 P_t &= 6,9538 \text{ in} \\
 N_t &= 250 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Checking perencanaan reaktor

Beban panas reaktor dari perhitungan neraca panas diperoleh (APP B):

$$\begin{aligned}
 Q &= 29421,79 \text{ kkal/jam} \\
 &= 116676,58 \text{ Btu/jam} \\
 m \text{ air} &= 1974,62 \text{ kg/jam} = 4353,240855 \text{ lb/jam} \\
 M &= 26007,69 \text{ kg/jam} = 57336,54671 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$A = L \cdot a'' \cdot N_t$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 A &= \text{luas permukaan panas.} \\
 L &= \text{panjang bed} = 24,6 \text{ jam} \\
 a'' &= \text{surface per lin ft} = 0,139 \text{ ft}^2/\text{ft.} \\
 N_t &= \text{jumlah tube} = 250 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= L \cdot a'' \cdot N_t \\
 &= 24,6 \cdot 0,139 \cdot 250
 \end{aligned}$$

$$A = 853,152 \text{ ft}^2 \quad UD = 75$$

(kern hal 840)

Temperatur feed masuk	$T_1 =$	70 °C =	158 °F
Temperatur feed keluar	$T_2 =$	90 °C =	194 °F
Temperatur Air masuk	$t_1 =$	30 °C =	86 °F
Temperatur Air keluar trial	$t_2 =$	45 °C =	113 °F

Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 158 \text{ °F} - 113 \text{ °F} = 45$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 194 \text{ °F} - 86 \text{ °F} = 108$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = 71,9615 \text{ °F}$$

$$C_p = 1,00 \text{ btu/lb}^\circ\text{F} = 4,1868 \text{ kJ/kg.K}$$

Menghitung suhu caloric

$$T_c = 0,5 (T_1 + T_2) = 176 \text{ °F}$$

$$t_c = 0,5 (t_1 + t_2) = 99,5 \text{ °F}$$

Bagian tube

Dicoba ukuran pipa : 5 in sch 40 dengan panjang 16 ft, susunan pipa

$$ID = 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft}$$

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft}$$

$$a' = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Bagian shell

$$ID_s = 106,25 \text{ in}$$

$$B = 0,5 ID_s = 53$$

$$N + 1 = \frac{1 \times 12}{B} = \frac{16 \times 12}{16} = 12$$

$$C' = PT - DO = 1,39075$$

Bagian shell (fluida panas)	Bagian tube (fluida dingin)
4.) $as = \frac{ID_s \times B \times C}{n \times Pt \times 144} = \frac{12 \times 16 \times 1,39}{1 \times 6,95 \times 144}$	4') $at = \frac{Nt \times a'}{n \times 144} = \frac{250 \times 1,734}{2 \times 144}$
$= 7,8 \text{ ft}^2$	$= 1,505 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{as} = \frac{4353,2409}{7,839626736}$	$G_t = \frac{M}{at} = \frac{57336,547}{1,505}$
$= 555 \text{ lb.jam/ft}^2$	$= 38092 \text{ lb.jam/ft}^2$

$de = \frac{4(PT^2 - \pi Do^2/4)}{\pi \cdot Do}$ $= 5,510$	
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42} = \frac{5,510 \times 175635}{0,683 \times 2,42}$ $= 1851,0623$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,4206 \times 38092}{2,2836 \times 2,42}$ $= 2898,9838$
<p>5.) JH = 900 (Kern Fig 24 hal 834)</p> <p>Pada tc 99,5 °F</p> <p>Cp = 1 Btu/lb.F</p> <p>k = 0,381</p>	<p>5') JH = 150</p> <p>6') Pada Tc 176 °F</p> <p>Cp = 0,59 Btu/lb.F</p> <p>k = 0,135</p>
$ho = JH \frac{k}{de} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 990,4077$	$hi = JH \frac{k}{de} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 103,6623$
	$hio = hi \frac{di}{do}$ $= 103,66 \frac{0,4206}{0,4636}$ $= 94,047 \text{ Btu/jamft}^2\text{°F}$

$$7 \quad U_c = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{94,047 \times 990,4077}{94,047 + 990,4077}$$

$$= 85,8910 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F}$$

8 Rd = 0,001 (12 hal.845, Kern)

$$Rd = \frac{U_c - UD}{U_c \times UD} = \frac{85,8910 - 75}{85,8910 \times 75}$$

$$Rd = 0,0017 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} > 0,001$$

Evaluasi Pressure Drop

Shell	Tube
1 $N_{re\ an} = 1851,0623$	1 $N_{re\ an} = 2898,9838$
2 $f = 0,0001$ (fig 26, Kern)	2 $f = 0,00025$
3 $s = \frac{144 \times \rho \times BM}{1545(460+T) \times 62,5}$	3 $\Delta p_l = \frac{1/2 Gt^2 nL}{5,22 \cdot 10^{10} \times d_e \times s \times \Phi_t}$
$= 0,0085$	$= 0,081$ psi
$\Phi_s = 1$	4 $\Delta p_n = \frac{4n}{sg} \times \frac{V^2 \times 62,5}{2g' \times 144}$
$\Delta p = \frac{1/2 \cdot f \cdot Gs^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times d_e \times s \times \Phi_s}$	$= 0,941$ psi
$= 0,000$ psi < 2 psi	$\Delta p_t = 0,08 + 0,94$
	$= 1,02$ psi < 10 psi

PERHITUNGAN NOZZLE

A. Perancangan Nozzle

Nozzle pada tutup standart dished

- Nozzle untuk pemasukan bahan dari storage

Nozzle untuk silinder reaktor

- Nozzle untuk pemasukan air pendingin
- Nozzle untuk pengeluaran air pendingin

Nozzle untuk tutup bawah standard dishead

- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk pemasukan gas

B. Dasar Perhitungan

- Nozzle untuk pemasukan bahan dari storage Isopropanol

$$\text{Bahan masuk} = 7810,6747 \text{ kg/jam} = 17222,5377 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 48,305 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,4751 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik } (Q) &= \frac{17222,5377}{48,305} = 356,53737 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0990 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 15 hal. 496, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times 0,4350 \times 2,0096 \\ &= 2,62258 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari Kern, hal 844, dipilih pipa dengan dimensi 3 in sch 40:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m} = 0,2917 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} = 0,2557 \text{ ft} \\ A &= 0,917 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	3	in
Diameter luar flange (A)	=	7 1/2	in
Ketebalan flange minimum (T)	=	15/16	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	5	in
Diameter hub pada dasar (E)	=	4 1/4	in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	3,5	in
Panjang julukan hub (L)	=	2 3/4	in
Diameter dalam flange (B)	=	3,07	in
Jumlah lubang baut	=	4	
Diameter baut	=	5/8	in

- **Nozzle untuk pemasukan gas**

Bahan masuk	=	18197,012	kg/jam	=	40124,4121	lb/jam
Densitas (ρ)	=	0,849	lb/ft ³			
Viskositas (μ)	=	0,053	lb/ft.jam			

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{40124,4121}{0,849} = 47260,792 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 13,1280 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 15 hal. 496, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times 2,5267 \times 0,9710 \\ &= 7,36 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari Kern, hal 844, dipilih pipa dengan dimensi 8 in sch 40:

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m} = 0,7187 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,2027 \text{ m} = 0,6651 \text{ ft}$$

$$A = 2,258 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan Brownell & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	8 in
Diameter luar flange (A)	=	13 1/2 in
Ketebalan flange minimum (T)	=	1 1/8 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	10 5/8 in
Diameter hub pada dasar (E)	=	9 2/3 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	8,63 in
Panjang julukan hub (L)	=	4 in
Diameter dalam flange (B)	=	7,98 in
Jumlah lubang baut	=	8
Diameter baut	=	3/4 in

- **Nozzle untuk pengeluaran produk**

$$\text{Rate produk} = 11039,638 \text{ kg/jam} = 24342,4019 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 61,823 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{24342,4019}{61,823} = 393,74346 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,1094 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 15 hal. 496, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times 0,4508 \times 2,1009 \\ &= 2,84 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari Kern, hal 844, dipilih pipa dengan dimensi 3 in sch 40:

$$OD = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$A = 0,917 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	3	in
Diameter luar flange (A)	=	7 1/2	in
Ketebalan flange minimum	=	15/16	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	5	in
Diameter hub pada dasar (E)	=	4 1/4	in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	3,5	in
Panjang julakan hub (L)	=	2 3/4	in
Diameter dalam flange (B)	=	3,07	in
Jumlah lubang baut	=	4	
Diameter baut	=	5/8	in

- **Nozzle untuk pengeluaran gas**

$$\text{Gas keluar} = 14968,049 \text{ kg/jam} = 33004,5479 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 0,851 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,053 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{40124,4121}{0,849} = 47260,792 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 13,1280 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 15 hal. 496, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times 2,5267 \times 0,9714 \\ &= 7,36 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari Kern, hal 844, dipilih pipa dengan dimensi 8 in sch 40:

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m} = 0,7187 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,2027 \text{ m} = 0,6651 \text{ ft}$$

$$A = 2,258 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	8	in
Diameter luar flange (A)	=	13 1/2	in
Ketebalan flange minimum	=	1 1/8	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	10 5/8	in

Diameter hub pada dasar (E)	=	9 2/3 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	8,63 in
Panjang julakan hub (L)	=	4 in
Diameter dalam flange (B)	=	7,98 in
Jumlah lubang baut	=	8
Diameter baut	=	3/4 in

- **Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran pendingin**

$$\text{Rate produk} = 1974,62 \text{ kg/jam} = 4354,0307 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 62,676 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{4354,0307}{62,676} = 69,468867 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0193 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 15 hal. 496, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times 0,2414 \times 2,1061 \\ &= 1,53 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari Kern, hal 844, dipilih pipa dengan dimensi 3 in sch 40:

$$\text{OD} = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$A = 0,917 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan brownll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	3 in
Diameter luar flange (A)	=	7 1/2 in
Ketebalan flange minimum	=	15/16 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	5 in
Diameter hub pada dasar (E)	=	4 1/4 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	3,5 in
Panjang julakan hub (L)	=	2 3/4 in
Diameter dalam flange (B)	=	3,07 in
Jumlah lubang baut	=	4
Diameter baut	=	5/8 in

Perhitungan penguat

Menentukan lubang maksimum tanpa penguat

Dari Hesse dan Rouston, pers. 10.29

$$K = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot t \cdot f}$$

Dimana:

$$P = \text{tekanan operasi} = 191,05 \text{ psig}$$

$$D_o = \text{diameter luar dinding shell} = 108 \text{ in}$$

$$t = \text{tebal shell} = 4/5 \text{ in}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan} = 18.750$$

$$K = 5/8$$

$$D_o \times t = 87,40 \text{ in}^2$$

Dari Hesse, fig. 10.27, diperoleh bahwa lubang (diameter maksimum)
in sehingga setiap lubang yang lebih besar dari 5 in memerlukan penguat

Jadi nozzle yang perlu penguat:

Menghitung dimensi penguat

a. Nozzle untuk aliran pemasukkan liquida

$$\text{Diameter nozzle} = 3,5 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 191,05 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 3,0680 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0,0174 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot D_h - 2) t \quad (\text{pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281})$$

Dimana:

$$D_h = \text{diameter lubang}$$

$$A = \text{luas penguat.}$$

$$t = \text{tebal penguat}$$

$$A = 0,0868 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 12,597 \text{ in}^2$$

$$Do = 3,5493 \text{ in}$$

Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle = 4 in

b. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan gas

$$\text{Diameter nozzle} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 191,05 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 7,981 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{Pi \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0,0452 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

Dimana:

$$Dh = \text{diameter lubang}$$

$$A = \text{luas penguat.}$$

$$t = \text{tebal penguat}$$

$$A = 0,689 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 77,146$$

$$Do = 8,7833 \text{ in}$$

Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle = 9 in

c. Nozzle untuk aliran pemasukkan dan pengeluaran air pendingin

$$\text{Diameter nozzle} = 3,5000 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 191 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 3,0680 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{1,8 \cdot f}$$

Ditetapkan tebal penguat = 0,0174 in

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot D_h - 2) t \quad (\text{pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281})$$

Dimana:

D_h = diameter lubang

A = luas penguat.

t = tebal penguat

$$A = 0,0868 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat (D_o).

$$A = \frac{(D_o^2 - D_h^2)}{4}$$

$$D_o^2 = 12,597 \text{ in}^2$$

$$D_o = 3,5493 \text{ in}$$

Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle = 4 in

c. Nozzle untuk aliran pengeluaran umpan produk.

Diameter nozzle = 3,5000 in

Tekanan operasi = 191,05 psi

Diameter dalam Nozzle = 3,0680 in

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{1,8 \cdot f}$$

Ditetapkan tebal penguat = 0,0174 in

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot D_h - 2) t$$

Dimana:

D_h = diameter lubang

A = luas penguat.

t = tebal penguat

$$A = 0,0868 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 12,597$$

$$Do = 3,5493 \text{ in}$$

Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle = 4 in

b. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan gas

$$\text{Diameter nozzle} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 191,05 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 7,981 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{Pi \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0,0452 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

Dimana:

$$Dh = \text{diameter lubang}$$

$$A = \text{luas penguat.}$$

$$t = \text{tebal penguat}$$

$$A = 0,689 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 77,146$$

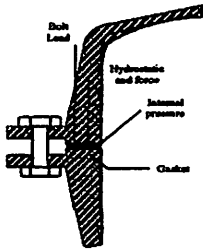
$$Do = 8,7833 \text{ in}$$

Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle = 9 in

PERANCANGAN GASKET, BOLTING DAN FLANGE PADA TANGKI

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (t_s) = 6/8 in
- Diameter dalam silinder (d_i) = 106,25 in
- Diameter luar silinder (d_o) = 108 in
- Tekanan internal tangki (P_i) = 191,05 psia
- Stress yang diijinkan (f) = 18750 in
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 2/16 in



A. Dimensi Gasket

Dari fig. 12.11 Brownell & Young, hal. 228, didapatkan :

Bahan konstruksi = Ring joint
(stainless steel)

Gasket factor (m) = 6,5

Min design seating stress (y) = 26000

Perhitungan Lebar Gasket

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p \times (m + 1)}}$$

(Brownell & Young, Pers. 12.2, ha

dimana,

d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

y = Min design seating stress

p = internal pressure

m = gasket factor

Diketahui : d_i gasket = d_o shell = 72 in

sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{26000 - 191,048 \times 6,5}{26000 - 191,048 \times (6,5 + 1)}}$$

$$\frac{do}{108} = 1,0038808$$

$$do = 108,419 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{do - di}{2} = \frac{108,419 - 108}{2} \\ &= 0,210 \\ &= \frac{3,353}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diambil lebar gasket (n)} = \frac{1}{8} \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$\begin{aligned} G &= di + n \\ &= 108 + 1/8 \\ &= 108,13 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Gasket (W_{m2})

Beban gasket agar tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \times b \times G \times y$$

dimana,

b = beban efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket

y = 6,5

Dari fig. 12.12 Brownell & Young, hal. 229 :

b = b_o jika $b_o \leq 1/4$ in

$$b = \sqrt{\frac{b_o}{2}} \text{ jika } b_o > 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_o = \frac{n}{2} = \frac{1/8}{2} = 0,0625 \text{ in}$$

karena $\leq 1/4$ in, maka $b = b_o = 0,0625$ in

$$\begin{aligned} W_{m2} &= H_y = \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,0625 \times 108,1250 \times 6,5 \\ &= 137,927 \text{ lb} \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Operasi pada Kondisi Kerja (W_{m1})

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.91, hal. 240})$$

- Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2\pi \times b \times G \times m \times P \\ &= 2 \times 0,0625 \times 108,1 \times 6,5 \times 191,0480 \\ &= 52701,33708 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \times G^2 \times P \\ &= \frac{3,14}{4} \times (108,1250)^2 \times 191,048 \\ &= 1753332,9 \text{ lb} \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 1753332,945 + 52701,3371 \\ &= 1806034,282 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan dapat diketahui bahwa $W_{m1} > W_{m2}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m1} .

B. Dimensi Bolting

Dari App.D-4 Brownell & Young, hal. 342, diperoleh data :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304

Tensile strength min. : 75000 psi

Allowable stress (f) : 15000

Perhitungan luas minimum bolting area

$$\begin{aligned} A_{m1} &= \frac{W_{m1}}{f} \\ &= \frac{H + HP}{15000} \\ &= 120,40229 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.4 Brownell & Young, hal. 188 untuk ukuran baut 3 in :

Ukuran baut : 3 in

Root area : 6,324 in²

Bolt spacing minimum (Bs) : 6 1/4 in

Minimum radial distance (R)	:	3 5/8	in
Edge distance (E)	:	2 7/8	in
Nut dimension	:	3 5/8	in
Maximum fillet radius	:	15/16	in
Jumlah bolting optimum	=	$\frac{A_{m1}}{\text{root area}}$	
	=	$\frac{120,40229}{6,324}$	
	=	19,0389	≈ 8 buah

Evaluasi lebar gasket

$$\begin{aligned}
 Ab_{\text{actual}} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 8 \times 6,324 \\
 &= 50,5920 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned}
 W &= Ab_{\text{actual}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\
 &= \frac{50,5920 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 26000 \times 108,1250} \\
 &= 0,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Nilai W < lebar gasket yang telah ditentukan 0,0625 sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Dimensi Flange

Dari App.D-4 Brownell & Young, hal. 342 diperoleh data :

Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
Tensile strength min.	:	75000 psi
Allowable stress (f)	:	18750
Type flange	:	Loose ring flange

Perhitungan diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned}
 \text{Do flange} &= \text{bolt circle diameter} + 2E \\
 &= C + 2E
 \end{aligned}$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$\begin{aligned}
 R &= 3 \frac{5}{8} \text{ in} \\
 E &= 2 \frac{7}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 g_o &= t_s = 4/5 \text{ in} \\
 C &= \text{di gasket} + 2(1,415 \times g_o \times R) \\
 &= 108 + 2 \times 1,415 \times 4/5 \times 3 \ 5/8 \\
 &= 116,3022 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, Do flange} &= 116,3022 + 2 \times 2 \ 7/8 \\
 &= 122,0522 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

Dari pers. 12.94 Brownell & Young hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned}
 W &= \left[\frac{A_{m1} + A_b}{2} \right] \times f \\
 &= \frac{120,40229 + 50,5920}{2} \times 18750 \\
 &= 1603071,4264 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} && \text{(Brownell \& Young, Pers. 12.101, hal. 242)} \\
 &= \frac{116,3022 - 108,1250}{2} \\
 &= 4,0885963 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan moment flange (M_a) :

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 &= 1603071,4264 \times 4,0886 \\
 &= 6554311,9402 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 1806034,282 \text{ lb} \quad \text{(Brownell \& Young, Pers. 12.95, hal. 242)}$$

Menghitung moment komponen hingga H_D (M_D)

$$\begin{aligned}
 M_D &= H_D \times h_D && \text{(Brownell \& Young, Pers. 12.96, hal. 242)} \\
 H_D &= 0,785 \times B^2 \times P \\
 &= 0,785 \times 11664 \times 191,0480 \\
 &= 1749281,34 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{C - B}{2} \\
 &= \frac{116,3022 - 108}{2} \\
 &= 4,1510963 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 M_D &= H_D \times h_D \\
 &= 1749281,34 \times 4,15110 \\
 &= 7261435,3371 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Menghitung moment komponen hingga H_G (M_G)

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \\
 H_G &= W - H = W_{m1} - H \\
 &= 1806034,282 - 1753332,945 \\
 &= 52701,3371 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} \\
 &= \frac{116,3022 - 108,1250}{2} \\
 &= 4,0885963 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \\
 &= 52701,3371 \times 4,08860 \\
 &= 215474,493 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Menghitung moment komponen hingga H_T (M_T)

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T && \text{(Brownell \& Young, Pers. 12.97, hal. 242,)} \\
 H_T &= H - H_D \\
 &= 1753332,9452 - 1749281,340 \\
 &= 4051,6057 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\
 &= \frac{4,1510963 + 4,08860}{2} \\
 &= 4,11985 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 4051,6057 \times 4,11985 \\ &= 16691,9928 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Maka moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 7261435,3371 + 215474,493 + 16691,9928 \\ &= 7493601,8229 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\text{Karena } M_o < M_a, \text{ maka } M_{\max} = M_a = 6554311,94 \text{ lb.in}$$

Perhitungan tebal flange

$$f_T = \frac{Y \times M_o}{t^2 \times B}$$

sehingga diperoleh rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \quad \text{dan } k = A/B$$

dimana, A = diameter luar flange
B = diameter luar silinder
f = stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} \text{maka, } k &= \frac{122,0522}{108} \\ &= 1,130 \end{aligned}$$

Dari fig.12.22 Brownell & Young hal. 238 , didapatkan :

$$\begin{aligned} Y &= 16 \\ M_{\max} &= M_a = 6554311,9402 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Sehingga tebal flange :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \\ &= \sqrt{\frac{16 \times 6554311,94}{18750 \times 108}} = 7,1963 \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan Perancangan

1. Flange

Bahan konstruksi	=	High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
Tensile strength minimum	=	75000 psia
Allowable stress (f)	=	18750
Tebal	=	7 in
OD	=	122,05 in
Type flange	=	Ring flange loose type

2. Bolting

Bahan konstruksi	=	High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength minimum	=	75000 psia
Allowable stress (f)	=	15000
Ukuran	=	3 in
Jumlah	=	8 buah
Bolt circle diameter	=	116,30 in
Edge distance	=	2 7/8 in
Minimum radial distance	=	3 5/8 in
Bolt spacing	=	6 1/4 in

3. Gasket

Bahan konstruksi	=	Ring joint (stainless steel)
Gasket factor (m)	=	6,5
Min design seating stress	=	26000 psia
Tebal	=	1/8 in

PERANCANGAN SISTEM PENYANGGA

A. Menghitung berat total tangki

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban Reaktor Multitube dan perlengkapannya.

Beban - beban yang ditahan oleh penyangga Reaktor Multitube meliputi :

- Berat shell
- Berat tutup atas dan bawah
- Berat liquid dalam reaktor

- d. Berat tube
- e. Berat attachment
- f. Berat Baffle
- g. Berat katalis
- h. Berat air pendingin
- i. Berat tube sheet

Dasar Perhitungan :

- a. Berat shell

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (D_o^2 - D_i^2) H. \rho$$

Dimana :

W_s = berat shell, lb

D_o = diameter luar shell = 108 in = 9 ft

D_i = diameter dalam shell = 106,25 in = 8,8542 ft

H = tinggi shell (Ls) = 294,702 in = 24,559 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal.3)

Berat shell

$$\begin{aligned} W_s &= (\pi/4) \times [(9)^2 - (8,8542)^2] \times 24,559 \times 489 \\ &= 24545,78478 \text{ lb} \\ &= 11133,72252 \text{ kg} \end{aligned}$$

- b. Berat tutup atas dan bawah

Rumus :

$$W_d = A . t . \rho$$

$$A = 6,28 . L . h$$

(Hesse, persamaan 4-16 hal

Dimana :

W_d = berat tutup , lb

A = luas tutup standar dishead, ft²

t = tebal tutup (th) = 1 2/8 in = 0,107 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal.3)

L = crown radius (r) = 106,25 in = 8,8542 ft

h = tinggi tutup (h) = 16 7/8 in = 1,4084 ft

Luas tutup :

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \times 106,25 \times 16,901 \\ &= 11276,94633 \text{ in}^2 \\ &= 78,312127 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berat tutup

$$\begin{aligned} W_d &= 78,312127 \times 0,107 \times 489 \\ &= 4095,9617 \text{ lb} \\ &= 1857,8873 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup bawah dan atas} &= 2 \times W_d \\ &= 2 \times 1857,8873 \\ &= 3715,7745 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Berat liquid dalam reaktor

Rumus :

$$W_l = m \times t$$

Dimana :

$$m = \text{berat larutan dalam tangki} = 17219,4134 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal liquid} = 0,1667 \text{ jam}$$

Maka :

$$\begin{aligned} W_l &= 17219,41339 \times 0,1667 \\ &= 2869,902231 \text{ lb} \\ &= 1301,758953 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Berat tube

Rumus :

$$W_t = (\pi/4 (D_o^2 - D_i^2) H. \rho) \times \text{jumlah tube}$$

Dimana :

$$W_t = \text{berat tube, lb}$$

$$D_o = \text{diameter luar tube} = 5,563 \text{ in} = 0,4636 \text{ ft}$$

$$D_i = \text{diameter dalam tube} = 5,047 \text{ in} = 0,4206 \text{ ft}$$

$$H = \text{panjang tube} = 294,70212 \text{ in} = 24,559 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal.3)

Berat tube

$$\begin{aligned} W_t &= (\pi/4) \times [(0,4636)^2 - (0,4206)^2] \times 24,559 \times 489 \times 2 \\ &= 89603,12099 \text{ lb} \\ &= 40643,07965 \text{ kg} \end{aligned}$$

e. Berat attachment

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, halaman 157 :

$$W_a = 18 \% W_s$$

Dimana :

W_a = berat attachment, lb

$$W_s = \text{berat shell} = 24545,78478 \text{ lb} = 11133,723 \text{ kg}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= 0,18 \times 11133,723 \text{ kg} \\ &= 2004,0701 \text{ kg} \end{aligned}$$

f. Berat Baffle

$$W_{bj} = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 75 \% \pi/4 d_i \quad (\text{Hesse, persamaan 4-16 hal.})$$

Dimana :

W_b = berat baffle, lb

A = luas baffle, ft²

$$t = \text{tebal baffle} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal.3)

$$d_i = \text{diameter dalam shell} = 106,25 \text{ in}$$

$$h = \text{tinggi tube} = 294,70 \text{ in} = 24,559 \text{ ft}$$

$$B = \text{baffle spacing} = 53 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{h}{B} = \frac{294,7}{53,125} = 6 \text{ buah}$$

Luas tutup :

$$\begin{aligned} A &= 0,75 \times 0,785 \times 106,25 \\ &= 62,5547 \text{ in}^2 \\ &= 0,4344 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berat baffle

$$\begin{aligned} W_b &= 0,4344 \times 0,0156 \times 489 \\ &= 3,3191 \text{ lb} \\ &= 1,506 \text{ kg} \end{aligned}$$

g. Berat air pendingin

$$\begin{aligned} \text{Berat air pendingin} &= \text{jumlah laju alir air pendingin} \\ &= 1974,6171 \text{ kg} \end{aligned}$$

h. Berat tube sheet

$$\begin{aligned} \text{Luas baffle} &= 0,434 \text{ ft}^2 \\ \text{Tebal baffle} &= 0,0156 \text{ ft} = 0,1875 \text{ in} \\ \text{Luas baffle} &= 80 \% \text{ Luas tube sheet} \\ \text{Luas tube sheet} &= 0,543 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berat tube sheet (W_{ts})

$$\begin{aligned} W_{ts} &= 2 \times \text{luas tube sheet} \times \text{tebal baffle} \times \text{densitas bahan} \\ &= 2 \times 0,5430 \times 0,0156 \times 489 \\ &= 8,2979 \text{ lb} = 3,7638 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat total penyangga

$$\begin{aligned} W_{total} &= 60778,2922 \text{ kg} \\ &= 133991,8229 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned} W_{TOTAL} &= 1,2 \times 60778,2922 \\ &= 72933,9506 \text{ kg} \\ &= 160790,1875 \text{ lb} \end{aligned}$$

B. Perancangan Leg Support (Penyangga)

Reaktor yang dirancang nantinya akan diletakkan didalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin.

Dasar Perhitungan :

Beban tiap kolom :

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H-l)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

(Pers. 10.76 Brownell & Young, hal.197)

dimana,

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin, lb

V_w = kecepatan angin = 10 knot = 18,52 km/jam = 11,5078 mph

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

n = jumlah support = 4 buah

W = berat total = 160790,1875 lb

D_{bc} = diameter anchor bolt circle

Karena $P_w = 0$

Maka:

$$P = \frac{\sum W}{n}$$

Untuk penahan dipilih kolom jenis I-Beam yang berjumlah 6 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\sum W}{n} \\ &= \frac{72933,95}{6} \\ &= 12155,658 \text{ kg} \\ &= 26798,365 \text{ lb} \end{aligned}$$

Trial Ukuran I Beam

Untuk mendapatkan ukuran I-Beam didasarkan pada ukuran standard dari App.G Brownell & Young, hal. 355 yaitu :

Trial I-Beam 7 in ukuran $7 \times 3 \frac{5}{8}$ dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

Nominal size	:	7 in
Berat	:	15,3 lb
Area of section (A_y)	:	4,43 in ²
Depth of beam (h)	:	7 in
Width of flange (b)	:	3,660 in
I_{1-1}	:	36,20 in ⁴

Axis (r) : 2,860 in

- Menghitung tinggi total reaktor (H)

Jarak antara base plate dengan bagian bawah silinder (L) diambil untuk nilai optimumnya, yaitu 5 ft

Tinggi reaktor = 27,3753 ft

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor (H)} &= 5 + 27,3753 \\ &= 32,3753 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menghitung panjang Leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \times 32,375282 + 2,5 \text{ ft} \\ &= 18,687641 \text{ ft} \\ &= 224,25169 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung bearing capacity (fc)

Dengan :

$$\frac{l}{r} = \frac{224,25169}{2,860} = 78,4097 > 60$$

Maka :

$$f_c = \frac{18000}{1 + \frac{78,4097^2}{18000}} = 13417,217$$

sehingga :

$$\begin{aligned} f_{\text{eksentrik}} &= \frac{P(a + 0,5b)}{\frac{I_{1-1}}{0,5b}} \\ &= \frac{26798,365 (1,5 + 0,5 \times 3,660)}{\frac{36,20}{0,5 \times 3,660}} \\ &= 4511,230772 \text{ lb/in}^2 \\ f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{\text{eksentrik}} \\ &= 13417,21668 - 4511,2308 \\ &= 8905,986 \text{ psi} \end{aligned}$$

Luas yang dibutuhkan (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{P}{f_c \text{ aman}} \\
 &= \frac{26798,3646}{8905,986} \\
 &= 3,0090284 \text{ in}^2 < A_y
 \end{aligned}$$

Karena $A < A_y$ yang tersedia (A_y) maka trial I-Beam sudah memadai.

C. Perancangan Base Plate

Perencanaan :

Base plate yang dibuat memiliki toleransi panjang sebesar 5% dan toleransi lebar sebesar 20%. (Hesse, hal. 163)

Bahan konstruksi	:	Beton
Ketahanan bearing terhadap stress (f_c)	:	600 lb/in ²
Kedalaman beam(h)	:	7 in
Lebar flange (b)	:	3,66 in

- Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \frac{P}{f_c} \\
 &= \frac{26798,4}{600} \\
 &= 44,6639 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

- Menghitung panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \text{luas base plate} \\
 &= 44,6639 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 l &= \text{lebar base plate, in} \\
 &= 2n + 0,95h
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 p &= \text{panjang base plate, in} \\
 &= 2m + 0,8b
 \end{aligned}$$

Diasumsikan $m = n$

$$b = 4,994 \text{ in}$$

$$h = 10 \text{ in}$$

(Hesse, hal. 163)

maka,

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= (2m + 0,8b) \times (2n + 0,95h) \\
 44,6639 \text{ in}^2 &= [2m \times (2n + 0,8b)] + [0,95h \times (2n + 0,8b)] \\
 44,6639 \text{ in}^2 &= (2m + 4,75) \times (2m + 2,4) \\
 44,6639 \text{ in}^2 &= 4m^2 + 19,156m + 19,4712 \\
 0 &= m^2 + 4,789m + -6,2982
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$m = 5,8632 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,8b \\
 &= (2 \times 5,8632) + (0,8 \times 3,66) \\
 &= 14,654381 \text{ in} \approx 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,95h \\
 &= (2 \times 5,8631907) + (0,95 \times 7) \\
 &= 18,376381 \text{ in} \approx 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena nilai $l > p$, maka nilai l dijadikan sebagai acuan menghitung $A_{bp \text{ baru}}$

agar $A_{bp \text{ baru}} > A_{bp}$

- Menghitung luas penampang base plate baru ($A_{bp \text{ baru}}$)

$$\begin{aligned}
 A_{bp \text{ baru}} &= p \times l \\
 &= 12 \times 16 \\
 &= 192 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

- Menghitung harga m dan n baru

Harga m atau n yang dipakai adalah yang memiliki harga terbesar.

$$\begin{aligned}
 p &= 2m + 0,8b \\
 18,3764 &= 2m + (0,8 \times 3,66)
 \end{aligned}$$

$$m = 7,7242 \text{ in}$$

$$l = 2n + 0,95h$$

$$18,3764 = 2n + (0,95 \times 7)$$

$$n = 5,8632 \text{ in}$$

Karena harga $m > n$ maka m dijadikan sebagai acuan

- Menghitung stress yang harus ditahan oleh bearing (f_c')

$$\begin{aligned} f_c' &= \frac{P}{A_{bp \text{ baru}}} \\ &= \frac{26798,4}{192} \\ &= 139,57482 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $f_c' < f_c$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

- Menghitung tebal base plate

Diketahui :

$$m = 7,7241907 \text{ in}$$

$$P = f_c' = 139,57482 \text{ lb/in}^2$$

maka,

$$\begin{aligned} t &= \sqrt[3]{0,00015 \times P \times m^2} \\ t &= \sqrt[3]{0,00015 \times 139,57482 \times 7,7242^2} \\ &= 1,1176 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung dimensi baut dari base plate

Diketahui :

$$\text{Gaya yang bekerja pada I Leg (P)} = 26798,36 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut pada setiap Leg} = 4 \text{ buah}$$

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{26798,4}{4} \\ &= 6699,5911 \text{ lb} \end{aligned}$$

Bahan baut : High Alloy Steel SA-193 grade B type 321

Max Allowable stress (f) : 15000 psi

$$\begin{aligned} A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\ &= \frac{6699,59}{15000} \\ &= 0,4466 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{\pi \times d_{\text{baut}}^2}{4}$$

$$0,4466 = \frac{3,14 \times d_{\text{baut}}^2}{4}$$

$$d_{\text{baut}} = 0,7543 \text{ in}$$

Standarisasi diameter baut dari Tabel 10.4 Brownell & Young hal. 188

sehingga diperoleh ukuran baut 1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut	=	1/2 in
Root area	=	0,551
Bolt spacing min	=	1 1/4 in
Min. Radial distance	=	1 1/5 in
Edge distance	=	5/8 in
Nut dimension	=	7/8 in
Max filled radius	=	1/4 in

D. Perancangan Lug dan Gusset

Perencanaan:

Digunakan 2 buah plat horizontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusset).

Type	:	Double gusset plate
Bahan	:	High Alloy Steel SA-193 Grade B8t type 321
Max Allowable stress (f)	:	15000 psia
μ steel	:	0,3

- Menghitung tebal horizontal plate (thp)

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allowable}}}}$$

$$M_y = \frac{P}{\pi} \times \left[(1+\mu) \times \ln \frac{2 \times 1}{\pi} + (1-\nu_1) \right]$$

- Menentukan gusset spacing (b')

Diketahui :

Lebar flange (b)	=	3,66 in
d_{baut}	=	1 in
b'	=	$b + (2 \times d_{\text{baut}})$

$$= 3,66 + (2 \times 1)$$

$$= 5,66 \text{ in}$$

- Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ν_1

Diketahui :

$$l = b_{1\text{-Beam}} = \text{lebar flange} = 3,66 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{5,66}{3,66} = 1,5464$$

Dari Tabel 10.6 Brownell & Young hal. 192 diperoleh :

$$\nu_1 = 0,125$$

- Menentukan radius (e)

Diketahui :

$$\text{Tebal silinder reaktor} = 0,8093 \text{ in}$$

$$e = 0,5t_s + 1,5 + 0,5 b_{1\text{-Beam}}$$

$$= 3,7346$$

$$M_y = \frac{P}{\pi} \times \left[(1+\mu) \times \ln \frac{2 \times l}{\pi} + (1-\nu_1) \right]$$

$$M_y = 2463,0743 \text{ in-lb}$$

Maka :

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allowable}}}}$$

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \times 2463,0743}{15000}} = 0,9926 \text{ in}$$

- Menghitung tebal gusset (t_g)

$$t_g = \frac{3}{8} \times \text{thp}$$

$$= \frac{3}{8} \times 0,9926$$

$$= 0,3722 \text{ in}$$

- Menghitung tinggi gusset (h_g)

$$h_g = A + \text{ukuran baut}$$

$$\text{Dimana } A = \text{lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$= 1 \text{ in} + 9 \text{ in}$$

$$= 9,5 \text{ in-lb}$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_g &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 9,5 + 1 \\ &= 10,5 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi lug (h)

$$\begin{aligned} h &= h_g + 2thp \\ &= 11 \text{ in} + 2(0,9926) \\ &= 12,4852 \text{ in} \end{aligned}$$

PERANCANGAN PONDASI

Dasar perhitungan :

- Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 26798,36 \text{ lb}$$

- Menghitung beban base plate (W_{bp})

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate} &= 12 \text{ in} &= 1 \text{ ft} \\ l &= \text{lebar base plate} &= 16 \text{ in} &= 1,3333 \text{ ft} \\ t &= \text{tebal base plate} &= 1,1176 \text{ in} &= 0,0931 \text{ ft} \\ \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} &= 481 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= p \times l \times t \times \rho \\ &= 1 \times 1,3333 \times 0,0931 \times 481 \\ &= 59,7317 \end{aligned}$$

- Menghitung beban kolom penyangga

$$W_p = L \times A \times F \times \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} L &= \text{Tinggi kolom} &= 7 \text{ in} &= 0,5833 \text{ ft} \\ A &= \text{luas kolom I-Beam} &= 3,009 \text{ in}^2 &= 0,0209 \text{ ft} \\ F &= \text{faktor koreksi} &= 3,4 \\ \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} &= 481 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Maka beban tiap penyangga :

$$W_p = L \times A \times F \times \rho$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,5833 \times 0,0209 \times 3,4 \times 481 \\
 &= 19,9345 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Menghitung berat total dari reaktor dan support

$$\begin{aligned}
 W_T &= W + W_{bp} + W_p \\
 &= 26798,36 + 59,7317 + 19,9345 \\
 &= 26878,0307 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom

Untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut adalah :

- Luas pondasi atas = 20 x 20 in
- Luas pondasi bawah = 32 x 32 in
- Tinggi = 25 in

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pondasi rata-rata (A)} &= \frac{\text{Luas pondasi atas} + \text{Luas pondasi bawah}}{2} \\
 &= \frac{(20 \times 20) \text{ in}^2 + (32 \times 32) \text{ in}^2}{2} \\
 &= 712 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi (V)} &= A \times H \\
 &= 712 \times 25 \\
 &= 17800 \text{ in}^3 \\
 &= 10,3009 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi pondasi : semen batu pasir

$$\text{Densitas : } 137 \text{ lb/ft}^3$$

(Tabel 2-118 Pei

$$\begin{aligned}
 \text{Berat pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 10,3009 \times 137 \\
 &= 1411,2269 \text{ lb} \\
 &= 640,1184 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan

- Save bearing power minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing power maximum = 10 ton/ft²

(Tabel 12.2 Hesse, hal

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 22046 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

W = berat beban total + berat pondasi

A = Luas bawah pondasi

Sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{W}{A} \\ &= \frac{26878,0 + 1411,2269}{1024} \\ &= 27,6262 \text{ lb/in}^2 \\ &= 3978,1768 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi , maka pondasi dengan ukuran luas atas sebesar (20 x 20) in dan ukuran luas bawah sebesar (32 x 32) in dengan tinggi pondasi sebesar 25 in digunakan.

Reaktor Multi tubular (R-110) (Putra Dwi A./ 06.14.013)

KESIMPULAN :

- Jenis : Fixed-Bed Multi Tubular Reaktor
- Kode Alat : R-110
- Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara Isopropanol dan O₂ membentuk Hidrogen Peroksida
- Bentuk : Kolom silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dish
- Prinsip kerja : Umpan Isopropanol yang berupa liquida masuk melewati nozzle atas untuk gas udara masuk melalui nozzle bawah, dalam tube akan terjadi kontak antara liquida dengan gas dimana produk keluar melalui nozzle pengeluaran bawah sedangkan gas buang melalui nozzle atas Reaksi yang bersifat Eksotermis menyebabkan dibutuhkannya air pendingin yang disirkulasikan pada bagian Shell.

Spesifikasi Peralatan :**1. Bagian Silinder**

- Diameter luar (Do) = 108 in
- Diameter dalam (Di) = 106,25 in
- Tebal Shell = 7/8 in
- Tebal tutup = 1,2835 in
- Tinggi Shell (L) = 328,50 in = 27,375 ft
- Bahan konstruksi High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Ukuran Tube

- Diameter luar (Do) = 5,047 in
- Diameter dalam (Di) = 5,563 in
- Pt = 6,9538 in
- Nt = 250 buah

2. Ukuran bagian tutup atas dan bawah

- Crown radius = 106,25 in
- Tinggi = 16 7/8 in
- Tebal = 1 1/2 in

3. Nozzle (berdasarkan diameter dalam)

- Ukuran pipa masuk umpan = 3,5 in
- Ukuran pipa masuk gas = 8,625 in
- Ukuran pipa keluar gas = 8,625 in
- Ukuran pipa keluar produk = 3,5 in
- Ukuran pipa masuk pendingin = 3,5 in
- Ukuran pipa keluar pendingin = 3,5 in

4. Baffle

- Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade S
- Jumlah baffle = 6
- Baffle spacing = 53 1/8 in
- Tebal = 0,1875 in
- Luas baffle = 0,434 in²

5. Sambungan head dan shell

a. Gasket

- Bahan = Ring joint (stainles steel)
- Tebal = 0,210 in
- Diameter = 108,13 in

b. Flange

- Bahan = High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
- Tebal = 7 in
- OD = 122,05 in
- Type Flange = Ring flange loose type

c. Bolting

- Bahan = High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
- Ukuran = 3 in
- Bolt circle diameter = 116,30 in
- Jumlah = 8 buah
- Edge distance = 2 7/8 in
- Minimum radial distance = 3 5/8 in

d. Lug

- Lebar = 9,5 in
- Tebal = 1 in
- Tinggi = 12,5 in

e. Gusset

- Lebar = 10,5 in
- Tebal = 0,125 in
- Tinggi = 10,5 in

f. Base Plate

- Panjang = 12 in
- Lebar = 16 in
- Tebal = 1,1176 in

g. Pondasi

- Tinggi = 25 in
- Luas atas = 400 in²
- Luas bawah = 1024 in²

Nama Alat : Kolom Distilasi

Kode Alat : D - 130

Type : *Sieve Tray*

Fungsi : Memisahkan H_2O_2 dari campurannya

Prinsip kerja :

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada *skirt support* dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom dan memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang *tray* yang terdispersi oleh liquid yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquid diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Kondisi operasi kolom distilasi :

- a. Suhu operasi : $67^\circ C$
- b. Tekanan operasi : 1 atm
- c. Waktu operasi : 1 jam

Dari data neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B, diketahui :

1. Feed masuk

$$\text{Rate} = 13909,94394 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Temperatur} = 67^\circ C = 340,15 \text{ K}$$

2. Destilat

$$\text{Rate} = 6965,499537 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Temperatur} = 73^\circ C = 346,15 \text{ K}$$

3. Bottom

Rate = 6944,4444 kg/jam

Temperatur = 81°C = 352,95 K

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. Konstruksi *detail tray*

2. Perencanaan *nozzle*

- a. *Nozzle* untuk bahan masuk
- b. *Nozzle* untuk top kolom
- c. *Nozzle* untuk refluks kondensor
- d. *Nozzle* untuk bottom kolom
- e. *Nozzle* untuk uap reboiler

3. Perencanaan mekanis, meliputi :
 - a. Perancangan *gasket*
 - b. Perancangan *bolting*
 - c. Perancangan *flange*
4. Perencanaan *skirt support* dan pondasi

Perhitungan :

6.1. Perancangan Kolom Distilasi

A. Menentukan Jumlah Plate

Dari Appendix A Neraca Massa diketahui :

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	x _F	F (kg/jam)	x _D	D (kg/jam)	x _B	B (kg/jam)
Aceton	0,2436	5917,8116	0,8069	5917,8116	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈ O	0,0364	914,7628	0,1145	869,0246	0,0026	45,7381
H ₂ O	0,4739	3573,2666	0,0785	178,6633	0,6449	3394,6033
H ₂ O ₂	0,2461	3504,1030	0,0000	0,0000	0,3525	3504,1030
JML	1,0000	13909,944	1,0000	6965,4995	1,0000	6944,4444

Dari Appendix B Neraca Panas diketahui :

Data Dew Point Untuk Distilat (D) :

Komponen	y_{id}	K_i	α_i	x_i
C ₃ H ₈ O	0,1145497	0,3696771	0,2675291	0,3098642
H ₂ O ₂	0	1,3818198	1	0
Aceton	0,8069492	1,734186	1,2550015	0,4653187
H ₂ O	0,0785011	0,34989	0,2532096	0,2243595
jml	1	3,8355729	2,7757402	0,9995424

Data Bubble Point Untuk Bottom (B) :

Komponen	x_{iw}	K_i	α_i	y_i
C ₃ H ₈ O	0,0026069	0,4980736	0,2812937	0,0012984
H ₂ O ₂	0,3524528	1,7706535	1	0,6240717
Aceton	0	2,6962987	1,5227704	0
H ₂ O	0,6449403	0,5889698	0,3326285	0,3798503
jml	1	5,5539956	3,1366926	1,0052205

$$R_{min} = 0,0600$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{0,0600}{0,0600 + 1}$$

$$= 0,0566$$

$$R = 1,5 \times R_{min}$$

$$= 0,09$$

$$\begin{aligned}\frac{R}{R+1} &= \frac{0,09}{0,09+1} \\ &= 0,0826\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{N_{min}}{N} = 0,19$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 688)

Penentuan jumlah plate minimum (N_{min}) digunakan metode Fenske, dimana :

$$\alpha_{LD} = 0,2532$$

$$\alpha_{LW} = 0,3326$$

$$X_{LD} = 0,0785$$

$$X_{LW} = 0,6449$$

$$X_{HD} = 0,8069$$

$$X_{HW} = 0,3525$$

$$\alpha_{L,av} = (\alpha_{LD} \times \alpha_{LW})^{1/2}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 683)

$$= (0,2532 \times 0,3326)^{1/2}$$

$$= 2,2902$$

$$N_m = \frac{\log[(x_{LD} \cdot D/x_{HD} \cdot D)(x_{HW} \cdot W/x_{LW} \cdot W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, hal. 683)

$$= 7,84 \approx 8$$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliand Correlation* antara plate aktual dengan refluk minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{N_{\min}}{N}$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,19$$

$$N - N_{\min} = 0,19 (N + 1)$$

$$N = 10,11 \approx 11 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate aktual adalah 11 buah

B. Menentukan Letak Umpan Masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's*, dimana :

$$X_{LF} = 0,0364$$

$$X_{HF} = 0,4739$$

$$X_{LW} = 0,0026$$

$$X_{HD} = 0,0785$$

$$D = 6965,4995 \text{ kg/jam}$$

$$W = 6944,4444 \text{ kg/jam}$$

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

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3th edition, per. 11-7-21, hal. 687)

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,4739}{0,0364} \right) \times \frac{6944,4444}{6965,4995} \times \left(\frac{0,0026}{0,0785} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = -0,3804$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,4165$$

$$N_e = 0,4165 N_s \dots\dots\dots (1)$$

$$N_e + N_s = 11$$

$$N_e = 11 - N_s \dots\dots\dots (2)$$

Substitusikan pers. (2) ke pers. (1) :

$$0,4165 N_s = (11 - N_s)$$

$$N_s = 7,76 \approx 8$$

Jadi feed masuk pada plate ke -8 dari atas.

C. Menentukan Distribusi Beban Massa pada Kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= (0,0900 + 1) \times 126,4407 \text{ kmol/jam} \\ &= 137,8197 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida keluar kondensor (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 0,0900 \times 126,4407 \text{ kmol/jam} \\ &= 11,3797 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran uap keluar reboiler (V')

$$\begin{aligned}V' &= V + F(q - 1) \\ &= 137,8197 + 418,85394(1-1) \\ &= 137,8197 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Aliran liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned}L' &= L_o + (q \times F) \\ &= 11,3790 + (1 \times 418,85394) \\ &= 430,232919 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Enriching

$$V = 137,8197 \text{ kmol/jam} = 303,8373 \text{ lbmol/jam}$$

$$L = 11,3797 \text{ kmol/jam} = 25,0876 \text{ lbmol/jam}$$

Exhausting (Stripping)

$$V' = 137,8197 \text{ kmol/jam} = 303,8373 \text{ lbmol/jam}$$

$$L' = 430,232919 \text{ kmol/jam} = 948,4915 \text{ lbmol/jam}$$

Menentukan BM Campuran

Komponen	X_F	X_D	X_B	Y_F	Y_D	Y_B	BM
C_3H_8O	0,0364	0,1145	0,0026	0,0102	0,0026	0,0013	60
H_2O_2	0,2461	0,0000	0,3525	0,2707	0,0000	0,6241	34
Aceton	0,2436	0,8069	0,0000	0,5302	0,9959	0,0000	58
H_2O	0,4739	0,0785	0,6449	0,1934	0,0093	0,3799	18
JUMLAH	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	170

Enriching

- Bagian atas :

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquida} &= (X_D C_3H_8O \times \text{BM } C_3H_8O) + (X_D H_2O_2 \times \text{BM } H_2O_2) + (X_D \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (X_D H_2O \times \text{BM } H_2O) \\
 &= 55,0832 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (Y_D C_3H_8O \times \text{BM } C_3H_8O) + (Y_D H_2O_2 \times \text{BM } H_2O_2) + (Y_D \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (Y_D H_2O \times \text{BM } H_2O) \\
 &= 58,0856 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquida} &= (X_F C_3H_8O \times \text{BM } C_3H_8O) + (X_F H_2O_2 \times \text{BM } H_2O_2) + (X_F \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (X_F H_2O \times \text{BM } H_2O) \\
 &= 33,2104 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (Y_F \cdot \text{C}_3\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}) + (Y_F \text{ H}_2\text{O}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}_2) + (Y_F \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (Y_F \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\
 &= 44,0486 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

Exhausting

- Bagian atas :

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquida} &= (X_F \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}) + (X_F \text{ H}_2\text{O}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}_2) + (X_F \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (X_F \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\
 &= 33,2104 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (Y_F \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}) + (Y_F \text{ H}_2\text{O}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}_2) + (Y_F \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (Y_F \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\
 &= 44,0486 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquida} &= (X_B \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}) + (X_B \text{ H}_2\text{O}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}_2) + (X_B \text{ H}_2\text{O} \\
 &\quad \times \text{BM H}_2\text{O}) \\
 &= 23,7492 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (Y_B \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}) + (Y_B \text{ H}_2\text{O}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}_2) + (Y_B \\
 &\quad \text{Aceton} \times \text{BM Aceton}) + (Y_B \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\
 &= 28,1356 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Destilasi

	Uap			Liquida		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
Enriching						
Atas	303,8373	58,0856	17648,572	25,0876	55,0832	1381,905
Bawah	303,8373	44,0486	13383,608	25,0876	33,2104	833,169
Exhausting						
Atas	303,8373	44,0486	13383,608	948,4915	33,2104	31499,7821
Bawah	303,8373	28,1356	8548,645	948,4915	23,7492	22526

Perhitungan beban destilasi terletak pada *Exhausting* bagian atas

$$L = 31499,7821 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 33,2104$$

$$V = 13383,608 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 44,0486$$

Perhitungan densitas campuran :

Densitas uap pada suhu 73 °C, diketahui :

$$T_0 = 273,15 \text{ K}$$

$$T_1 = 73^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$$

$$V_0 = 359 \text{ ft}^3 \text{ (volume udara dalam keadaan standard)}$$

$$P_0 = 1 \text{ atm}$$

$$T_1 = 1 \text{ atm}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM} \times T_0 \times P_1}{V_0 \times T_1 \times P_0}$$

$$= \frac{44,0486 \times 273,15 \times 1}{359 \times 346,15 \times 1}$$

$$= 0,0968 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas liquida pada suhu 149,39 °C, diketahui :

Komponen	massa (kg/jam)	massa (lb/jam)	ρ (g/cm ³)	ρ (lb/ft ³)
C ₃ H ₈ O	914,7628	13917,7875	0,786	49,06998
H ₂ O ₂	3504,1030	0,0043	1,4425	90,055275
Aceton	5917,8116	0,1297	0,7925	49,475775
H ₂ O	3573,2666	0,0013	0,9971	62,248953
Jumlah	13909,944	30665,86254	4,0181	250,849983

$$\rho_L = \frac{\text{massa total}}{\sum(\text{massa komponen/densitas komponen})}$$

$$= 59,3008 \text{ lb/ft}^3$$

D. Menentukan Surface Tension Bahan (σ)

$$\sigma = \left\{ \frac{[P]}{1000} (\rho_L - \rho_G) \right\}^4$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 7, pers. 2-168, hal. 2-372)

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	[P]
C ₃ H ₈ O	171
H ₂ O ₂	71

Aceton	140
H ₂ O	51
Total	432

$$\begin{aligned} \text{Surface tension pada bahan } (\sigma) &= \left\{ \frac{[P]}{1000} (\rho_L - \rho_G) \right\}^4 \\ &= 1,63 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

E. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

$$\begin{aligned} L &= 31499,7821 \text{ lb/jam} & \rho_L &= 59,3008 \text{ lb/ft}^3 \\ V &= 13383,608 \text{ lb/jam} & \rho_V &= 0,0968 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

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

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, hal. 56)

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

Misalkan $Lw/d = 60\%$, diperoleh nilai Ad sebesar $5\%At$ (Ludwig, Fig.8-48, hal. 77)

$$\text{Harga shell} = \pi \cdot d \cdot (T/12) \times h_1 \quad (h_1 = \$ 2,8/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga tray} = (1 - 0,05) \cdot \pi/4 \cdot d^2 \times h_2 \quad (h_2 = \$ 0,79/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga downcomer} = 0,6 \cdot T/12 \times h_3 \quad (h_3 = \$ 0,5/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga Total} = \text{Harga Shell} + \text{Harga Tray} + \text{Harga Downcomer}$$

Dari Gambar 8-38. Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada σ 1,63 dyne/cm, sehingga didapatkan tabel seperti dibawah ini untuk T antara 12 – 36 inch :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T (in)	C	G	d	Harga (T/ft ²)			Total
				Shell	Tray	Downcomer	
10	30	88,7458	8,3912	61,4795	41,4828	0,2500	103,2123
12	80	236,6553	5,1385	45,1780	15,5561	0,3000	61,0341
15	175	517,6836	3,4743	38,1824	7,1113	0,3750	45,6688
18	245	724,7570	2,9363	38,7240	5,0795	0,4500	44,2536
20	275	813,5027	2,7715	40,6120	4,5254	0,5000	45,6374
24	335	990,9943	2,5111	44,1550	3,7149	0,6000	48,4699
30	385	1138,9038	2,3424	51,4851	3,2324	0,7500	55,4676
36	420	1242,4406	2,2426	59,1519	2,9631	0,9000	63,0150

Diambil T = 18 in dengan d = 2,9363 ft = 35,236 in, karena mempunyai harga yang paling murah.

2. Menentukan type aliran

$$L = \frac{31499,7821 \text{ lb/jam}}{58,3008 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{7,48 \text{ gal/ft}^3}{60 \text{ menit}} = 43,8734 \text{ gpm}$$

Dengan kecepatan aliran sebesar 43,8734 gpm dan d = 2,9363 ft, dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "*Cross Flow*".

3. Pengecekan terhadap liquid head (h_d)

$$Q_{L\max} = 1,3 \times L = 1,3 \times 43,8734 \text{ gpm} = 57,0354 \text{ gpm}$$

$$Q_{L\min} = 0,7 \times L = 0,7 \times 43,8734 \text{ gpm} = 30,7114 \text{ gpm}$$

$$h_{ow\max} = \left[\frac{Q_{\max}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow\min} = \left[\frac{Q_{\min}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_w = 1,5 - 3,5 \text{ in}$$

$$h_{L\max} = h_w + h_{ow\max}$$

$$h_{L\min} = h_w + h_{ow\min}$$

Untuk $d = 2,9363 \text{ ft} = 35,236 \text{ in}$, $T = 18 \text{ in}$, Sieve Tray dan Cross Flow :

Lw/d	0,55	0,60	0,65	0,70	0,75	0,80
Lw (in)	19,3796	21,1414	22,9032	24,6650	26,4268	28,1886
How max (in)	0,9292	0,8768	0,8312	0,7912	0,7556	0,7238
How min (in)	0,6150	0,5803	0,5502	0,5236	0,5001	0,4790
hw (in)	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max (in)	<u>2,4292</u>	2,3768	2,3312	2,2912	2,2556	2,2238
hl min (in)	2,1150	2,0803	2,0502	2,0236	2,0001	1,9790

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

$$Lw/d = 55 \%, \text{ dengan } Lw = 19,3796 \text{ in}$$

$$h_w - h_c = \frac{1}{4} \text{ in}$$

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

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_c &= L_w \times h_c \\ &= 19,3796 \text{ in} \times 1,25 \text{ in} \\ &= 24,2245 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_d = 4 \% A_t$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 77)

$$= 4 \% \times \pi/4 \cdot d^2 = 0,2707 \text{ ft}^2$$

Mencari harga A_c :

A_c pada $h_c = 1,5 \text{ in}$ sehingga $h_c = 1,25 \text{ in} \rightarrow$

$$A_c = \frac{h_c \cdot L_w}{144} = \frac{1,25 \times 19,3796}{144} = 0,1682 \text{ ft}^2$$

A_c pada $h_c = 3,5 \text{ in}$ sehingga $h_c = 3,25 \text{ in} \rightarrow$

$$A_c = \frac{h_c \cdot L_w}{144} = \frac{3,25 \times 19,3796}{144} = 0,4374 \text{ ft}^2$$

$$A_p = 0,1682 \text{ ft}^2 \text{ (harga terkecil dari } A_c \text{ dan } A_d)$$

$$\begin{aligned} h_d &= 0,03 \left[\frac{Q_L \max}{100 \times A_p} \right]^2 \\ &= 0,03 \left[\frac{51,7253}{100 \times 0,1682} \right]^2 \end{aligned}$$

$$h_d = 0,2836 \text{ in} < 1 \text{ in (memenuhi)}$$

4. Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk L_w/d sebesar 55 %, didapatkan :

$$W_d = 8,5 \% \times d$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 77)

$$= 2,9951 \text{ in}$$

$$r = \frac{1}{2} d = \frac{1}{2} \times 2,9363 \text{ ft} = 1,4682 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned} x &= r - \frac{W_d + W_s}{12} \\ &= 1,4682 - \frac{2,9951 + 3}{12} \\ &= 0,9686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_a &= 2 \left(x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right) \\ &= 5,2431 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Susunan lubang adalah segitiga

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft ²)	5,2431	5,2431	5,2431	5,2431	5,2431
Ao (ft ²)	0,7605	0,5281	0,3880	0,2971	0,2347

Untuk Lw/d sebesar 55 %, maka Ad = 4 %.At

$$V = 4893,7157 \text{ lb/jam} = 29,1709 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\max} = 1,3 \times V = 1,3 \times 29,1709 = 37,9222 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\min} = 0,7 \times V = 0,7 \times 29,1709 = 20,4197 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Untuk n = 2,5 maka :

$$\begin{aligned}
 U_o \max &= \frac{V_{\max}}{A_o} \\
 &= \frac{37,9222}{0,7605} = 49,8675 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_c &= A_t - A_d \\
 &= (\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d^2) - (4\% \cdot A_t) \\
 &= (0,25 \times 3,14 \times 2,9363^2) - 0,2707 \\
 &= 6,4975 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_p &= 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 + \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 2,2714 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{58,9339} = 0,5294 \text{ in}$$

$$h_l = h_{ow} + h_w = 2,4292 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 h_t &= h_p + h_r + h_l \\
 &= 5,23 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_b &= h_t + h_l + h_d \\
 &= 7,9428 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Pengecekan nilai : } \frac{h_b}{T + h_w}$$

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

$$\frac{7,9428}{18+1,5} \leq 0,5$$

$$0,4073 \leq 0,5 \text{ (memenuhi)}$$

5. Stabilitas Tray dan Weeping

$$U_{\min} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{20,4197}{0,7605} = 26,8517 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} \text{hpm} &= 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\ &= 0,6586 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hpw} &= 0,2 + 0,05 \text{ hl} \\ &= 0,2 + 0,05 (2,4292) \\ &= 0,3215 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $\text{hpm} > \text{hpw}$ maka tray sudah stabil untuk $n = 2,5$

6. Pengecekan pada Entrainment

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

$$U_c = \frac{V}{A_c} = \frac{29,1709}{6,4975} = 3,2884 \text{ ft/s}$$

$$T_c = T - 2,5 \text{ hl} = 18 - 2,5(2,4292) = 11,9271 \text{ in}$$

Sehingga :

$$p = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3,2} = 0,0998$$

$$\frac{p_o}{p} = \frac{0,1}{0,0998} = 1,002 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat/tidak terjadi entrainment)}$$

7. Pelepasan uap dalam Downcomer

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

$$w_l = 0,8 \times \sqrt{h_{ow}(T + h_w + h_b)} = 1,7904 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} w_d &= 8,5\%d \text{ (8,5\% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan } l_w/d = 55 \%) \\ &= 2,9951 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = \frac{1,7904}{2,9951} = 0,5978 < 0,6 \text{ (memadai)}$$

8. Menentukan Dimensi Kolom

a. Menentukan Tinggi Kolom

$$\text{Jumlah tray aktual} = 11 \text{ tray}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray total} &= \text{tray aktual} + 1 \text{ tray kondensor} + 1 \text{ tray reboiler} \\ &= 13 \text{ tray} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar tray (T)} = 18 \text{ in}$$

$$\text{Ditetapkan : * tinggi ruang uap} = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in}$$

$$\text{* tinggi ruang liquid} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= (T \times \text{jumlah tray total}) + \text{tinggi ruang uap} + \text{tinggi} \\ &\quad \text{ruang liquid} \end{aligned}$$

$$= (18 \times 13) + 48 + 72 = 354 \text{ in}$$

$$d_i \text{ kolom distilasi} = 35,2361 \text{ in} = 2,9363 \text{ ft}$$

b. Menentukan tinggi larutan di dalam kolom

$$\text{Umpan masuk} = 13909,9430 \text{ kg/jam} = 30665,8654 \text{ lb/jam}$$

Waktu tinggal volume selama 1 jam :

$$V_{\text{liquid}} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{30665,8654 \text{ lb/jam}}{58,9339 \text{ ft}^3/\text{lb}} = 238,6834 \text{ ft}^3$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

$$V_{\text{tutup}} = 0,0847 \text{ di}^3 = 2,1443 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi tutup (La = Lb)} = 0,169 \text{ di} = 0,4962 \text{ ft} = 5,9549 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total} &= L_a + L_b + L_s \\ &= 5,9549 + 5,9549 + 354 \\ &= 365,9098 \text{ in} = 30,4922 \text{ ft} = 9,2941 \text{ m} \end{aligned}$$

$$hl = 17,6854 \text{ ft}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 + \frac{\rho_L (hl - 1)}{144} \\ &= 14,7 + \frac{58,9339 (34,9486 - 1)}{144} \\ &= 29,0032 \text{ psia} = 29,0032 \text{ lbf/in}^2 \end{aligned}$$

c. Menentukan tebal tangki (ts)

Berdasarkan Brownell & Young Appendiks D hal. 342, bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 240 grade M tipe 316 dengan asumsi tebal shell sebesar $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

$$l = T = 18 \text{ in}$$

$$\text{Suhu operasi} = 67 \text{ }^\circ\text{C} = 152,60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} l/d_o &= \frac{l}{(d \times 12) + 0,1875} \\ &= \frac{18}{(2,9363 \times 12) + 0,1875} \\ &= 0,5081 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o/t &= \frac{2,9363 \times 12}{0,1875} \\ &= 187,9237 \end{aligned}$$

Dari gambar 8.8 hal.147 Brownell & Young diperoleh :

$$B = 12000$$

$$P_{\text{allow}} = \frac{B}{d_o/t} = \frac{12000}{187,9237} = 63,8557 \text{ psi} > 15 \text{ psi (memenuhi)}$$

Diketahui nilai f adalah sebesar 17900 lb/in^2 dan untuk double welded butt joint, maka nilai efisiensinya adalah 80%. Maka untuk faktor korosi (C) sebesar $1/16$ nilai t_s adalah :

$$t_s = \frac{P_i \times d_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C$$

$$= \frac{63,8557 \times 35,2361}{2(17900 \times 0,8 - 0,6 \times 638557)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1413 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Jadi tebal shell (ts) = 3/16 in

Standardisasi do :

$$do = di + 2 \text{ ts} = 35,6111 \text{ in} \approx 36 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 89 diperoleh :

$$do = 36 \text{ in}$$

$$r = 36 \text{ in}$$

$$\text{maka : } di \text{ baru} = do - 2 \text{ ts}$$

$$= 35,6250 \text{ in} = 2,9688 \text{ ft}$$

d. Menentukan tebal tutup standar dishead (th)

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished (tha = thb)

$$\text{Syarat : } r = do = 36 \text{ in}$$

Dari Appendix D hal. 342 Brownell & Young dapat diketahui :

$$f = 17900 \text{ lb/in}^2$$

sehingga :

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times di}{(f \times E - 0,1 \times Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 63,8557 \times 35,625}{(17900 \times 0,80 - 0,1 \times 63,8557)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,2032 \text{ in} \approx 4/16 \text{ in}$$

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

Berikut ini adalah perhitungan untuk masing-masing nozzle:

1. Nozzle feed masuk (A)

$$\text{Rate} = 13,9439 \text{ kg/jam} = 30665,8654 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,3008 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{30665,86554 \text{ lb/jam}}{59,3008 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 517,1239 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1436 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 2,7691 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 2 in sch 40

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{A} = 1,074 \text{ in}^2$$

2. *Nozzle top kolom (B)*

$$\text{Rate} = 13909,94394 \text{ kg/jam} = 30665,8654 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 0,0968 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_v} = \frac{30665,8654 \text{ lb/jam}}{0,0968 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 316723,7660 \text{ ft}^3/\text{jam} = 87,9799 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 19,59 \text{ in}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 20 \text{ in sch 30}$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 19 \text{ in}$$

$$A = 30,6 \text{ in}^2$$

3. *Nozzle refluks kondensor (C)*

$$\text{Rate} = 30,3574 \text{ kg/jam} = 66,9258 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 0,1489 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_v} = \frac{66,9258 \text{ lb/jam}}{0,1489 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 449,5812 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1249 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 1,19 \text{ in} \approx 1,25 \text{ in}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 1,25 in sch 40

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in}$$

$$A = 0,688 \text{ in}^2$$

4. Nozzle bottom kolom (D)

$$\text{Rate} = 6944,4444 \text{ kg/jam} = 15309,7012 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,3008 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_v} = \frac{15309,7012 \text{ lb/jam}}{593008 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 26,5236 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,00736 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

$$D_i \text{ optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 0,72 \text{ in} \approx 3/4 \text{ in}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 3/4 in sch 40

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

$$\text{ID} = 0,82 \text{ in}$$

$$A = 1,074 \text{ in}^2$$

5. Nozzle uap reboiler (E)

$$\text{Rate} = 30,3574 \text{ kg/jam} = 66,9258 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 0,1489 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_v} = \frac{66,9258 \text{ lb/jam}}{0,1489 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 449,5812 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1249 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 1,19 \text{ in} \approx 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 1,25 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in}$$

$$A = 0,688 \text{ in}^2$$

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih *flange standart type welding neck* dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
B	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20,00	5 11/16	19,25
C	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	2	2 1/4	1,38
D	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
E	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	2	2 1/4	1,38

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 pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

6.3. Perancangan Mekanis

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*

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 17000 lb/in²

Type flange : Ring Flange Loose Type

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

2. Bolting

Bahan : *High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304*

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 15000 lb/in²

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

3. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 5,5

Minimum design seating stress (Y) : 18.000

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, gambar 12.11, hal. 228)

1. Menentukan Lebar Gasket

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

12.2 hal. 226, dimana :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}} = \sqrt{\frac{18000 - (29,0032 \times 5,5)}{18000 - 29,0032(5,5+1)}} = 1,0008$$

$$d_i \text{ gasket} = \text{OD shell} = 36 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 36,0293 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum (N)} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} \\ &= \frac{(36,0293 - 36)}{2} \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{0,2344}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = d_o + \text{lebar gasket}$$

$$= 36 + 0,0625 = 36,0625 \text{ in}$$

2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut

* Perhitungan beban baut

a. Beban supaya gasket tidak bocor (H_Y)

$$W_{m_2} = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.88, hal. 240)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar *seating gasket* bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{1/16}{2} = 0,0313 \text{ in}$$

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

sehingga :

$$H_Y = W_{m_2} = 0,0313 \times 3,14 \times 36,0625 \times 18.000 = 63695,3906 \text{ lb}$$

b. Beban tanpa tekanan (H_p)

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.90, hal. 240)

$$= 2 \times 0,0313 \times 3,14 \times 36,0625 \times 5,5 \times 29,0032$$

$$= 1128,9482 \text{ lb}$$

c. Beban baut karena *internal pressure* (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.89, hal. 240)

$$= \frac{3,14 \times 36,0625^2 \times 29,0032}{4}$$

$$= 29609,2335 \text{ lb}$$

d. Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m1} = H + H_p = 30738,1817 \text{ lb}$$

Karena $W_{m2} > W_{m1}$, maka yang mengontrol adalah W_{m2}

* *Perhitungan luas bolting minimum area*

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$A_m = \frac{W_{m2}}{f_b} = \frac{63695,3906}{15000} = 4,2464 \text{ in}$$

* *Perhitungan bolt minimum*

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

$$\text{Ukuran baut} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 0,126 \text{ in}^2$$

Maka jumlah bolting minimum =

$$\frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{4,2464}{0,126} = 33,7013 \approx 34 \text{ buah}$$

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

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = \frac{13}{16} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = \text{ID shell} + 2(1,4159 \times go + R)$$

$$\text{Dengan : } go = \text{tebal shell} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 C &= 35,6250 + 2 \times ((1,4159 \times 3/16) + 13/16) \\
 &= 37,7810 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diameter luar flange :

$$\begin{aligned}
 OD &= C + 2E \\
 &= 37,7810 + 2(5/8) \\
 &= 39,0310 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Pengecekan lebar gasket :

$$\begin{aligned}
 \text{Ab actual} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 34 \times 0,126 \text{ in}^2 \\
 &= 4,284 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{\text{Ab actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\
 &= \frac{4,284 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 18.000 \times 36,0625} \\
 &= 0,0158 < 0,625 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, lebar gasket} = 0,0158 \text{ in} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

* *Perhitungan moment*

a. Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(\text{Ab} + \text{Am}) \times \text{Fa}}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.94, hal. 242)

$$= \frac{(4,284 + 4,2464) \times 15000}{2}$$

$$= 63977.6953 \text{ lb}$$

b. Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

$$= \frac{37,7810 - 35,6250}{2}$$

$$= 1,0780 \text{ in}$$

c. Moment Flange (Ma) :

$$Ma = hg \times W$$

$$= 1,0780 \times 63977,6953 \text{ lb}$$

$$= 68966,7560 \text{ lb in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m2}$$

$$= 63695,3906 \text{ lb}$$

d. Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

Dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 36 \text{ in}$$

$$p = \text{tekanan operasi} = 29,0032 \text{ psi}$$

$$H_D = 0,785 \times 36^2 \times 29,0032 = 28872,5506 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{37,7810 - 36}{2} = 1,0850 \text{ in}$$

e. Moment M_D :

$$- M_D = h_D \times H_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

$$= 1,0850 \times 28872,5506$$

$$= 31325,4014 \text{ lb.in}$$

$$- h_G = W - H$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$= 63977,6953 - 29609,2335$$

$$= 34368,4619 \text{ lb}$$

$$- M_G = h_G \times h_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$= 34368,4619 \times 1,0850$$

$$= 37288,2146 \text{ lb.in}$$

$$- H_T = H - H_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.97, hal. 242)

$$= 29609,2335 - 28872,5506$$

$$= 736,6829 \text{ lb}$$

$$- h_T = \frac{h_D + h_g}{2}$$

$$= \frac{1,0850 + 1,0780}{2}$$

$$= 1,0815$$

f. Moment M_T :

$$M_T = H_T \times h_T = 736,6829 \times 1,0815 = 796,6988 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 31325,4014 + 37288,2146 + 796,6988$$

$$= 69410,3149 \text{ lb.in}$$

M_{\max} adalah M_o karena $M_o > M_a$

3. Perhitungan tebal flange

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.85, hal. 242)

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

$A = \text{diameter luar flange} = 39,0310 \text{ in}$

$B = \text{diameter luar shell} = 36 \text{ in}$

Maka :

$$K = \frac{39,0310}{36} = 1,0960$$

Dari *Brownell & Young*, pers 12.22 hal. 238 dengan harga $K = 1,0960$ didapat harga $Y = 21$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \text{ max}}{f \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{21 \times 69410,3149}{17000 \times 36}} = 1,5517 \text{ in} \approx 1,75 \text{ in}$$

6.3. Perancangan 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 control

1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat shell

$$\text{Tebal shell} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = 696 \text{ in} = 58 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling shell} &= \pi \cdot d_o = 3,14 \times 36 \text{ in} \\ &= 111,8187 \text{ in} = 9,3182 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= \text{keliling} \times \text{tebal shell} \\ &= 9,3182 \times 0,0156 = 0,1456 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \text{luas shell} \times \text{tinggi} \\ &= 0,1456 \times 58 \text{ ft} = 8,4446 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{ steel}} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Robert H. Perry, *Chem. Eng. 's Handbook*, 5th. Ed, tabel 3-120, hal.3-90)

$$\begin{aligned} \text{Berat shell (Ws)} &= \text{Volume} \times \rho_{\text{ steel}} \\ &= 8,4446 \times 489 = 4129,43 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Berat tutup

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

$$A = 6,28 \times R_c \times h$$

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

W_d = berat tutup standart dish (lb)

A = luas tutup standart dish (ft^2)

t = tebal tutup standart dish = 0,25 in = 0,0208 ft

ρ = densitas = 489 lb/ft^3

R_c = crown radius = 35,6250 in = 2,9688 ft

h = tinggi tutup standart dish ($h_a = h_b$)
= 0,4962 ft

Maka :

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \times R_c \times h \\ &= 6,28 \times 2,9688 \times 0,4962 = 9,2517 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga berat satu tutup

$$\begin{aligned} W_{di} &= A \times t \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 9,2517 \times 0,0208 \times 489 = 1131,0204 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat tutup total

$$W_{tu} = 2 W_{di} = 2 \times 1131,0204 = 2262,0408 \text{ lb}$$

c. Berat *downcomer*

Dipakai dasar perhitungan dengan *downcomer* tanpa aliran uap

$$\begin{aligned} \text{Luas downcomer} &= \frac{1}{4} \times \pi \times d_i^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 2,9688^2 \text{ ft} = 6,9186 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume} = \text{luas} \times \text{tebal tutup standard dished}$$

$$= 6,9186 \times 0,0208 = 0,1441 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat satu plate} = \text{volume} \times \rho = 0,1441 \times 489 = 70,4830 \text{ lb}$$

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

$$= 32 \times 70,4830 \text{ lb} = 2255,4568 \text{ lb}$$

d. Berat tray

$$\text{Ditetapkan berat tray} = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Luas tray} = A_c - A_o$$

$$= 6,4975 - 0,7605$$

$$= 5,7370 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tray} = 12 \text{ buah}$$

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

$$= 12 \times 5,7370 \text{ ft}^2 \times 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 4589,6064 \text{ lb}$$

Penyangga tray yang digunakan equal angles

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

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

$$\text{Berat} = 2,34 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Wpt} = 2,34 \text{ lb/ft} \times 32 \times (1,5 / 12) \text{ ft} = 9,36 \text{ lb}$$

e. Berat larutan

Rumus :

$$Wl = m \times t$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Wl &= \text{berat larutan dalam kolom destilasi} \\ &= 6320,5838 \text{ kg/jam} \\ &= 14066,5542 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \text{waktu tinggal dalam kolom destilasi} \\ &= 1 \text{ jam} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Wl &= 14066,5542 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 14066,5542 \text{ lb} \end{aligned}$$

f. Berat pipa

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

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan } 2 \times \text{tinggi kolom destilasi} &= 2 \times 58,9919 \text{ ft} \\ &= 117,9838 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

$$\text{Berat pipa } (W_p) = 117,9838 \text{ ft} \times 2,718 \text{ lb/ft} = 320,6799 \text{ lb}$$

g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$W_a = 18 \% W_s$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$$= 18 \% \times 4129,43 \text{ lb} = 743,2974 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga (W_{dw}) :

$$\begin{aligned} W_{total} &= W_s + W_{tu} + W_d + W_{tr} + W_{pt} + W_l + W_p + W_a \\ &= 28376,4254 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Perencanaan *skirt support*

- * Sistem penyangga yang digunakan adalah *skirt support*
- * Kolom secara keseluruhan terbuat dari Carbon Steel SA 240 grade M type 316
- * Tinggi support = 15 ft = 180 in

a. Menentukan tebal skirt

➤ *Stress karena angin*

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left(\frac{d_o + d_i}{2} \right) \times H^2}{d_o^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

$$\text{Tinggi tangki total} = 58,9919 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{tinggi skirt ke top kolom} = 15 + 58,9919 \\ &= 73,9919 \text{ ft} \\ &= 887,9116 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{wb} &= \frac{15,89 \times \left(\frac{36 + 35,6250}{2} \right) \times 887,9116^2}{36^2 \times t} \\ &= \frac{351854,8815}{t} \end{aligned}$$

➤ *Stress dead weight*

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times d_o \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= \frac{28376,4254}{3,14 \times 36 \times t}$$

$$= \frac{253,7717}{t}$$

➤ *Stress kompresi maksimum*

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

Dimana : E concrete adalah sebesar 2.10^6 psi

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, hal. 183)

$$f_{c \max} = 0,125 \times 2.10^6 (t/36) = 7020,2921 t$$

$$f_{c \max} = f_{wb} + f_{db}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$7020,2921 t = \frac{351854,8815}{t} + \frac{253,7717}{t}$$

$$t = 7,0821 \text{ in}$$

jadi tebal skirt yang digunakan = 7,0821 in = 0,5902 ft

3. Perhitungan *bearing plate*

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

$$f_{c'} = 2000 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 800 \text{ psi}$$

$$n = 15$$

fs allowable untuk struktural steel skirt adalah 20.000 psi

$$\text{Diameter kolom} = 35,6250 \text{ in}$$

Ditetapkan :

$$\text{ID bearing plate} = 36 \text{ in} = 2,9676 \text{ ft}$$

$$\text{OD bearing plate} = 44,5138 \text{ in} = 3,7094 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah chair} = 4 \text{ buah}$$

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

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, tabel 10.4, hal. 188)

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

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, 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 :

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

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

Dimana :

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

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

$$H = \text{tinggi dari skirt ke top kolom} \\ = 73,9919 \text{ ft}$$

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 73,9919^2 \times \frac{2,9676 + 3,7094}{2} = 228470,3557 \text{ lb.ft}$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = \frac{(3,7094 - 2,9676)}{2} = 0,3709 \text{ ft} = 4,4513 \text{ in}$$

Diperkirakan $f_c = 800 \text{ psi}$

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s \text{ trial}}{n \times f_c}\right)} = 0,3750$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

$$F_c (\text{bolt circle}) = f_{c \text{ max}} \times \frac{2 \times K \times D_o}{2 \times K \times D_o + t_3} \\ = 705,8832 < 1000 \quad (\text{memenuhi})$$

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

Untuk harga $K = 0,3750$ maka :

$$C_c = 1,7025 \quad z = 0,4215$$

$$C_t = 2,2785 \quad j = 0,7835$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{M_w - W_d w \times z \times d_o}{j \times d_o}$$

$$= \frac{228470,3557 - 28376,4254 \times 0,4215 \times 3,7094}{0,7835 \times 3,7094}$$

$$= 63345,0189 \text{ lb}$$

Dimana :

$$A = \text{root area} = 0,89$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.4, hal. 188)

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

$$\text{jumlah baut} = 24$$

$$t_1 = \frac{24 \times 0,890}{3,14 \times 3,7094 \times 12}$$

$$= 0,4535 \text{ in}$$

Relationships pada tension side :

$$F_t = f_s \times t_1 \times r \times C_t$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.9, hal. 185)

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{63345,0189}{0,45355 \times (44,5138 / 2) \times 2,2785} = 2754,3445 \text{ psi}$$

$$F_t + W_{dw} - F_c = 0$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.27, hal. 186)

$$F_c = F_t + W_{dw}$$

$$= 63345,0189 + 28376,4254$$

$$= 91721,4443 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$F_c = (t_2 + n.t_1) \times R \times f_c \times C_C$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$$t_2 = t_3 - t_1 = 4,4513 - 0,4535 = 3,9978 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + n.t_1) \times r \times C_C} \\ &= \frac{91721,4443}{(3,9978 + (24 \times 0,4535)) \times (44,5138/2) \times 1,7025} = 162,6523 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s \text{ trial}}{n + f_c}\right)} = 0,0606$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

Untuk harga K = 0,0606 maka :

$$C_C = 0,6958 \qquad z = 0,4862$$

$$C_t = 2,962 \qquad j = 0,7623$$

Tensile Load (F) :

$$\begin{aligned} F_t &= \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d} \\ &= \frac{228470,3557 - 28376,4254 \times 0,4862 \times 3,7094}{0,7623 \times 3,7094} \\ &= 62698,2389 \text{ lb} \end{aligned}$$

Relationships pada tension side :

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{62698,2389}{0,45355 \times (44,5138 / 2) \times 2,962} = 2097,1288 \text{ psi}$$

$$F_c = F_t + Wdw = 62698,2389 + 28376,4254 = 91074,6644 \text{ lb}$$

Compressive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$\begin{aligned} f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c} \\ &= \frac{91074,6644}{(3,9978 + (24 \times 0,4535)) \times (44,5138 / 2) \times 0,6958} = 395,1752 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0,1636$$

$$\% \text{ penyimpangan} = \frac{0,1636 - 0,0606}{0,1636} \times 100\% = 62,9622 \%$$

$$\begin{aligned} f_{c_{\max}} &= f_c \text{ bolt circle} \times \left(\frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d} \right) \\ &= 395,1752 \times \left(\frac{2 \times 0,1636 \times 44,5138 + 4,4513}{2 \times 0,1636 \times 44,5138} \right) \\ &= 515,9546 < 1000 \text{ psi (memenuhi)} \end{aligned}$$

Menghitung tebal *bearing plate*

$$l = 0,5(3,7094 - 2,9676) \times 12 = 4,4513 \text{ in}$$

$$t_4 = \sqrt{3f_c / f_{\text{allow}}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4,4513 \sqrt{(3 \times 515,9546) / 20.000} \\
 &= 0,5628 \text{ in} \approx 0,75 \text{ in atau } \frac{3}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi tebal bearing plate adalah $\frac{3}{4}$ in

Bearing plate yang digunakan adalah tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat. Ditetapkan tinggi gusset adalah 12 in dan bearing plate diperkuat dengan 24 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b). Maka jarak gusset (b) dengan menggunakan 24 gusset adalah :

$$\begin{aligned}
 b &= 3,14 \times D_o \times 12/24 \\
 &= 3,14 \times 3,7094 \times 12/24 \\
 &= 5,8238 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 l/b &= 4,4513 / 5,8238 \\
 &= 0,7643
 \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.3 hal 187 untuk l/b sebesar 0,7643, maka didapatkan :

$$\begin{aligned}
 M_{\max} = M_y &= -0,1954 f_c \times l^2 \\
 &= -0,1954 \times 515,9546 \times 4,4513^2 \\
 &= -1997,6384 \text{ in.lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \sqrt{6 M_{\max} / f_{\text{allow}}} \\
 &= \sqrt{6 \times 1997,6384 / 20000}
 \end{aligned}$$

$$= 0,7741 \text{ in} \approx 0,75 \text{ in atau } \frac{3}{4} \text{ in}$$

Jadi tebal *compression plate* adalah $\frac{3}{4}$ in

$$t_6 = \frac{3}{8} \times t_5 = \frac{3}{8} \times \frac{3}{4} = \frac{4,5}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in}$$

Maka tebal gusset = $\frac{5}{16}$ in

4. Dimensi anchor bolt

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

5. Dimensi pondasi

Pondasi terdiri 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 tiap kolom penyangga

$$= \frac{28376,4254}{4} = 7094,1064 \text{ lb}$$

➤ Beban tiap penyangga = berat × tinggi

$$= 35 \text{ lb/in} \times 24 \text{ in}$$

$$= 840 \text{ lb}$$

Berat total : $W = 7094,1064 + 840 = 7934,1064 \text{ lb}$

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

$$= 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$$

Luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah

$$= 60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2$$

Tinggi pondasi = 24 in

Luas rata-rata (A) = $\frac{1}{2} (40^2 + 60^2) = 2600 \text{ in}^2$

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

$$= 62.400 \text{ in}^3 = 36,1111 \text{ ft}^3$$

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

Maka :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho = 36,1111 \text{ ft}^3 \times 126 \text{ lb/ft}^3 = 4549,9986 \text{ lb}$$

Asumsi :

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

Berat total keseluruhan :

$$W_{\text{total}} = 7934,1064 + 4550 = 124884,1050 \text{ lb}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = \frac{124884,1050 \text{ lb}}{2600 \text{ in}^2} = 4,8016 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu : 5 ton/ft³.

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 5 \text{ ton/ft}^3 \times \frac{2240 \text{ lbf}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2} = 77,7778 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = 4,8016 lb/in² < 77,7778 lb/in² berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam = 35,6250 in
- Diameter luar = 36 in
- Tinggi = 354 in
- Tebal = 3/16 in
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius = 36 in
- Tinggi = 5,9549 in
- Tebal = 4/16 in
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

3. Tray

- Jumlah tray = 13 tray
- Tray spacing = 18 in
- Susunan pitch = Segitiga
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

4. Downcomer

- Lebar (Wd) = 2,9951 in
- Luas = 6,4975 ft² = 935,64 in²
- Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 240 Grade M type 316*

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk = 2 in
- Diameter Top Kolom = 20 in
- Diameter Refluks Kondensor = 1 ¼ in
- Diameter Uap Reboiler = ¾ in
- Diameter Bottom Kolom = 1 ¼ in

6. Flange dan Gasket

- Diameter Flange = 39,0310 in
- Tebal Flange = 1,75 in
- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304*
- Lebar Gasket = 1/16 in
- Diameter Gasket = 36,0625 in
- Bahan konstruksi = *Solid Flat Metal Iron*

7. Baut

- Ukuran Baut = ½ in
- Bolting minimal = 34 buah
- Diameter Bolt Circle = 37,7810 in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 304*

8. Skirt Support

- Tinggi = 180 in
- Tebal = 7,0821 in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 grade M type 316*

9. Bearing Plate

- Type = *Single Ring Bearing plate with Gussets*
- Diameter dalam = 36 in
- Tebal bearing plate = ¾ in
- Jumlah gusset = 24 buah

- Tebal gusset = $\frac{5}{16}$ in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 304*

10. Anchor Bolt

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

11. Pondasi

- Luas pondasi atas = $40 \times 40 = 1600$ in²
- Luas pondasi bawah = $60 \times 60 = 3600$ in²
- Tinggi Pondasi = 24 in
- Bahan konstruksi = *Cement, Sand dan Gravel*

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan, perlu adanya suatu alat yang mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produk. Dengan pertimbangan tersebut di atas perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi dapat berupa petunjuk, perekam dan pengontrol. Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu diukur dan dikontrol secara otomatis. Pada dasarnya alat kontrol hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kuantitas dan kualitas produk yang dihasilkan.

Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah:

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan:
 - Menjaga variabel proses supaya tetap berda dalam batas yang diperbolehkan.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan.
2. Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan.
3. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan
4. Untuk menjaga kualitas produksi
5. Agar biaya produksi rendah

Dalam Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida, alat-alat kontrol yang digunakan adalah:

- Temperature Controller (TC)

- Level Indicator (LI)
- Flow Controller (FC)
- Pressure Controller (PC)
- **Temperature Controller (TC)**
Instrumen ini berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol suhu pada alat proses.
- **Level Indikator (LI)**
Instrumen ini berfungsi sebagai penunjuk ketinggian fluida di dalam tangki dan dapat mengetahui kapan tangki tersebut diisi.
- **Flow Controller (FC)**
Instrumen ini dipasang untuk mengetahui dan mengontrol rate flow feed.
- **Pressure Controller (PC)**
Instrumen ini berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat proses.

Tabel 7.1. Instrumentasi Pabrik Hidrogen Peroksida

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1	Storage IPA	F-111	LI
2	Storage Aceton	F-137	LI
3	Storage Hidrogen Peroksida	F-139	LI
4	Kompressor	G-115	PC
5	Reaktor Multitube	R-110	PC,TC,FC
6	Tangki Pengencer	M-120	FC
7	Kolom Distilasi	D-130	TC,PC,FC

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam suatu pabrik, keselamatan kerja harus mendapat perhatian yang besar, karena bila masalah ini diabaikan akan mengakibatkan hal-hal yang tidak diinginkan. Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur, secara psikologis juga akan membuat para kerja merasa aman dan tenang sehingga dapat berkonsentrasi pada pekerjaannya, dengan demikian produktivitas juga akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor kemanusiaannya saja, tetapi juga akan menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik, maka peralatan dapat digunakan untuk jangka waktu yang lama.

Secara umum ada 3(tiga) macam bahaya yang biasa terjadi di dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaan, yaitu:

- a. Bahaya kebakaran
- b. Bahaya mekanik
- c. Bahaya terhadap kesehatan

7.2.1 Bahaya kebakaran

Bahaya kebakaran merupakan hal yang sangat membutuhkan perhatian oleh sebab itu diperlukan pengamanan yang sebaik-baiknya, terutama dalam proses produksi.

Beberapa cara mencegah terjadinya bahaya kebakaran antara lain:

- Pemasangan pipa air melingkar diseluruh lokasi pabrik (water hidrant)
- Pemasangan kabel listrik harus diatur dan jauh dari tempat yang panas
- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api
- Pemasangan alat pemadam kebakaran pada setiap tempat yang rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah terjangkau.
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.

7.2.2 Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku.

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan tangki yang harus disesuaikan dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai diberi alat pengaman.

7.2.3 Bahaya Terhadap Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari setiap karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain.

Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti topi pengaman, sepatu, sarung tangan dan masker.

Dan untuk menghindari bahaya karena panas maka alat seperti reaktor (R-110), distilasi (D-130), heater (E-113 dan E-132) menggunakan isolasi sebagai pengaman. Selain itu bahaya terhadap kesehatan karyawan juga perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu diusahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2 Alat-alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Hidrogen Peroksida

No	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Bagian proses, laboratorium.
2.	Helm pengaman	Storage, bagian proses, dan produk.
3.	Sepatu karet	Storage, bagian proses, utilitas, dan produk.
4.	Sarung tangan	Storage, bagian proses, produk, dan laboratorium.
5.	Isolasi panas dan pagar	Perpipaan, reaktor, heater, reboiler, mixer.
6.	Pemadam kebakaran	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
7.	P ₃ K	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
8.	Jas laboratorium	Laboratorium.

7.2.3 Bahaya Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi hendaknya selalu menggunakan alat-alat pengaman yang disediakan pabrik, sehingga para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang harus diperhatikan:

- a. Semua bagian pabrik harus diberi cukup penerangan yang cukup.
- b. Peralatan yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang aman dan tersendiri.
- c. Peralatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda yang jelas.

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat diacapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida dengan Proses Oksidasi ini meliputi tiga unit :

1. Unit penyediaan air
 - Air umpan boiler
 - Air sanitasi
 - Air proses
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan baker
4. Unit pengolahan limbah

8.1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang dipenuhi

Proses Pengolahan Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air tersebut adalah :

Air sungai dipompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan lumpur - lumpur yang terikut. Kemudian dipompa (L-214) menuju bak skimmer (F-215) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran – kotoran yang terapung dalam air sungai. Dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki clarifier (H-210), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan

alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang teratur agar terbentuk flok dan mengendap.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bak clarifier, kemudian air menuju ke sand filter (H-217) untuk menyaring kotoran – kotoran yang masi tersisa dan menghilangkan warna, rasa, serta bau.

Dari sand filter (H-217) air masuk menuju penampung air bersih (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu sebagai berikut :

8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah sebesar 1759,3511 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 15% sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 2322,3435 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 976-didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kepadatan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

1. Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
2. Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organic matter)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan Lumpur, kerak dan alkalinitas air dalam boiler.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

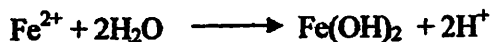
Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:

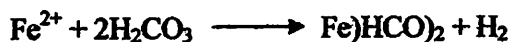


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO₂, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO₂ yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO₂ lagi.

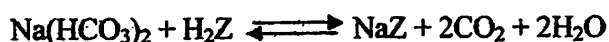
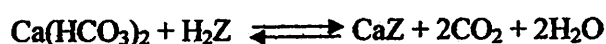
Reaksi yang terjadi :

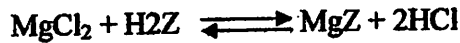
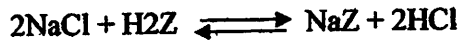
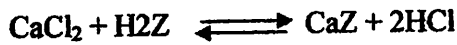
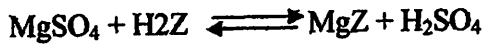
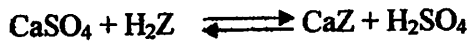
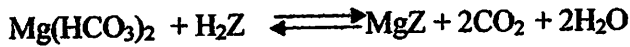


Pelunakan air umpan boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220B). kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H₂Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

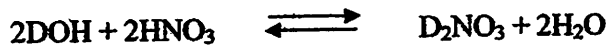
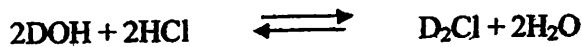
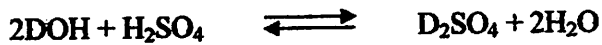
Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :



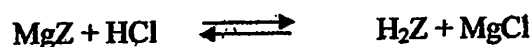
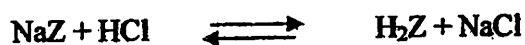
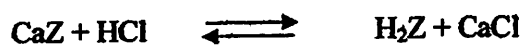
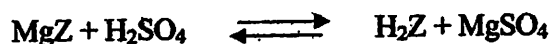
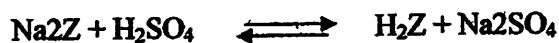
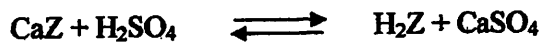


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

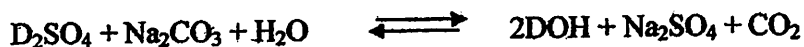


Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH .

Reaksi yang terjadi :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion pengganggu. Untuk memenuhi keutuhan unpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-223) ke deaerator (D-231) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari deaerator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-232) dan air dipompakan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi biasa digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, Laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologi

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen yang dapat merubah sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk Laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan Laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

3. untuk pemadam kebakaran dan cadangan air
air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Hidrogen Peroksida adalah sebesar 455 kg/jam.

Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa dan dengan menggunakan pompa (L-242) air bersih siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

8.1.4. Air Proses

Proses yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah sebesar 2870,3059 kg/jam, yang digunakan pada tangki pengencer (F-133).

Pengolahan Air Proses

Untuk air proses digunakan air dari bak air lunak (F-222) dan didistribusikan ke peralatan dengan menggunakan pompa (L-227).

8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini meliputi :

- Proses : 165,19 kW
- Penerangan : 53,33 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 218,535 kW, dengan satu buah generator tambahan.

8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 728.587 kg/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relative murah
- Mudah didapat
- Viscosity relative lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari table 9.9 dan fig. 9.9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft³
- Heating value : 19000 Btu/lb

8.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk berdasarkan perhitungan pada Appendix D maka steam yang dipergunakan adalah saturated steam yang mempunyai tekanan 15.25 bar dengan suhu 200°C (320°F)

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Keputusan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting, karena mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dapat dibagi menjadi dua golongan besar, yaitu:

1. Faktor utama
2. Faktor khusus

1. Faktor Utama

a. Bahan baku (Raw Material Oriented)

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik (transportasi)
- Kualitas bahan baku yang ada

b. Pemasaran

Hal-hal yang harus diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

- Daerah dimana produk akan dipasarkan
- Daya serap pasar dan prospek yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

c. Tenaga listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain :

- Kemungkinan pengadaan listrik dan PLN
- Sumber bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

d. Sumber Air

Air biasA diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :

- Dari sungai atau sumber air
- Dari PAM (Perusahaan Air Minum)
- Dari kawasan industri

Jika kebutuhan air cukup besar, maka pemakaian air sumber/sir sungai lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Kemampuan sumber untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang ada
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Nilai ekonominya

e. Iklim dan alam sekitar

Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk kontruksi bangunan
- Kelembaban dan temperatur udara
- Adanya badai, angin topan dan gempa bumi

2. Faktor Khusus

a) Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran perbekalan (suplay) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan berat (kontainer)
- Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai

b) Tenaga Kerja

Dalam menentukan lokasi pabrik harus memperhatikan mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja buruh dan tenaga ahli disekitar lokasi pabrik. Tempat tinggal kerja serta kondisi sosialnya juga harus diperhatikan.

c) Undang-Undang dan Peraturan

Undang-undang dan peraturan yang perlu diperhatikan antara lain adalah :

- Ketentuan tentang daerah industry
- Ketentuan tentang penggunaan jalan umum yang ada
- Ketentuan umum lain bagi industry didaerah lokasi pabrik

d) Perpajakan dan Asuransi

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah sebagai berikut :

- Macam pajak dan system yang berlaku, misalnya pajak kekayaan, pajak penghasilan, pajak persero dan peraturan-peraturan yang berhubungan dengan perpajakan.
- Asuransi peralatan, asuransi jiwa, asuransi kecelakaan kerja dan lain-lain.

e) Karakteristik dan Lokasi

Dalam memilih lokasi pabrik, maka harus memperhatikan karakteristik sebagai berikut :

- Struktur tanah, daya dukung pada pondasi bangunan pabrik dan pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unti baru

f) Faktor Lingkungan di Sekitar Pabrik

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain :

- Adat istiadat atau kebudayaan daerah lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah
- Fasilitas kesehatan dan rekreasi

g) Pembuangan Limbah

Hal yang berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berasal dari bahan bakar, minyak pelumas dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dipilih lokasi pabrik di Kecamatan Tenggulunan, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar 9.1

Dasar pemilihan lokasi ini karena beberapa faktor, antara lain :

1. Letak sumber bahan baku

Bahan baku pembuatan *Hidrogen Peroksida* adalah Isopropil Alkohol yang sampai saat ini masih diimpor dari Cina. Dipilih didaerah Gresik, Jawa Timur karena dekat dengan pelabuhan internasional dan bandara sehingga memudahkan transportasi bahan yang harus dimpor.

2. Sarana pemasaran

Mengingat penggunaan *Hidrogen Peroksida* yang cukup banyak, maka mengenai pemasaran tidak menjadi masalah. Hal ini terutama lokasi pabrik di Pulau Jawa yang merupakan industri kosmetik dan industri makanan.

3. Sarana utilitas yang memadai

Sarana utilitas meliputi air, bahan bakar, dan listrik. Persediaan air merupakan syarat utama dalam rencana pendirian sebuah pabrik kimia. Kebutuhan air pada Pra-rencana Pabrik *Hidrogen Peroksida* dapat diperoleh dari air sungai lamong.

Kebutuhan bahan bakar diperoleh dari Pertamina. Sedangkan kebutuhan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena sekarang tidak sulit lagi mengurus penyediaan tenaga listrik untuk industri.

4. Terdapatnya sarana pengangkutan

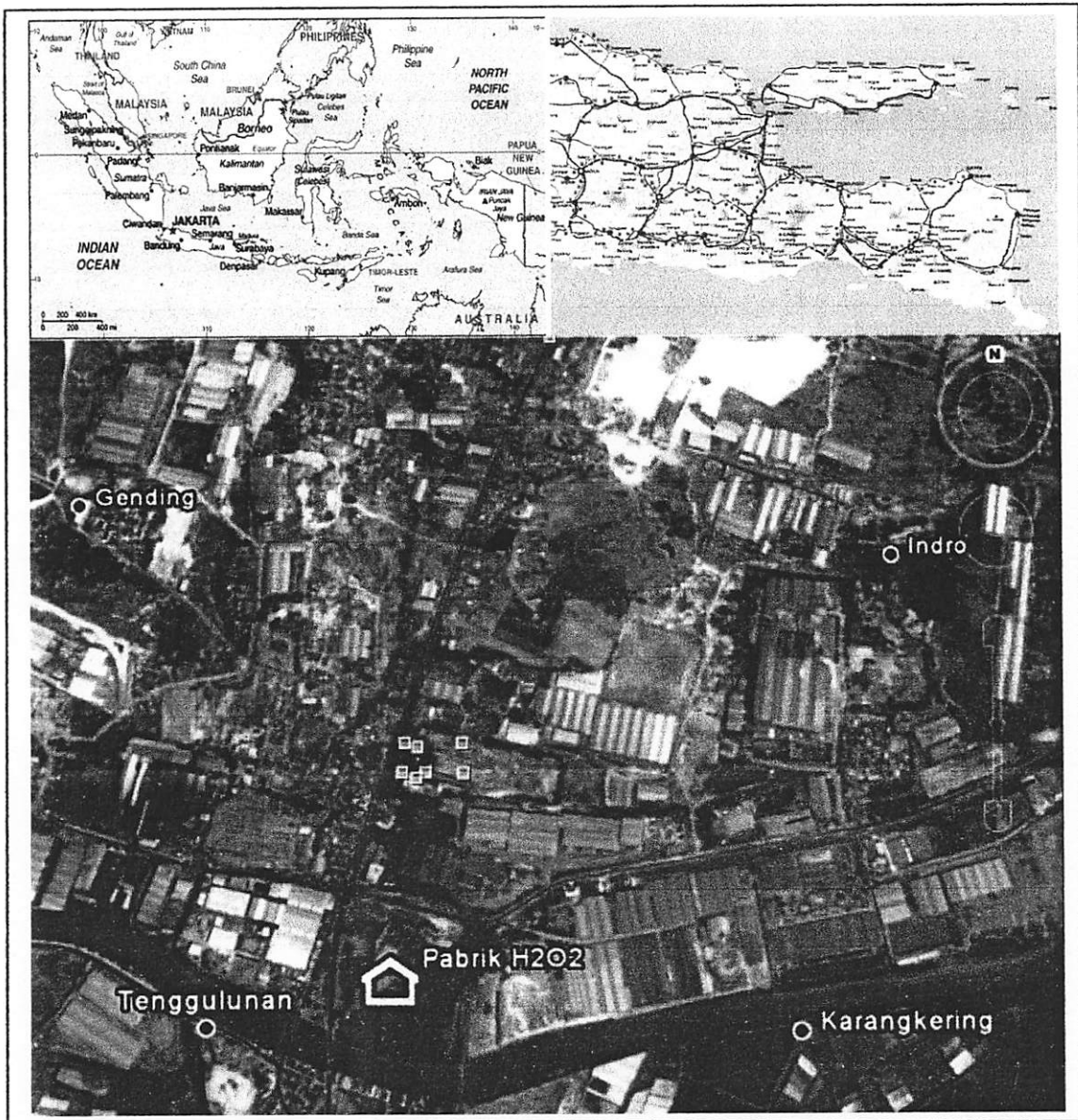
Lokasi pabrik terletak di daerah yang sudah ada sarana transportasi darat (jalur kereta api dan jalan tol ke berbagai daerah lain) maupun laut (pelabuhan tanjung perak) sehingga mempermudah kelancaran lalu lintas distribusi bahan baku maupun produk yang dihasilkan.

5. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik buruh maupun tenaga ahli mudah diperoleh di daerah industri dan sekitarnya.

Tabel 9.1 Pemilihan Lokasi dengan nilai tertinggi :

No	Faktor	Bobot Maks	Pasuruan	Gresik	Surabaya
1	Bahan baku	100	70	90	90
2	Pemasaran	100	60	95	90
3	Listrik dan bahan bakar	100	85	90	90
4	Kebutuhan air	100	90	85	70
5	Iklm	100	90	90	90
6	Transportasi	100	70	90	90
7	Tenaga kerja	100	80	80	80
8	Pajak	100	70	70	70
9	Perundangan	100	85	90	75
10	Karakteristik tempat	100	90	90	65
Jumlah		1000	790	870	810



Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Hidrogen Peroksida

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik yang meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material handling yang dibuat sedemikian rupa sehingga pabrik bias beroperasi secara efektif dan efisien.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pembuatan tata letak pabrik Hidrogen Peroksida adalah sebagai berikut :

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga memudahkan pemeliharaan.
2. Penyaluran secara ekonomis dari kebutuhan air dan steam, kemungkinan perluasan untuk masa depan.
3. Kemungkinan timbulnya bahaya, seperti kebakaran dan ledakan.
4. Ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
5. Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (waste disposal)
6. Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin)
7. Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok.
8. Penerangan dan ventilasi ruangan yang cukup.

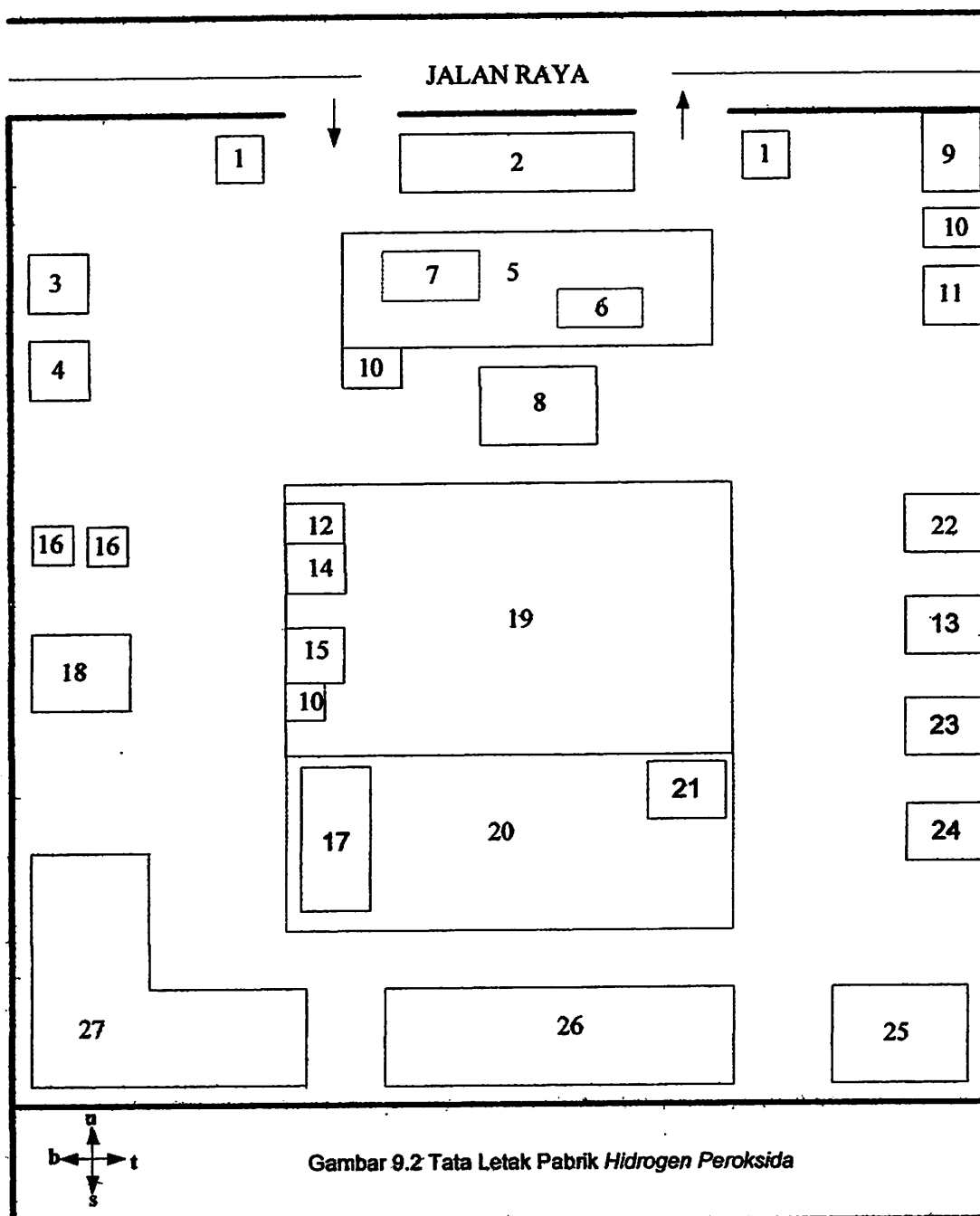
Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out) ini dibagi menjadi 2 bagian yaitu :

1. Tata ruang pabrik (Master Plot Plant)

Master Plot Plant adalah suatu peletakan peralatan dan bangunan secara keseluruhan, meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan di dalam pabrik :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lain untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja
- Adanya kesinambungan antara alat yang satu dengan alat yang lain.

Tata ruang pabrik dapat dilihat pada gambar 9.2, dibawah ini :



Keterangan Gambar :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Tempat parkir tamu
4. Tempat Parkir karyawan
5. Area perkantoran dan tata usaha
6. Perpustakaan
7. Aula
8. Poliklinik
9. Mushola
10. Toilet
11. Kantin
12. Kantor kepala pabrik dan staff
13. Ruang meeting
14. Ruang kontrol
15. Laboratorium
16. Penimbang truk
17. Area storage bahan baku
18. Garasi dan bengkel
19. Area proses
20. Perluasan area proses
21. Area storage produk
22. Area pembangkit listrik
23. Pemadam kebakaran
24. Gudang bahan bakar dan genset
25. Ruang Reboiler
26. Area pengolahan air
27. Perluasan area

2. Tata letak peralatan proses (Process Lay Out)

Dalam perencanaan *process lay out* ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

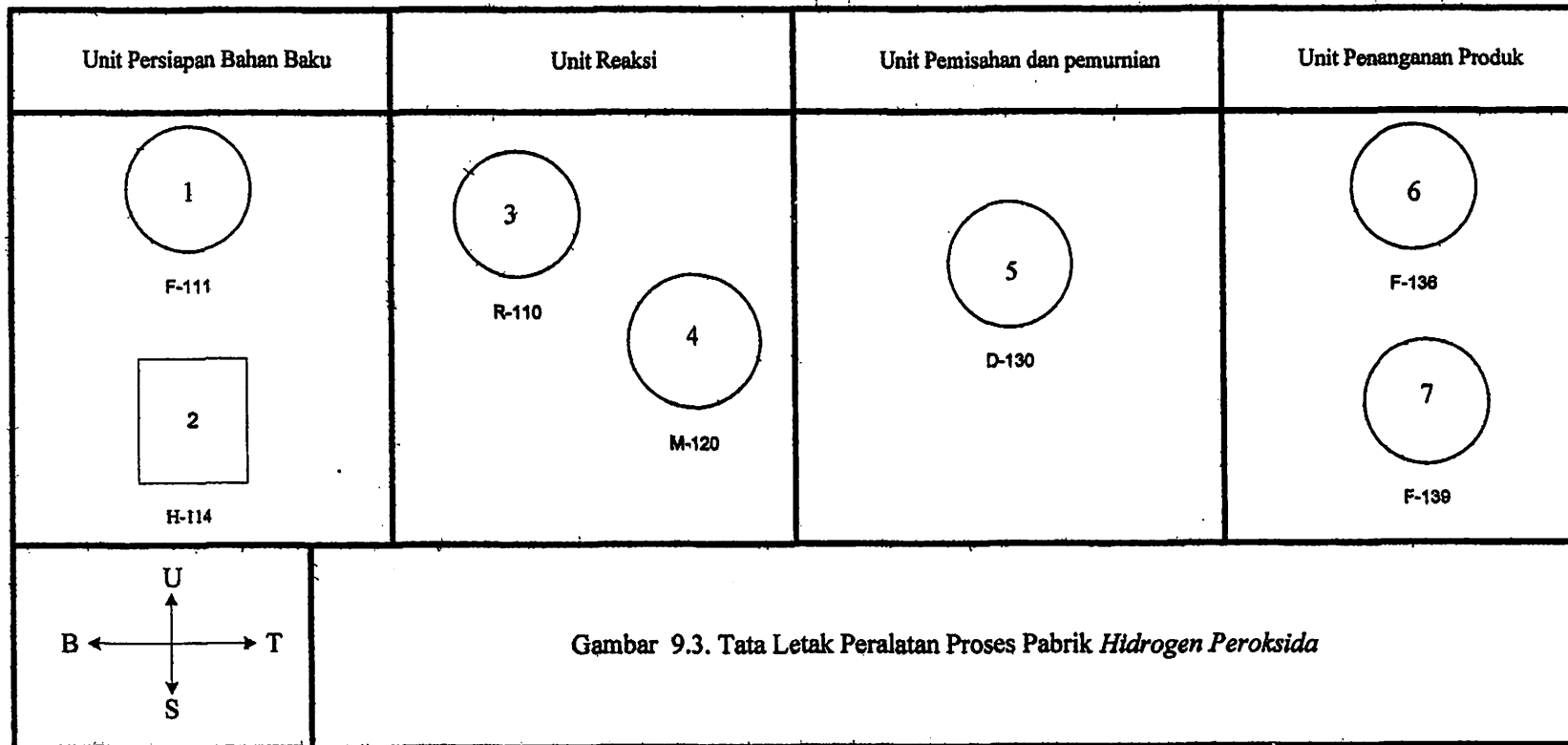
3. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan *process lay out* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi

4. Jarak antara alat proses

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.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas kerja. Tata letak peralatan proses Pabrik *Hidrogen Peroksida* dapat dilihat pada gambar9.3.



Keterangan :

1. Storage Isopropanol (F-111)
2. Filter udara (H-114)
3. Reaktor (R-110)
4. Mixer (M-120)
5. Distilasi (D-130)
6. Storage produk utama Hidrogen Peroksida (F-139)
7. Storage produk samping Aceton (F-136)

9.3. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas tanah untuk masing-masing bangunan pada pabrik Hidrogen Peroksida dapat dilihat pada tabel 9.1.

Tabel 9.1. Perkiraan Luas Pabrik

No	Daerah	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	16
2	Taman	150
3	Tempat parkir tamu	100
4	Tempat Parkir karyawan	250
5	Aula, Perpustakaan, Area perkantoran	700
6	Poliklinik	30
7	Mushola	40
8	Toilet	12
9	Kantin	20
10	Kantor kepala pabrik dan staff	30
11	Laboratorium	300
12	Penimbang truk	100
13	Area gudang bahan baku	2000
14	Garasi dan bengkel	50

15	Area proses	12000
16	Perluasan area proses	8000
17	Area gudang produk	4000
18	Area pembangkit listrik	200
19	Pemadam kebakaran	150
20	Gudang bahan bakar dan genset	400
21	Ruang Reboiler	2000
22	Area pengolahan air	2000
23	Perluasan area	1000
24	Jalan	6000
	TOTAL	32500

BAB X

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 pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (man)
- Bahan (material)
- Mesin (machine)
- Metode (methode)
- Uang (money)
- 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
Lokasi pabrik	:	Gresik, Jawa Timur
Kapasitas produksi	:	55.000 ton/tahun
Modal	:	Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN) Penanaman Modal Asing (PMA)

10.2. Bentuk Perusahaan

Direncanakan bentuk perusahaan pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Mudah mendapatkan modal dari penjualan saham
- Kekayaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.

- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, Karen tidak terpengaruh dengan seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

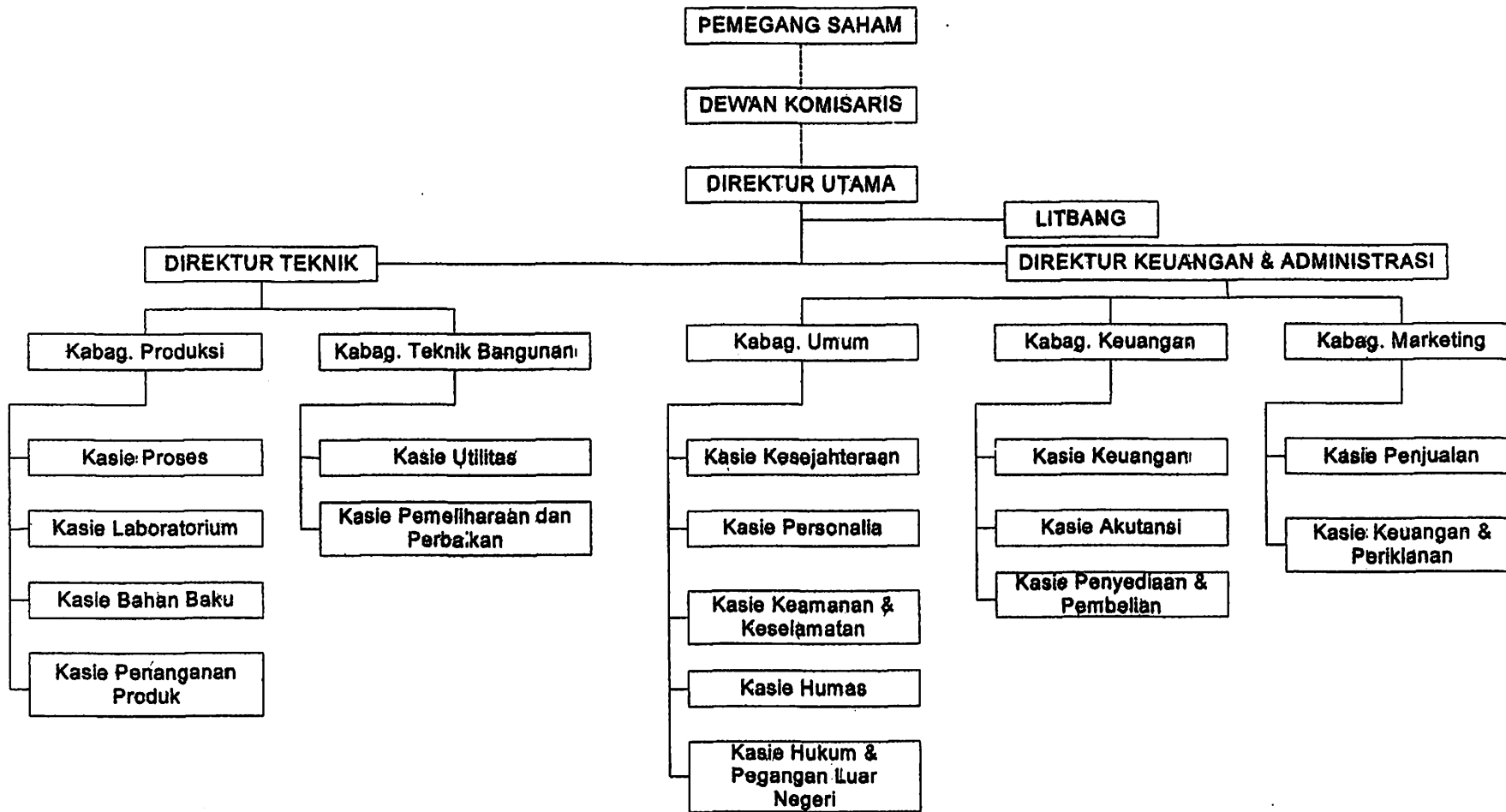
Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
4. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
5. 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.

Disamping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staff ahli.
3. Penempatan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staff diatas maka dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada pabrik *Hidrogen Peroksida*, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff.



Gambar 10.1. STRUKTUR ORGANISASI PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggungjawab

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan atrukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh rapat umum pemegang saham apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Adapun tugas dewan komisaris :

1. Mengawasi direktur utama dan berusaha agar tindakan direktur utama tidak merugikan perusahaan.
2. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.

3. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama.
4. Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
5. Member nasihat kepada direktur utama bila mengadakan perubahan dalam perusahaan.

C. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan pananggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Keuangan dan Administrasi

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengurus harta kekayaan perseroan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan diluar negeri
4. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggungjawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan lebih dahulu
5. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi
6. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugasnya masing-masing.
7. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
8. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

D. Penelitian dan Pengembangan

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan sebagainya sehingga dapat memajukan perusahaan.

E. Direktur Teknik

Direktur teknik membawahi bagian teknik dan produksi, dan bertanggung jawab terhadap bagian produksi di pabrik, baik produksi langsung maupun parangkat dalam membantu atau menunjang produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengelola dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dengan produksi.

F. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur administrasi ini berkaitan dengan segala kegiatan diluar produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik. Karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yan berkaitan dengan lingkungan eksternal dengan membawahi bagian-bagian :

- Keuangan
- Sumber Daya Manusia
- Pemasaran

G. Kepala Bagian

- **Kepala Bagian Teknik**

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Utilitas

Bertugas untuk mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air proses, air pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar, dan listrik.

2. Seksi Perawatan

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

3. Seksi K₃

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

• Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada direktur teknik dalam bidang mutu dan produksi. Kepala bagian produksi merupakan kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produk. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Proses

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadinya serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

2. Seksi QC dan Laboratorium

Bertugas dalam mengawasi dan mengontrol kualitas bahan baku, bahan bakar dan produk. Agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

3. Seksi Gudang

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan dan pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

- **Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang personalia. Kabag umum mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan mendayagunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Selain itu Kabag umum juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karier dan masalah penempatan karyawan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi :

- 1. Seksi Personalia**

Bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan, lowongan, pengadaan test, pemilihan dan pelatihan tenaga kerja baru.

- 2. Seksi Keamanan**

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik, para staff dan karyawan.

- 3. Seksi Kesejahteraan Pekerja**

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan, memberikan cuti, JAMSOSTEK hingga mengatur pensiunan karyawan.

- **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang pemasaran. Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Market dan Riset

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku produk lain. Dan juga bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

2. Seksi Pemasaran

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- **Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang keuangan. Kabag keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik produk, bahan baku maupun peralatan.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi keuangan dan pembukuan

Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

2. Seksi penyediaan dan pembelian

Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan.

10.5. Jam Kerja

Pabrik Hidrogen Peroksida ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari, sisa harinya diigunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 45 jam/minggu dengan perincian sebagai berikut :

a. Untuk pegawai *non shift*

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 13.00

a. Untuk pegawai *shift*

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, maka karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu atau grup, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Regu	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

Keterangan :

- ♦ P = pagi (*shift* I)
- ♦ S = siang (*shift* II)
- ♦ M = malam (*shift* III)
- ♦ L = libur

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik *Hidrogen Peroksida* ini adalah :

1. Direktur utama
2. Direktur (Direktur Teknik dan Direktur Administrasi)
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Staff Kepala Seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra Rencana pabrik *Hidrogen Peroksida* dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur utama : Magister Teknik Kimia (S₂)
2. Direktur
 - Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia
 - Direktur Administrasi : Sarjana Administrasi
3. Direktur Litbang : Sarjana Teknik Kimia
4. Sekretaris Direktur : Sarjana Administari
5. Kepala Bagian
 - Kabag Teknik ; Sarjana Teknik Mesin
 - Kabag Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - Kabag Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
 - Kabag Umum : Sarjana Psikologi
 - Kabag Keuangan : sarjana Ekonomi-Akuntansi
6. Kepala Seksi
 - Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - Seksi K₃ : Sarjana Teknik Industri

- Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
- Seksi QC & Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
- Seksi Gudang : Diploma 3 Teknik Kimia
- Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
- Seksi Humas : Sarjana Psikologi
- Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
- Seksi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Psikologi
- Seksi Market & Riset : Sarjana Ekonomi-Manajemen
- Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
- Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
- Seksi Peyed. & Pembelian : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
- Karyawan : Diploma & SLTA
- Satpam : Purnawirawan ABRI
- Dokter : Sarjana Kedoktera
- Kebersihan/Taman : SLTA
- Parkir : SLTA

10.7. Perincian Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana Pabrik *Hidrogen Peroksida*, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa bagian, yaitu:

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan dan Pemurnian
4. Proses Penanganan Produk
5. Proses Penyediaan Utilitas (Steam, Air, Listrik)

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 5 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan

yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 55.000 ton / tahun dan beroperasi 330 hari / tahun yaitu:

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 42 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times \text{Tahapan proses} \\ &= 42 \text{ orang jam/hari tahapan proses} \times 4 \text{ tahapan proses} \\ &= 168 \text{ orang/hari} \end{aligned}$$

Karena setiap hari ada 3 shift dan 4 regu dimana karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= \frac{168}{8 \text{ jam} \times 3 \text{ shift}} = 7 \text{ orang /shift} \\ &= 7 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 28 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan staf = 111 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik *Hidrogen Peroksida* ini adalah 139 orang.

Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur utama	1
2	Direktur produksi dan teknik	1
3	Direktur administrasi & keuangan	1
4	Sekretaris direktur	3
5	Kepala LITBANG (R & D)	1
6	Karyawan LITBANG (R & D)	2
7	Kepala Dept. QC	1
8	Karyawan QC	3
9	Kepala Dept. Produksi	1

10	Kepala Dept. Teknik	1
11	Kepala Dept. Pemasaran	1
12	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1
13	Kepala Dept. SDM	1
14	Kepala Dept. Umum	1
15	Kepala Divisi Produksi	1
16	Staff Divisi Produksi	4
17	Karyawan Divisi Produksi	28
18	Kepala Divisi Gudang	1
19	Staff Divisi Gudang	2
20	Karyawan Gudang	3
21	Kepala Divisi Utilitas	1
22	Staff Divisi Utilitas	2
23	Karyawan Utilitas	3
24	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
25	Staff Bengkel & Perawatan	5
26	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
27	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
28	Kepala Divisi Penjualan	1
29	Staff Penjualan	5
30	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1
31	Staff Promosi dan Periklanan	3
32	Kepala Divisi Research Marketing	1
33	Staff Research Marketing	2

34	Kepala Divisi Transportasi	1
35	Staff Transportasi	2
36	Sopir	3
37	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
38	Staff Pembukuan Keuangan	2
39	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1
40	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3
41	Kepala Divisi Kesehatan	1
42	Staff Kesehatan	3
43	Kepala Divisi Personalia	1
44	Staff Divisi Personalia	2
45	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
46	Staff Ketenagakerjaan	2
47	Kepala Divisi Keamanan	1
48	Staff Keamanan	10
49	Kepala Divisi Kebersihan	1
50	Staff Kebersihan	10
Total		135

10.8. 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, kacamata pelindung, masker 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. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif 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.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik *Hidrogen Peroksida* ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut:

1. Tingkat pendidikan.
2. Pengalaman kerja.
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian.
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu:

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain - lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	Total
1	Dewan komisaris	5	Rp 12.500.000	Rp 62.500.000
2	Direktur utama	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
5	Sekertaris direktur	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Karyawan QC	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Staff Divisi Produksi	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	28	Rp 3.500.000	Rp 98.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000

21	Karyawan Gudang	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
24	Karyawan Utilitas	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
26	Staff Bengkel dan Perawatan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	Rp 3.000.000	Rp 15.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
30	Staff Penjualan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
31	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
32	Staff Promosi & Periklanan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
34	Staff Research Marketing	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
36	Staff Transportasi	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
37	Sopir	3	Rp 2.000.000	Rp 6.000.000
38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelian	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
43	Staff Kesehatan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
45	Staff Divisi Personalia	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

47	Staff Ketenagakerjaan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
49	Staff Keamanan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
51	Staff Kebersihan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
Total		139	Rp534.000.000	Rp 914.500.000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor - faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor - faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Tartaric Acid adalah sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

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. Faktor - faktor Penentu

11.1. Modal Investasi Total (Total Capital Investment = TCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum beroperasi yang 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 :

Total Capital Investment (TCI) = Modal Tetap (FCI) + 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), yang 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 yang terdiri dari :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan produk

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

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya 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 ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Tartaric Acid ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Gael D. Ulrich dan website www.matche.com

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2010 digunakan persamaan berikut :

$$C_x = \frac{I_x}{I_k} \times C_k \quad \dots\dots\dots (1)$$

Dimana :

C_x = Taksiran harga alat pada tahun 2010

C_k = Taksiran harga alat pada tahun basis

I_x = Indeks harga pada tahun 2010

I_k = Indeks harga pada tahun basis

11.3. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan (E)	= \$	1.626.377,03
2. Instrumentasi dan control (30% E)	= \$	650.550,81
3. Perpipaian terpasang (50% E)	= \$	813.188,51
4. Isolasi (9% E)	= \$	211.429,01
5. Listrik terpasang (15% E)	= \$	406.594,26
<hr/>		
Harga diatas kapal (FOB)	= \$	3.708.139,62
6. Angkutan kapal laut (15% FOB)	= \$	927.034,91
<hr/>		
Ongkos + muatan (CF)	= \$	4.635.174,53
7. Asuransi (1% CF)	= \$	46.351,75
<hr/>		
Biaya asuransi muatan (CIF)	= \$	4.681.526,27
8. Angkutan ke plant site (20% CIF)	= \$	1.872.610,51
9. Fasilitas dan bengkel (70% E)	= \$	1.301.101,62
10. Pemasangan alat (35% E)	= \$	731.869,66
11. Tanah dan bangunan (20% E)	= \$	406.594,26
<hr/>		
Total biaya langsung (DC)	= \$	8.993.702,33

B. Biaya tak langsung (IC)

12. Engineering (25% DC)	= \$	3.147.795,81
13. Biaya konstruksi (30% DC)	= \$	3.597.480,93
<hr/>		
Total biaya tak langsung (IC)	= \$	6.745.276,74

C. Total plant cost (Tpc)

14. Total biaya langsung (DC)	= \$	8.993.702,33
15. Total biaya tak langsung (DIC)	= \$	6.745.276,74
Total plant cost (Tpc)	= \$	15.738.979,07
16. Biaya tak terduga (5% Tpc)	= \$	1.416.508,12

D. Modal Tetap (FCI) = \$ 17.155.487,19

E. Modal kerja 15% FCI (WCI) = \$ 3.027.438,92

F. Total Capital Investment (TCI)

FCI + WCI = \$ 20.182.926,10

Modal perusahaan

Modal sendiri (60% FCI) = \$ 10.293.292,31

Modal Pinjaman (40% FCI) = \$ 6.862.194,87

11.4 Biaya Produksi

A. Biaya Manufaktur

A.1 Biaya produksi Langsung (DPC)

1. Bahan baku 1 tahun	= \$	\$ 132.018.566,79
2. Gaji karyawan 1 tahun (TK)	= \$	\$ 1.335.786,52
3. Biaya utilitas 1 tahun	= \$	\$ 1.116.026,65
4. Pemeliharaan (6% FCI)	= \$	\$ 1.029.329,23
5. Laboratorium (10% Gaji)	= \$	\$ 133.578,65
6. Operating supplies (15% FCI)	= \$	\$ 2.573.323,08
7. Pengemasan	= \$	\$ 30.280.368,64

Biaya produksi langsung (DPC)	= \$	\$	168.486.979,55
A.2. Biaya Produksi Tetap (FPC)			
1. Asuransi (1% FCI)	= \$	\$	171.554,87
2. Depresiasi peralatan (10% FCI)	= \$	\$	1.715.548,72
3. Pajak Kekayaan (4% FCI)	= \$	\$	1.543.993,85
4. Bunga bank (30% modal pinjaman)	= \$	\$	2.744.877,95
Biaya Produksi Tetap (FPC)	= \$	\$	6.175.975,39
B. Biaya Overhead Pabrik (60% TK)	= \$	\$	1.419.069,45
Total Biaya Manufaktur			
Total Biaya Manufaktur = Total DPC + Total FPC + Biaya Overhead			
= 176.082.024			
C. Biaya Umum (GE)			
1. Distribusi dan pemasaran (3% DPC)	= \$	\$	5.054.609,39
2. Research and Development (3% DPC)	= \$	\$	5.054.609,39
3. Administrasi (15% TK)	= \$	\$	200.367,98
Biaya Umum (GE)	= \$	\$	10.309.586,75
D. Biaya Produksi Total (TPC)			
Total TPC = Biaya Manufaktur + GE			
= \$ \$ 186.391.611,14			

11.5. Laba Perusahaan

Labanya Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun \$ 191.544.257,8

Labanya Kotor = Harga Jual - Biaya produksi

$$\begin{aligned}
 &= \$ 191.544.258. - 186.391.611 \\
 &= \$ 5.152.646,63 \\
 \text{Pajak penghasilan} &= 40\% \text{ dari Laba kotor} \\
 &= \$ 2.061.059 \\
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\
 &= \$ 3.091.587,98
 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \$ 3.091.588 + 1.715.549 \\
 &= \$ 4.807.137
 \end{aligned}$$

11.6. Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (Return Of Investment = ROI)

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

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{BT} &= (\text{laba kotor} / \text{modal tetap}) \times 100\% \\
 &= 30,03 \%
 \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= 18,02 \% \text{ dari modal investasi}
 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash Flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 3,57 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

11.6.3. Break Event Point (BEP)

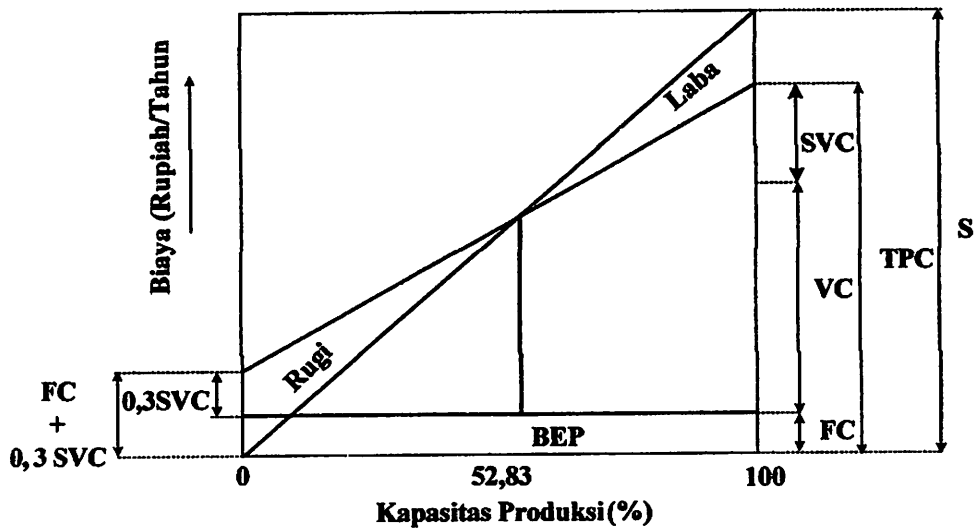
BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 1$$

A. Biaya Produksi Tetap (FPC)	= \$	6.175.975
B. Biaya Variabel (VC)		
1. Bahan baku 1 tahun	= \$	132.018.567
2. Biaya utilitas 1 tahun	= \$	1.116.027
3. Biaya pengemasan 1 tahun	= \$	30.280.369
<hr/>		
Total biaya variabel (VC)	= \$	163.414.962
C. Biaya Semi Variabel (SVC)		
1. Pemeliharaan dan perbaikan	= \$	1.029.329
2. Gaji Karyawan	= \$	1.335.787

3. Laboratorium	= \$	133.579
4. Biaya overhead	= \$	1.419.069
5. Biaya umum (GE)	= \$	10.309.587
<u>6. Operating supply</u>	<u>= \$</u>	<u>2.573.323</u>
Total biaya semi variabel (SVC)	= \$	16.800.674
D. Harga Penjualan (S)	= \$	191.544.258
$\text{BEP} = \frac{\text{FPC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100 \%$		
$= \frac{6.175.975 + (0,3 \times 16.800.674)}{191.544.258 - (0,7 \times 16.800.674) - 163.414.962}$		
$= 52,83 \%$		
<p>Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 0,5283 × 55.000 ton/tahun</p> <p>= 29.059 ton/tahun</p>		

Jadi Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini memenuhi nilai BEP untuk didirikan.



Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90% dari kapasitas rencana, sehingga keuntungan adalah :

$$PB_i = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)} PB$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 90% :

$$\$ \frac{PB_i}{1.521.720} = \frac{(100 - 35,52) - (100 - 90)}{(100 - 35,52)}$$

$$PBi = \$ 2.436.106$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 2.436.106 + \$ 1.715.549 \\ &= \$ 4.151.655 \end{aligned}$$

11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3SVC}{S-0,7SVC-VC} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times 16.800.674)}{191.544.258 - (0,7 \times 16.800.674) - 163.414.962} \\ &= 30,8 \% \text{ dari kapasitas produksi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0,3079 \times 55.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 16.935 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

11.6.5 Net Present Value (NPV)

1. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -2 adalah (CA₂)

$$\begin{aligned} CA_2 &= (40\% \times Rp 17.155.487) (1 + 0,3)^2 \\ &= \$ 10.551.311 \end{aligned}$$

2. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -1 adalah (CA₁)

$$\begin{aligned} CA_1 &= (60\% \times Rp 17.155.487) (1 + 0,3)^2 \\ &= \$ 12.763.682 \end{aligned}$$

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$$\begin{aligned}
 CA_0 &= -(CA_2 + CA_1) \\
 &= -(\$ 10.551.311 + Rp 12.763.682) \\
 &= -(\$ 23.314.993)
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times Fd$$

dimana :

C_A = Cash flow setelah pajak

$$Fd = \text{Faktor diskon} = \frac{1}{(1+i)^n}$$

n = tahun ke- n

i = tingkat suku bunga bank

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	C_A (\$)	Faktor Diskon ($i = 0,13$)	NPV 1 (\$)
0	-23.314.993	1	-23.314.993
1	4.151.655	0,9804	4.070.250
2	4.807.137	0,9612	4.620.470
3	4.807.137	0,9423	4.529.872
4	4.807.137	0,9238	4.441.051
5	4.807.137	0,9057	4.353.972
6	4.807.137	0,8880	4.268.600
7	4.807.137	0,8706	4.184.902
8	4.807.137	0,8535	4.102.845
9	4.807.137	0,8368	4.022.397
10	4.807.137	0,8203	3.943.526
Nilai sisa	0	0,8203	0
WCI	3.027.439	0,8203	2.483.554
Jumlah			21.706.446

Karena harga NPV positif maka Pabrik Hidrogen Peroksida layak didirikan dengan kondisi tir bunga pinjaman bank sebesar 13 %

11.6.6. Internal rate of return (IRR)

Cara untuk menghitung tingkat suku bunga dimana hasil penjumlahannya akan menghasilkan nilai yang sama dengan investasi. Dengan cara trial and error

dihitung Total Discounted Cash Flow besarnya sama dengan Fixed Capital Investme

Harga Discounted Cash Flow dihtung dengan menggunakan persamaan berikut :

Tabel 11.2. Internal Rate of Return (IRR)

Tahun ke-	C _A (\$)	IRR = 15 %	NPV (\$)	IRR = 16%	NPV (\$)
0	-23.314.993	1	-23.314.993	1	-23.314.993
1	4.151.655	0,9709	4.030.733	0,9569	3.972.875
2	4.807.137	0,9426	4.531.187	0,9157	4.402.039
3	4.807.137	0,9151	4.399.211	0,8763	4.212.478
4	4.807.137	0,8885	4.271.079	0,8386	4.031.079
5	4.807.137	0,8626	4.146.678	0,8025	3.857.492
6	4.807.137	0,8375	4.025.901	0,7679	3.691.380
7	4.807.137	0,8131	3.908.642	0,7348	3.532.421
8	4.807.137	0,7894	3.794.798	0,7032	3.380.307
9	4.807.137	0,7664	3.684.270	0,6729	3.234.744
10	4.807.137	0,7441	3.576.961	0,6439	3.095.448
Nilai sisa	0	0,7441	0	0,6439	0
WCI	3.027.439	0,7441	2.252.699	0,6439	1.949.452
Jumlah		NPV ₁	19.307.167	NPV ₂	16.044.721

IRR = 15,66%

Karena harga IRR > bunga bank (13%), maka Hidrogen Peroksida layak didirikan

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropil Alkohol dengan proses oksidasi diharapkan dapat mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri.

Dari hasil analisis yang dilakukan, Pra Rencana Hidrogen Peroksida ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknik

Bila ditinjau dari segi teknik, proses pembuatan Hidrogen Peroksida dari Isopropil Alkohol ini tidak terlalu rumit dan cukup menguntungkan karena selain menghasilkan produk utama juga menghasilkan Aseton sebagai produk samping. .

12.2. Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai dari segi sosial karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, dapat meningkatkan pendapatan perkapita daerah dan meningkatkan devisa negara.

12.3. Segi Lokasi

Penempatan pabrik Hidrogen Peroksida di Kecamatan Tenggulunan, Kabupaten Gresik, Propinsi Jawa Timur dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi, karena :

- Dekat dengan pelabuhan (bahan baku import)
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Persediaan air yang memadai
- Tenaga kerja yang cukup tersedia
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

12.4. Segi Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak dan tidaknya pabrik itu didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropil Alkohol dengan proses oksidasi, diperoleh hasil sebagai berikut :

- **BEP : 52,83 %**
- **POT : 3,57 tahun**
- **ROI_{BT} : 30,03 %**
- **ROI_{AT} : 18,02 %**
- **IRR : 15,66 %**

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Anonymous, <http://en.Wikipedia.org/Aceton>
- [2] Anonymous, <http://en.Wikipedia.org/Isopropylalcohol>
- [3] Anonymous, <http://en.Wikipedia.org/Hydrogenperoxide>
- [4] Anonymous, [industrikimia.com/Data pabrik](http://industrikimia.com/Data-pabrik)
- [5] Brownell, Lloyd. *Process Equipment Design*. 1959. Wiley Eastern Limited, New York.
- [6] Coulson & Richardson. *Chemical Engineering*, Vol. 6, 2th edition. 1975. RK Sinnot University College of Swansea, London.
- [7] Faith, Keyes, and Clark's. *Industry Chemical*, 4th ed, Wiley Interscience Publication.
- [8] Geankoplis, C.J. *Transport Process and unit Operation*, 1th edition. 1983. Allyn & Bacon, Inc, Boston.
- [9] Heese, Herman. *Process Equipment Design*. McGraw Hill, London.
- [10] Kern, Donald. *Process Heat Transfer*. 1988. McGraw-Hill, London.
- [11] Kirk, R.F, and D.F. Ortmert, *Encyclopedia Of Chemical Technology 2nd edition*. 1954. John Wiley & Sons Inc. New York.
- [12] Maloney, James. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. 1976. McGraw Hill, Chicago, New York
- [13] McCabe, Warren. *Operasi Teknik Kimia*. 1999. Erlangga, Indonesia.
- [14] Peters, Max and Timmerhause. *Plant Design And Economics For Chemical Engineers 4*. 1991. McGraw Hill, London.
- [15] Smith, J and Van Ness. *Chemical Engineering Thermodynamics VI*. 2001. McGraw Hill, London..
- [16] Ulrich, Gael. *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*. 1984. Library of Congress Cataloging, Canada.
- [17] Vilbrant and Dryden. *Chemical Engineering Plant Design 4*. 1959. McGraw Hill, London.