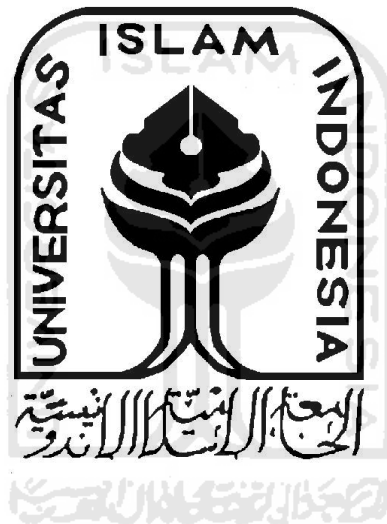


**PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA
DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Rana Dwijaya

No. Mahasiswa : 05 521 005

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2011**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Rana Dwijaya

No. Mahasiswa : 05 521 005

Yogyakarta, September 2011

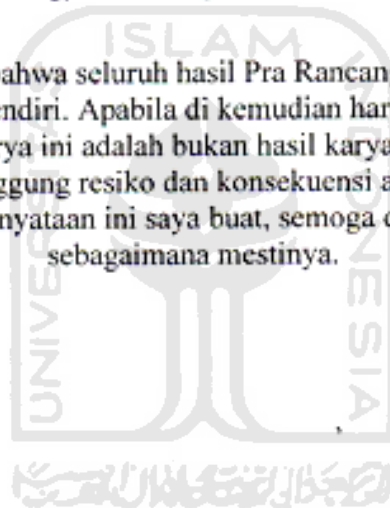
Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Tanda Tangan,



Rana Dwijaya



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA
DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



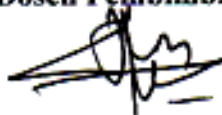
Oleh :

Nama : Rana Dwijaya

No. Mahasiswa : 05 521 005

Yogyakarta, September 2011

Dosen Pembimbing,



Dr. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Rana Dwijaya
No. Mahasiswa : 05 521 005

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

Yogyakarta, oktober 2011

Tim Penguji,

Dr.Ir.Farham HM.Saleh, MSIE.

Ketua

Dyah Retno Sawitri, ST

Anggota I

Drs.,Ir.Faisal RM, MSIE.,Ph.D.

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama di bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Gumbolo Hadi Susanto, M.Sc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

DAFTAR ISI

Lembar judul tugas akhir pra rancangan pabrik.....	i
Lembar pernyataan keaslian pra rancangan pabrik.....	ii
Lembar pengesahan dosen pembimbing.....	iii
Lembar pengesahan penguji	iv
Kata pengantar.....	v
Daftar isi.....	vii
Daftar tabel.....	ix
Daftar gambar	xi
Daftar Grafik.....	xii
Abstract.....	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Produk.....	12
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	15
2.4 Pengendalian Kualitas	16
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	20
3.1 Uraian Proses.....	20
3.2 Metode Penentuan Perancangan.....	25

3.3 Spesifikasi Alat Proses/Mesin Produk	30
3.4 Perencanaan Produksi	56
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	59
4.1 Lokasi Pabrik.....	59
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	63
4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	69
4.4 Alir Proses dan Material.....	72
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	74
4.6 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	75
4.7 Laboratorium	110
4.8 Organisasi Perusahaan.....	116
4.9 Evaluasi Ekonomi	144
BAB V PENUTUP	161
5.1 Kesimpulan.....	161
5.2 Saran.....	162
DAFTAR PUSTAKA	163
LAMPIRAN	

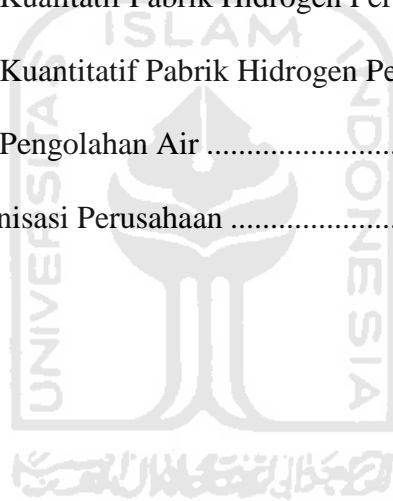
DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produsen Hidrogen Peroksida di Indonesia	5
Tabel 1.2 Produsen Hidrogen Peroksida di Amerika Serikat	5
Tabel 1.3 Perkembangan Impor Hidrogen Peroksida	6
Tabel 3.1 Neraca Massa Total.....	25
Tabel 3.2 Neraca Massa di Reaktor Gelembung (RG-01)	26
Tabel 3.3 Neraca Massa di Mixer (M-01).....	26
Tabel 3.4 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01).....	26
Tabel 3.5 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-02).....	27
Tabel 3.6 Neraca Panas di Reaktor Gelembung (RG-01).....	28
Tabel 3.7 Neraca Panas di Mixer (M-01).....	28
Tabel 3.8 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01).....	28
Tabel 3.9 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-02).....	28
Tabel 3.10 Neraca Panas di Intercooler (IC).....	29
Tabel 3.11 Neraca Panas di Aftercooler (AC)	29
Tabel 3.12 Neraca Panas di Cooler (CL-01).....	29
Tabel 3.13 Neraca Panas di Heater (HE-01).....	29
Tabel 4.1 Areal Bangunan Pabrik Hidrogen Peroksida	68
Tabel 4.2 Kebutuhan Air untuk Pendingin	82
Tabel 4.3 Kebutuhan Steam	83
Tabel 4.4 Kebutuhan Air untuk Proses	83
Tabel 4.5 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga.....	83

Tabel 4.6 Jadwal Kerja Shift tiap Regu	132
Tabel 4.7 Jabatan dan Keahlian	133
Tabel 4.8 Perincian Jumlah Karyawan Alat Proses	136
Tabel 4.9 Jumlah Karyawan.....	137
Tabel 4.10 Penggolongan Gaji menurut Jabatan.....	138
Tabel 4.11 Harga Indeks	146
Tabel 4.12 Physical Plant Cost.....	154
Tabel 4.13 Direct Plant Cost (DPC).....	154
Tabel 4.14 Fixed Capital Investment (FCI)	154
Tabel 4.15 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	155
Tabel 4.16 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	155
Tabel 4.17 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	155
Tabel 4.18 Total Manufacturing Cost (MC)	156
Tabel 4.19 Working Capital (WC).....	156
Tabel 4.20 General Expense (GE)	156
Tabel 4.21 Total Biaya Produksi.....	157
Tabel 4.22 Fixed Cost (Fa)	157
Tabel 4.23 Variable Cost (Va)	157
Tabel 4.24 Regulated Cost (Ra).....	158

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Diagram Alir Proses Oksidasi Isopropil Alkohol	8
Gambar 1.2 Diagram Alir Proses Elektrolisis Larutan Sulfat.....	9
Gambar 1.3 Diagram Alir Proses Oksidasi Anthrahydroquinon	10
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Hidrogen Peroksida	67
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Hidrogen Peroksida.....	71
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Hidrogen Peroksida.....	72
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Hidrogen Peroksida.....	73
Gambar 4.5 Diagram Alir Pengolahan Air	115
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	121



DAFTAR GRAFIK

Grafik 1.1 Perkiraan Kebutuhan Impor Hidrogen Peroksida.....	6
Grafik 4.1 Indeks Harga.....	146
Grafik 4.2 BEP dan SDP.....	159



ABSTRACT

The hydrogen peroxide plant gives very good prospect, considering the requirement of hydrogen peroxide in Indonesia which progressively increase. Preliminary design of hydrogen peroxide plant from isopropanol (isopropyl alcohol) with oxidation process is planned to built in Gresik, the province of East Java, in the area of land of 26,000 m² with production capacity 20,000 tons/year. This chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with total 116 employees. Raw materials needed are isopropanol (isopropyl alcohol) 17.942,549 tons/year and oxygen from air 15686,2745 tons/year. The production process will be operated at temperature 130°C and pressure about 10 atm using a bubble reactor, as a reactor cooler is used cooler coil. The convert reaction is 90%, resulting product hydrogen peroxide 50% and acetone 98.75% as by-product. This plant are needed 32928,0896 kg/hour of water from Brantas river which proceded in utility unit, 16,6683 litres/hour of fuel, 155,2244 kg/hour of steam, and 84 KWH of electricity power provided by PLN and also need a generator as reserve. A parameter of appropriatness uses an economic analysis with total capital investment Rp 135.611.703.245 and \$ 3.099.879,08 consisted of Rp 18.420.204.857,98 and \$ 3.041.014,71 as a Fixed Capital Investment, and Rp 117.191.498.387,50 and \$ 58.864,37 as a Working Capital. Total Cost Rp 433,474,048,795.17 and Annual Sales Rp 471.392.707.612,4570 thus it can get profit Rp 37.909.283.240,87 before taxes, and Rp 18.954.641.620,43 after taxes. A count result of parameter after taxes is percentage of Return On Investment (ROI) 42.70%, Pay Out Time (POT) 1.90 year, Discounted Cash Flow (DCF) 17.35%, Break Event Point (BEP) 40.11%, while Shut Down Point (SDP) 30.99%. From the analyses above it showed that the result was satisfied so the plant are interesting and appropriate to build.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

1.1.1 Pendirian pabrik

Perkembangan pembangunan di bidang industri kimia di Indonesia semakin pesat. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik-pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Industri kimia merupakan salah satu bidang industri yang terus berkembang secara meluas dan terintegrasi sehingga mempunyai prospek yang baik saat ini maupun masa yang akan datang. Perkembangan industri hilir dan juga bahan setengah jadi yang pesat selama ini merupakan faktor pendorong dibangunnya unit-unit industri hulu. Hal ini sesuai dengan sifat umum dari industri kimia, dimana perkembangan terhadap suatu sektor akan mempengaruhi produk pada industri hulu. Dengan demikian, baik penyediaan maupun kebutuhan akan bahan baku didalam industri kimia saling berkaitan.

Perkembangan di Indonesia tidak lepas dari sektor industri, khususnya industri kimia. Salah satu bahan industri kimia yang banyak diperlukan dalam industri adalah hidrogen peroksida. Hidrogen peroksida sebagai salah satu industri

anorganik memiliki keunggulan untuk mewujudkan kebijakan pengembangan industri nasional, karena diharapkan dapat melepaskan ketergantungan dari impor.

Hidrogen peroksida digunakan dalam banyak bidang industri sebagai bahan kimia pembantu. Kegunaan utama adalah sebagai bleaching agent (agensia pemutih) pada industri kertas dan tekstil. Keunggulan sebagai bleaching agent adalah dapat memutihkan bahan katun secara efektif tanpa banyak mendegradasi selulosa. Kegunaan penting lainnya adalah berfungsi sebagai bahan baku pembuatan senyawa-senyawa peroksida, disinfektan, blowing agent dalam produksi busa, bahan bakar roket, dan sebagai aplikasi lainnya.

Sektor industri yang paling banyak mengkonsumsi hidrogen peroksida adalah industri tekstil serta industri pulp dan kertas. Industri pulp dan kertas telah menyerap sekitar 35-45% dari total konsumsi hidrogen peroksida. Pada industri ini hidrogen peroksida digunakan dalam proses bleaching atau pengelantangan pulp menjadi kertas putih, baik untuk kertas tulis, kertas koran, kertas tissue, maupun kertas sigaret. Sedangkan industri tekstil menyerap 25-35% konsumsi total hidrogen peroksida dalam negeri. Selain kedua industri ini, konsumsi hidrogen peroksida juga dilakukan oleh industri lain seperti industri furniture, industri packaging minuman (terutama minuman yang menggunakan kemasan tetra pack), proses metaleching, bahan pencampur disinfektan pada pembersih, dan water treatment.

Meskipun di Indonesia sudah ada pabrik yang memproduksi hidrogen peroksida, akan tetapi Indonesia masih mengimpor hidrogen peroksida dari negara lain seperti Jepang, China, Malaysia, Hongkong, India, Singapura, USA,

Netherland, Australia, Thailand, dan Jerman (BPS, 2010). Keadaan ini menunjukkan bahwa kurang terpenuhinya kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia. Hal ini dapat mengganggu operasi pabrik yang menggunakan hidrogen peroksida baik untuk bahan bakunya maupun sebagai bahan tambahan.

Dalam mengatasi hal tersebut maka untuk mendorong berdirinya pabrik baru yang menggunakan hidrogen peroksida disamping menambah lapangan pekerjaan dan mengurangi pengangguran, maka perlu didirikan pabrik hidrogen peroksida di Indonesia. Beberapa keuntungan yang didapatkan dengan berdirinya pabrik hidrogen peroksida di Indonesia, antara lain :

1. Menyediakan kebutuhan dan memacu pertumbuhan industri-industri di Indonesia yang menggunakan bahan baku maupun bahan penunjang hidrogen peroksida.
2. Mengurangi impor hidrogen peroksida dari negara-negara lain, karena adanya peningkatan kebutuhan hidrogen peroksida dari tahun ke tahun.
3. Meningkatkan devisa negara dengan mengeksport hidrogen peroksida ke negara-negara lain.
4. Meningkatkan kesejahteraan penduduk sekitar pabrik hidrogen peroksida.
5. Membuka lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi jumlah pengangguran.

1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik,

bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan hidrogen peroksida adalah isopropanol dan oksigen. Untuk bahan baku berupa isopropanol diimpor dari Nippon Petrochemicals, Jepang (<http://www.ici.com/articles>, 2009). Sedangkan bahan baku oksigen didapat dari udara. Selain menghasilkan hidrogen peroksida, pabrik ini juga menghasilkan produk samping berupa aseton. Dilihat dari perbandingan harga bahan baku dan produksi, secara ekonomis pabrik hidrogen peroksida ini menguntungkan.

1.1.3 Kapasitas Perancangan

Perusahaan yang memproduksi hidrogen peroksida secara komersial pertama kali adalah PT Peroksida Indonesia Pratama yang didirikan pada tahun 1987 dengan status penanaman modal asing. Pemilik sahamnya adalah Mitsubishi Gas Chemical Corp Inc. (Jepang) sebesar 31,25%, PT Talang Gembala Andhika (swasta nasional) sekitar 25%, PT Pupuk Kujang (BUMN) 20%, El Dupont Nemours (USA) 13,75% dan Mitsubishi Corp (Jepang) sebesar 10%. Perusahaan ini didirikan dengan modal dasar sebesar US\$ 12.930.000 dan memulai operasinya pada tahun 1991 (BPS, 2010).

Sampai saat ini di Indonesia telah terdapat 4 produsen hidrogen peroksida dengan kapasitas total sebesar 119.000 ton per tahun. Keempat produsen itu adalah sebagai berikut :

Tabel 1.1 Produsen Hidrogen Peroksida di Indonesia

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1.	PT. Peroksida Indonesia Pratama	Cikampek	21.000
2.	PT. Sindopex Perotama	Sidoarjo	18.000
3.	PT. Degussa Peroxide Indonesia	Cikarang	48.000
4.	PT. Asean Aceh Fertilizer	Aceh	12.000
5.	PT. Samator Inti Peroksida	Gresik	20.000
Total			119.000

Sumber : (BPS, 2010)

Tabel 1.2 Produsen Hidrogen Peroksida di Amerika Serikat

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1.	Fort Howard	Oklahoma	3.000
2.	Du Pont	Tennese	64.000
3.	FMC	Texas	43.000

Sumber : (BPS, 2007)

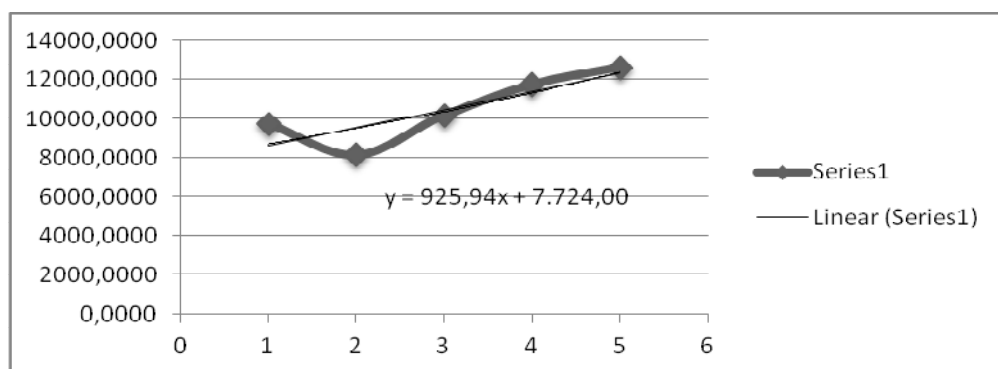
Latar belakang yang perlu diperhatikan dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik hidrogen peroksida ini adalah kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia. Daftar supply and demand kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia dari Biro Pusat Statistik (BPS) adalah sebagai berikut :

Tabel 1.3 Perkembangan Impor Hidrogen Peroksida

n	Tahun	Jumlah (ton)
1	2002	9769,2750
2	2003	8177,3300
3	2004	10198,7110
4	2005	11752,3580
5	2006	12611,4710

Sumber : (BPS, 2010)

Berdasarkan data perkembangan impor hidrogen peroksida di atas, dari tiga tahun terakhir yaitu tahun 2004 sampai 2006 menunjukkan bahwa kebutuhan impor hidrogen peroksida meningkat. Dari tabel 1.3 tentang perkembangan impor hidrogen peroksida maka dapat dibuat grafik sebagai berikut:



Grafik 1.1 Perkiraan Kebutuhan Impor Hidrogen Peroksida

Dari data BPS dan grafik yang ada, didapat 2 persamaan untuk menghitung prediksi berapa jumlah kebutuhan hidrogen peroksida yaitu :

Dimana hasil perhitungan masing – masing persamaan tersebut adalah sebagai berikut :

1. Metode persamaan linier (garis lurus)

$$y_p = ax + b$$

$$a = 925,7$$

$$b = 7724,3$$

maka didapat persamaan linier yaitu $y = 925,94 x + 7724$

dengan nilai MSE sebesar 694.329

2. Metode kuadratik (garis parabola)

$$y_p = ax^2 + bx + c$$

$$a = -5,479$$

$$b = 958,574$$

$$c = 7715,834$$

maka didapat persamaan kuadratik yaitu $y = -5,479 x^2 + 958,574 x + 7715,834$

dengan nilai MSE sebesar 705.278,4

Sehingga kesimpulan dari persamaan diatas untuk menghitung prediksi kebutuhan hidrogen peroksida diambil dari nilai MSE terkecil adalah persamaan linier / garis lurus yaitu $y = 925,94 x + 7724$, dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung dari tahun 2002 sampai tahun yang akan dihitung, y adalah kebutuhan hidrogen peroksida pada tahun tertentu dalam satuan ton.

Dari persamaan yang didapat pada grafik 1.1 tentang perkiraan kebutuhan impor hidrogen peroksida, menunjukkan perkiraan kebutuhan impor hidrogen peroksida di Indonesia pada tahun 2016 adalah sebesar 21613,1 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tentang perkiraan kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia, ketersediaan bahan baku dan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi ditetapkan kapasitas produksi pabrik hidrogen peroksida ini sebesar 20.000 ton/tahun, diharapkan dengan kapasitas ini dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi kebutuhan impor hidrogen peroksida bahkan mungkin dapat diekspor ke negara lain.

1.2 Tinjauan Pustaka

Hidrogen peroksida (H_2O_2) dengan berat molekul (BM) = 34 gram/g.mol, merupakan senyawa kimia anorganik yang ditemukan oleh thenard pada tahun 1818. Senyawa ini termasuk jenis asam lemah, berbentuk cairan tidak berwarna dan dapat bercampur dengan air. Hidrogen peroksida mempunyai titik beku $-0,14$ °C dan titik didih $150,2$ °C.

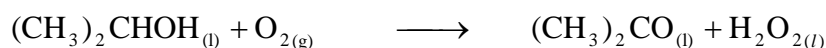
Hidrogen peroksida dapat dibuat dengan beberapa cara, yaitu dengan proses oksidasi isopropanol (isopropil alkohol), proses elektrolisis larutan sulfat dan proses oksidasi anthrahydroquinon.

1.2.1 Proses Oksidasi Isopropanol (*Isopropil Alkohol*)

Proses ini melibatkan oksidasi parsial alkohol sekunder secara non katalitik menjadi hidrogen peroksida dan aseton. Gas yang mengandung oksigen dilewatkan melalui alkohol sekunder umumnya isopropil. Perusahaan pertama

yang telah menggunakan proses ini adalah Shell Chemical Company di Norco, Louisiana.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Kecepatan Reaksi (k) :

$$k = Ae^{-E/RT}$$

$$k = 1.1 \times 10^7 e^{-96.2/RT}$$

(<http://www.google.com/oxidation>, 2009)

Dimana :

$$T = 130^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$$

$$R = 1,9872 \text{ cal/mol.K}$$

Maka k pada kondisi operasi didapatkan sebesar :

$$k = 9.754.912,8326 \text{ L/mol.s}$$

$$k = 9.754.912.832,6 \text{ L/kmol.s}$$

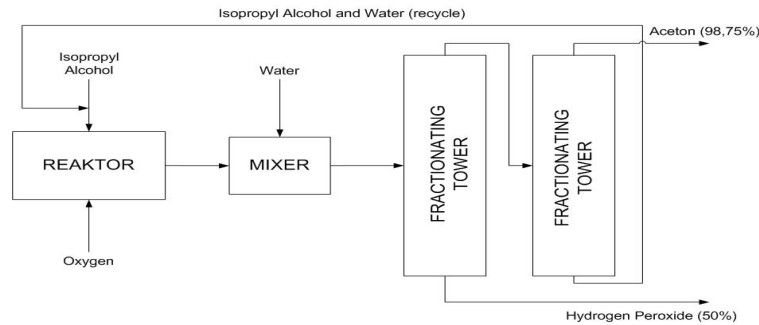
$$\text{Konversi (x)} = \frac{\text{Jumlah reaktan yang bereaksi}}{\text{Jumlah reaktan mula - mula}}$$

$$\text{Yield (y)} = \frac{\text{Jumlah produk yang dihasilkan}}{\text{Jumlah reaktan}}$$

Kondisi operasi pada suhu 70–160°C dan tekanan 10-20 atm, Konversi reaksi 90% dengan Yield 90% (Kirk & Othmer, 1983).

Karena H₂O₂ yang diperoleh pekat maka hasil reaksi kemudian diencerkan dengan air untuk mendapatkan kemurnian H₂O₂ 50%. Proses pemurnian produk hanya menggunakan menara distilasi. Menara distilasi (MD-01) berfungsi untuk memisahkan produk hidrogen peroksida sebagai hasil bawah dan menara distilasi

(MD-02) berfungsi memisahkan produk aseton sebagai hasil atas. Hasil bawah menara distilasi (MD-02) di recycle sebagai umpan reaktor.

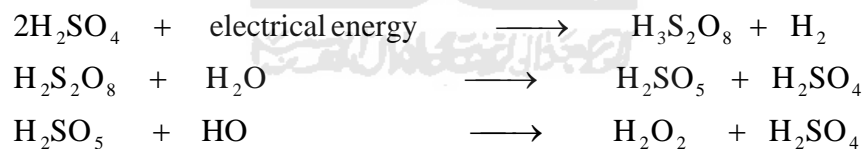


Gambar 1.1 Diagram Alir Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

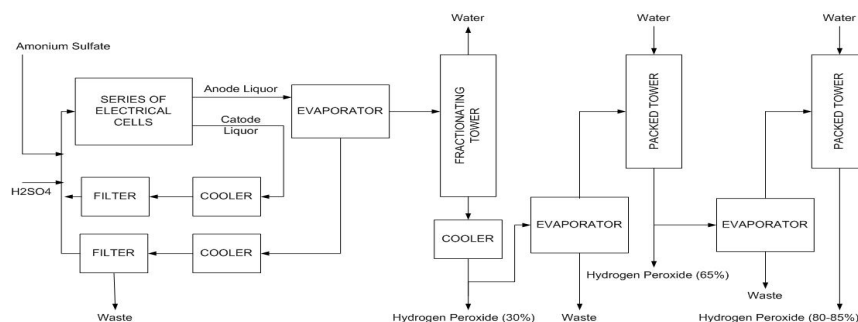
1.2.2 Proses Elektrolisis Larutan Sulfat

Dalam proses ini, larutan sulfat (umumnya asam sulfat) dioksidasi menjadi peroksidisulfat di anoda sel elektrolisis. Peroksidisulfat yang dihasilkan selanjutnya dihidrolisis menjadi produk hidrogen peroksida dan larutan sulfat yang kemudian digunakan kembali dalam proses.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Kondisi operasi pada suhu 75°C dan tekanan 40 – 50 mmHg (Faith & Keyes, 1961).

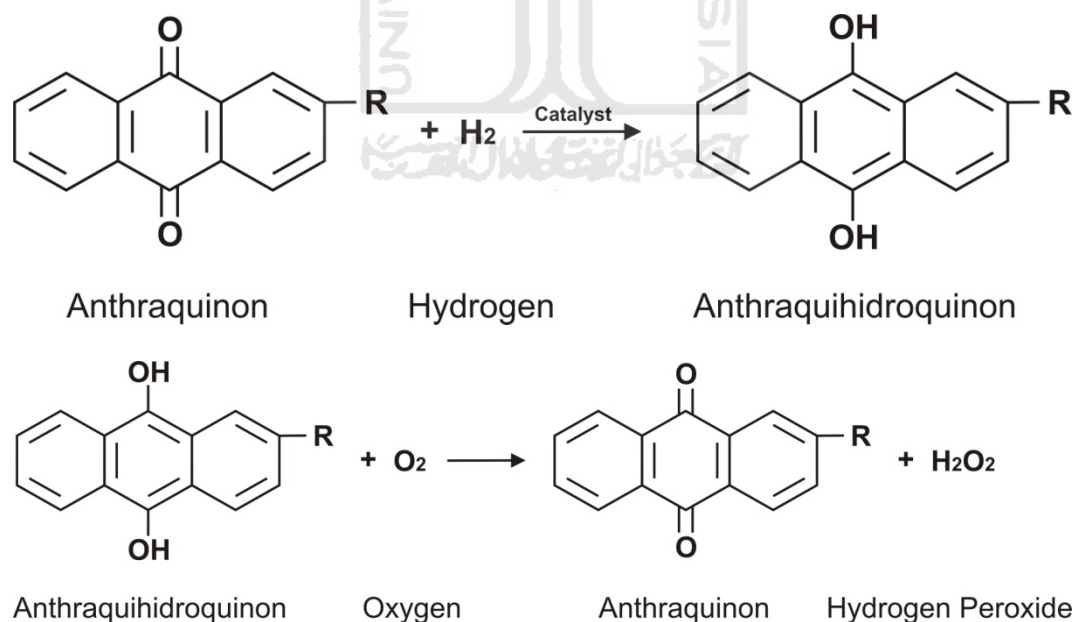


Gambar 1.2 Diagram Alir Proses Elektrolisis Larutan Sulfat

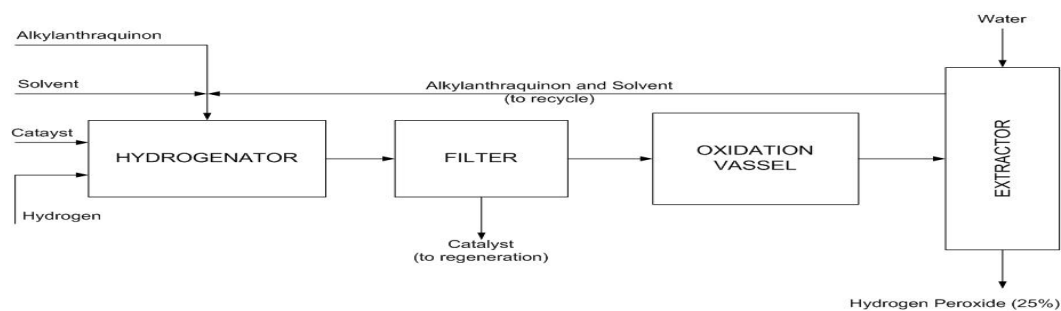
Proses elektrolisis ini memerlukan energi dan biaya yang tinggi, sehingga proses ini tidak ekonomis (Faith & Keyes, 1961).

1.2.3 Proses Oksidasi Anthrahidroquinon

Proses ini pertama kali dioperasikan oleh I.G. Farbenindustri di Jerman dengan kapasitas produksi 30 ton per bulan. Proses awal, anthraquinon direduksi menggunakan hidrogen dan suatu pelarutnya (biasanya disebut *working solution*) dengan bantuan katalis pallidium dalam hidrogenator pada suhu 40–50°C dan tekanan 4 atm. Proses ini menghasilkan larutan Anthraquinon yang kemudian dipisahkan dari katalis dan dikirim ke oxidizier, dimana produk tersebut akan dioksidasi dengan oksigen (umumnya udara) pada suhu 30–60°C menjadi Anthraquinon dan hidrogen peroksida (Kirk & Othmer, 1983).



Kondisi operasi pada suhu 40 – 50°C dan tekanan 4 atm dengan konversi reaksi 80%.



Gambar 1.3 Diagram Alir Proses Oksidasi Anthrahidroquinon

Dari beberapa proses-proses pembuatan hidrogen peroksida di atas, maka dipilih proses oksidasi isopropanol (isopropil alkohol). Adapun beberapa pertimbangan dalam memilih proses oksidasi isopropil alkohol antara lain :

- 1) Proses pengoperasiannya mudah dan sederhana yaitu hanya menggunakan satu reaktor dan proses pemisahan dengan menara distilasi dibanding kedua proses diatas.
- 2) Proses reaksi oksidasi isopropil alkohol dapat berjalan tanpa menggunakan katalis sedangkan kedua proses diatas menggunakan katalis.
- 3) Konversi reaksi oksidasi isopropanol lebih tinggi yaitu sebesar 90% dengan Yield 90% dibanding proses oksidasi anthrahidroquinon.
- 4) Biaya energi rendah dan kebutuhan bahan baku yang digunakan jumlahnya sedikit sehingga lebih ekonomis dibanding kedua proses diatas.
- 5) Produk utama yang dihasilkan adalah hidrogen peroksida dan produk samping adalah aseton, dimana kedua produk tersebut dapat dijual untuk digunakan dalam berbagai sektor industri sedangkan kedua proses lainnya hanya menghasilkan produk utama H_2O_2 .

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Hidrogen Peroksida

Rumus molekul	: H_2O_2
Berat molekul	: 34 g/mol
Titik didih	: $150,2^{\circ}C$
Suhu kritis	: $457,15^{\circ}C$
Tekanan kritis	: 214,05 atm
Kemurnian	: 50%
Impurities	: 49,5% H_2O dan 0,5% C_3H_8O
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Densitas pada $30^{\circ}C$: $1,44 \text{ g/cm}^3$
Viskositas pada $30^{\circ}C$: 1,11 Cp
Kapasitas panas pada $30^{\circ}C$: 86,0575 Joule/mol.K
Panas pembentukan pada $25^{\circ}C$: -44,92 kcal/gmol

2.1.2 Aseton

Rumus molekul	: C_3H_6O
---------------	-------------

Berat molekul	: 58 g/mol
Titik didih	: 56°C
Suhu kritis	: 235,2°C
Tekanan kritis	: 46,4 atm
Kemurnian	: 98,75%
Impurities	: 0,1% H ₂ O
	: 1,1% C ₃ H ₈ O
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Densitas pada 30°C	: 0,78 g/cm ³
Viskositas pada 30°C	: 0,29 Cp
Kapasitas panas pada 30°C	: 128,4033 Joule/mol.K
Panas pembentukan pada 25°C	: -59,42 kcal/gmol

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Isopropanol (Isopropil Alkohol)

Rumus molekul	: C ₃ H ₇ OH
Berat molekul	: 60 g/mol
Titik didih	: 82,4°C
Suhu kritis	: 235,31°C
Tekanan kritis	: 47,02 atm
Kemurnian	: 99,8%

Impurities	: 0,02% H ₂ O
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Densitas pada 30°C	: 0,77 g/cm ³
Viskositas pada 30°C	: 1,69 Cp
Kapasitas panas pada 30°C	: 173,3681 Joule/mol.K
Panas pembentukan pada 25°C	: -76,1 kcal/gmol

2.2.2 Udara

Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Relative humidity	: 75 – 85%
Komposisi (% massa)	
– Nitrogen (N ₂)	: 79% mol
– Oksigen (O ₂)	: 21% mol

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Air

Rumus kimia	: H ₂ O
Berat molekul	: 18 g/mol
Berat jenis	: 0,998 g/ml
Titik didih	: 100 °C
Titik beku	: 0 °C

Suhu kritis	: 374,13 ⁰ C
Tekanan kritis	: 217,7 atm
Viskositas	: 0,82 Cp
Densitas	: 1,02 g/cm ³
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kapasitas panas pada 30°C	: 75,45 Joule/mol.K
Panas pembentukan pada 25°C	: -285,830 kcal/gmol

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku, bahan penunjang, proses produksi sampai menjadi produk. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik hidrogen peroksida ini meliputi:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah

sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan hidrogen peroksida di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

- Air, sebagai pengencer di mixer, keperluan utilitas, pendingin dan pemanas.
- Pasir, sebagai penyaring di Bak Saringan Pasir.
- Zeolit, sebagai pengisi di kation dan anion exchanger.
- Larutan Na_2SO_3 , sebagai pengisi di tangki deaerator.
- Larutan $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2(\text{H}_2\text{O})$, sebagai pengisi di tangki deaerator.
- Kaporit, sebagai bahan pembuat larutan desinfektan untuk keperluan rumah tangga.
- Larutan NaCl , untuk meregenerasi kation exchanger.
- Larutan NaOH , untuk meregenerasi anion exchanger.
- Na_2SO_4 , mencegah kerak dalam proses.
- N_2H_4 , mencegah kerak dalam proses.
- Residual oil No.6, sebagai bahan bakar boiler.
- *Diesel oil* (Solar), sebagai bahan bakar diesel (Genzet).

c. Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diseting baik itu *flow meter* bahan baku atau produk, *level controler*, maupun *temperature controler*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *setting* semula baik secara manual atau otomatis

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

➤ ***Level Controler***

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, level yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum sesuai maka level tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh level yang diinginkan.

➤ ***Flow Controler***

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

➤ ***Temperature Controler***

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Temperatur yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum sesuai maka suhu tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh temperatur yang diinginkan.

➤ ***Pressure Controler***

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses untuk mengendalikan tekanan di dalam alat sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut.

➤ ***Volume Recorder***

Merupakan alat yang dipasang pada aliran masuk bahan baku dan aliran keluar produk untuk merekam/mencatat volume cairan yang masuk di dalam alat sesuai dengan volume alat tersebut yang diinginkan.

➤ ***Level Indicator***

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses (tangki bahan baku dan produk) untuk mengecek dan mengukur volume cairan sesuai dengan volume alat tersebut yang diinginkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan hidrogen peroksida dari isopropanol (*isopropil alkohol*) dengan menggunakan proses oksidasi isopropanol. Dalam industri kimia organik, proses oksidasi merupakan salah satu sarana yang efektif dalam sintesa senyawa kimia. Proses oksidasi didefinisikan sebagai suatu proses yang dihasilkan senyawa oksida. Secara umum proses oksidasi dapat dikatakan sebagai proses pelepasan elektron, dimana zat yang teroksidasi akan mengalami penambahan bilangan oksidasi.



Sebaliknya bila zat menerima elektron berarti akan mengalami penurunan bilangan oksidasi atau mengalami proses reduksi.



Adapun reaktor yang dipergunakan dalam proses ini adalah reaktor gelembung yang merupakan salah satu reaktor dimana reaksinya berjalan akibat proses kontak fase gas dengan cair.

Secara garis besar proses pembuatan hidrogen peroksida dibagi menjadi 4 tahap yaitu tahap penyiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, tahap pencampuran dan pengenceran, tahap pemisahan serta pemurnian produk.

3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

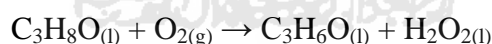
Bahan baku isopropanol dengan kemurnian 99,8% dan 0,2% H₂O yang diimpor dari Jepang disimpan dalam tangki penyimpanan (TP-01) pada suhu 32°C dan tekanan 1 atm, selanjutnya umpan isopropanol dari tangki penyimpanan (TP-01) dicampurkan dengan arus recycle menara distilasi (MD-02) pada suhu 98,86°C dan tekanan 1 atm dialirkan menggunakan pompa (P-01) untuk dinaikkan tekanannya sebesar 10 atm dan dengan menggunakan heater (HE-01) yang berfungsi untuk menaikkan suhu sebesar 130°C. Kemudian umpan isopropanol dimasukkan ke bagian atas reaktor gelembung (RG-01) dengan kondisi operasi suhu 130°C dan tekanan 10 atm.

Umpan gas O₂ dari udara dengan suhu 32°C dan tekanan 1 atm, diserap menggunakan alat blower (BL) yang sebelumnya pengotor berupa debu disaring terlebih dahulu oleh alat filter udara (FU). Untuk menyesuaikan suhu dan tekanan dengan kondisi operasi didalam reaktor gelembung (RG-01) sebesar 130°C dan 10 atm, maka umpan udara yang mengandung O₂ dari kondisi awal 32,81°C dan 1 atm dialirkan ke kompresor stage-1 (K-01) untuk dinaikkan tekanannya menjadi sebesar 3,16 atm dengan perubahan suhu menjadi 199,44°C. Umpan tersebut dialirkan ke intercooler (IC) untuk diturunkan suhunya menjadi 32,81°C dengan tekanan 3,16 atm. Selanjutnya, dialirkan ke kompresor stage-2 untuk dinaikkan tekanan mencapai tekanan sebesar 10 atm dengan perubahan suhu menjadi 208,08°C. Karena suhu 208,08°C melebihi dari suhu operasi didalam reaktor gelembung (RG-01) maka dialirkan terlebih dahulu ke aftercooler (AC) untuk diturunkan suhunya menjadi 130°C dengan tekanan tetap sebesar 10 atm. Setelah

itu, dengan kondisi operasi suhu 130°C dan tekanan 10 atm dimasukkan ke bagian bawah reaktor gelembung (RG-01) untuk dikontakkkan antara fase gas udara (O₂) dengan fase cair (isopropanol).

3.1.2 Tahap Pembentukan produk

Pembentukan hidrogen peroksida dan aseton dalam reaktor merupakan reaksi oksidasi yang dijalankan dalam reaktor gelembung. Bahan baku isopropanol dan udara (O₂ *excess*) direaksikan dalam reaktor gelembung (RG-01), dimana terjadi kontak antara fase cair dan gas pada kondisi operasi suhu 130°C dan 10 atm. Karena konversi dan yield sebesar 90%, maka hasil bawah reaktor gelembung (RG-01) sebagai produk yaitu hidrogen peroksida, aseton, sebagian isopropanol dan sebagian lagi berupa air (H₂O). Sedangkan hasil atas reaktor gelembung (RG-01) yang langsung dibuang ke lingkungan yaitu mengandung O₂ dan N₂. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi dalam reaktor gelembung (RG-01) adalah bersifat eksotermis, sehingga untuk mempertahankan suhu reaksi dilengkapi koil pendingin dengan air sebagai media pendingin.

3.1.3 Tahap Pencampuran dan Pengenceran

Cairan hasil bawah reaktor gelembung (RG-01) yang mengandung hidrogen peroksida, aseton, sebagian isopropanol dan sebagian lagi berupa air (H₂O) dengan suhu 130°C dan tekanan 10 atm dialirkan ke dalam mixer (M-01)

dengan pompa (P-02) untuk dicampur dengan air (H_2O) yang dialirkan dari bak penampung air proses (BU-03) dari unit utilitas dengan menggunakan pompa (PU-14) dengan suhu $32^{\circ}C$ dan tekanan 3 atm.

Karena suhu umpan pada menara distilasi (MD-01) adalah $93,94^{\circ}C$ maka suhu pencampuran pada mixer (M-01) adalah $93,94^{\circ}C$, agar proses lebih ekonomis karena akan menghemat 1 buah alat penukar panas pada aliran fluida dari mixer (M-01) menuju menara distilasi (MD-01). Selain itu, tekanan operasi pada mixer (M-01) adalah 3 atm agar aseton dalam cairan tidak menguap.

Untuk mencapai kondisi umpan $93,94^{\circ}C$ dan 3 atm pada mixer (M-01) maka suhu dan tekanan cairan dari reaktor gelembung (RG-01) diturunkan menggunakan cooler (CL-01) dan expansion valve (EV-01).

3.1.4 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Cairan hasil pencampuran dari mixer (M-01) langsung dialirkan ke menara distilasi (MD-01) menggunakan pompa (P-03) dan menurunkan tekanannya hingga 1,2 atm dengan expansion valve (EV-02). Kondisi umpan menara distilasi (MD-01) adalah $93,94^{\circ}C$ dan 1,2 atm. Kondisi operasi bawah menara distilasi (MD-01) adalah $117,8^{\circ}C$ dan 1,3 atm mengandung produk utama hidrogen peroksida 50% dengan impuritis air dan isopropanol yang dialirkan ke reboiler parsial untuk sebagian diuapkan dan sebagian lagi berupa cairan dialirkan kedalam tangki penyimpan hidrogen peroksida 50% (TP-02) dengan menggunakan pompa (P-05). Kondisi operasi atas menara distilasi (MD-01) adalah $79,89^{\circ}C$ dan 1,1 atm berupa aseton 82,53% dengan impuritis berupa

isopropanol dan air dialirkan ke menara distilasi (MD-02), setelah melewati condensor total (CD-01) yang berfungsi untuk mengembunkan seluruh uap menjadi cairan dimana terjadi perubahan suhu menjadi $67,3^{\circ}\text{C}$. Selanjutnya cairan hasil pengembunan dialirkan ke sebuah tangki yang disebut accumulator refluks (ACC-01), yang sebagian dari cairan tersebut akan diambil sebagai distilat dan sisanya dikembalikan ke puncak kolom sebagai arus refluks. Pengaliran arus refluks dan cairan umpan masuk ke menara distilasi (MD-02) dilakukan dengan menggunakan pompa (P-04). Arus refluks memiliki arti penting karena tanpa arus refluks tersebut, tidak akan ada fase cair yang mengalir turun pada seksi *enriching* (Purwono S., 2005).

Menara distilasi (MD-02) berfungsi untuk meningkatkan kemurnian aseton menjadi 98,75%. Kondisi umpan menara distilasi (MD-02) adalah $67,3^{\circ}\text{C}$ dan 1,1 atm. Kondisi operasi atas menara distilasi (MD-02) adalah $57,1^{\circ}\text{C}$ dan 1 atm merupakan produk samping berupa aseton 98,75% dengan impuritis air dan isopropanol yang dialirkan menggunakan pompa (P-06) setelah melewati condenser total (CD-02) dan accumulator refluks (ACC-02) yang selanjutnya ditampung di tangki penyimpanan aseton 98,75% (TP-03). Kondisi operasi bawah menara distilasi (MD-02) adalah $98,86^{\circ}\text{C}$ dan 1,15 atm berupa isopropanol dan air yang kemudian di recycle ke arus bahan baku isopropanol menuju reaktor gelembung (RG-01) dengan menggunakan pompa (P-07) dan tekanannya diturunkan menyesuaikan tekanan arus sebesar 1 atm dengan menggunakan expansion valve (EV-03).

3.2 Metode Penentuan Perancangan

Dalam pra rancangan pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol dan oksigen (udara) ini variabel yang berpengaruh dalam metode perancangan pabrik yaitu neraca massa dan neraca panas.

3.2.1 Neraca Massa

Variabel yang berpengaruh dalam neraca massa antara lain:

1. Neraca Massa Total
2. Neraca Massa di Reaktor Gelembung (RG-01)
3. Neraca Massa di Mixer (M-01)
4. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01)
5. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-02)

1. Tabel 3.1. Neraca Massa Total

Komponen	BM	MASUK (Input)		KELUAR (Output)	
		kgmol/jam	Kg/jam	kgmol/jam	Kg/jam
C ₃ H ₈ O	60,0000	37,7579	2265,4734	0,6218	37,3094
C ₃ H ₆ O	58,0000	0,0000	0,0000	37,1361	2153,8919
O ₂	32,0000	61,8934	1980,5902	24,7574	792,2361
N ₂	28,0000	266,0997	7450,7918	266,0997	7450,7918
H ₂ O	18,0000	69,5930	1252,6745	69,5930	1252,6745
H ₂ O ₂	34,0000	0,0000	0,0000	37,1361	1262,6263
Jumlah		435,3441	12949,5299	435,3441	12949,5299

2. Tabel 3.2 Neraca Massa di Reaktor Gelembung (RG-01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
C3H6O		2153,8919
C3H8O	2475,7378	247,5738
H2O	222,7450	222,7450
H2O2		1262,6263
N2	7450,7918	7450,7918
O2	1980,5902	792,2361
TOTAL	12129,8648	12129,8648

3. Tabel 3.3 Neraca Massa di Mixer (M-01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
C3H6O	2153,8919	2153,8919
C3H8O	247,5738	247,5738
H2O	1470,8795	1470,8795
H2O2	1262,6263	1262,6263
TOTAL	5134,9714	5134,9714

4. Tabel 3.4 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	BM	MASUK (Input)		KELUAR (Output)	
		kgmol/jam	Kg/jam	kgmol/jam	Kg/jam
C3H6O	60,0000	35,8982	2153,8919	35,8982	2153,8919
C3H8O	58,0000	4,2685	247,5738	4,2685	247,5738
H2O	32,0000	45,9650	1470,8795	45,9650	1470,8795
H2O2	28,0000	45,0938	1262,6263	45,0938	1262,6263
Jumlah		131,2255	5134,9714	131,2255	5134,9714

5. Tabel 3.5 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	BM	MASUK (Input)		KELUAR (Output)	
		kgmol/jam	Kg/jam	kgmol/jam	Kg/jam
C3H6O	60,0000	35,8982	2153,8919	35,8982	2153,8919
C3H8O	58,0000	4,0551	235,1951	4,0551	235,1951
H2O	32,0000	6,8947	220,6319	6,8947	220,6319
Jumlah		46,8480	2609,7189	46,8480	2609,7189

3.2.2 Neraca Panas

Basis : 1 jam

Satuan : kkal/jam

Suhu referensi : 25°C (298 K)

Variabel yang berpengaruh dalam neraca panas antara lain:

1. Neraca Panas di Reaktor Gelembung (RG-01)
2. Neraca Panas di Mixer (M-01)
3. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)
4. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-02)
5. Neraca Panas di Intercooler (IC)
6. Neraca Panas di Aftercooler (AC)
7. Neraca Panas di Cooler (CL-01)
8. Neraca Panas di Heater (HE-01)

1. Tabel 3.6 Neraca Panas di Reaktor Gelembung (RG-01)

Panas Masuk (k.kal/jam)		Panas Keluar (k.kal/jam)	
Panas masuk	456967,9855	Panas keluar	469718,5138
Panas reaksi	788468,9261	Panas yang diserap	775718,3977
Total	1245436,9116	Total	1245436,9116

2. Tabel 3.7 Neraca Panas di Mixer (M-01)

Sumber Panas	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Panas Masuk	308066,0289	
Panas Keluar		316808,1248
Panas Air	8742,0959	
Total	316808,1248	316808,1248

3. Tabel 3.8 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT		
	Qumpam	Qreboiler	Qdistilat	Qbottom	Qkondensor
Komponen Bahan	1079569,069		374754,181	1408681,679	
pemanas		3826825,839			
Pendingin					3122959,048
Sub total	1079569,069	3826825,839	374754,181	1408681,679	3122959,048
Total	4906394,908		Total		4906394,908

4. Tabel 3.9 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	INPUT		OUTPUT		
	Qumpam	Qreboiler	Qdistilat	Qbottom	Qkondensor
Komponen Bahan	1597888,953		164492,190	117274,010	
pemanas		220890,381			
Pendingin					1537013,134
Sub total	1597888,953	220890,381	164492,190	117274,010	1537013,134
Total	1818779,334		Total		1818779,334

5. Tabel 3.10 Neraca Panas di Intercooler (IC)

Sumber Panas	Masuk(kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
Umpan Masuk	378234,3852	
Umpan Keluar		34277,0302
Beban Panas		343957,3550
Total	378234,3852	378234,3852

6. Tabel 3.11 Neraca Panas di Aftercooler (AC)

Sumber Panas	Masuk(kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
Umpan Masuk	397371,8207	
Umpan Keluar		180700,0169
Beban Panas		216671,8039
Total	397371,8207	397371,8207

7. Tabel 3.12 Neraca Panas di Cooler (CL-01)

Sumber Panas	Masuk(kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
Umpan Masuk	256584,95	
Umpan Keluar		227005,7125
Beban Panas		29579,2375
Total	256584,95	256584,95

8. Tabel 3.13 Neraca Panas di Heater (HE-01)

Sumber Panas	Masuk(kkal/jam)	Keluar(kkal/jam)
Umpan Masuk	165170,7651	
Umpan Keluar		862987,0569
Beban Panas	697816,2917	
Total	154620,2324	154620,2324

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Reaktor Gelembung (RG-01)

Fungsi : Mereaksikan umpan cair isopropanol sebanyak 2698,4828 kg/jam dengan gas oksigen dari udara sebanyak 9431,3820 kg/jam membentuk hidrogen peroksida dan aseton.

Jenis : Reaktor Gelembung

Jenis Bahan Reaktor : Carbon Steel SA-285 Grade C

Tekanan : 10 atm

Suhu : 130°C

Diameter : 3,0628 m

Tinggi Reaktor Total : 6,93545 m

Tinggi Shell : 6,1257 m

Tebal shell : 1 1/4 in

Tinggi Head : 0,585492 m

Tebal Head : 1 7/8 in

Volume Reaktor : 15,036 m³

Jumlah Koil : 5 Lilitan

Diameter Koil : 2,1440 m

Jarak antar Koil : 0,33655 m

Tinggi Koil : 1,1779 m

Jumlah Reaktor : 1 unit

Harga Satuan : US\$ 20065,1858

3.3.2 Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampur 1248,1345 kg/jam H₂O dari tangki penyimpanan dengan 3886,8369 kg/jam larutan hasil bawah reaktor gelembung (RG-01) menjadi campuran homogen sebanyak 5134,9714 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Kondisi Operasi : - Tekanan : 3 atm
: - Temperatur : 94⁰C

Volume : 2,1284 m³

Diameter OD : 1,3716 m
ID : 1,3621 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Tinggi : 1,7907 m

Pengaduk

Jenis : 6 Flat Blade Turbine

Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C

Diameter pengaduk : 0,4540 m

Tinggi pengaduk : 0,0908 m

Lebar pengaduk : 0,1135 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,1362 m

Power pengaduk : 2,7313 Hp

Power Motor : 3 Hp Standar NEMA

Jumlah pengaduk : 1 buah
 Harga : US\$ 81780,8332

3.3.3 Menara Distilasi – 01 (MD – 01)

Fungsi : Untuk memisahkan H_2O_2 dari C_3H_6O , C_3H_8O dan H_2O sebanyak 5134,9714 kg/jam
 Tipe : Sieve Tray Distillation Tower
 Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 80°C
 Tekanan : 1,1 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 118°C
 Tekanan : 1,3 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 94°C
 Tekanan : 1,2 atm

Jumlah Plate : 27 plate

Tinggi menara : 10,0497 m

Diameter Menara : 0,9822 m

Tebal Shell : 3/16 inch

Tebal Head : 3/16 inch

Tebal Isolasi Dinding : 0,0291 m

Bahan Isolasi : Asbestos

Jumlah : 1 unit
 Harga Satuan : US\$ 1818,0374

3.3.4 Menara Distilasi – 02 (MD – 02)

Fungsi : Untuk memisahkan C_3H_6O dari C_3H_8O dan H_2O
 sebanyak 2689,7189 kg/jam
 Tipe : Sieve Tray Distillation Tower
 Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 57,5196°C

Tekanan : 1 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 98,8580°C

Tekanan : 1,15 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 67°C

Tekanan : 1,10 atm

Jumlah Plate : 12 plate

Tinggi menara : 4,6266 m

Diameter Menara : 0,8374 m

Tebal Shell : 3/16 inch

Tebal Head : 3/16 inch

Tebal Isolasi Dinding : 0,0809 m

Bahan Isolasi : Asbestos

Jumlah : 1 unit
 Harga Satuan : US\$ 1652,0652

3.3.5 Condensor Total – 01 (CD – 01)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-01 pada suhu 80°C sebanyak 2609,7189 kg/jam dengan air pendingin masuk pada suhu 32°C dan keluar 50°C

Tipe : Double Pipe Condensor

Bahan : Stainless steel

Beban Panas : 746.048,51 $\frac{\text{kkal}}{\text{jam}}$

Luas Transfer Panas : 128,6805 ft²

Inner Pipe :

NPS, OD pipa : 2 inch ; 2,38 inch

ID pipa : 2,067 inch

Pressure Drop : 0,03 psia

Hairpin : 6

Annulus :

NPS, OD : 3 inch ; 3,5 inch

ID pipa : 3,068 inch

Pressure Drop : 9,57 psia

Panjang : 20 ft

Jumlah : 1 unit

Harga Satuan : US\$ 5393,7076

3.3.6 Condensor Total – 02 (CD – 02)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-02 pada suhu $57,5096^{\circ}\text{C}$ sebanyak 2181,2495 kg/jam dengan air pendingin masuk pada suhu 32°C dan keluar 50°C

Tipe : Double Pipe Condensor

Bahan : Stainless steel

Beban Panas : 367.179,4395 kkal/jam

Luas Transfer Panas : 125,1749 ft^2

Inner Pipe :

NPS, OD pipa : 0,5 inch ; 0,84 inch

ID pipa : 0,622 inch

Pressure Drop : 7,2388 psia

Hairpin : 15

Annulus :

NPS, OD pipa : 2 inch ; 2,38 inch

ID pipa : 2,067 inch

Pressure Drop : 3,5626 psia

Panjang : 20 ft

Jumlah : 1 unit

Harga Satuan : US\$ 5305,0566

3.3.7 Reboiler Parsial – 01 (RB – 01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 pada suhu 118°C sebanyak 2525,2525 kg/jam dengan pemanas steam jenuh pada suhu 150°C

Tipe : Double Pipe Kettle Reboiler

Bahan : Stainless steel

Beban Panas : 914.196,33 $\frac{\text{kkal}}{\text{jam}}$

Luas Transfer Panas : 192 ft²

Inner Pipe :

NPS, OD pipa : 2 inch ; 2,38 inch

ID pipa : 2,067 inch

Pressure Drop : 0,0215 psia

Hairpin : 8

Annulus :

NPS, OD : 3 inch ; 3,5 inch

ID pipa : 3,068 inch

Pressure Drop : 0,2868 psia

Panjang : 20 ft
 Jumlah : 1 unit
 Harga Satuan : US\$ 7084,6576

3.3.8 Reboiler Parsial – 02 (RB – 02)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-02 pada suhu 98,858°C sebanyak 428,494 kg/jam dengan pemanas steam jenuh pada suhu 130°C

Tipe : Double Pipe Kettle Reboiler

Bahan : Stainless steel

Beban Panas : 52.768,8440 $\frac{\text{kkal}}{\text{jam}}$

Luas Transfer Panas : 8,3269 ft²

Inner Pipe :

NPS, OD pipa : 0,125 inch ; 0,4050 inch

ID pipa : 0,2690 inch

Pressure Drop : 0,0702 psia

Hairpin : 3

Annulus :

NPS, OD : 1,25 inch ; 1,66 inch

ID pipa : 1,38 inch

Pressure Drop : 0,0016 psia

Panjang : 15 ft

Jumlah : 1 unit

Harga Satuan : US\$ 1077,1081

3.3.9 Accumulator – 01 (ACC – 01)

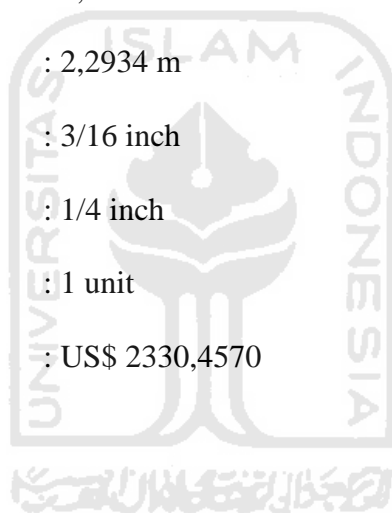
Fungsi	: Menampung sementara hasil atas MD-01 sebanyak 2525,2525 kg/jam yang akan disalurkan menuju refluks dan MD-02 dengan waktu tinggal 5 menit
Tipe	: Tangki silinder horizontal dengan atap elliptical dishead
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Suhu	: 80°C
Tekanan	: 1,1 atm
Diameter	: 1,3546 m
Panjang	: 2,7093 m
Tebal Shell	: 3/16 inch
Tebal Head	: 1/4 inch
Jumlah	: 1 unit
Harga Satuan	: US\$ 3145,6674

3.3.10 Accumulator – 02 (ACC – 02)

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas MD-02 sebanyak 2.181,2495 kg/jam yang akan disalurkan menuju
--------	---

refluks dan tangki penyimpanan produk Acetone dengan waktu tinggal 5 menit

Tipe	: Tangki silinder horizontal dengan atap elliptical dishead
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Suhu	: 57,5096°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 1,1467 m
Panjang	: 2,2934 m
Tebal Shell	: 3/16 inch
Tebal Head	: 1/4 inch
Jumlah	: 1 unit
Harga Satuan	: US\$ 2330,4570



3.3.11 Blower (BL-01)

Fungsi	: Untuk mengalirkan Udara lingkungan ke Reaktor gelembung (RG-01) sebanyak 9431,3820 kg/jam.
Jenis	: Centrifugal Blower
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Suhu Operasi	: 32°C
Tekanan Operasi	: 1 atm
Power Motor	: 1/8 HP

Jumlah : 1
 Harga Satuan : US\$ 78886,0415

3.3.12 Filter Udara (FU-01)

Fungsi : Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir ke reaktor sebanyak 9431,382 kg/jam

Jenis : Bag House Filter

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Diameter Bag : 0,2034 m

Panjang Bag : 2,4384 m

Jumlah Bag : 24 buah

Harga Satuan : US\$ 13983,5332



3.3.13 Kompresor (K-01) Stage-1

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari blower sebanyak 9431,382 kg/jam menuju kompresor stage-2.

Jenis : Centrifugal compressor Multistage

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Tekanan Masuk : 1 atm

Tekanan Keluar : 3,16 atm

Power Motor : 8,357 HP

Jumlah : 1
 Harga Satuan : US\$ 13786,7289

3.3.14 Kompresor (K-02) Stage-2

Fungsi : Menaikkan tekanan udara kompresor stage 1 sebanyak 9431,382 kg/jam menuju reaktor gelembung (RG-01).

Jenis : Centrifugal compressor Multistage

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Tekanan Masuk : 3,16 atm

Tekanan Keluar : 10 atm

Power Motor : 8,706 HP

Jumlah : 1

Harga Satuan : US\$ 78886,0415

3.3.15 Expansion Valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan campuran cairan keluar reaktor gelembung (RG-01) sebanyak 3886,84 kg/jam dari 10 atm menjadi 3 atm.

Jenis : Globe Valve

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Suhu Aliran : 118,6822°C

Tekanan Masuk : 10 atm

Tekanan Keluar : 3 atm

Diameter Masuk

NPS : 2 in

OD : 2,067 in

ID : 2,38 in

Diameter Keluar

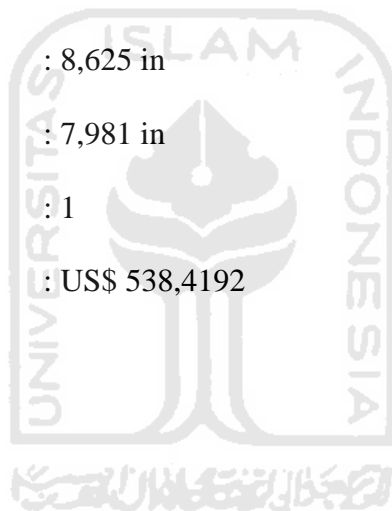
NPS : 8 in

OD : 8,625 in

ID : 7,981 in

Jumlah : 1

Harga Satuan : US\$ 538,4192



3.3.16 Expansion Valve (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan campuran cairan keluar dari Mixer (M-01) sebanyak 5134,97 kg/jam dari 3 atm menjadi 1,2 atm

Jenis : Globe Valve

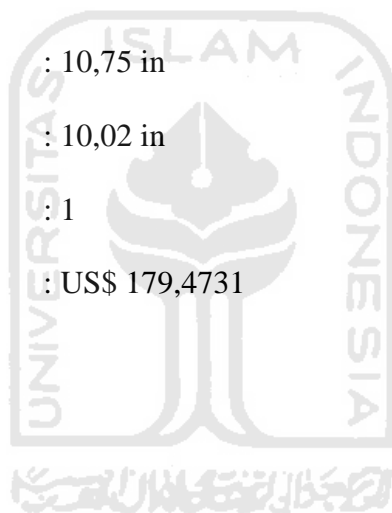
Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Suhu Aliran : 93,9388°C

Tekanan Masuk : 3 atm
 Tekanan Keluar : 1,2 atm
 Diameter Masuk
 NPS : 2 in
 OD : 2,067 in
 ID : 2,38 in

Diameter Keluar
 NPS : 10 in
 OD : 10,75 in
 ID : 10,02 in

Jumlah : 1
 Harga Satuan : US\$ 179,4731



3.3.17 Expansion Valve (EV-03)

Fungsi : Menurunkan tekanan campuran cairan keluar dari Menara Distilasi (MD-02) sebanyak 428,47 kg/jam dari 1,15 atm menjadi 1 atm.
 Jenis : Globe Valve
 Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
 Suhu Aliran : 98,8580°C
 Tekanan Masuk : 1,15 atm

Tekanan Keluar : 1 atm

Diameter Masuk

NPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

ID : 0,824 in

Diameter Keluar

NPS : 2,5 in

OD : 2,88 in

ID : 2,469 in

Jumlah : 1

Harga Satuan : US\$ 179,4731



3.3.18 Intercooler (IC)

Fungsi : Mendinginkan udara menuju kompresor stage-2 sebanyak 9431,3820 kg/jam dari suhu 199,44°C menjadi 32,81°C

Jenis : Double pipe Exchanger.

Aliran fluida

Fluida panas : Campuran multikomponen

Fluida dingin : Air

Spesifikasi Annulus :

IPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

Pressure drop : 0.69 psi

Spesifikasi Inner pipe :

IPS : 3 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Pressure drop : 3,748 psi

Panjang : 20 ft

Jumlah Hairpin : 6

Bahan konstruksi : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 17126,3455

3.3.19 Aftercooler (AC)

Fungsi : Mendinginkan udara menuju Reaktor gelembung (R-01) sebanyak 9431,3820 kg/jam dari suhu 208,08°C menjadi 130°C

Jenis : Double pipe Exchanger.

Aliran fluida

Fluida panas : Campuran multikomponen

Fluida dingin : Air

Spesifikasi Annulus :

IPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

Pressure drop : 0,36 psi

Spesifikasi Inner pipe :

IPS : 3 in

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Pressure drop : 1,377 psi

Panjang : 20 ft

Jumlah Hairpin : 4

Bahan konstruksi : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1520,0898

Cooler (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan produk keluar Reaktor (R-01) menuju Mixer (M-01) sebanyak 3886,8369 kg/jam dari suhu 130°C menjadi 118,7°C

Jenis : Double pipe Exchanger.

Aliran fluida

Fluida panas : Campuran multikomponen

Fluida dingin : Air

Spesifikasi Annulus :

IPS : 2 in

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Pressure drop : 0,02 psi

Spesifikasi Inner pipe :

IPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

ID : 0,824 in

Pressure drop : 1,616 psi

Panjang : 12 ft

Jumlah Hairpin : 2

Bahan konstruksi : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 912,0539

Heater (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan isopropanol menuju reaktor gelembung (R-01) sebanyak 2698,4828 kg/jam dari suhu 45,09°C menjadi 130°C

Jenis : Double pipe Exchanger.

Aliran fluida

Fluida panas : Steam

Fluida dingin : Campuran multikomponen

Spesifikasi Annulus :

IPS : 2 in

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Pressure drop : 1,16 psi

Spesifikasi Inner pipe :

IPS : 1,25 in

OD : 1,66 in

ID : 1,38 in

Pressure drop : 0,09 psi

Panjang : 12 ft

Jumlah Hairpin : 7

Bahan konstruksi : Stainless steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1418,7505

3.3.20 Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan umpan isopropanol dari tangki penyimpanan ke reaktor (R-01) sebanyak 2698,4828 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Multi Stage

Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 2698,4828 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,6831 m/s
Head Pompa	: 5,026109 m
Tenaga Pompa	: 0,143374 Hp
Tenaga Motor	: 0,17 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 907,3244 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 1321,9652

3.3.21 Pompa (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah reaktor (R-01) ke mixer (M-01) sebanyak 3886,837 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 3886,837 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,531506m/s
Head Pompa	: 2,251644m
Tenaga Pompa	: 0,089639 Hp
Tenaga Motor	: 0,13 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 1873,007rpm

Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 2129,8329

3.3.22 Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan Fluida hasil bawah mixer (M-01) ke menara distilasi (MD-01) sebanyak 5134,971

kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Multi Stage

Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 5134,971 kg/jam

Kecepatan Linier : 0,67016 m/s

Head Pompa : 5,9842 m

Tenaga Pompa : 0,3061 Hp

Tenaga Motor : 0,3333 Hp

Putaran Standar : 1.750 rpm

Putaran Spesifik : 948,323 rpm

Jumlah : 2

Harga : US\$ 2129,8329

3.3.23 Pompa (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan cairan keluar hasil atas menara distilasi (MD-01) ke menara distilasi (MD-02) sebanyak 2609,719 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multi Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 2.348,747 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,7210 m/s
Head Pompa	: 11,32512 m
Tenaga Pompa	: 0,3305 Hp
Tenaga Motor	: 0,5 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 506,8681 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 1395,4078

3.3.24 Pompa (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan cairan hasil bawah menara distilasi (MD-01) ke tangki penyimpanan (TP-03) H ₂ O ₂ sebanyak 2525,253 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multi Stage

Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 2525,253 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,61932 m/s
Head Pompa	: 6,375571 m
Tenaga Pompa	: 0,1845 Hp
Tenaga Motor	: 0,25 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 619,8 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 881,3102

3.3.25 Pompa (P-06)

Fungsi	: Mengalirkan cairan hasil atas menara distilasi (MD-02) ke tangki penyimpanan (TP-04) acetone sebanyak 2181,249 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multi Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 2181,249 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,569228 m/s
Head Pompa	: 6,047348 m
Tenaga Pompa	: 0,1606 Hp

Tenaga Motor	: 0,25 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 720,9783 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 1101,6377

3.3.26 Pompa (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan cairan isopropanol hasil bawah menara distilasi (MD-02) untuk di recycle sebanyak 428,4694 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multi Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 428,4694 kg/jam
Kecepatan Linier	: 0,434916 m/s
Head Pompa	: 2,1799 m
Tenaga Pompa	: 0,0215 Hp
Tenaga Motor	: 0,05 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 693,0802 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 220,3275

3.3.27 Tangki Penyimpan (TP-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku isopropanol untuk kebutuhan proses selama 1 bulan sebanyak 2270,0134 kg/jam
Jenis	: Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm : - Temperatur : 32 ⁰ C
Volume	: 3033,3095 m ³
Diameter	: 21,34 m
Tinggi	: 9,14 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 273328,0673

3.3.28 Tangki Penyimpan (TP-02)

Fungsi	: Menyimpan produk utama hidrogen peroksida 50% untuk kebutuhan selama 10 hari sebanyak 1893,9394 kg/jam
Jenis	: Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1,3 atm

	: - Temperatur : 117,8027 ⁰ C
Volume	: 577,9122 m ³
Diameter	: 13,72 m
Tinggi	: 5,49 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 101076,7601

3.3.29 Tangki Penyimpan (TP-03)

Fungsi	: Menyimpan produk samping aseton 98,75% untuk kebutuhan selama 10 hari sebanyak 1.635,9371 kg/jam
Jenis	: Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm : - Temperatur : 57,5096 ⁰ C
Volume	: 757,4057 m ³
Diameter	: 13,72 m
Tinggi	: 5,49 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 118886,1716

3.4 Perencanaan Produksi

3.4.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan hidrogen peroksida dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan hidrogen peroksida akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan hidrogen peroksida sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 20.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan hidrogen peroksida di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan hidrogen peroksida pada tahun 2016 sebesar 21609.1 ton/tahun.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku isopropanol yang digunakan dalam pembuatan hidrogen peroksida diperoleh dengan mengimport dari negara Jepang di Nippon Petrochemicals.

3.4.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
 - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

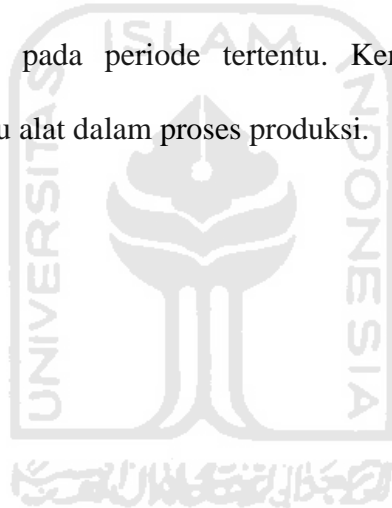
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

➤ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

➤ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik hidrogen peroksida dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Gresik – Jawa Timur, yang merupakan daerah kawasan industri.

Adapun pertimbangan-pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. **Penyediaan Bahan Baku**

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan laut (Tanjung Perak Surabaya) jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

Bahan baku pabrik hidrogen peroksida ini adalah isopropanol yang diperoleh dari Nippon Petrochemicals, Jepang.

2. Pemasaran

Hidrogen peroksida banyak dibutuhkan pada industri-industri kertas, tekstil dan industri kimia lainnya. Industri-industri yang membutuhkan hidrogen peroksida dan aseton baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu banyak terdapat di daerah Jawa Timur, Jawa Tengah dan Jawa Barat. Dekatnya lokasi pabrik hidrogen peroksida dengan mitra pabrik maupun konsumen menjadikan distribusi bahan baku dan produk relatif lebih mudah.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai, yaitu sungai Brantas. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

5. Transportasi

Untuk mempermudah lalu lintas produk dan pemasarannya, pabrik didirikan di Gresik karena dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan, serta jalan raya yang memadai, sehingga diharapkan pemasaran hidrogen peroksida dan produk samping aseton baik ke Jawa, pulau-pulau lain di Indonesia maupun keluar negeri dapat berjalan dengan baik.

6. Letak Geografis

Daerah Gresik – Jawa Timur merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri dan pesisir pantai yang memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Daerah Gresik dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri.

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan dalam menjalankan operasinya. Dari pertimbangan tersebut maka area tanah yang tersedia memenuhi persyaratan untuk pembangunan sebuah pabrik.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Adapun faktor-faktor sekunder adalah sebagai berikut :

1. Perluasan Areal unit.

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Jawa Timur untuk kawasan Gresik, sehingga memungkinkan

adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia. Selain itu fasilitas-fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya.

Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah

harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

3. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan sistem pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpanan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

4. Luas areal yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang-kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

5. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

6. Penempatan instalasi dan utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

7. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1) Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- a) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- b) Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- c) Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, koperasi, kantin, *sport centre* dan masjid.

2) Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

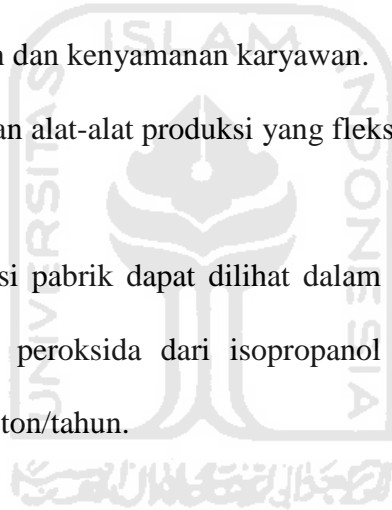
4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

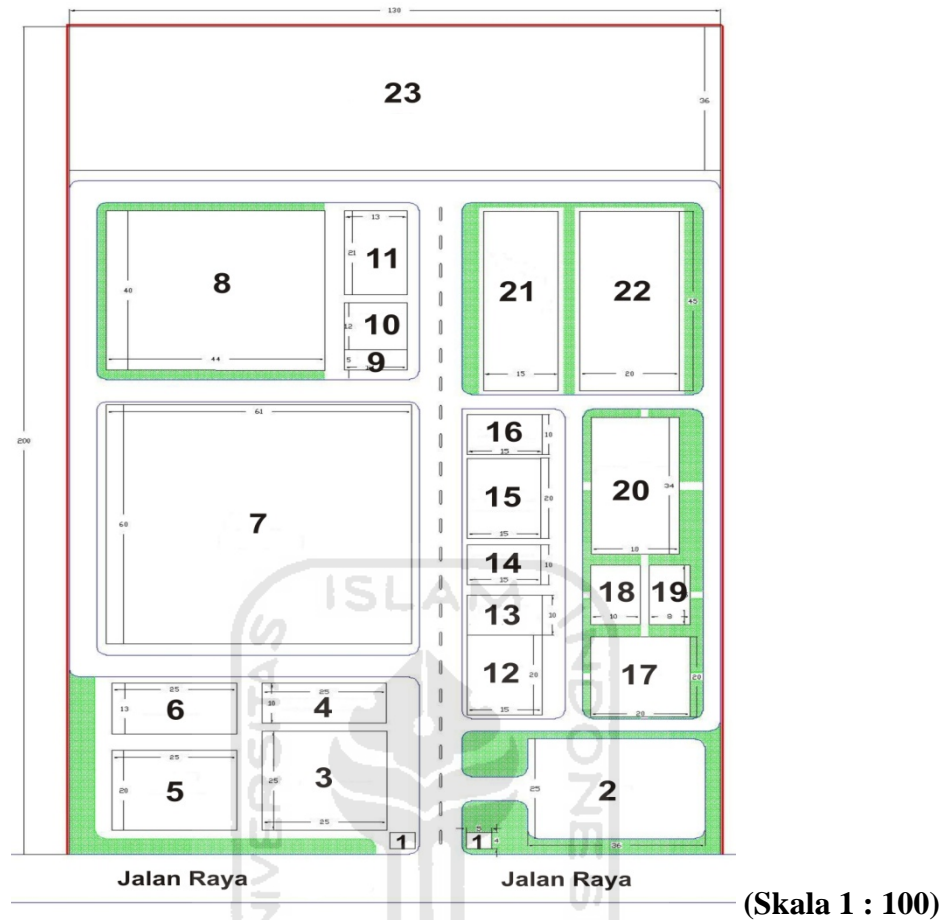
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.

Gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak pabrik (*plant lay out*) hidrogen peroksida dari isopropanol dengan proses oksidasi kapasitas produksi 20.000 ton/tahun.





KETERANGAN :

- | | |
|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 13. Gudang Bahan Kimia |
| 2. Parkir Tamu dan Karyawan | 14. Poliklinik |
| 3. Kantor Utama | 15. Unit Pemadam Kebakaran |
| 4. Parkir Direksi | 16. Gudang Serba Guna |
| 5. Kantor Produksi | 17. Masjid |
| 6. Ruang Kontrol | 18. Kantin |
| 7. Area Proses | 19. Koperasi |
| 8. Area Utilitas | 20. Sport Centre |
| 9. Gudang Alat | 21. Mess Direksi dan Tamu |
| 10. Bengkel | 22. Mess Karyawan |
| 11. Parkir Truk | 23. Perluasan |
| 12. Laboratorium | |

Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Hidrogen Peroksida

Tabel 4.1 Areal Bangunan Pabrik Hidrogen Peroksida

No	Lokasi	Ukuran, m	Luas, m ²
1	Pos Keamanan	(4 x 5) x 2 Unit	40
2	Parkir Tamu dan Karyawan	(25 x 36)	900
3	Kantor Utama	(25 x 25)	625
4	Parkir Direksi	(10 x 25)	250
5	Kantor Produksi	(25 x 20)	500
6	Ruang Kontrol	(25 x 13)	325
7	Area Proses	(61 x 60)	3.660
8	Area Utilitas	(40 x 44)	1.760
9	Gudang Alat	(5 x 13)	65
10	Bengkel	(12 x 13)	156
11	Parkir Truk	(21 x 13)	273
12	Laboratorium	(15 x 20)	300
13	Gudang Bahan Kimia	(15 x 10)	150
14	Poliklinik	(15 x 10)	150
15	Unit Pemadam Kebakaran	(15 x 20)	300
16	Gudang Serba Guna	(15 x 10)	150
17	Masjid	(20 x 20)	400
18	Kantin	(10 x 15)	150
19	Koperasi	(15 x 8)	120
20	Sport Centre	(18 x 34)	612
21	Mess Direksi dan Tamu	(15 x 45)	675
22	Mess Karyawan	(20 x 45)	900
23	Jalan, Taman dan lain-lain	-	8.859
24	Perluasan	(130 x 36)	4.680
Luas area terpakai			26.000

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1) Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2) Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, perlu juga diperhatikan arah hembusan angin.

3) Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4) Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika

terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5) Tata letak alat proses

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

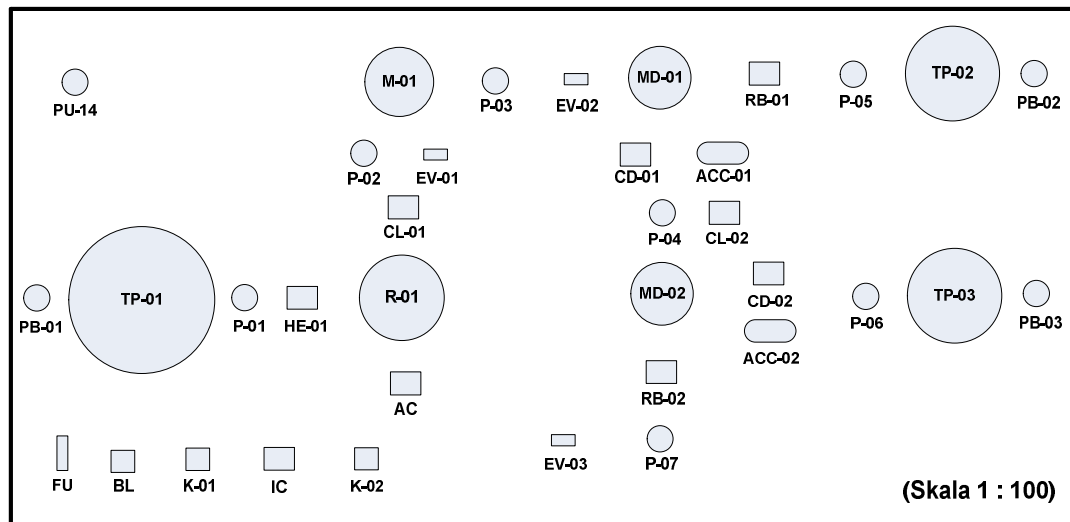
6) Jarak antar alat proses

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (*equipment lay out*) Pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol dengan proses oksidasi kapasitas produksi 20.000 ton/tahun.



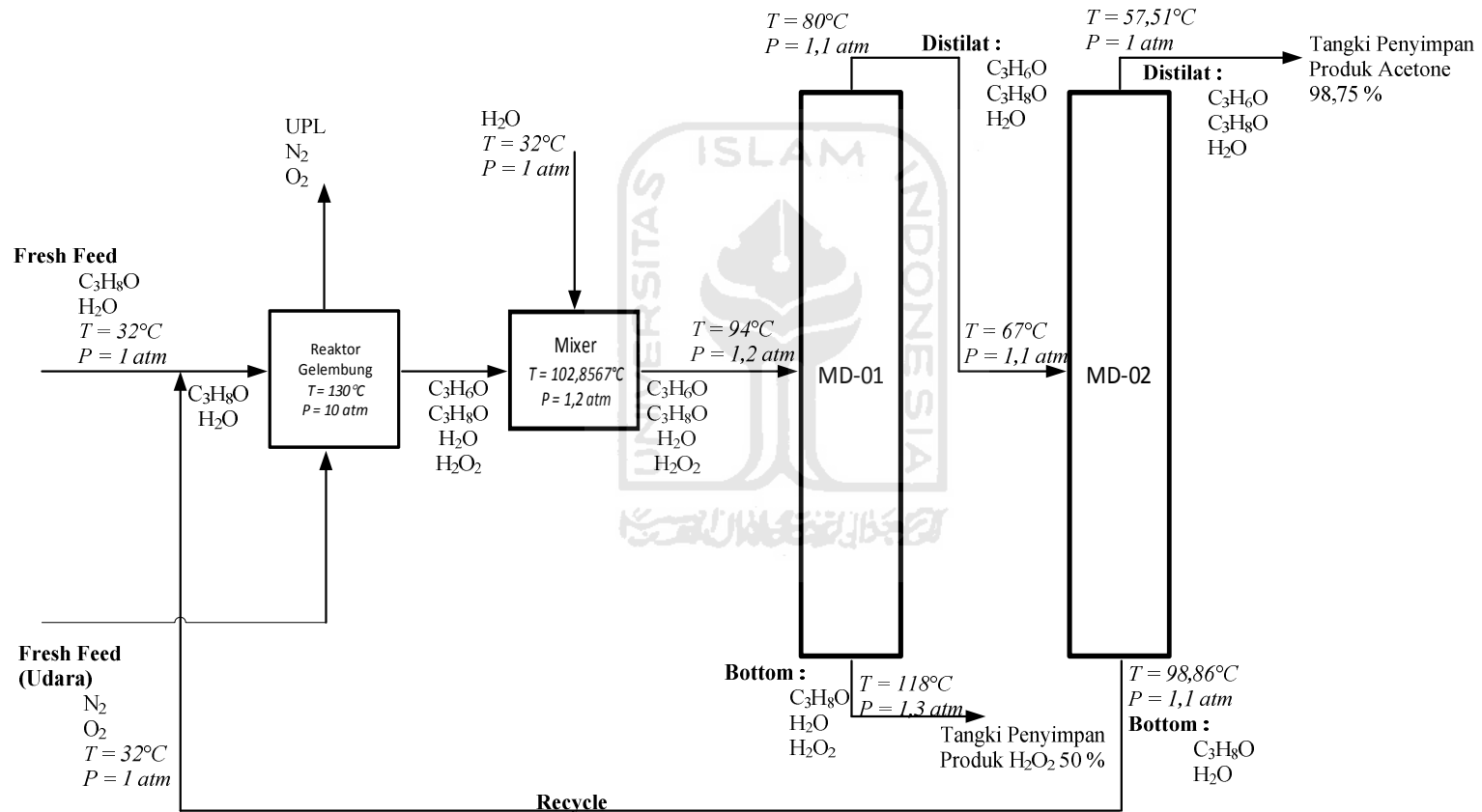
KETERANGAN :

- Tangki Penyimpan Isopropanol (TP-01)
- Tangki Penyimpan Hidrogen Peroksida (TP-02)
- Tangki Penyimpan Acetone (TP-03)
- Reaktor Gelembung (RG-01)
- Mixer (M-01)
- Pompa Utilitas (PU-14)
- Menara Distilasi (MD-01)
- Menara Distilasi (MD-02)
- Heater (HE-01)
- Kompresor (K-01 dan K-02)
- Filter Udara (FU)
- Pompa Batch (PB)
- Blower (BL)
- Accumulator (ACC-01 dan ACC-02)
- Condenser (CD-01 dan (CD-02)
- Reboiler (RB-01 dan RB-02)
- Expansion Valve (EV-01, EV-02 dan EV-03)
- Pompa (P)
- Cooler (CL-01 dan CL-02)
- Intercooler (IC)
- Aftercooler (AC)

Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses Pabrik Hidrogen Peroksida

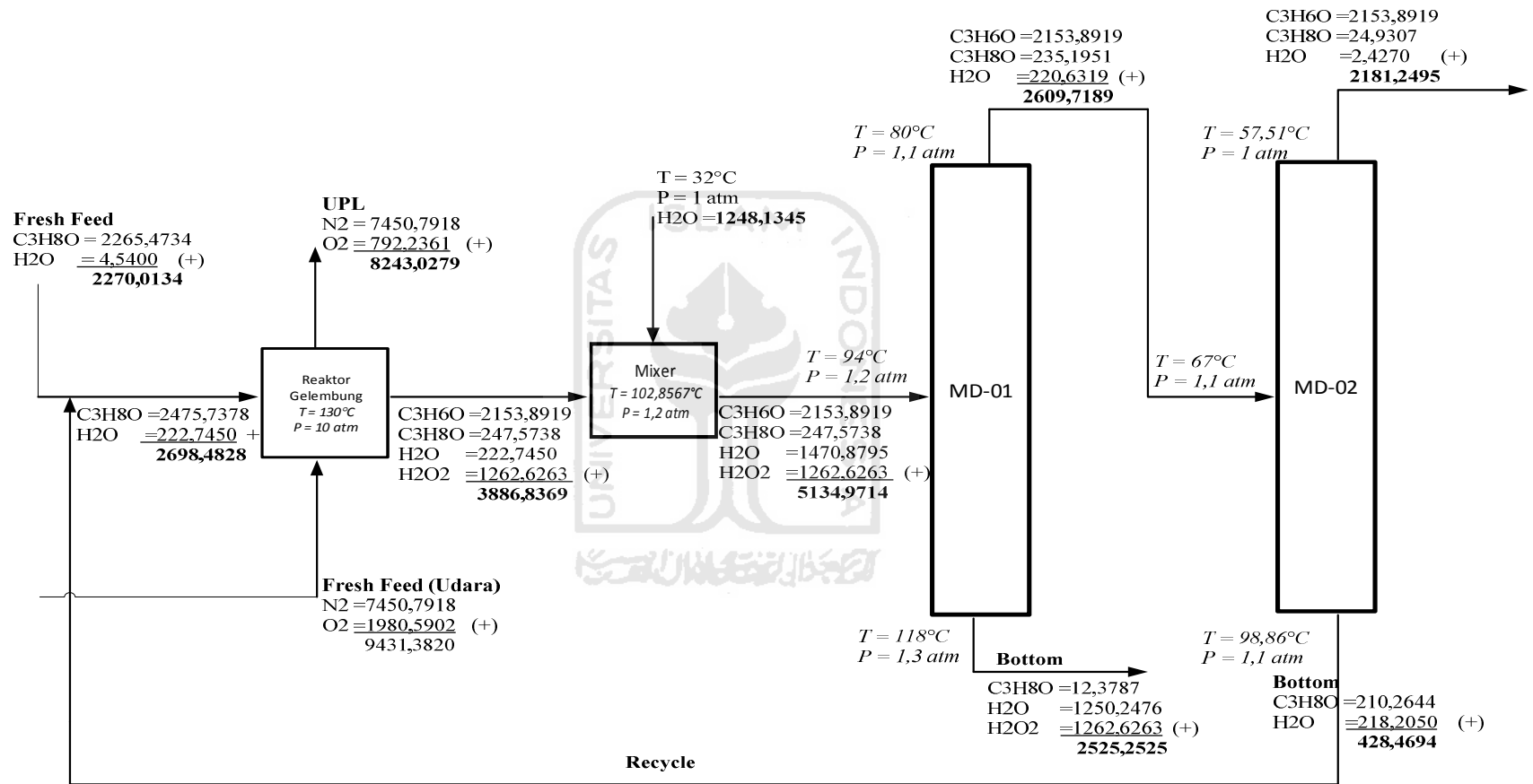
4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Hidrogen Peroksida

4.4.2 Diagram alir kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Hidrogen Peroksida (kg/jam)

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1) *Overhaul* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2) *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

☐ Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

☐ Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

☐ Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

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

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

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Hidrogen Peroksida ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Brantas. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- ☐ Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- ☐ Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- ☐ Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- ☐ Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1) Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

2) Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a) Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica.

- c) Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3) Air sanitasi.

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

a) Syarat fisika, meliputi:

- ☐ Suhu : Dibawah suhu udara
- ☐ Warna : Jernih
- ☐ Rasa : Tidak berasa
- ☐ Bau : Tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

- ☐ Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- ☐ Tidak mengandung bakteri.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1) Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$),

koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2) Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3) Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

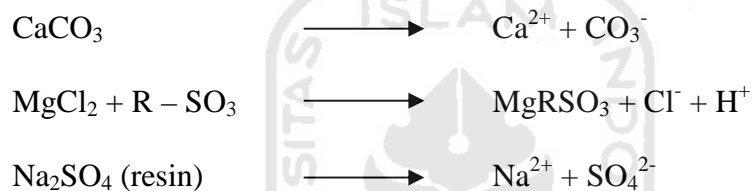
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a) Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

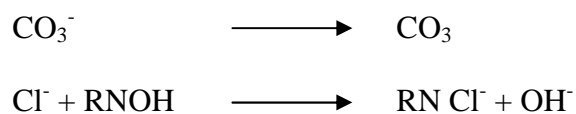
Reaksi:



b) Anion Exchanger

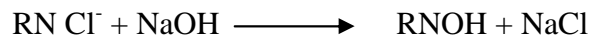
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^{-} dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c) Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



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

4) Pendinginan dan Menara Pendingin (*Cooling Tower*)

Air pendingin harus mempunyai sifat – sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan – bahan kimia sebagai berikut :

1. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
2. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
3. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat).

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

4.6.1.2.1 Perhitungan Kebutuhan Air

1) Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.2 Kebutuhan Air untuk Pendingin (kg/jam)

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Intercooler (IC)	10.630,5105
2.	Aftercooler (AC)	7.565,7610
3.	Cooler (CL-01)	1.235,5980
5.	Condenser (CD-01)	7.429,1365
6.	Condenser (CD-02)	3.656,3657
7.	Reaktor Gelembung (RG-01)	20.893,3916
	Jumlah	51.410,7633

Air pendingin 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga :

$$\text{Make up air pendingin} = 20\% \times 51.410,7633 \text{ kg/jam} = 10.282,1527 \text{ kg/jam}$$

2) Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.3 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
1.	Heater (HE-01)	538,2158
2.	Reboiler (RB-01)	705,4174
3.	Reboiler (RB-02)	39,6418
	Jumlah	1.283,2751

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga :

$$\text{Make up Steam} = 20\% \times 1.283,2751 \text{ kg/jam} = 256,6550 \text{ kg/jam}$$

3) Air Proses

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Untuk Proses

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Mixer-01	936,1009
	Jumlah	936,1009

4) Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Rumah Tangga

$$\text{Dianggap 1 orang membutuhkan air} = 150 \text{ lt/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan + keluarga} = \pm 250 \text{ orang}$$

Tabel 4.5 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	1.250
2	Kantor	1.791,6667
3.	Rumah Tangga	1.750
	Jumlah	3.541,6667

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total} &= (10.282,1527 + 1.283,2751 + 936,1009 + 3.541,6667) \\ &\text{kg/jam} \\ &= 15.016,5752 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diambil angka keamanan 20% = $1,2 \times 15.016,5752 = 18.019,8903$ kg/jam

4.6.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

☐ Kapasitas : 256,6550 kg/jam

☐ Jenis : Fire Tube Boiler

☐ Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit economizer safety valve sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed water tank. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam economizer, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke economizer sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain boiler, compressor, pompa, dan cooling tower. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- ☐ Kapasitas : 84 KWatt
- ☐ Jenis : Generator Diesel
- ☐ Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50% dan diesel

50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 579,7300 kg/jam.

4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Residual Oil no. 6 yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

4.6.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

1) Pompa Utilitas (PU – 01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) sebanyak 32928,09 kg/jam.

Jenis : Centrifugal Pump Single Stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 32928,09 kg/jam

Kecepatan Volumetrik : 174 gpm

Kecepatan Linier	: 1,06 m/s
Head Pompa	: 3,35 m
Tenaga Pompa	: 0,79 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 3815,682 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 12778,9973

2) Pompa Utilitas (PU- 02)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak flokulator (BF) sebanyak 32928,09 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 32928,09 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	174 gpm
Kecepatan Linier	: 1,06 m/s
Head Pompa	: 3,77117 m
Tenaga Pompa	: 0,8925 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 3499,192 rpm

Jumlah : 2
 Harga : US\$ 12778,9973

3) Pompa Utilitas (PU– 03)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator (BF) menuju Clarifier (CL) sebanyak 32928,09 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Single Stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 32928,09 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 174 gpm

Kecepatan Linier : 1,06 m/s

Head Pompa : 3,02 m

Tenaga Pompa : 0,892487 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Putaran Standar : 1.750 rpm

Putaran Spesifik : 3499,192 rpm

Jumlah : 2

Harga : US\$ 12778,9973

4) Pompa Utilitas (PU – 04)

Fungsi	: Mengalirkan air dari Clarifier (CL) menuju bak saringan pasir (BSP) sebanyak 32928,09 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 32928,09 kg/jam
Kecepatan Volumetrik: 174 gpm	
Kecepatan Linier	: 1,06 m/s
Head Pompa	: 3,77117 m
Tenaga Pompa	: 0,892487 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 2862,525 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 12778,9973

5) Pompa Utilitas (PU- 05)

Fungsi	: Mengalirkan air pencuci dari bak penampung air bersih (BU-02) menuju bak saringan pasir (BPS) sebanyak 32928,09 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel

Kapasitas : 32928,09 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 174 gpm

Kecepatan Linier : 1,06 m/s

Head Pompa : 4,238887 m

Tenaga Pompa : 1,003178 Hp

Tenaga Motor : 1,5 Hp

Putaran Standar : 1.75 rpm

Putaran Spesifik : 3205,428 rpm

Jumlah : 2

Harga : US\$ 12778,9973

6) Pompa Utilitas (PU – 06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih yang didistribusikan ke bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, bak penampung air pendingin, bak air proses dan ke tangki pembangkit steam sebanyak 32928,09 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Single Stage

Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 32928,09 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 174 gpm

Kecepatan Linier : 1,06 m/s

Head Pompa	: 11,48046 m
Tenaga Pompa	: 2,716973 Hp
Tenaga Motor	: 3 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 1518,292 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 12778,9973

7) Pompa Utilitas (PU – 07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik/cooling tower sebanyak 22495,05 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Single Stage

Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 22495,05 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 119 gpm

Kecepatan Linier : 1,25 m/s

Head Pompa : 7,305878 m

Tenaga Pompa : 1,202194 Hp

Tenaga Motor : 1,5 Hp

Putaran Standar : 1.750 rpm

Putaran Spesifik : 1762,258 rpm

Jumlah : 2

Harga : US\$ 8739,6591

8) Pompa Utilitas (PU – 08)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin sebanyak 22495,05 kg/jam

Jenis : Centrifugal Pump Single Stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Stainless Steel

Kapasitas : 22495,05 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 119 gpm

Kecepatan Linier : 1,25 m/s

Head Pompa : 3,078485 m

Tenaga Pompa : 0,50657 Hp

Tenaga Motor : 0,75 Hp

Putaran Standar : 1.750 rpm

Putaran Spesifik : 3369,542 rpm

Jumlah : 2

Harga : US\$ 8739,6591

9) Pompa Utilitas (PU – 09)

Fungsi	: Mengalirkan air pendingin bebas dari bak penampung menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak 22495,05 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 22495,05 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	119 gpm
Kecepatan Linier	: 1,25 m/s
Head Pompa	: 7,06423 m
Tenaga Pompa	: 1,162431 Hp
Tenaga Motor	: 1,5 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 1807,279 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 8739,6591

10) Pompa Utilitas (PU – 10)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation sebanyak 155,22 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multistage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel

Kapasitas	: 155,22 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	1 gpm
Kecepatan Linier	: 0,14497195 m/s
Head Pompa	: 1,639885 m
Tenaga Pompa	: 0,005233 Hp
Tenaga Motor	: 0,05 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 495,382 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 73,4425

11) Pompa Utilitas (PU – 11)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki deaerator sebanyak 155,22 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 155,22 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	1 gpm
Kecepatan Linier	: 0,14497195 m/s
Head Pompa	: 0,397918 m
Tenaga Pompa	: 0,00127 Hp
Tenaga Motor	: 0,05 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm

Putaran Spesifik	: 1432,865 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 73,4425

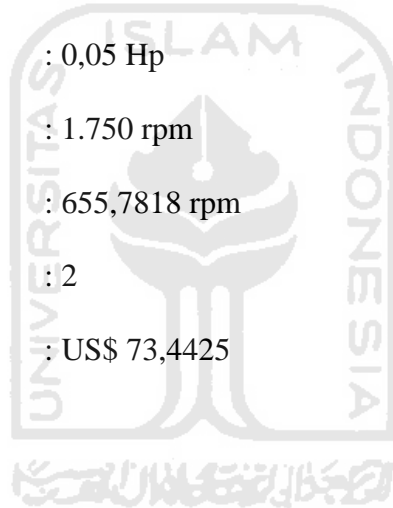
12) Pompa Utilitas (PU – 12)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 155,22 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 155,22 kg/jam
Kecepatan Volumetrik	: 1 gpm
Kecepatan Linier	: 0,14497195 m/s
Head Pompa	: 0,397918 m
Tenaga Pompa	: 0,00127 Hp
Tenaga Motor	: 0,05 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 1432,865 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 73,4425

13) Pompa Utilitas (PU – 13)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler sebanyak 155,22 kg/jam
--------	---

Jenis	: Centrifugal Pump Multistage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 155,22 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	1 gpm
Kecepatan Linier	: 0,14497195 m/s
Head Pompa	: 1,128204 m
Tenaga Pompa	: 0,0036 Hp
Tenaga Motor	: 0,05 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 655,7818 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 73,4425



14) Pompa Utilitas (PU – 14)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air proses menuju Mixer (M-01) sebanyak 1248,13 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Multistage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 1248,13 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	7 gpm
Kecepatan Linier	: 0,627205034 m/s

Head Pompa	: 5,224466 m
Tenaga Pompa	: 0,082006 Hp
Tenaga Motor	: 0,13 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm
Putaran Spesifik	: 549,6267 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 514,0976

15) Pompa Utilitas (PU – 15)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air proses (BU-04) untuk keperluan air kantor dan rumah tangga sebanyak 3.541,67 kg/jam
Jenis	: Centrifugal Pump Single Stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Stainless Steel
Kapasitas	: 3.541,67 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	19 gpm
Kecepatan Linier	: 0,43907027 m/s
Head Pompa	: 2,888919 m
Tenaga Pompa	: 0,099 Hp
Tenaga Motor	: 0,13 Hp
Putaran Standar	: 1.750 rpm

Putaran Spesifik	: 1.412,133 rpm
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 1395,4078

16) Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Menampung dan menyediakan air untuk diolah sebanyak 32928,09 kg/jam dengan waktu tinggal selama 5 jam.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Panjang : 12,6 m

Lebar : 6,29 m

Tinggi : 12,57 m

Volume : 197,5685 m³

Jumlah : 1

Harga : US\$ 1770,5004

17) Flokulator (FL)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan., sebanyak 32928,09 kg/jam dengan waktu tinggal selama 1 jam.

Jenis : Bak silinder tegak

Diameter : 3,69 m

Tinggi : 3,69 m

Volume	: 39,5137 m ³
Power pengaduk	: 1 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 18155,0776

18) Clarifier (CL)

Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air sebanyak 32928,09 kg/jam dengan waktu tinggal selama 1 jam.

Jenis	: Bak silinder tegak dengan tutup kerucut
Diameter	: 3,69 m
Tinggi	: 4,92 m
Volume	: 39,5137 m ³
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 36656,4248

19) Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier sebanyak 32928,09 kg/jam

Jenis : Bak empat persegi panjang dengan bahan isian.

Debit : 144,9822 gpm

Tinggi : 1,52 m

Volume : 5,1066 m³

Panjang : 1,84 m

Lebar : 1,84 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Tinggi lapisan pasir : 1,26 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 10851,9284

20) Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir sebanyak 32928,09 kg/jam.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 2,5 m

Volume : 197,5685 m³

Panjang : 12,57 m

Lebar : 6,29 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 1770,5004

21) Bak Penampung Air Proses (BU-03)

Fungsi	: Menampung air proses dari bak penampung air bersih sebanyak 1248,1344 kg/jam.
Jenis	: Bak empat persegi panjang.
Tinggi	: 2,5 m
Volume	: 7,4888 m ³
Panjang	: 2,45 m
Lebar	: 1,22 m
Bahan	: Beton bertulang.
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 248,4923

22) Bak Penampung Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-04)

Fungsi	: Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 3541,6667 kg/jam
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 1,5 m
Volume	: 51 m ³
Panjang	: 8,25 m
Lebar	: 4,12 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 785,6108

23) Bak Penampung Air Pendingin (BU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 22495,0491 kg/jam

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 1,5 m

Volume : 53,9881 m³

Panjang : 8,48 m

Lebar : 4,24 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 812,9134

24) Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 89980,1965 kg/jam dari suhu 104°F menjadi 86°F.

Jenis : Cooling Tower Induced Draft.

Tinggi : 5,42 m

Ground area : 9,2016 m²

Panjang : 3,03 m

Lebar : 3,03 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 16294,6915

25) Kation Exchanger (KN)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg sebanyak 155,2244 kg/jam.

Jenis : Silinder Tegak

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tinggi : 1,9 m

Volume : 0,0403 m³

Diameter : 0,1642 m

Tebal : 0,005 m

Jumlah : 2

Harga : US\$ 2719,0194

26) Anion Exchanger (AN)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO₄ dan NO₃ sebanyak 155,2244 kg/jam.

Jenis : Silinder Tegak

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tinggi : 1,9 m

Volume : 0,0403 m³

Diameter : 0,1642 m

Tebal : 0,005 m

Jumlah : 2
 Harga : US\$ 2719,0194

27) Tangki Deaerator (DE)

Fungsi : Membebaskan gas CO₂ dan O₂ dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na₂SO₃ dan larutan NaH₂PO₄.H₂O sebanyak 155,2244 kg/jam.

Jenis : Bak Silinder Tegak
 Tinggi : 0,619 m
 Volume : 0,1863 m³
 Diameter : 0,619 m
 Jenis pengaduk : Marine Propeller 3 Blade.
 Power pengaduk : 0,05 Hp
 Jumlah : 1
 Harga : US\$ 3134,6199



29) Tangki Umpan Boiler (TU-01)

Fungsi : Menampung umpan boiler sebanyak 155,2244 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak
 Tinggi : 0,78 m
 Volume : 0,3725 m³
 Diameter : 0,78 m

Jumlah : 1
 Harga : US\$ 1532,5339

30) Tangki Penampung Kondensat (TU-02)

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler sebanyak 155,2244 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Tinggi : 0,72 m

Volume : 0,2980 m³

Diameter : 0,72 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 1340,4916

31) Tangki Larutan Kaporit (TU-03)

Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kebutuhan air : 3541,667 kg/jam

Kadar Clorine : 49,6% dalam Kaporit

Kebutuhan kaporit : 0,02 kg/jam

Tinggi : 0,85 m

Volume : 0,49 m³

Diameter : 0,85 m

Jumlah : 1
 Harga : US\$ 1814,2840

32) Tangki Desinfektan (TU-04)

Fungsi : Membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 3.541,667 kg/jam.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Tinggi : 1,75 m

Volume : 4,25 m³

Diameter : 1,75 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 6602,9922

33) Tangki Larutan NaCl (TU-05)

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger sebanyak 4,5 ft³/hari.

Jenis : Tangki silinder tegak

Kebutuhan NaCl : 4,5 ft³/hari.

Tinggi : 0,45 m

Volume : 0,0698 m³

Diameter : 0,45 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 560,9939

34) Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger sebanyak 1,25 ft³/hari.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kebutuhan NaOH : 1,25 ft³/hari.

Tinggi : 0,29 m

Volume : 0,0194 m³

Diameter : 0,29 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 260,1217

35) Tangki Larutan N₂H₄ (TU-07)

Fungsi : Melarutkan N₂H₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses sebanyak 155,2244 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kebutuhan N₂H₄ : 0,0046 kg/jam.

Tinggi : 0,47 m

Volume : 0,0805 m³

Diameter : 0,47 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 611,0579

36) Tangki Pengadaan Bahan Bakar (TU-08)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler (BLU)

untuk 10 hari dan bahan bakar generator (GU) yang harus selalu ada untuk kebutuhan mendadak selama 2 hari sebanyak 28,7099 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder dengan Conical Roof dan Flat Bottomed.

Kebutuhan : 3823,544667 kg/jam

Volume : 4,7302 m³

Tinggi : 0,95 m

Diameter : 2,52 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 611,0579

37) Kompresor (KU-01)

Fungsi : Menyediakan udara tekan untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol sebanyak 579,73 kg/jam

Jenis : *Single stage centrifugal compressor*

Kebutuhan udara tekan : 500 m³/jam

Kapasitas : 579,73 kg/jam

Power motor : 1/3 HP

Jumlah : 1

Harga : US\$ 1995,0047

38) Generator (GU)

Fungsi : Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum sebanyak 84 kW

Jenis	: <i>Generator Diesel</i>
Power	: 100 kW
Jumlah minyak	: 4,6498 kg/jam
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 41386,8907

39) Blower (BWU-01)

Fungsi	: Menghisap udara sekeliling ke dalam Boiler (BO) sebanyak 270,0267 kg/jam
Kebutuhan udara	: 270,0267 kg/jam
Power motor	: 0,75 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 9071,4159

40) Boiler (BO)

Fungsi	: Memproduksi steam sebanyak 155,2244 kg/jam
Jenis	: Fire tube boiler
Kebutuhan steam	: 155,2244 kg/jam
Luas tranfer panas	: 3,5088 m ²
Jumlah tube	: 176 buah
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 9071,1058

4.7 Laboratorium

4.7.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Fungsi lain dari laboratorium adalah mengendalikan pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air. Laboratorium kimia merupakan sarana kegiatan guna pembangunan perusahaan supaya lebih maju dan menguntungkan baik dari segi teknis maupun non teknis.

Laboratorium berada di bawah bidang teknis dan produksi yang mempunyai tugas:

- 1) Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan bahan tambahan lainnya yang digunakan.
- 2) Sebagai pengontrol kualitas produk yang akan dipasarkan.
- 3) Sebagai pengontrol mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.
- 4) Sebagai peneliti dan pelaku riset terhadap segala sesuatu yang berkenaan dengan pengembangan dan peningkatan mutu produk.

5) Sebagai pengontrol terhadap proses produksi, baik polusi udara, cair maupun padatan.

Adapun analisa yang dilakukan di laboratorium adalah:

- 1) Analisa mutu bahan baku
- 2) Analisa mutu produk
- 3) Analisa mutu air

Laboratorium juga digunakan untuk menganalisa keperluan utilitas, adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

a. *Analisa feed water*, yang dianalisa meliputi *Dissolved oxygen*, PH, hardness, total solid, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas *feed water* :

- DO (*Disolved Oxygen*) : lebih baik $0 \leq 0,007$ ppm ($\leq 0,005$ cc/l)
- PH : ≥ 7
- Hardness : 0

Temporary *hardness* maksimum : ppm CaCO_3

Total solid : ≤ 200 ppm (0-600 psi), ≤ 10 ppm (600-750 psi)

Suspended solid : 0

Oil dan organic matter : 0

- Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai SiO_2

- Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion

- Analisa *cooling water*, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks

Langelier.

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

- PH jenuh CaCO_3 : $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log \text{total alkalinitas} + 0,032 \log \text{SC}_4$
 - Indeks Langlier : PH jenuh CaCO_3 (0,6 – 10)
- b. **Analisa air umpan boiler**, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, *sodium phosphate, chloride, PH, oil* dan *organic matter*, total solid serta konsentrasi silica.
- c. **Air minum yang dihasilkan** dianalisa meliputi PH, kadar *khlor* dan kekeruhan
- d. **Air bebas mineral**, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (additive, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

➤ **Alat analisa penting**

Alat analisa yang digunakan:

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *specific gravity*.

3) *Viscometer bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

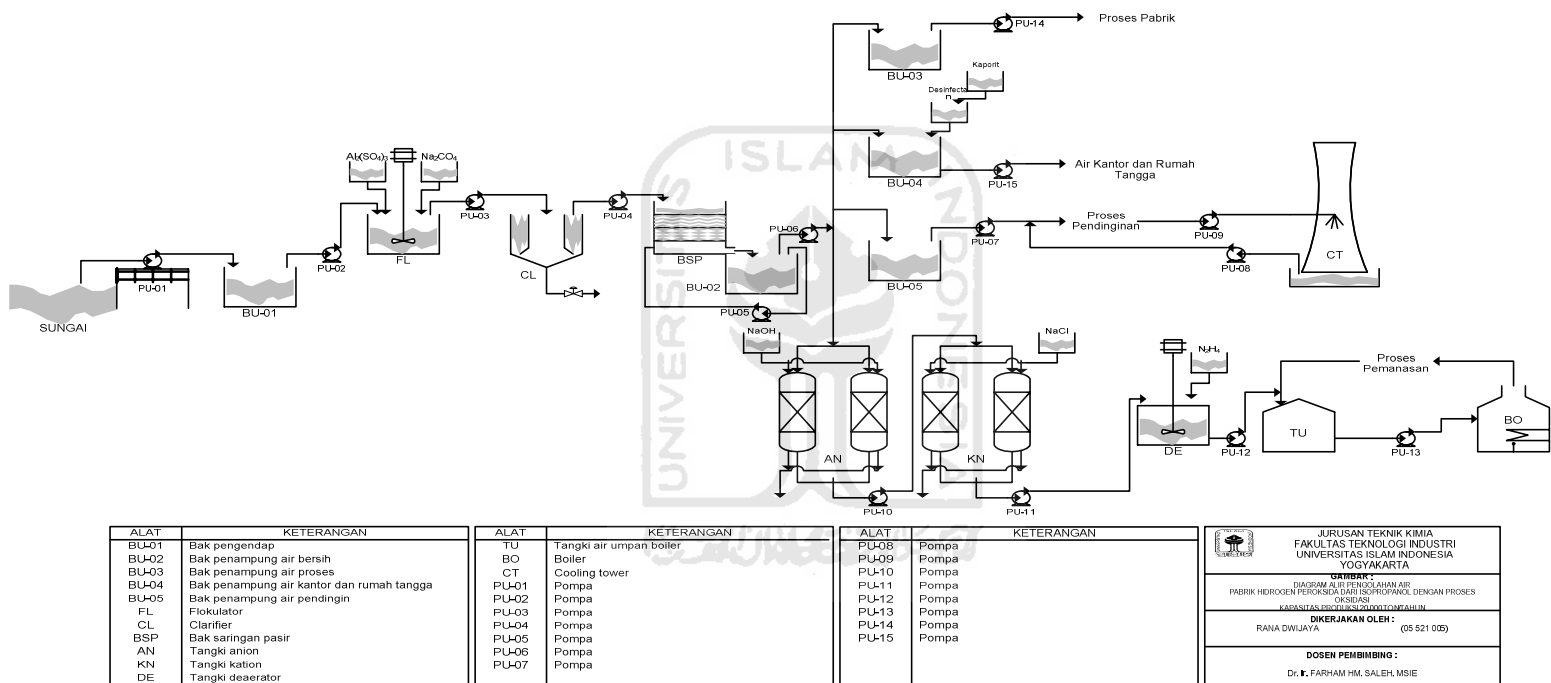
Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *Infra – Red Spectrofotometer*

Digunakan untuk menganalisa kualitas bahan baku, produk dan bahan selama proses.



Berikut flow diagram proses pengolahan air pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropanol dengan proses Oksidasi
 Kapasitas Produksi 20.000 ton/tahun.



Gambar 4.5 Diagram Alir Pengolahan Air

4.8 Organisasi Perusahaan

4.8.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Pabrik Hidrogen Peroksida ini yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.

5. Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
8. Mudah bergerak dipasar global.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi

masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel.

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

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

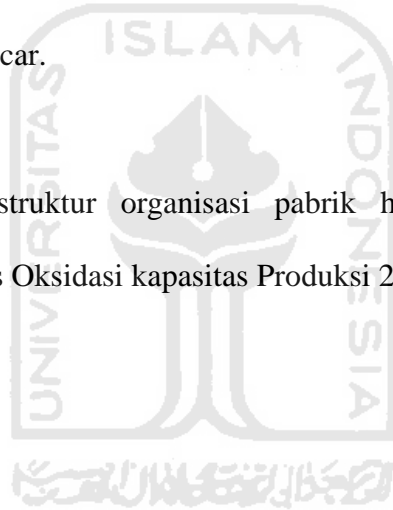
Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan

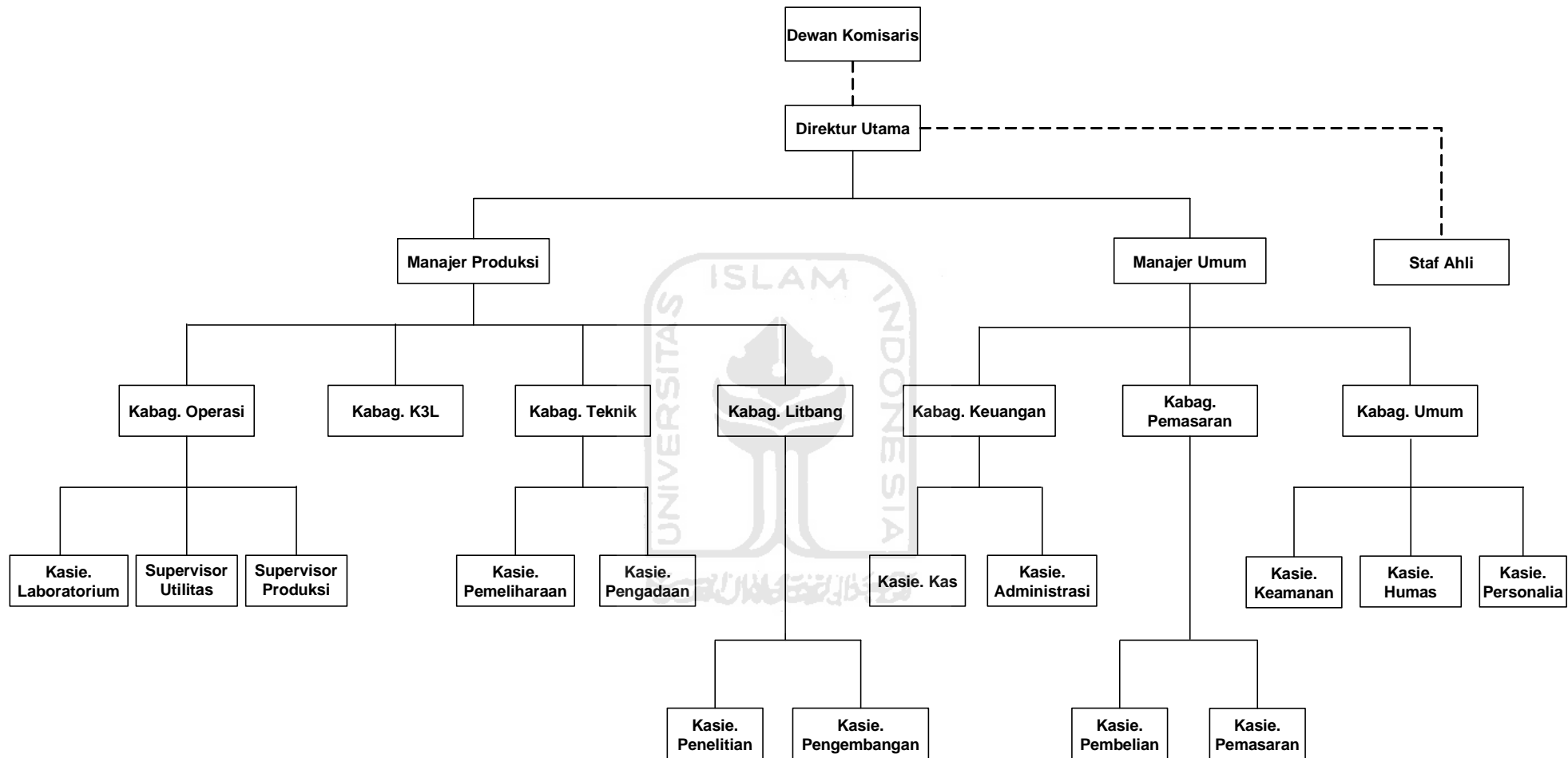
memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- a) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- b) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik hidrogen Peroksida dari Isopropanol dengan proses Oksidasi kapasitas Produksi 20.000 ton/tahun.





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.8.3 Tugas dan Wewenang

4.8.3.1 Pemegang saham

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

Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

- 1) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- 2) Mengangkat dan Memberhentikan Direktur Utama.
- 3) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.8.3.2 Dewan Komisaris

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

- 1) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- 2) Mengawasi tugas-tugas direksi.
- 3) Membantu direksi dalam hal yang sangat penting.

4.8.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama

bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

- a) Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan bertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan menjalin hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c) Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d) Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum.

4.8.3.4 Manajer

Membantu direktur dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktur. Disini terdapat beberapa manajer, antara lain :

- a. Manajer Produksi, tugasnya antara lain :
 - ☐ Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.
 - ☐ Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Manajer Umum, tugasnya antara lain :

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

4.8.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari :

1) Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi :

a) Supervisor Utilitas

Tugas Supervisor Utilitas :

- ☑ Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi.
- ☑ Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

b) Supervisor Produksi

Tugas Supervisor produksi :

- ☒ Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- ☒ Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- ☒ Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- ☒ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- ☒ Mengawasi dan menganalisa produk
- ☒ Mengawasi kualitas buangan pabrik.

2) Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

- a) Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- b) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a) Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

- ☒ Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

- ☒ Memperbaiki peralatan pabrik.

b) Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

- ☒ Merencanakan penggantian alat.

- ☒ Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

3) Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggungjawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a) Seksi Keselamatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

- ☒ Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.

- ☒ Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.

- ☒ Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.

- ☒ Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b) Seksi Pengawasan dan Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengawasan dan Pengolahan Limbah antara lain :

- ☐ Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
- ☐ Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4) Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi :

a) Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian yaitu : melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b) Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan yaitu : merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

5) Kepala bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

- ☐ Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- ☐ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- ☐ Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

- ☐ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- ☐ Mengatur distribusi barang dari gudang.

6) Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a) Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain : menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

b) Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain :

- ☒ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- ☒ Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

7) Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

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

b) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu : mengatur hubungan dengan masyarakat dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

- ☐ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- ☐ Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- ☐ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.8.3.6 Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala Seksi akan membawahi Operator. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.8.3.7 Status Karyawan

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

a) Karyawan Tetap

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

b) Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c) Karyawan Borongan

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

4.8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

a) Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah : Direktur Utama, Manajer, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin – Jumat : jam 07.00 – 15.00

Sabtu : jam 07.00 – 12.00

Jam istirahat : Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Jumat : jam 11.00 – 13.00

b) Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran

produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- ☐ Shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- ☐ Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- ☐ Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift, dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.6 Jadwal Kerja Shift tiap Regu

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 = shift pagi

S = shift siang

M = shift malam

L = libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah presensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.8.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.8.5.1 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMP sampai lulusan Sarjana (S-1) atau (S-2). Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4.7 Jabatan dan Keahlian

No.	Jabatan	Keahlian
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi Sekretaris
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin

Lanjutan Tabel 4.7 Jabatan dan Keahlian

10	Kepala Bagian K3L	Sarjana Teknik Lingkungan
11	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
12	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
13	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
14	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda / DIII
15	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
16	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
21	Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
22	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia
23	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
24	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
25	Supervisor Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
26	Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
27	Karyawan Personalia	Sarjana Muda / DIII
28	Karyawan Humas	Sarjana Muda / DIII
29	Karyawan Keuangan/Kas	Sarjana Muda / DIII
30	Karyawan Administrasi	Sarjana Muda / DIII
31	Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda / DIII

Lanjutan Tabel 4.7 Jabatan dan Keahlian

32	Karyawan Pembelian	Sarjana Muda / DIII
33	Karyawan Pengembangan	Sarjana Muda / DIII
34	Karyawan Penelitian	Sarjana Muda / DIII
35	Karyawan Pengawasan Limbah	Sarjana Muda / DIII
36	Karyawan K3	Sarjana Muda / DIII
37	Karyawan Pengadaan Alat	Sarjana Muda / DIII
38	Karyawan Pemeliharaan Alat	Sarjana Muda / DIII
39	Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda / DIII
40	Medis	Dokter
41	Paramedis	Akademi Keperawatan
42	Satpam	SMU Sederajat
43	Sopir	SMP / SMU
44	Pesuruh	SMP / SMU
45	Cleaning Service	SMP / SMU

4.8.5.2 Perincian jumlah karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut :

Tabel 4.8 Perincian Jumlah Karyawan Alat Proses

Nama Alat	Σ Unit	Orang/Unit.Shift	Orang/shift
Reaktor Gelembung	1	0,5	0,5
Mixer	1	0,5	0,5
Menara Distilasi	2	0,25	0,5
Accumulator	2	0,05	0,1
Kondenser	2	0,05	0,1
Reboiler	2	0,05	0,1
Tangki	3	0,1	0,3
Heater	1	0,25	0,25
Cooler	3	0,25	0,75
Pompa	7	0,2	1,4
Blower	1	0,2	0,2
Kompresor	2	0,2	0,4
Total			5,10

- Jumlah operator untuk alat proses = $5,10 \times 3 \text{ Shift} = 15,3 \approx 16 \text{ Orang}$
- Jumlah Operator utilitas = $0,5 \times \text{Jumlah operator produksi}$
 $= 0,5 \times 16 \text{ Orang}$
 $= 8 \text{ Orang}$

Sehingga total keseluruhan operator lapangan = $16 \text{ Orang} + 8 \text{ Orang}$

= 24 Orang

Tabel 4.9 Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Manajer Produksi	1
Manajer Umum	1
Staf Ahli	1
Kepala Bagian	7
Kepala Seksi	12
Supervisor	2
Sekretaris	3
Karyawan Personalia	2
Karyawan Humas	2
Karyawan Keuangan/Kas	2
Karyawan Administrasi	2
Karyawan Pemasaran	2
Karyawan Pembelian	2
Karyawan Pengembangan	2
Karyawan Penelitian	2
Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	1
Karyawan K3	9
Karyawan Pengadaan Alat	2
Karyawan Pemeliharaan Alat	3
Karyawan Laboratorium	6
Medis	1
Paramedis	3
Satpam	12
Sopir	4
Pesuruh	2
Cleaning Service	5
Operator Lapangan	24
Total	116

4.8.5.3 Penggolongan Gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a) Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan

b) Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

c) Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.10 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
Manajer Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Manajer Umum	1	15.000.000	15.000.000
Staf Ahli	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Bagian	7	8.000.000	56.000.000
Kepala Seksi	12	4.000.000	48.000.000
Supervisor	2	2.500.000	5.000.000
Sekretaris	3	2.100.000	6.300.000
Karyawan Personalia	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Humas	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Keuangan/Kas	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Administrasi	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Pemasaran	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Pembelian	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Pengembangan	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Penelitian	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	1	1.800.000	1.800.000
Karyawan K3	9	1.800.000	16.200.000
Karyawan Pengadaan Alat	2	2.000.000	4.000.000
Karyawan Pemeliharaan Alat	3	2.000.000	6.000.000
Karyawan Laboratorium	6	2.000.000	12.000.000
Medis	1	2.500.000	2.500.000
Paramedis	3	1.500.000	4.500.000
Satpam	12	1.000.000	12.000.000
Sopir	4	850.000	3.400.000
Pesuruh	2	800.000	1.600.000

Lanjutan Tabel 4.10 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Cleaning Service	5	800.000	4.000.000
Operator Lapangan	24	1.500.000	36.000.000
Total	116		306.300.000

4.8.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

- 1) Tunjangan
 - a) Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
 - b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
 - c) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
- 2) Cuti
 - a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
 - b) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- 3) Pakaian Kerja

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

4) Pengobatan

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

5) Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

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

4.8.7 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

a. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi dua kemungkinan :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain :

a. Material (Bahan Baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (Tenaga Kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

c. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam

kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

b. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor / analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian bahan proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.9 Evaluasi Ekonomi

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Event Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

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

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

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

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variable (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik hidrogen peroksida beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2016. Di dalam analisa ekonomi harga –

harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2016 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1955 sampai 2016, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.11 Harga Indeks

Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
Total	8.277,6

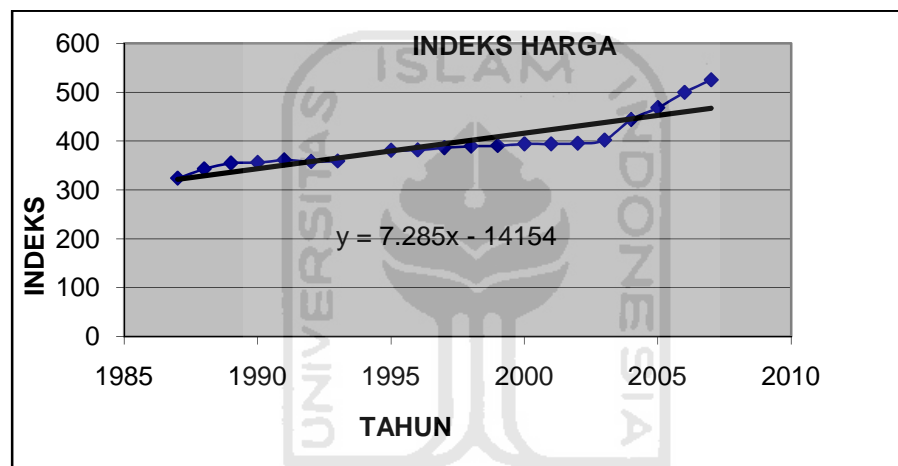
Sumber : (<http://www.che.com>, 2007)

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 7,285x - 14154$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2016 adalah:

Tahun	Indeks
2008	474,0184
2009	481,3207
2010	488,623
2011	495,9253
2012	503,2276
2013	510,5299
2014	517,8322
2015	525,1345
2016	532,4368

Jadi indeks pada tahun 2016 = **532,4368**



Grafik 4.1 Indeks Harga

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, Harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan (Peter Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries Newton, pada tahun 1954). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2016

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

N_x : Index harga pada tahun 2016

N_y : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

4.9.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi hidrogen peroksida	= 20.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2016
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 8.450,-
Harga bahan baku	=Rp.337.812.910.065,18
Harga bahan pembantu	= Rp 952.828.774,8066
Harga Jual	= Rp 471.392.707.612,45

4.9.3 Perhitungan Biaya

4.9.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.9.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), manufacturing cost meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya–biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.9.3.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.

4.9.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.9.4.1 *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

4.9.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.9.4.3 Break Event Point (BEP)

Break Event Point (BEP) adalah :

- Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost Pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum

4.9.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah :

- Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.9.4.5 Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

- Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.9.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik hidrogen peroksida memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta General Expense. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.12 Physical Plant Cost

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	PEC	\$1.073.181,69	Rp -
2	Piping cost	\$ 98.835,74	Rp 83.519.291,86
3	Piping cost	\$ 172.808,01	Rp 20.879.822,96
4	Instrument Cost	\$ 25.773,53	Rp 326.247,23
5	Insulation Cost	\$ 25.863,68	Rp 2.039.045,21
6	Electrical Cost	\$ 85.961,85	Rp 2.039.045,21
7	Building Cost	\$ -	Rp 10.400.000.000,00
8	Land & Yard Improvement	\$ -	Rp 5.200.000.000,00
9	Utilitas =	\$ 476.805,07	Rp 34.961.383,40
	Total PEC	\$1.959.229,58	Rp 15.743.764.835,88

Tabel 4.13 Direct Plant Cost (DPC)

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Construction Cost (34%.PEC)	\$ 385.702	Rp -
2	Engineering Cost (32%.PEC)	\$ 363.014	Rp -
	TOTAL DPC+PPC	\$ 2.707.946	Rp 15.743.764.836

Tabel 4.14 Fixed Capital Investment (FCI)

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Contractors fee(7 % DPC)	\$ 137.146	Rp1.102.063.539
2	Contingency(10 % DPC)	\$ 195.923	Rp1.574.376.484
	TOTAL FCI	\$ 3.041.015	Rp18.420.204.858

Tabel 4.15 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Raw Material		Rp 337.812.910.065
2	Labor Cost		Rp 3.243.600.000
3	Supervision cost		Rp 810.900.000
4	Maintenance cost	\$ 60.820	
5	Plant Suplies	\$ 9.123	
6	Royalty and Patent		Rp 4.713.927.076
7	Bahan Utilitas		Rp 952.828.775
	TOTAL	\$ 69.943	Rp 347.534.165.916

Tabel 4.16 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

NO	Komponen	Rupiah
1	Payroll overhead	Rp 551.412.000
2	Laboratorium	Rp 486.540.000
3	Plant overhead	Rp 3.243.600.000
4	Packaging	Rp 9.427.854.152
5	Shipping	Rp 9.427.854.152
	TOTAL Indirect Manufacturing Cost	Rp 23.137.260.304

Tabel 4.17 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Depresiasi	\$ 304.101	Rp 1.842.020.486
2	Property tax	\$ 60.820	Rp 368.404.097
3	Asurans	\$ 30.410	Rp 184.202.049
	TOTAL Fixed Manufacturing Cost	\$ 395.332	Rp 2.394.626.632

Tabel 4.18 *Total Manufacturing Cost (MC)*

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Direct Manufacturnig Cost	\$ 69.943	Rp 347.534.165.916
2	Indirect Manufacturing Cost		Rp 23.137.260.304
3	Fixed Manufacturing Cost	\$ 395.332	Rp 2.394.626.632
	TOTAL	\$ 465.275	Rp 373.066.052.852

Tabel 4.19 *Working Capital (WC)*

NO	Komponen	Rupiah	Dolar
1	Raw material inventory	Rp 30.710.264.551	
2	inproses inventory	Rp 565.251.595	\$ 705
3	Product inventory	Rp 15.544.418.869	\$ 19.386
4	Extened credit	Rp 39.282.725.634	
5	Available cash	Rp 31.088.837.738	\$ 38.773
	TOTAL Working Capital	Rp 117.191.498.388	\$ 58.864

Tabel 4.20 *General Expense (GE)*

NO	Komponen	Rupiah	Dolar
1	Administration	Rp 14.141.781.228	
2	Sales	Rp 22.383.963.171	\$ 27.917
3	Research	Rp 13.057.311.850	\$ 16.285
4	Finance	Rp 5.424.468.130	\$ 123.995
	TOTAL General expenses =	Rp 55.007.524.379	\$ 168.196

Tabel 4.21 Total Biaya Produksi

NO	Komponen	Rupiah	Dolar
1	Manufacturing Cost	3,73066E+11	465275,2503
2	general expenses	55007524379	168196,3118
	TOTAL General expenses =	4,28074E+11	633471,5621

Tabel 4.22 Fixed cost (Fa)

NO	Komponen	Dolar	Rupiah
1	Depresiasi	\$ 304.101	Rp 1.842.020.486
2	Property tax	\$ 60.820	Rp 368.404.097
3	Asuransi	\$ 30.410	Rp 184.202.049
	Total Fa	\$ 395.332	Rp 2.394.626.632

Tabel 4.23 Variable Cost (Va)

NO	Komponen	Rupiah
1	Raw material	3,37813E+11
2	Packing	9427854152
3	Shipping	9427854152
4	Utilitas	952828774,8
5	Royalties and patent	4713927076
	Total Va	3,62335E+11

Tabel 4.24 Regulated Cost (Ra)

NO	Komponen	Rupiah	Dolar
1	Labor Cost	Rp 3.243.600.000	
2	Payroll overhead	Rp 551.412.000	
3	Supervision cost	Rp 810.900.000	
4	Laboratorium	Rp 486.540.000	
5	Plant Suplies		\$ 9.123
6	Maintenance cost		\$ 60.820
7	Plant overhead	Rp 3.243.600.000	
8	General expenses	Rp 55.007.524.379	\$ 168.196
	Total Ra	Rp 63.343.576.379	\$ 238.140

4.9.6 Analisis Keuntungan

Harga jual produk per kg

Hidrogen Peroksida = Rp14.500 /kg

Aseton = Rp10.500 /kg

Annual Sales (Sa) = Rp471.392.707.612,45

Total Cost = Rp433.483.424.371,59 (-)

Keuntungan sebelum pajak = Rp37.909.283.240,87

Pajak Pendapatan = 50%

Keuntungan setelah pajak = Rp18.954.641.620,43

4.9.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.9.7.1 Percent Return On Investment (ROI)

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

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 85,40\%$$

$$ROI \text{ sesudah pajak} = 42,70\%$$

4.9.7.2 Pay Out Time (POT)

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

$$POT \text{ sebelum pajak} = 1,05 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ sesudah pajak} = 1,90 \text{ Tahun}$$

4.9.7.3 Break Event Point (BEP)

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

$$BEP = 40,11 \%$$

4.9.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 30,99 \%$$

4.9.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 44.390.470.460,96$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } \text{Rp}162.084.670.558$$

$$\text{Salvage value (SV)} = \text{Rp } 4.439.047.046,10$$

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

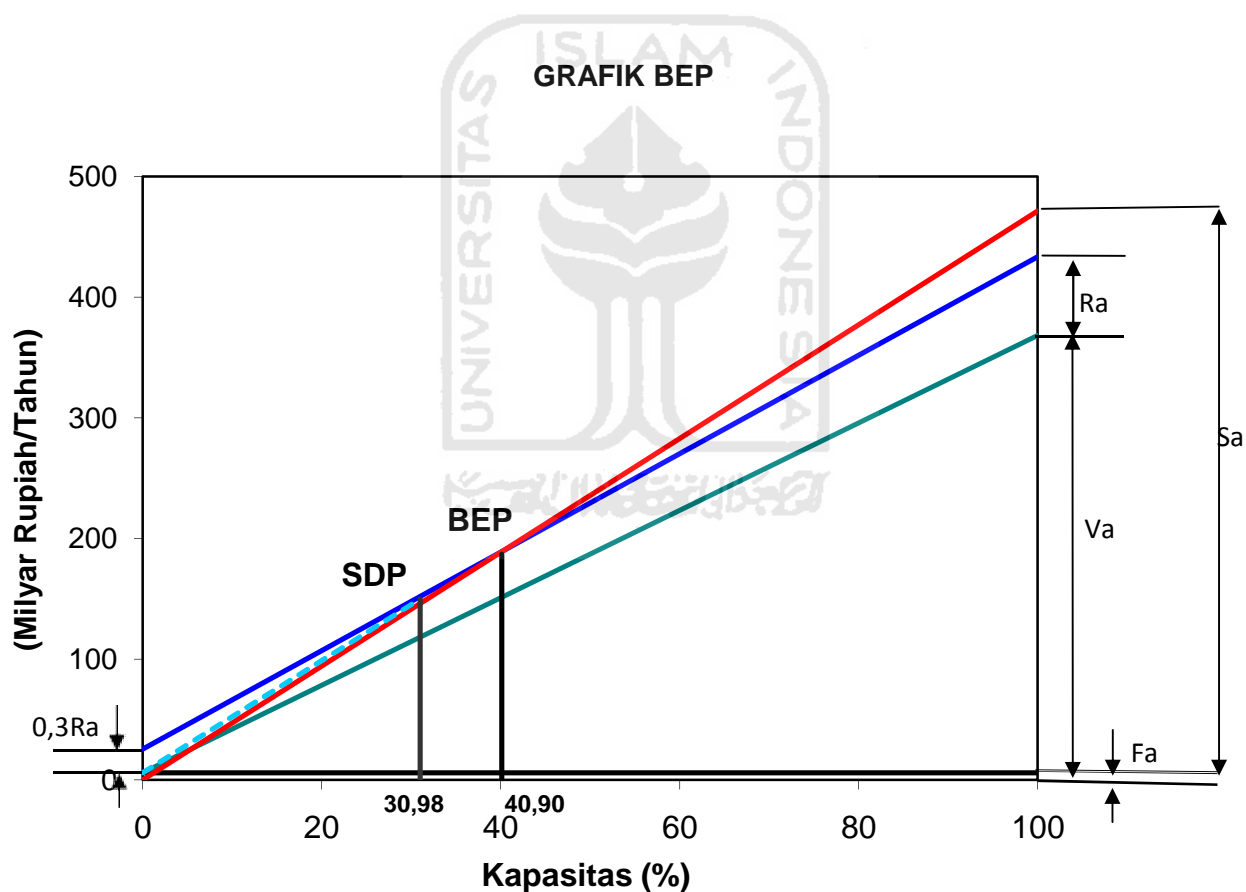
$$CF = \text{Rp}29.877.075.488,84$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 17,29\%$



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol dengan proses oksidasi kapasitas produksi 20.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku, dan kondisi sosio kultural lokasi pabrik, maka pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp37.909.283.240,87 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp18.954.641.620,43 /tahun.
 - 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 85,40% dan ROI setelah pajak sebesar 42,70%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).
 - 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,05 tahun dan POT setelah pajak selama 1,90 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 40,11%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 30,99%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 17,35%. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 9,5% (PT. Bank Central Asia, Tbk. 25 juli 2011). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x Suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 9,5\% = 14,3\%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol dengan proses oksidasi kapasitas produksi 20.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses/alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

3. Produk utama hidrogen peroksida dan produk samping aseton dapat direalisasikan sebagai kebutuhan dimasa mendatang yang semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Austin, G.T., 1984, *Shreve's Chemical Process Industries*, 5th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Biro Pusat Statistik, 2000-2007, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Chohey, N.P., 1984, *Handbook of Chemical Engineering Calculations*, 2nd ed., McGraw Hill Book Co., Inc., Singapore
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Evans, F.L., 1979, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, Gulf Publishing Company, Book Division, Houston
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L., Andersen, L.B., 1959, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York

Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York

Geankoplis, C.J., 1983, *Transport Process and Unit Operation*, 2nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston.

Groggins, P.H., 1958, *Unit Processes in Organics Synthesis*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

<http://www.ici.com/articles/2007/01/26/4500/508/chemical> diakses tanggal 5 juni 2011

<http://www.google.com/introduction> to the preparation and properties of hydrogen peroxide diakses tanggal 16 juni 2011

<http://www.google.com/oxidation> and antioxidants in organic chemistry and biology diakses tanggal 20 juni 2011

<http://www.che.com> diakses tanggal 4 agustus 2011

<http://www.matche.com> diakses tanggal 5 agustus 2011

Keeler, W., 1952, *Method For The Recovery Of Hydrogen Peroxide*, Shell Development Company, California

Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York

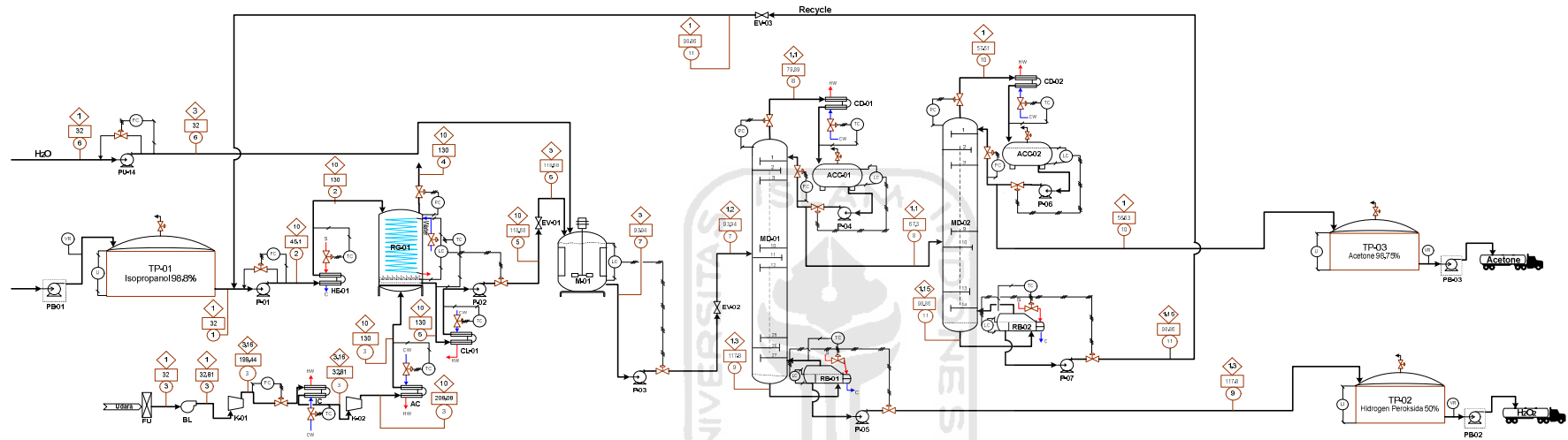
Laidler, K.J., 1980, *Chemical Kinetics*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Adams, W.H., 195, *Heat Transmission*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Purwono S., Budiman A., dan Rahayuningsih E., 2005 "*Pengantar Operasi Stage Seimbang*". Gajah Mada University Press. Yogyakarta.
- Rase, F.H., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- R.K.Sinnot, "*An Introduction to Chemical Engineering Design*", Pergamon Press, 1983
- Ryan, W.J., 1949, *Water Treatment and Purification*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

- Schwietzer, P.A., 1979, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Sularso dan Tahara, H., 1985, *Pompa dan Kompresor*, PT. Pradnya Paramita, Jakarta
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Mc Graw Hill Book co., Inc., New York
- Treyball, R.E., 1968, “ *Mass Transfer Operations* “, 2nd. Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “, Mc GrawHill Book Co., Tokyo.
- Warnijati, S., 1988, *Perpindahan Panas*, bagian I & II, Fakultas Teknik, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta
- Yaws, C.L., 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw-Hill Book Co., New York.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN



No.	KOMPONEN	NOMOR ARUS (kg/jam)												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		
1	O ₂			1980,5902	7922361									
2	N ₂			7450,7918	7450,7918									
3	C ₃ H ₈ O				2153,8919		2153,8919	2153,8919		2153,8919				
4	C ₃ H ₇ O	226,54734	247,57378		247,5738		247,5738	235,1951	123787	249307	210,2644			
5	H ₂ O	45400	222,7450		222,7450	1248,1345	14708795	220,6319	1250,2476	2,4270	2182050			
6	H ₂ O ₂				1262,6263		1262,6263		1262,6263					
JUMLAH		2270,134	2698,4828	9431,3820	8243,0279	3886,8369	1248,1345	5134,9714	2609,7189	2535,2525	2181,2495	428,4694		

ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
○	Nomor Arus	CD-02	Condense-02
◇	Tekanan, atm	RG-01	Reaktor Gelembung-01
□	Temperatur, °C	MO-1	Mixer-01
◇	Control Valve	MD-01	Menara Distilasi-01
—	Piping	MD-02	Menara Distilasi-02
—	Signal Connection	CL-01	Cooler-01
—	Electric / Pneumatic	PB	Pompa Batch
VR	Volume Recorder	HE-01	Heater-01
LC	Level Control	EV-01	Expansion Valve-01
TC	Temperatur Control	EV-02	Expansion Valve-02
LI	Level Indicator	EV-03	Expansion Valve-03
PC	Pressure Control	ACC-01	Accumulator-01
FC	Flow Control	ACC-02	Accumulator-02
TP-01	Tangki Penyimpan-01	RB-01	Reboiler-01
TP-02	Tangki Penyimpan-02	RB-02	Reboiler-02
TP-03	Tangki Penyimpan-03	P-01	Pompa-01
FU	Filter Udara	P-02	Pompa-02
BL	Blower	P-03	Pompa-03
K-01	Kompresor-01	P-04	Pompa-04
K-02	Kompresor-02	P-05	Pompa-05
IC	Intercooler	P-06	Pompa-06
AC	Aftercooler	P-07	Pompa-07
CD-01	Condense-01	PU-14	Pompa Utilitas-14



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

GAMBAR :
DIAGRAM ALIR PROSES
PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL
DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN

DIKERJAKAN OLEH :
Rana Dwijaya (05 521 005)

DOSEN PEMBIMBING :
Dr.Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.

LAMPIRAN – A

REAKTOR GELEMBUNG

Fungsi : Mereaksikan umpan cair isopropanol sebanyak 2698,4828 kg/jam dengan gas oksigen dari udara sebanyak 9431,3820 kg/jam membentuk hidrogen peroksida dan aseton.

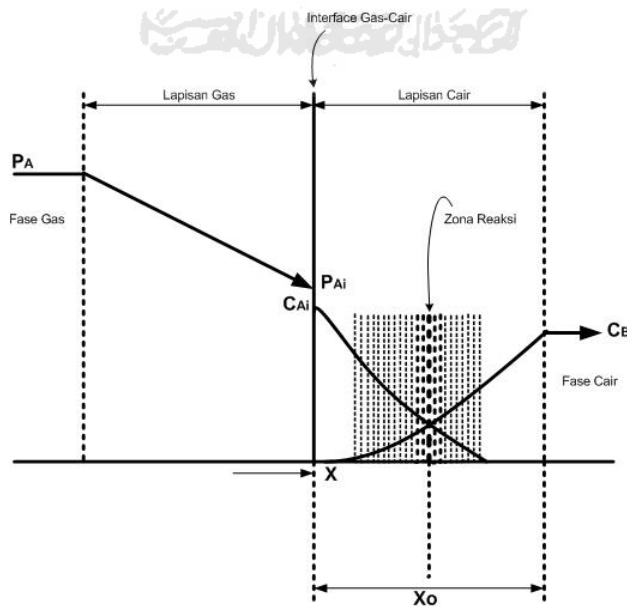
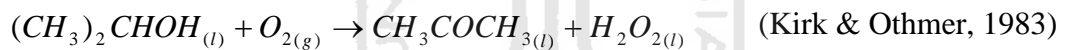
Jenis : Reaktor Gelembung

Kode : RG-01

Kondisi operasi : T = 130°C, P = 10 atm

Konversi Reaksi : 90%

Persamaan reaksi :



Gambar A.1 Mekanisme Reaksi Oksidasi

Mekanisme Reaksi :

Gas A berdifusi masuk ke bidang batas (interface gas-cair) melalui lapisan gas dan terus berdifusi masuk ke lapisan cairan. Karena kecepatan reaksi kimia berjalan cukup cepat maka reaksi terjadi di liquid-film, sehingga tidak ada A yang berdifusi masuk ke dalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan (tidak ada A yang masuk ke main body of liquid untuk bereaksi). (Levenspiel, 1972)

Dimana :

P_A = Konsentrasi bahan didalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan

P_{Ai} = Konsentrasi bahan didalam interface yang dinyatakan dengan tekanan

C_{Ai} = Konsentrasi gas pada bidang batas gas-cair yang setimbang dengan konsentrasi gas.

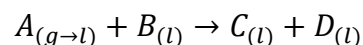
C_B = Konsentrasi bahan isopropanol didalam larutan.

Kesetimbangan pada interface dinyatakan dengan Henry law's :

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$$

Dimana :

H_A = Koefisien Henry, Pa m³/mol



1. Zat A tidak dapat langsung beraksi dengan zat B, zat A mengubah dahulu ke dalam fase cairan agar dapat beraksi dengan zat B
2. Reaksi terjadi pada kondisi A cair dan B cair sehingga terbentuk produk C

Persamaan umum kecepatan reaksi partikel A :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A \quad (\text{Levenspiel, 1972})$$

Langkah-Langkah Perancangan :

1. Menentukan konstanta kecepatan reaksi

Kecepatan Reaksi :

$$k = A e^{-E/RT}$$

$$k = 1.1 \times 10^7 e^{-96.2/RT} \quad (\text{http://www.google.com/oxidation, 2009})$$

Dimana :

$$T = 130^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$$

$$R = 1,9872 \text{ cal/mol.K}$$

Maka k pada kondisi operasi didapatkan sebesar :

$$k = 9.754.912,8326 \text{ L/mol.s}$$

$$k = 9.754.912.832,6 \text{ L/kmol.s}$$

2. Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk ke reaktor

Tabel A-1. Umpan masuk reaktor :

Komponen	BM	Basis	
		kgmol/jam	Kg/jam
fase cair :			
C ₃ H ₈ O	60,0000	41,2623	2475,7378
H ₂ O	18,0000	12,3747	222,7450
Jumlah		53,6370	2698,4828
fase gas udara :			
N ₂	28,0000	266,0997	7450,7918
O ₂	32,0000	61,8934	1980,5902
Jumlah		327,9932	9431,3820

Kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

Dimana :

m = Kecepatan umpan masuk reaktor, kg/jam

ρ = Densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair :

$$\rho_L = A.B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_{C_3H_6O}$ = Densitas C₃H₆O, g/ml

$\rho_{C_3H_8O}$ = Densitas C₃H₈O, g/ml

ρ_{H_2O} = Densitas H_2O , g/ml

$\rho_{H_2O_2}$ = Densitas H_2O_2 , g/ml

T = Temperatur operasi (403 K)

Komponen	A	B	n	Tc (K)	T (K)	ρ_l (kg/L)
C_3H_6O	0,2773	0,2576	0,2990	508,2000	403	0,6467
C_3H_8O	0,2679	0,2648	0,2430	508,3100	403	0,6631
H_2O	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	403	0,9247
H_2O_2	0,4378	0,2498	0,2877	730,1500	403	1,3164

(Yaws, C.L., 1999)

Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase cair, L/jam

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/ml)	ρ (kg/L)	Fvl = m/ ρ
C_3H_8O	2475,7378	0,6631	0,6631	3733,4362
H_2O	222,7450	0,9247	0,9247	240,8721

Fv fase cair (Fvl) = 2.980,7312 L/jam

Menentukan densitas untuk fase gas, kg/L

Toperasi = 403 K

Poperasi = 10 atm

= 10,1325 Bar

Komponen	Mol	Massa	y_i	omega i	Tci	Pci
N_2	266,0997	7450,7918	0,8113	0,0400	126,1000	33,9400
O_2	61,8934	1980,5902	0,1887	0,0220	154,5800	50,4300
Total	327,9932	9431,3820	1,0000			

Tri	Pri	B ⁰	B ¹	BPc/RTc	Z	V(m ³)	yi.v
3,1959	0,2985	0,0172	0,1377	0,0227	1,0021	870,2284	706,0133
2,6071	0,2009	-0,0081	0,1359	-0,0051	0,9996	201,9022	38,0996
Total		744,1129					

Maka densitas campuran gas = $9431,3820 / 744,1129$

$$= 12,6747 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{N}_2} = 10,0130 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{O}_2} = 2,6617 \text{ kg/m}^3$$

Maka kecepatan volumetrik umpan fase gas, L/jam

$$F_{\text{vg}} = 9431,3820 / 12,6747$$

$$= 744,1129 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 744.112,9272 \text{ L/jam}$$

$$= 206.698,0353 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

3. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reaktor

Komponen	BM	Basis		
		kgmol/jam	Kg/jam	kmol/L
Fase cair :				
C ₃ H ₈ O	60,0000	41,2623	2475,7378	0,0104
H ₂ O	18,0000	12,3747	222,7450	0,0031
Jumlah		53,6370	2698,4828	0,0135
Fase gas udara :				
N ₂	28,0000	266,0997	7450,7918	0,000357607
O ₂	32,0000	61,8934	1980,5902	8,31775E-05
Jumlah		327,9932	9431,3820	0,000440784

$$C_{\text{Komponen}} = \frac{\text{Mol komponen masuk}}{F_V}$$

$$C_{A_0} = 8,318 \times 10^{-5} \text{ kmol/L}$$

$$= 83,1775 \text{ mol/m}^3$$

$$C_{B_0} = 0,0104 \text{ kmol/L}$$

$$= 10.382,2586 \text{ mol/m}^3$$

4. Difusivitas gas dalam cairan (D_{AL})

$$D_{AL} = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\Theta_L \cdot M_B)^{0.5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0.6}}$$

(Perry, R.H., 1986)

Dimana :

Θ_L = Faktor asosiasi larutan isopropanol

$$= 1,2 \text{ (Perry and Chilton, 1984)}$$

M_B = BM isopropanol

$$= 60 \text{ kg/kmol}$$

G = Percepatan gravitasi

$$= 9,8 \text{ m}^2/\text{detik}$$

T = 403 K

μ_l = Viskositas cairan isopropanol

$$= 0,0021 \text{ g/cm.detik}$$

$$\begin{aligned}
 V_A &= \text{Volume molar A (O}_2\text{) pada titik didihnya} \\
 &= 0,0256 \text{ m}^3/\text{kmol} \quad (\text{Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983}) \\
 &= 25,6 \text{ cm}^3/\text{mol}
 \end{aligned}$$

$$D_{AB} = 0,0172 \text{ cm}^2/\text{detik}$$

5. Menentukan diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter oriface :

$$D_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

untuk keadaan gelembung yang stabil berlaku syarat:

$$D_B < 0,078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Dimana:

d_o = Diameter oriface

$$= 0,2449 \text{ cm}$$

g = Gravitasi bumi

$$= 980 \text{ cm/det}^2$$

ρ_l = Densitas cairan isopropanol

$$= 0,6631 \text{ g/cm}^3$$

ρ_g = Densitas gas O₂

$$= 0,0027 \text{ g/cm}^3$$

σ = Tegangan muka

$$= 9,6275 \text{ dyne/cm}$$

Sehingga :

D_B = Diameter gelembung trial

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

D_B stabil = 0,2796 cm

Cek stabilitas gelembung apabila D_B trial < D_B stabil

$$\text{Jadi, } D_B = 0,2449 \text{ cm} < 0,2796 \text{ cm}$$

Range diameter oriface $0,004 < d_o < 0,95$ (Perry, R.H., 1986)

6. Menentukan koefisien transfer massa fase cair (k_{AL})

Untuk $D_B < 1 \text{ mm}$ (0,1 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_b}{D_{AL}} = 2.0 + 0.31 \left[\frac{D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Untuk $D_B > 25 \text{ mm}$ (2,5 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_B}{D_{AL}} = 0.42 \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{0.5} \left[\frac{D_B^2 \cdot \rho_L \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L^2} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Dimana :

D_B = Diameter gelembung

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

D_{AL} = Difusifitas gas melalui cairan

$$= 0,0172 \text{ cm}^2/\text{detik}$$

ρ_l = Densitas cairan

$$= 0,6631 \text{ g/cm}^3$$

ρ_g = Densitas gas

$$= 0,0027 \text{ g/cm}^3$$

$\Delta\rho$ = Densitas gas

$$= 0,6605 \text{ g/cm}^3$$

μ_L = Viskositas solvent

$$= 0,0021 \text{ g/cm.detik}$$

g = Gravitasi bumi

$$= 980 \text{ cm/detik}^2$$

Untuk D_B diantara 1 mm dan 25 mm maka harus di interpolasi untuk mendapatkan harga K_{AL} dengan D_B sebesar 0,2115 cm.

$$K_{AL} \text{ untuk } D_B \text{ sebesar } 0,09 \text{ cm} = 1,78 \text{ cm/detik}$$

$$K_{AL} \text{ untuk } D_B \text{ sebesar } 2,6 \text{ cm} = 1,04 \text{ cm/detik}$$

Sehingga untuk D_B sebesar 0,2115 cm didapatkan :

$$K_{AL} = 0,979640642 \text{ cm/detik}$$

$$= 35,2671 \text{ m/jam}$$

7. Menentukan bilangan hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusivitas max melalui film}}$$

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{C_3H_8O} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

Dimana :

(Levenspiel, O., 1972)

MH = Bilangan Hatta

k = Konstanta kecepatan reaksi

$$= 9.754.912.832,559 \text{ L/kmol.det}$$

C_{Bo} = Konsentrasi cairan (tabel)

$$= 0,0104 \text{ kmol/L}$$

D_{AL} = Difusivitas gas ke cairan

$$= 0,0172 \text{ cm}^2/\text{detik}$$

K_{AL} = Koefisien transfer massa fase cair

$$= 0,9796 \text{ cm/detik}$$

Sehingga,

$MH = 1348,0646$ (Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh)

Keterangan :

$MH > 2$: Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh

$0,02 < MH < 2$: Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh

$MH < 0,02$: Reaksi kimia faktor yang berpengaruh

8. Kecepatan linier gelembung

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{1.378x6} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Dimana :

D_B = Diameter gelembung

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

G = Gravitasi bumi

$$= 980 \text{ cm/detik}^2$$

Sehingga,

Q = Kecepatan volumetrik gas tiap lubang oriface

$$= 0,5775 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

- Frekuensi gelembung

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma}$$

(Perry, R.H., 1986)

ρ_L = Densitas cairan isopropanol

$$= 0,6631 \text{ g/cm}^3$$

ρ_g = Densitas gas

$$= 0,0027 \text{ g/cm}^3$$

d_o = Diameter oriface

$$= 0,2449 \text{ cm}$$

σ = Tegangan muka

$$= 9,6275 \text{ dyne/cm}$$

g = Gravitasi bumi

$$= 980 \text{ cm}^2/\text{detik}$$

Sehingga,

Q = Kecepatan volumetrik gas tiap lubang oriface

$$= 0,5775 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

- Volume satu gelembung

$$V_o = \frac{\pi \cdot D_b^3}{6}$$

Dimana :

D_B = Diameter gelembung

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

Sehingga,

V_o = Volume satu gelembung

$$= 0,0114 \text{ cm}^3$$

- Menghitung jumlah oriface

$$N_b = \frac{Fvg}{V_o}$$

Dimana :

V_o = Volume satu gelembung

$$= 0,0114 \text{ cm}^3$$

$$F_{vg} = \text{Kecepatan laju volumetrik umpan masuk gas}$$

$$= 206.698,0353 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

- Menghitung jumlah lubang oriface

$$N_{hole} = \frac{N_b}{f_b}$$

Dimana :

$$f_b = \text{Frekuensi gelembung}$$

$$= 50,4868 \text{ gelembung/detik}$$

$$N_b = \text{Jumlah oriface}$$

$$= 1.807.0520,1892$$

Sehingga,

$$N_{hole} = 357.925,7254 \text{ Lubang}$$

9. Menentukan rising velocity (Terminal Velocity)

Untuk $D_b > 0.14 \text{ cm}$ dapat dihitung dengan :

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}} \quad (\text{Treyball, R.E., 1968})$$

Dimana :

$$\sigma = \text{Tegangan muka}$$

$$= 9,6275 \text{ dyne/cm}$$

$$= 9,6275 \text{ g/detik}^2$$

D_B = Diameter gelembung

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

ρ_L = Densitas cairan

$$= 0,6631 \text{ g/cm}^3$$

g = Gravitasi bumi

$$= 980 \text{ cm/detik}^2$$

V_t = Terminal velocity

$$= 21,8956 \text{ cm/detik}$$

- Reynold gelembung

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

Dimana :

D_B = Diameter gelembung

$$= 0,2796 \text{ cm}$$

ρ_L = Densitas cairan

$$= 0,6631 \text{ g/cm}^3$$

V_t = Terminal velocity

$$= 21,8956 \text{ cm/detik}$$

μ_l = Viskositas cairan

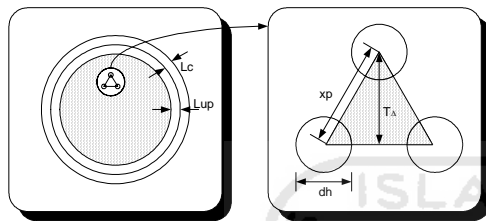
$$= 0,0021 \text{ gr/cm.detik}$$

$$Re = 1933,1369$$

10. Menentukan diameter sparger

Perhitungan oriface dipilih alat berupa perforated dengan susunan triangular pitch, dengan alasan:

- Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar dari square pitch
- Ukuran reaktor lebih kecil dan turbulensi terjamin. (Kern,1965)



Dimana:

d_o = Diameter oriface

$$= 0,2449 \text{ cm}$$

N_{hole} = Jumlah lubang oriface

$$= 357.925,7254 \text{ Lubang}$$

Jika P_t adalah jarak antara pusat lubang oriface

$$P_t = 1.25x d_o \quad (\text{Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983})$$

Dimana:

d_o = Diameter oriface

$$= 0,2449 \text{ cm}$$

Sehingga,

$$P_t = 0,3061 \text{ cm}$$

- Luas lubang oriface

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_o^2$$

Dimana :

d_o = Diameter oriface

$$= 0,2449 \text{ cm}$$

L_o = Luas lubang

$$= 0,0471 \text{ cm}^2$$

Pada oriface susunan triangular pitch, diperoleh hubungan:

$$CB^2 = CD^2 + DB^2$$

$$CB^2 = CD^2 + (0,5P_t)^2$$

$$CD = 0,5\sqrt{3}P_t$$

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} \cdot P_t^2$$

$$\text{Luas } \Delta ABC = 0,0406 \text{ cm}^2$$

P_t = Jarak antara pusat lubang oriface

$$P_t = 0,3061 \text{ cm}$$

Menghitung luas lubang ΔABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = 1/8 \cdot \pi \cdot d_o^2$$

$$= 0,0235 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas segitiga ABC} = 0,0235 \text{ cm}^2$$

11. Luas lubang segitiga ABC

$$A_n = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas } \Delta\text{ABC}}{\text{Luas lubang } \Delta\text{ABC}}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2$$

Dimana :

$$P_t = 0,3061 \text{ cm}$$

Jadi, luas plate yang diperlukan tiap lubang (A_n)

$$= 0,5\sqrt{3}P_t^2$$

$$= 0,0812 \text{ cm}^2$$

12. Luas sparger (A_{sp})

A_{sp} = Jumlah lubang x luas plate yang diperlukan tiap lubang

$$= N_{\text{hole}} \times A_n$$

$$= 357.925,7254 \times 0,0812 \text{ cm}^2$$

$$= 29.049,3385 \text{ cm}^2$$

Sehingga diameter sparger :

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4A_{sp}}{\pi}}$$

$$D_{sp} = 192,3682 \text{ cm}$$

13. Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs})

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

dimana:

A_{sp} = Luas sparger

$$= 29049,3385 \text{ cm}^2$$

F_{vg} = Kecepatan volumetris gas

$$= 206.698,0353 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Sehingga,

V_{gs} = Kecepatan supervisial gas dalam reaktor

$$= 7,1154 \text{ cm/detik}$$

14. Hold up gas (H_g)

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

(Perry, R.H., 1986)

Dimana :

V_t = Terminal velocity

$$= 21,8956 \text{ cm/detik}$$

V_{gs} = Kecepatan supervisial gas

$$= 7,1154 \text{ cm/detik}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} H_g &= \text{Hold up gas} \\ &= 0,2453 \end{aligned}$$

15. Menentukan koefisien transfer fase gas (K_{ag})

Pada kondisi $Re = 400 - 25.000$ maka :

$$\frac{K_{ag} \cdot Pt}{Gm} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4} \quad (\text{Treyball, R.E., 1968})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Pt &= \text{Tekanan total, atm} \\ &= 10 \text{ atm} \\ &= 1.013.250 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \text{Reynold gelembung} \\ &= 1933,1369 \end{aligned}$$

Gm = Kecepatan massa molar O₂

$$Gm = \frac{F_{mol} \cdot O_2}{Asp}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} F_{mol} O_2 &= \text{Umpan masuk } O_2 \text{ ke reaktor} \\ &= 61,8934 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Asp &= \text{Luas sparger} \\ &= 2,9049 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

16. Sc (Schmidt Number)

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}} \quad (\text{Treyball, R.E., 1968})$$

Dimana :

$$\begin{aligned}\mu_g &= \text{Viskositas gas (O}_2\text{)} \\ &= 0,000252358 \text{ g/cm.detik} \\ &= 2,5236 \times 10^{-5} \text{ Pa.detik} \\ &= 0,000252358 \text{ dyne.detik/cm}^2\end{aligned}$$

ρ_g = Densitas gas

$$= 0,0027 \text{ g/cm}^3$$

$$D_{AL} = 0,0172 \text{ cm}^2/\text{dtk}$$

Sehingga,

$$K_{ag} = 0,0000469 \text{ kmol/jam.m}^2.\text{Pa}$$

$$= 0,0469 \text{ mol/jam.m}^2.\text{Pa}$$

17. Menentukan konstanta Henry (H_A)

Dengan pendekatan Harga H_a untuk gas O_2 dalam air pada T

130°C, harga H_a H_2O :

$$20^\circ\text{C} = T\ 20^\circ\text{C), diperoleh : } H_a : 7,40 \times 10^4 \text{ Pa.m}^3/\text{mol}$$

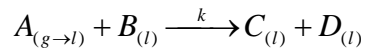
$$60^\circ\text{C} = T\ 60^\circ\text{C), diperoleh : } 1,13 \times 10^5 \text{ pa.m}^3/\text{mol}$$

$$130^\circ\text{C} = \text{Ekstrapolasi T(130}^\circ\text{C) : } 1,81 \times 10^5 \text{ Pa.m}^3/\text{mol}$$

Sehingga H_A pada suhu 130°C = $1,81 \times 10^5 \text{ Pa.m}^3/\text{mol}$

18. Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan kecepatan reaksi :



Persamaan perancangan reaktor

(A lost by gas) = (B lost by liquid) = (Disapperance of by reaction)

Persamaan perancangan : (Levenspiel, O., 1972)

$$F_g \cdot dY_A = F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') \cdot dVr$$

$$F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') \cdot dVr$$

$$Vr = F_l \int_{x_{B1}}^{x_{B2}} \frac{d_{XB}}{-r_A'''} \dots (1)$$

$F_L = F_{bo}$ = Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

$$F_L = F_{bo} = C_{bo} \cdot F_{vl} \dots (2)$$

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi :

- Karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama maka tidak terjadi perubahan volume selama reaksi, $V = V_o = F_v$
- Karena umpan masuk A dan B ekuimolar, maka $F_{Ao} = F_{Bo}$

$$C_B = \frac{F_B}{V} = \frac{F_{Bo}(1-X)}{F_v}$$

$$C_B = C_{Bo} \cdot (1 - X_B) \dots (3)$$

Berdasarkan parameter bilangan hatta, maka semua reaksi terjadi pada lapisan utama fase cair. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair.

Jadi ketiga hambatan mempengaruhi kecepatan reaksi A :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{K_{A \rightleftharpoons a}}{k_{A \rightleftharpoons a}} + \frac{H_A}{k_{a1} a E} + \frac{H_A}{k_{C \rightleftharpoons f1}}} P_A \dots (4)$$

Dari persamaan (3) dan (4), maka diperoleh :

$$-r_A^m = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A \quad \dots(5)$$

Dimana :

$F_L = F_{bo} =$ Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

$$F_L = F_{bo} = C_{B0} \cdot F_{vl} \quad \dots(2) \quad = 38,7615002 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{B0} = \text{Konsentrasi B mula-mula umpan masuk} \quad = 10.382,2586 \text{ mol/jam}$$

$$= 0,0104 \text{ kmol/L}$$

$$F_{vl} = \text{Kecepatan laju volumetrik} \quad = 3733,4362 \text{ L/jam}$$

$$X = \text{Konversi reaksi} \quad = 0,9 \text{ (90 \%)}$$

$$C_{A0} = \text{Konsentrasi A mula-mula} \quad = 8,3178 \times 10^{-5} \text{ kmol/L}$$

$$= 0,0832 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_{AL} = \text{Koefisien transfer massa fase cair} \quad = 0,9796 \text{ cm/detik}$$

$$= 35,2671 \text{ m/jam}$$

$$K_{Ag} = \text{Koefisien transfer massa fase gas} \quad = 0,0469 \text{ mol/jam.m}^2$$

$$H_A = \text{Konstanta Henry} \quad = 1,81 \times 10^5 \text{ Pa.m}^3/\text{mol}$$

$$= 1,81 \times 10^8 \text{ Pa.m}^3/\text{kmol}$$

$$P_A = \text{Konsentrasi } C_3H_8O \text{ difase gas dinyatakan} \quad = 1,01 \times 10^6 \text{ Pa}$$

$$k = \text{Konstanta kecepatan reaksi} \quad = 9.754.912.833 \text{ L/kmol.detik}$$

$$= 35.117.686,2 \text{ m}^3/\text{mol.jam}$$

$$E = \text{Enhancement factor} \quad = 1$$

$$a = \text{Luas kontak gas dan cairan} \quad = 20 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$f_l = \text{Luas fraksi cairan} = 0,98$$

Diperoleh :

$$\frac{1}{K_{ag} \cdot a} = 1,0662 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} \cdot \text{jam} / \text{mol}$$

$$\frac{H_A}{K_{al} \cdot a \cdot E} = 256,9678 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} \cdot \text{jam} / \text{mol}$$

$$\frac{1}{K_{ag} \cdot a} + \frac{H_A}{K_{al} \cdot a \cdot E} = 258,0340 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} \cdot \text{jam} / \text{mol}$$

$$\frac{H_A}{k \cdot C_{B0} (1 - X_B) \cdot f_l} = 5,0726 \times 10^{-7} \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} \cdot \text{jam} / \text{mol}$$

Menjadi,
$$-r_A''' = \frac{5,0726E-07}{(1 - X_B)} = \frac{1,01E+06 \text{ Pa}}{144,8616 + \frac{5,0726E-07}{(1 - X_B)} \text{ Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{jam} / \text{mol}}$$

$$-r_A''' = \frac{1,42E+06}{144,8616 + \frac{5,0726E-07}{(1 - X_B)}} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam} \quad \dots(6)$$

Dari persamaan (1), (2) dan (6) maka diperoleh :

$$Vr = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{\frac{1,42E+06}{144,8616 + \frac{5,0726E-07}{(1 - X_B)}}} = C_{B0} \cdot F_{VL} \int_{X_{B1}}^{X_{B2}} \frac{dX_B}{y}$$

$$y = \frac{1,42E+06}{144,8616 + \frac{5,0726E-07}{(1 - X_B)}} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam}$$

Jika digunakan metode simpson's rule dengan 5 titik (n = 5) :

$$\int_0^{0,9} \frac{dX_B}{y} = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\int_0^{0,9} (y^{-1}) dX_B = \frac{\Delta x}{3} [(1 \cdot y_{(x=0)}) + (4 \cdot y_{(x+\Delta x)}) + (2 \cdot y_{(x+2\Delta x)}) + (4 \cdot y_{(x+3\Delta x)}) + (1 \cdot y_{(x+4\Delta x)})]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n-1} = 0,2250$$

Dimana :

$$X_2 = 0,9 \text{ dan } X_1 = 0,0$$

$$n = 5$$

Tabel trial metode simpson's rule :

X	1-XB	Y	Y
0,0000	1,0000	0,00025466	0,000254662
0,2250	0,7750	0,00025466	0,001018647
0,4500	0,5500	0,00025466	0,000509323
0,6750	0,3250	0,00025466	0,001018647
0,9000	0,1000	0,00025466	0,000254662

$$\begin{aligned} \text{Total Y} &= 0,00305594 \\ &= 0,000229196 \text{ m}^3 \cdot \text{jam/mol} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0,9} (y^{-1}) dX_B = 0,0002292 \text{ m}^3 \cdot \text{jam/mol}$$

Volume reaktor :

$$V_r = C_{B0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{-r_A}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (Vr)} &= 9,4571 \text{ m}^3 \\ &= 9457,1341 \text{ Liter} \end{aligned}$$

19. Menentukan waktu tinggal

$$\tau = \frac{V}{F_{vl}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume reaktor} \\ &= 9.457,1341 \text{ Liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{vl} &= \text{Kecepatan laju volumetrik} \\ &= 3974,3083 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$t = 2,3796 \text{ jam}$$

20. Volume design reaksi

$$V_t = \frac{V_{\text{cairan}}}{1 - H_g}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} H_g &= \text{Hold up gas} \\ &= 0,2453 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume cairan reaktor} \\ &= 9.457,1341 \text{ Liter} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$V_t = 12.530,4184 \text{ Liter}$$



Dirancang untuk tingkat keamanan design reaktor 20%, maka :

$$V_{\text{design}} = 15.036,5021 \text{ Liter}$$

Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume over design reaktor berupa vesel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk *torispherical* bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan $D : H = 1 : 2$

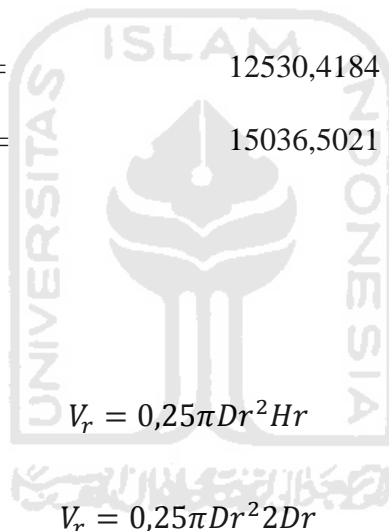
$$\text{Volume Reaktor} = \text{Vol. Silinder} + (2 \times \text{Volume Head})$$

Diketahui:

$$\text{Volume teoritis reaktor} = 12530,4184 \text{ Liter}$$

$$\text{Volume design reaktor} = 15036,5021 \text{ Liter}$$

Volume silinder shell :



Maka diameter reaktor :

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{4.V_r}{2.\pi}}$$

$$D_r = 30,6283 \text{ dm}$$

$$H_s = 61,2566 \text{ dm}$$

21. Volume head to straight flange (Vh)

$$V_h = 0,000049 . D_r^3 \quad (\text{Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959})$$

$$= 1,1732 \text{ dm}^3$$

Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell adalah :

(Volume cairan dengan gas) – (Volume di head bagian dasar)

$$= V_t - V_h$$

$$= 12.529,2452 \text{ Liter}$$

Luas penampang reaktor :

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2$$
$$= 652,1204 \text{ dm}^2$$

Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil adalah :

(Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell) / (Luas penampang reaktor)

$$= 19,2131 \text{ dm}$$

$$= 1,9213 \text{ meter}$$

22. Menentukan pressure drop

a. Pressure drop gas melalui orifice (ΔP_o) :

$$\Delta P_o = 0.5x \frac{\rho_g \cdot V_0^2}{0.9} = 0,0066 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik}$$

b. Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ) :

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{Db} = 20,6603 \text{ kg/m} \cdot \text{detik}^2$$

c. Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka hidrostatik (ΔP_h) :

$$\Delta P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 38.681,0928 \text{ kg/m.detik}^2$$

d. Pressure drop total (ΔP_t) :

$$\begin{aligned} \Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P\sigma + \Delta P_h &= 38.701,7597 \text{ Pa} \\ &= 0,3820 \text{ atm} \end{aligned}$$

23. Menentukan jarak sparger (perforated plate) dengan dinding reaktor

$$ID = \frac{Dr - \left(\sqrt{\frac{A_{sp} \cdot 4}{3.14}} \right)}{2}$$

Dimana :

A_{sp} = Luas sparger

$$= 29049,3385 \text{ cm}^2$$

$$= 290,4934 \text{ dm}$$

Dr = Diameter reaktor

$$= 28,8223 \text{ dm}$$

$$= 113,473733 \text{ in}$$

$$= 2,8822 \text{ m}$$

Sehingga :

$$ID = 4,7928 \text{ dm}$$

$$= 0,4793 \text{ m}$$

$$= 18,8691 \text{ in}$$

24. Mechanical design (Perancangan tebal dinding dan head reaktor)

a. Tebal dinding reaktor

Direncanakan menggunakan bahan Carbon Steel SA-285 grade C.

Untuk bentuk cylinder (*cylindrical*) maka persamaan yang dipakai adalah

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959})$$

Dimana :

P = Tekanan operasi = 1,25 x P Operasi

$$= 183,7 \text{ psi}$$

r_i = Radius tangki = 0,5 x 28,8223 in = 56,7368 in

f = Max allowable stress = 13.750 psi (Brownel & Young, 1959)

E = Efisiensi pengelasan = 0,80

C = Faktor korosi = 0,125

Sehingga,

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

Dipilih tebal dinding shell standar = 1 ¼ in

b. Tebal head reaktor

Jenis : *Torispherical dishead*

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_H = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{S \cdot E - 0.1P} + C$$

Dimana :

P = Tekanan design

$$= 183,7 \text{ psi}$$

r = Radius of disk (OD)

$$= 115,9737 \text{ in}$$

S = Maximum allowed stress

$$= 13.750 \text{ psi}$$

E = Efisiensi sambungan

$$= 0,8$$

C = Faktor korosif

$$= 0,125 \text{ in}$$

Sehingga,

$$t_h = 1,875 \text{ in}$$

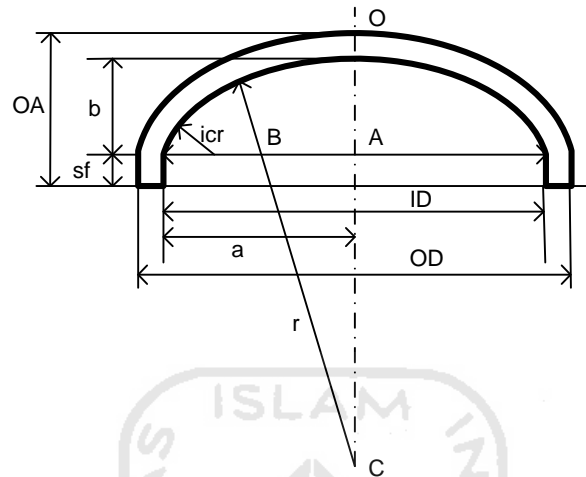
Dipilih t_h standar sebesar $= 1 \frac{7}{8} \text{ in}$

Dari t_h standar 1,25 in, maka diperoleh nilai standar straight flange (sf) antara 1,5 – 4,5 in, diambil :

Nilai standar straight flange (sf) = 3 in

$$= 0,0762 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside corner radius (icr)} &= 5,625 \text{ in} \\ &= 0,142875 \text{ m} \end{aligned}$$



Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2} = 56,7368 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 18,1758 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) = 51,1118 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr) = 110,3487 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 97,7978 \text{ in}$$

$$OA = tH \text{ standard} + b + sf = 23,0508 \text{ in}$$

$$= 0,5854 \text{ m (Tinggi head)}$$

Bahan head sama dengan bahan dinding shell yaitu *carbon steel SA-285 grade C*

25. Menentukan volume total reaktor

a. Volume pada straight flange (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot sf$$

Dimana :

$$\begin{aligned} D \text{ (OD)} &= \text{Outside diameter} \\ &= 115,9737 \text{ in} \\ &= 2,9457 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} sf &= \text{Nilai standar straight flange} \\ &= 3 \text{ in} \\ &= 0,0762 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} V_{sf} &= 10.751,4703 \text{ in}^3 \\ &= 0,1762 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Volume total sebuah head

$$V_{t \text{ head}} = V_{\text{head}} + V_{sf}$$

Dimana :

$$V_{\text{head}} = 1,1732 \text{ dm}^3$$

$$V_{sf} = 519,0525 \text{ dm}^3$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} V_{t \text{ head}} &= 608,9681 \text{ dm}^3 \\ &= 0,6089 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Volume total

$$\text{Volume total} = V_{\text{silinder reaktor}} + (2 \times V_{t \text{ Head}})$$

Dimana :

$$V \text{ silinder reaktor} = 15,0365 \text{ m}^3$$

$$V_t. \text{ Head} = 0,6089 \text{ m}^3$$

Sehingga,

$$V \text{ total} = 16,2544 \text{ m}^3$$

d. Tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2. \text{Tinggi head}$$

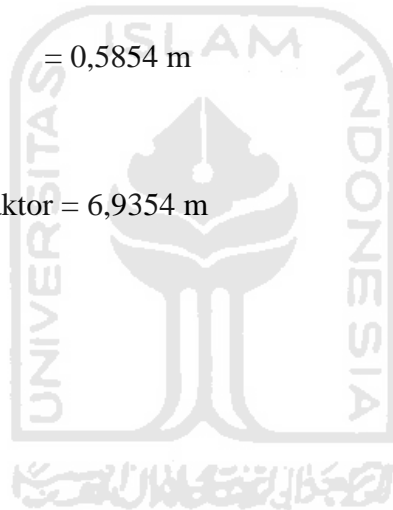
Dimana :

$$\text{Tinggi shell} = 5,7644 \text{ m}$$

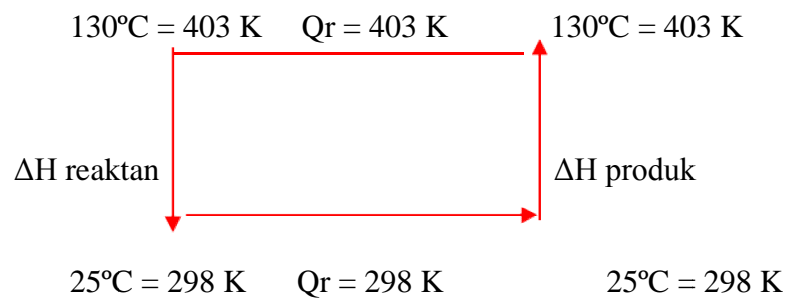
$$\text{Tinggi head} = 0,5854 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Tinggi total reaktor} = 6,9354 \text{ m}$$



26. Neraca panas pada reaktor



Panas umpan masuk cair :

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk reaktor } (T_R) &= 130 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 403 \text{ K} \\ \text{Suhu referensi } (T_{\text{ref}}) &= 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{INPUT}} = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_R} m \cdot c_p \cdot dT = m \cdot \int_{T_{\text{ref}}}^{T_R} c_p \cdot dT$$

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

$$\int_{T_{\text{ref}}}^{T_R} c_p \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{\text{ref}}}^{T_R}$$

Dimana :

- C_p = Kapasitas panas fase cair dan gas (kJ/kmol.K)
 A, B, C, D = Tetapan kapasitas panas fase cair dan gas
 T = Suhu (K)
 m = Umpan masuk fase gas dan cair (kmol/jam)

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen fase cair :

Tabel A-1. Harga kapasitas panas fase cair

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₃ H ₆ O	46,878	6,27E-01	-2,08E-03	2,96E-06
C ₃ H ₈ O	72,525	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂ O ₂	-15,248	6,77E-01	-1,49E-03	1,20E-06

Sehingga panas umpan masuk fase cair :

Tabel A-2. Hasil perhitungan panas umpan fase cair

Komponen	m	$\int Cp.dT$	Qinput
	(kgmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)
C3H6O	0	-14674,36	0
C3H8O	41,26229616	-19546,51	-806533,8
H2O	12,37472224	-7924,378	-98061,9817
H2O2	0	-9441,117	0
Jumlah			-904595,782

Panas umpan masuk O₂ dan N₂ :

Tabel A-3. Harga kapasitas panas untuk umpan masuk O₂ dan N₂

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12

Sehingga panas umpan masuk fase gas O₂ dan N₂ :

Tabel A-4. Hasil perhitungan panas umpan fase gas (O₂ dan N₂)

Komponen	m	$\int Cp.dT$	Qinput
	(kgmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)
N2	266,0997059	-3062,091	-814821,568
O2	61,89344425	-3131,449	-193816,184
Jumlah			-1008637,75

Panas keluar fase cair :

Tabel A-5. Hasil perhitungan panas keluar fase cair

Komponen	m	$\int Cp.dT$	Qoutput
	(kgmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)
C3H6O	37,13606655	14674,362	544948,0819
C3H8O	4,126229616	19546,508	80653,38001
H2O	12,37472224	7924,3784	98061,98171
H2O2	37,13606655	9441,1173	350605,9603
Jumlah			1074269,404

Panas keluar fase gas :

Tabel A-6. Hasil perhitungan panas keluar fase gas (N₂ dan O₂)

Komponen	m	∫C _p .dT	Q _{output}
	(kgmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)
N ₂	266,0997059	3062,0912	814821,5682
O ₂	24,7573777	3131,4493	77526,4738
Jumlah			892348,042

Diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar :

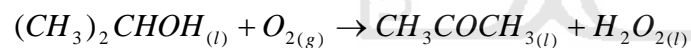
$$\Delta H_{\text{reaktan}} = -1913233,535 \text{ kJ/jam}$$

$$= -456967,9855 \text{ k.kal/jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 1966617,446 \text{ kJ/jam}$$

$$= 469718,5138 \text{ k.kal/jam}$$

Panas reaksi (ΔH_R^0) :



Komponen	A	B	C	T _{ref} (K)	H _f (kJ/mol)
C ₃ H ₆ O	-199,175	-7,15E-02	3,25E-05	298	-2,18E+02
C ₃ H ₈ O	-250,362	-8,79E-02	4,32E-05	298	-2,73E+02

$$\Delta H_f \quad C_3H_6O = -2,18 \times 10^2 \text{ kJ/mol}$$

$$= -5,20 \times 10^4 \text{ k.kal/k.mol}$$

$$\Delta H_f \quad C_3H_8O = -2,73 \times 10^2 \text{ kJ/mol}$$

$$= -6,51 \times 10^4 \text{ k.kal/k.mol}$$

$$\Delta H_f \quad O_2 = 0 \text{ kJ/mol}$$

$$= 0 \text{ k.kal/k.mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O}_2 = -136,3 \text{ kJ/mol}$$

$$= -3,26 \times 10^4 \text{ k.kal/k.mol}$$

Persamaan yang digunakan :

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{Produk}} - \Delta H_{\text{Reaktan}} \\ &= [\Delta H_f(\text{C}_3\text{H}_6\text{O}) + \Delta H_f(\text{H}_2\text{O}_2)] - [\Delta H_f(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}) + \Delta H_f(\text{O}_2)] \\ &= -1,94 \times 10^4 \text{ k.kal/k.mol}\end{aligned}$$

$$\Delta H'_{298} = \Delta H_{298} \cdot \text{mol isopropanol}$$

$$= -7,88 \times 10^5 \text{ k.kal/jam}$$

Maka :

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{Reaksi}} &= \Delta H'_{298} + \Delta H_{\text{Produk}} + \Delta H_{\text{Reaktan}} \\ &= -7,88 \times 10^5 \text{ k.kal/jam}\end{aligned}$$

Sehingga panas Q_{ci} (Panas yang harus dibuang) :

$$Q_{ci} = 7,88 \times 10^5 \text{ k.kal/jam (Reaksi eksotermis)}$$

Tanda (-) artinya panas yang terbentuk dari reaktor sebesar $7,88 \times 10^5$ k.kal/jam, karena panas yang terbentuk sangat besar maka diperlukan sebuah koil pendingin. Panas yang hilang ke sekeliling secara konveksi dan radiasi adalah sebesar 1,48 % dan media pendingin yang digunakan adalah air.

$$\begin{aligned}Q_1 &= 1,48 \% \times Q_{ci} \\ &= 1,28 \times 10^3 \text{ k.kal/jam}\end{aligned}$$

Panas yang diserap :

$$\begin{aligned}Q_2 &= Q_{ci} - Q_1 \\ &= 7,76 \times 10^5 \text{ k.kal/jam} \\ &= 775718398 \text{ kal/jam}\end{aligned}$$

$$= 3078299,608 \text{ Btu/jam}$$

27. Perancangan pendingin pada reaktor

Fungsi pendingin yaitu mempertahankan suhu dalam reaktor agar tetap 130°C sehingga panas yang dihasilkan diambil dengan menggunakan koil pendingin yang dilewatkan air. Pendingin yang digunakan adalah air, dimana air pendingin masuk pada suhu 32°C dan keluar pada suhu 64°C .

Komponen	A	B	n	Tc (K)	T (K)	(1-(T/Tc))	ρ_l (gr/ml)	ρ_l (kg/l)
C3H6O	0,2773	0,2576	0,2990	508,2000	321,0000	0,7418	0,7584	0,7584
C3H8O	0,2679	0,2648	0,2430	508,3100	321,0000	0,7846	0,7599	0,7599
H2O	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	321,0000	0,8222	1,0063	1,0063
H2O2	0,4378	0,2498	0,2877	730,1500	321,0000	0,8465	1,4163	1,4163

Diketahui :

$$\text{Suhu operasi} = 130^{\circ}\text{C} = 403 \text{ K} = 266^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Pendingin air masuk } (t_1) = 32^{\circ}\text{C} = 89,6^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar } (t_2) = 64^{\circ}\text{C} = 147,2^{\circ}\text{F}$$

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 48^{\circ}\text{C} = 321 \text{ K} = 118,4^{\circ}\text{F}$$

Sifat fisis air pada suhu 40°C :

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Kapasitas panas } (C_p) = 75254,5888 \text{ J/kmol.K}$$

$$= 0,9985 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas thermal } (k) = 0,6338 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,3663 \text{ Btu/jam.ft}^2(^{\circ}\text{F/ft)}$$

$$\text{Densitas } (\rho)_{130^{\circ}\text{C}} = 1.006,7077 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,8218 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Viscositas } (\mu) &= 5,73 \times 10^{-3} \text{ Poise} \\ &= 5,73 \times 10^{-4} \text{ Pa.detik} \\ &= 1,3986 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan pendingin :

$$W_{air} = \frac{Q_2}{Cp_{air} \cdot (t_2 - t_1)}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Q_2 & ; \text{ Jumlah panas yang terserap pendingin} \\ &= 3078299,608 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Cp & : \text{ Kapasitas panas air pendingin} \\ &= 0,9985 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Diperoleh harga W_a adalah sebesar :

$$\begin{aligned} W_{air} &= 53519,24141 \text{ lb/jam} \\ &= 2,43 \times 10^4 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Debit air pendingin (kecepatan volumetrik air pendingin) :

$$\begin{aligned} Q_{air} &= W_{air}/\rho_{air} \\ &= 2,41 \times 10^1 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,2366 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

ΔT_{LMTD} : Logaritma rata-rata beda temperature, $^\circ\text{F}$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= 80,9486 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 177,7074 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

28. Pemilihan jenis dan ukuran koil pendingin

Jenis dipilih single helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik untuk aliran air dalam tube/koil. Ukuran atau dimensi pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS) berdasarkan :

- Ukuran yang kecil (lebih ekonomis)
- Panjang dan spacing yang cukup
- Bank (kelompok koil) yang kecil

Adapun kecepatan medium pendingin (air) di dalam pipa/tube pada umumnya berkisar antara (1,25 – 2,5 m/s).

Dipilih : 1,25 m/s = 4.500 m/jam (water velocity)

$$V_c = 1,25 \text{ m/s}$$

$$= 4,1010 \text{ ft/detik}$$

Luas penampang aliran :

$$A = Q_{air}/V$$

$$A = (\pi/4) \cdot ID^2$$

Dimana :

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{air}}{\pi \cdot V}}$$

$$ID = 0,0826 \text{ m}$$

$$= 3,2535 \text{ in}$$

Sehingga dipilih dimensions of stell pipe (IPS) : (Kern, D.Q., 1983)

NPS = 6 in

Schedule No. = 40

Diameter luar (OD) = 6,625 in

= 0,5521 ft

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam (ID)} &= 6,065 \text{ in} \\ &= 0,5054 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area per pipe (a'f)} &= 28,9 \text{ in}^2 \\ &= 0,2007 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Surface per lin ft (Ao), luas penampang luar adalah sebesar :

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

Surface per lin ft (Ai), luas penampang dalam adalah sebesar :

$$= 1,59 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Menentukan kecepatan linier air :

$$\begin{aligned} \text{Vair} &= Q/(\pi/4 \cdot \text{ID}^2) \\ \text{Vair} &= 1,1801 \text{ ft/detik} \\ &= 0,3597 \text{ m/detik} \end{aligned}$$

Menentukan koefisien transfer panas air dalam koil (hi) :

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{150 \times (1 + 0.011 \cdot T_{c \text{ avg}}) \cdot (\text{Vair})^{0.8}}{(\text{ID})^{0.2}} && (\text{Mc Adams, W.H.}) \\ &= 451,9447 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk koil (Koefisien perpindahan panas dalam koil) :

$$h_{coil} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{\text{ID}}{D_{he}}\right) \quad (\text{Kern, D.Q., 1983})$$

Diameter helix (Dhe) :

Besarnya diameter helix koil berkisar antara 70 – 80 % Dt.

Dipilih :

$$D_{he} = 70\% \text{ Dt}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} D_{reaktor} &= 2,8822 \text{ m} \\ &= 9,4561 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diperoleh ;

$$\begin{aligned} D_{he} &= 2,0175 \text{ m} \\ &= 6,6193 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$h_{coil} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right)$$

Sehingga,

$$h_{koil} = 572,7234 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_{coil} \times ID/OD \\ &= 524,3121 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kecepatan linier air pendingin :

$$\begin{aligned} G_t &= W_{air} / (a'f) \\ &= 266670,2857 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= (ID \cdot G_t) / \mu_{air} \\ &= 97239,03941 > 2.100 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{k}{D_c} \times 0.36 \times Re^{0.55} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{0.333} \\ &= 224,915423 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 157,3966 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dirt Overall Coefficient (Ud)

Kisaran U_d untuk sistem light organics (Hot fluid) – water (Cold fluid) =
75 – 150 Btu/jam.ft². °F

Dipilih :

$$U_d = \frac{U_c \times \frac{1}{R_d}}{U_c + \frac{1}{R_d}}$$

$$U_d = 106,9132 \text{ Btu/jam.ft}^2. \text{ °F}$$

Cek Dirt Factor

Untuk $T_f < 240^\circ\text{F}$, $T_c < 125^\circ\text{F}$, $V_c > 3$ ft/detik. Sedangkan air pendingin yang digunakan berasal dari cooling tower yang make up-nya tidak di treatment kembali maka $R_{d, \min} = 0,003$

Syarat : $R_d > R_{d, \min}$ dimana : $R_{d, \min} = 0,003$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c + U_D} = 0,191 > R_{d, \min} \text{ (Memenuhi syarat)}$$

Luas permukaan pipa (A_c) :

$$A_c = \frac{Q_2}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 162,0219 \text{ ft}^2$$

$$= 15,0523 \text{ m}^2$$

$$L_c = A_c / A_o$$

Dimana : L_c = Panjang pipa koil

Sehingga, $L_c = 93,4382$ ft

Panjang pipa keseluruhan (L) :

$$L = A_c / (\pi \cdot ID)$$

$$= 102,0927 \text{ ft}$$

Menghitung pressure drop (ΔP_t) :

Cek pressure drop

Syarat : $\Delta P < 10$ psi

Bilangan Reynolds dalam koil (Rei)

$$Re_i = \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c}$$

$$Re_i = 97239$$

Faktor friksi untuk pipa baja (f) :

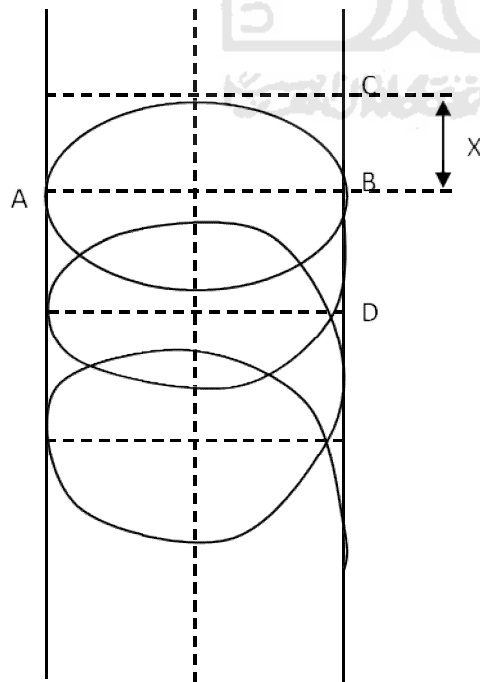
$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_i^{0.42}}$$
$$= 0,0056$$

Pressure drop,

$$\Delta P = \frac{4fG_i^2 L_i}{2g\rho_c^2 ID}$$

$$= 0,0881 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi syarat)}$$

29. Menentukan jumlah lengkungan koil



$$AB = DC = D \text{ Spiral koil} = 6,6193 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = (1/2) \cdot \pi \cdot DC$$

$$\text{Keliling busur AC} = (1/2) \cdot \pi \cdot DC$$

$$\text{Keliling busur BC} = X$$

$$\text{Keliling busur AC} = (AB^2 + BC^2)^{1/2}$$

Ruang kosong antara lengkungan koil (X) = OD koil (Rase, F.H., 1977)

$$X = \frac{1}{2} \cdot OD + OD + \frac{1}{2} \cdot OD$$

$$= 2 \cdot OD$$

$$= 1,1042 \text{ ft}$$

$$= 0,3365 \text{ m}$$

$$AC = 6,7108 \text{ ft}$$

Keliling satu koil (K_L) :

$$K_L = \text{Kel. Busur AB} + \text{Kel. Busur AC}$$

$$= (\pi/2 \cdot DC) + (\pi/2 \cdot AC)$$

$$= 20,9282 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil (N) :

$$N = L/K_L$$

$$= 4,8782 \text{ Lilitan}$$

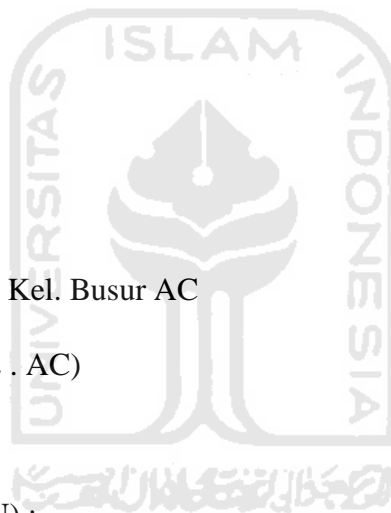
$$= 5 \text{ Lilitan}$$

Tinggi koil tanpa jarak :

$$H_c = N_c \cdot OD$$

$$= 2,7604 \text{ ft}$$

Tinggi total koil :



$$\begin{aligned} H_c \text{ total} &= H_c + \text{Ruang kosong antara lengkungan koil (X)} \\ &= 1,1779 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi cairan dengan koil :

Volume koil (V_{ci}) :

$$\begin{aligned} V_{ci} &= \pi/4 \cdot (OD^2) \cdot L_c \\ &= 22,3565 \text{ ft}^3 \\ &= 0,6331 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume cairan dan gas tanpa koil :

$$\begin{aligned} V_{cg} &= \pi/4 \cdot (Dr^2) \cdot H_s \\ &= 37,5912 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume cairan, gas dan koil :

$$\begin{aligned} V_{cgk} &= V_{cg} + V_{ci} \\ &= 38,2243 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

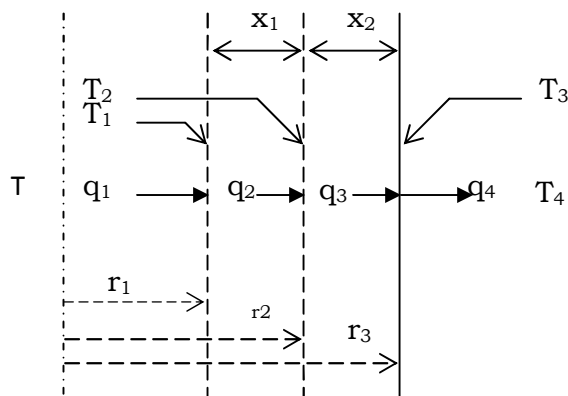
Tinggi cairan :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan} &= (4 \cdot (V_{cgk})) / (3,14 \cdot Dr^2) \\ &= 5,8615 \text{ m} \\ &= 6 \text{ m} \end{aligned}$$

30. Menentukan Tebal Isolasi

Asumsi :

- a. Kedaan *steady state*, sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
- b. Suhu dinding luar isolator = 50°C
- c. Suhu udara luar = 32°C



Keterangan :

r_1 = Jari-jari dalam *shell*

r_2 = Jari-jari luar *shell*

r_3 = Jari-jari isolator luar

x_1 = Tebal plat dinding *shell*

x_2 = Tebal isolator

T = Suhu pendingin

T_1 = Suhu dinding *shell* dalam

T_2 = Suhu dinding luar

T_3 = Suhu isolator luar

T_4 = Suhu udara luar

Bahan *Asbestos*, dengan sifat-sifat sebagai berikut : (Holman, J., 1981)

Data lain yang diperlukan :

- Diameter *shell*, ID = 2,8822 m = 9,4561 ft
- Tebal plat dinding *shell*, $x_1 = 1,25$ in = 0,1042 ft
- Suhu dinding dalam *shell*, $T_1 = 403$ K = 130 °C = 266 °F
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 45$ °C = 113 °F = $581,67$ °R
- Suhu isolator luar, $T_4 = 33$ °C = $91,4$ °F = $545,67$ °R
- Bahan dinding *shell* = *Carbon steel SA-285 grade C* dengan $k_s = 25,7$ btu/ j/ft²/°F
- $K_{is} = 0,0158$ btu/ j/ft²/°F
- $\epsilon_{is} = 0,9375$ (kisaran ϵ_{is} untuk asbes = 0,93 – 0,945)

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (q1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (q2)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (q3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q4)

a) Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_{avg} = \frac{T_3 + T_4}{2} = \frac{50 + 32}{2} = 41$$

$$= 105,8 \text{ } ^\circ\text{F} = 563,67 \text{ } ^\circ\text{R}$$

pada suhu 105,8 ⁰F sifat – sifat udara adalah : (Holman, J., 1981)

$$\nu = 1,71 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(41 + 273) = 3,1850 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,0273 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1,1272 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Pr} = 0,7047$$

Panjang reaktor = 6,9355 m

$$\text{GrL} \cdot \text{Pr} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot \text{Pr}$$

$$= \frac{9,8 \cdot 3,1850 \cdot 10^{-3} \cdot (45 - 33) \cdot 6,9335^3}{(1,7061 \cdot 10^{-5})^2} \cdot 0,7047$$

$$= 3,01 \times 10^{11}$$

$Gr \cdot Pr > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan

(Daftar 7-2, Holman, 1988):

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$= 1,31 (12)^{1/3} = 2,9991 \text{ W/m}^2/\text{C}$$

$$= 0,5241 \text{ btu/j/F/ft}^2$$

b) Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, D.Q., 1983) :

$$hr (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam $^{\circ}\text{R}$ serta $\sigma = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/\text{R}$ maka

$$hr = \epsilon \sigma \frac{(T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)}$$

$$hr = 0,9375 \cdot 0,1714 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{(581,67^4 - 545,67^2)}{(581,67 - 545,67)}$$

$$= 1,1523 \text{ btu/j/}^{\circ}\text{R/ft}^2$$

Pada keadaan *steady state* $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q_2 = k_s \cdot A_1 \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_s \cdot \pi \cdot L \cdot (ID + 2 \cdot x_1) \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

$$q_3 = k_{is} \cdot A_2 \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_{is} \cdot \pi \cdot L \cdot (ID + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

$$q_4 = (hr + hc) \cdot A_3 \cdot (T_3 - T_4) = (hr + hc) \cdot \pi \cdot L \cdot (ID + 2 \cdot x_1 + 2 \cdot x_2) \cdot (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan *shell* bagian dalam sama dengan suhu rata – rata pendingin , maka :

$$T_1 = 130^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$$

$$= 266^\circ\text{F}$$

Persamaan – persamaan yang digunakan :

$$q_2 = 25,7 \cdot \pi \cdot L \cdot (9,4561 + 2 \cdot 0,1041) \cdot \frac{(266 - T_2)}{0,1041}$$

$$q_3 = 0,0158 \cdot \pi \cdot L \cdot (9,4561 + 2 \cdot 0,1041 + 2 \cdot x_2) \cdot \frac{(T_2 - 122)}{x_2}$$

$$q_4 = (1,1523 + 0,5241) \cdot \pi \cdot L \cdot (9,4561 + 2 \cdot 0,1041 + 2 \cdot x_2) \cdot (122 - 91,4)$$

Jika $q_2 = q_4$ didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 yaitu

$$T_2 = 265,8532 - 0,03037 x_2 \dots\dots\dots(a)$$

$q_3 = q_4$ maka didapat

$$T_2 = 122 + 2295,4595 x_2 \dots\dots\dots(b)$$

Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai $x_2 = 0,0399 \text{ ft} = 0,0122 \text{ m}$ dan $T_2 = 265,8513 \text{ } ^\circ\text{F}$.

31. Perancangan pipa pemasukan dan pengeluaran pada reaktor

➤ Perancangan pipa umpan masuk cair reaktor

Komponen arus : $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$, H_2O

Bahan konstruksi : Stainless steel

G : 0,5622 kg/detik

Densitas cair : 684,7209 kg/m^3

Viskositas cair : 0,0002 kg/m.detik

Diameter optimum :

$$\begin{aligned}d_{opt} &= 226 G^{0,52} \rho^{-0,37} \\&= 226 \times (0,5622 \text{ kg/detik})^{0,52} \times (684,7209 \text{ kg/m}^3)^{-0,37} \\&= 14,9591 \text{ mm} = 0,5889 \text{ in}\end{aligned}$$

Cek aliran :

$$\text{Re} = \frac{4 \times G}{\pi \cdot \mu \cdot ID}$$

$\text{Re} = 183463,7894 > 2.100$ (aliran turbulen)

Dipilih pipa standar : NPS 0,75 in ; Sch. 40

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

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

➤ **Perancangan pipa umpan masuk gas reaktor**

Komponen arus : O₂ dan N₂

Bahan konstruksi : Stainless steel

G : 1,9649 kg/detik

Densitas gas : 12,9218 kg/m³

Viskositas gas : 2,4E-05 kg/m.detik

Diameter optimum :

$$d_{opt} = 226 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 226 \times (1,9649 \text{ kg/detik})^{0,52} \times (12,9218 \text{ kg/m}^3)^{-0,37}$$

$$= 124,5811 \text{ mm} = 4,9048 \text{ in}$$

Cek aliran :

$$Re = \frac{4 \times G}{\pi \cdot \mu \cdot ID}$$

$$Re = 665.167,97 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

dipilih pipa standar : NPS 6 ; Sch. 40

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

ID = 6,065 in

➤ **Perancangan pipa keluar cair reaktor**

Komponen arus : C₃H₈O, C₃H₆O, H₂O, H₂O₂

Bahan konstruksi : Stainless steel

G : 0,8097 kg/detik

Densitas cair : 881,2316 kg/m³

Viskositas cair : 0,0002 kg/m.detik

Diameter optimum :

$$\begin{aligned}d_{opt} &= 226 G^{0,52} \rho^{-0,37} \\&= 226 \times (0,8097 \text{ kg/detik})^{0,52} \times (881,2316 \text{ kg/m}^3)^{-0,37} \\&= 16,4729 \text{ mm} = 0,6485 \text{ in}\end{aligned}$$

Cek aliran :

$$Re = \frac{4 \times G}{\pi \cdot \mu \cdot ID}$$

Re = 273.432,54 > 2.100 (aliran turbulen)

Dipilih pipa standar : NPS 0,75 ; Sch. 40

OD = 1,05 in

ID = 0,824 in

➤ **Perancangan pipa keluar gas reaktor**

Komponen arus : O₂ dan N₂

Bahan konstruksi : Stainless steel

G : 1,7173 kg/detik

Densitas cair : 10,3770 kg/m³

Viskositas cair : 2,4859 x 10⁻⁵ kg/m.detik

Diameter optimum :

$$\begin{aligned}d_{opt} &= 226 G^{0,52} \rho^{-0,37} \\&= 226 \times (1,7173 \text{ kg/detik})^{0,52} \times (10,3770 \text{ kg/m}^3)^{-0,37} \\&= 125,9740 \text{ mm} = 4,9596 \text{ in}\end{aligned}$$

Cek aliran :

$$Re = \frac{4 \times G}{\pi \cdot \mu \cdot ID}$$

Re = 571.251,05 > 2.100 (aliran turbulen)

dipilih pipa standar : NPS 6 ; Sch. 40

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in