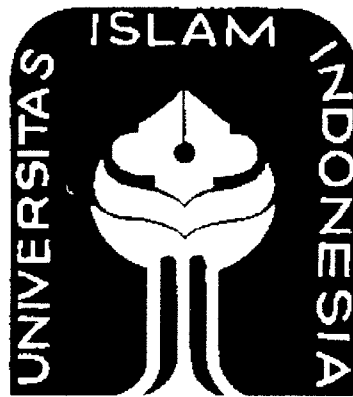


TA / TK / 2008 / 409

**PRA RANCANGAN  
PABRIK BUTYL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN  
BUTANOL KAPASITAS 20.000 TON / TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun Oleh :

Nama : Fita Ariyati      Nama : Uria Rita Elviana  
No. Mahasiswa: 04 521 007      No. Mahasiswa: 04 521 038

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
JOGJAKARTA  
2008**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK  
BUTYL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN BUTANOL**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Fita Ariyati

No. Mahasiswa : 04 521 007

Nama : Uria Rita Elviana

No. Mahasiswa : 04 521 038

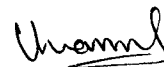
Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, 12 Agustus 2008



Fita Ariyati



Uria Rita Elviana

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BUTYL ASETAT  
DARI ASAM ASETAT DAN BUTANOL  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



Fita Ariyati

04 521 007

Uria Rita Elviana

04 521 038

Yogyakarta, 15 Agustus 2008

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Farham HM Saleh, Dr., Ir., MSIE

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BUTYL ASETAT DARI ASAM**  
**ASETAT DAN BUTANOL KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

*Oleh:*

Nama : Fita Ariyati Nama : Uria Rita Elviana  
No. Mahasiswa : 04 521 007 No. Mahasiswa : 04 521 038

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

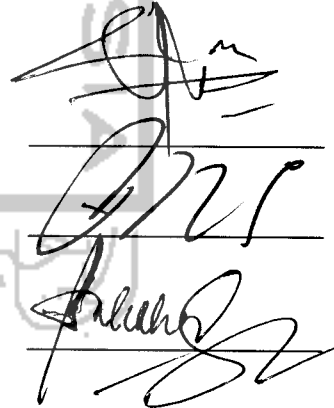
Yogyakarta, 29 Agustus 2008

Tim Penguji,

1. Farham HM Saleh, Dr., Ir., MSIE.

2. Asmanto Subagyo, MSc.

3. Djaka Hartaja, Ir., MM.



Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Universitas Islam Indonesia



Kamariah Anwar, Dra., Hj., MS.

## KATA PENGANTAR



*Assalamualaikum Wr. Wb.*

Segala puji dan syukur kita panjatkan Ke-hadirat Allah SWT sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Teriring sholawat serta salam semoga tercurah kepada suri tauladan kita Nabi Muhammad SAW.

Sesuai dengan kurikulum pada program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Industri Universitas Islam Indonesia, maka salah satu kewajiban bagi setiap mahasiswa adalah menempuh Tugas Akhir yang merupakan syarat yang harus ditempuh untuk menuju kelulusan. Untuk memenuhi kewajiban tersebut, maka kami telah melaksanakan Tugas Akhir dengan mengambil judul *Pra rancangan Pabrik Butyl Asetat dari Asam Asetat dan Butanol Kapasitas 20.000 ton/tahun.*

Terlaksananya Tugas Akhir ini tentu saja tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, M.,S, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

3. Bapak Farham HM Saleh, Dr., Ir., MSIE. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
4. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih banyak kesalahan dan kekurangannya. Oleh sebab itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan penulisan yang akan datang.

Akhirnya penulis berharap laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis pada khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

*Wassalamualaikum. Wr.Wb.*

Yogyakarta, 12 Agustus 2008

Penyusun

# DAFTAR ISI

	<b>Halaman</b>
<b>Halaman Judul</b> .....	<b>i</b>
<b>Halaman Pernyataan</b> .....	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan Pembimbing</b> .....	<b>iii</b>
<b>Halaman Pengesahan Penguji</b> .....	<b>iv</b>
<b>MOTTO</b> .....	<b>v</b>
<b>Halaman Persembahan</b> .....	<b>vi</b>
<b>Kata Pengantar</b> .....	<b>xii</b>
<b>Daftar Isi</b> .....	<b>xiv</b>
<b>Daftar Tabel</b> .....	<b>xviii</b>
<b>Daftar Gambar</b> .....	<b>xx</b>
<b>Abstraksi</b> .....	<b>xxi</b>
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Perencanaan Produksi .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	4
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Bahan dan Produk .....	8
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama.....	8
2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	10
2.1.3 Spesifikasi Produk.....	11

2.2	Pengendalian Kualitas .....	13
2.2.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	13
2.2.2	Pengendalian Kualitas Produk .....	13
2.2.3	Pengendalian Kuantitas .....	16
2.2.4	Pengendalian Waktu .....	16
2.2.5	Pengendalian Bahan Proses .....	17
<b>BAB III. PERANCANGAN PROSES</b>		
3.1	Uraian Proses .....	18
3.1.1	Tahap Penyiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu..	18
3.1.2	Tahap Reaksi.....	20
3.1.3	Tahap Pemurnian Produk.....	21
3.2	Spesifikasi Alat Proses .....	22
<b>BAB IV. PERANCANGAN PABRIK</b>		
4.1	Lokasi Pabrik .....	51
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik .....	51
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik .....	53
4.2	Tata Letak Pabrik .....	54
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	58
4.4	Alir Proses dan Material.....	62
4.4.1	Perhitungan Neraca Massa.....	62
4.4.1.1	Neraca Massa Overall.....	62
4.4.1.2	Neraca Massa Komponen.....	63



4.4.2	Perhitungan Neraca Panas.....	66
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	72
4.5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	73
4.5.2	Unit Pembangkit Steam .....	81
4.5.3	Unit Pembangkit Listrik.....	82
4.5.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	86
4.5.5	Unit Penyediaan Udara Tekan .....	86
4.5.6	Unit Pengolahan Limbah .....	86
4.5.7	Spesifikasi Alat-alat Utilitas .....	87
4.6	Laboratorium .....	108
4.6.1	Kegunaan Laboratorium .....	108
4.6.2	Program Kerja Laboratorium .....	110
4.6.3	Alat Analisa Penting.....	112
4.7	Organisasi Perusahaan.....	113
4.7.1	Bentuk Perusahaan .....	113
4.7.2	Struktur Organisasi Perusahaan.....	115
4.7.3	Tugas dan Wewenang.....	117
4.7.3.1	Pemegang Saham.....	117
4.7.3.2	Dewan Komisaris.....	118
4.7.3.3	Dewan Direksi.....	118
4.7.3.4	Staf Ahli.....	119
4.7.3.5	Kepala Bagian.....	120
4.7.3.6	Kepala Seksi.....	121

4.7.4	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	127
4.7.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	128
4.7.5.1	Jadwal Non Shift .....	128
4.7.5.2	Jadwal Shift.....	128
4.7.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah karyawan dan gaji ...	130
4.7.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	133
4.7.8	Manajemen Produksi .....	135
4.8	Analisa Ekonomi.....	136
4.8.1	Penaksiran Harga Peralatan .....	137
4.8.2	Dasar Perhitungan .....	140
4.8.3	Perhitungan Biaya .....	140
4.8.4	Analisa kelayakan.....	141
4.8.5	Hasil Perhitungan .....	143
<b>BAB V. PENUTUP</b>		
5.1	Kesimpulan.....	154
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>		<b>155</b>
<b>LAMPIRAN</b>		

## DAFTAR TABEL

	<b>Halaman</b>
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik .....	58
Tabel 4.2 Neraca Massa Overall.....	62
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer 1.....	63
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor 1.....	63
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor 2.....	64
Tabel 4.6 Neraca Massa Netralizer.....	64
Tabel 4.7 Neraca Massa Mixer 2.....	65
Tabel 4.8 Neraca Massa Decanter .....	65
Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Destilasi .....	66
Tabel 4.10 Neraca Panas Mixer 1.....	66
Tabel 4.11 Neraca Panas Reaktor 1.....	67
Tabel 4.12 Neraca Panas Reaktor 2.....	67
Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer 2.....	68
Tabel 4.14 Neraca Panas Netraliser.....	68
Tabel 4.15 Neraca Panas Decanter .....	69
Tabel 4.16 Neraca Panas Menara Destilasi.....	69
Tabel 4.17 Neraca Panas HE 1 .....	70
Tabel 4.18 Neraca Panas HE 2.....	70
Tabel 4.19 Neraca Panas HE 3 .....	70
Tabel 4.20 Neraca Panas HE 4.....	71

Tabel 4.21	Neraca Panas Cooler 1.....	71
Tabel 4.22	Neraca Panas Cooler 2 .....	71
Tabel 4.23	Neraca Panas Cooler 3.....	72
Tabel 4.24	Kebutuhan Air Pendingin.....	79
Tabel 4.25	Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	80
Tabel 4.26	Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Pabrik .....	80
Tabel 4.27	Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	84
Tabel 4.28	Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas.....	85
Tabel 4.29	Penggolongan Jabatan .....	130
Tabel 4.30	Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....	131
Tabel 4.31	Perincian Golongan dan Gaji.....	133
Tabel 4.32	Indeks Harga Alat pada berbagai tahun.....	138
Tabel 4.33	<i>Fixed Capital Investment</i> .....	143
Tabel 4.30	<i>Working Capital</i> .....	144
Tabel 4.31	<i>Manufacturing Cost</i> .....	145
Tabel 4.32	<i>General Expance</i> .....	146
Tabel 5.1	Hasil Evaluasi Ekonomi.....	153

## DAFTAR GAMBAR

	<b>Halaman</b>
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif.....	49
Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif.....	50
Gambar 4.1 Indeks Harga .....	139
Gambar 4.2 Nilai BEP dan SDP.....	149
Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik.....	150
Gambar 4.4 Pengolahan Air dan Steam.....	151
Gambar 4.5 Lay Out Letak Alat Proses.....	152
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan.....	153

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
الجامعة الإسلامية  
الاندونيسية

## ABSTRAKSI

Pra rancangan pabrik butyl asetat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun didirikan untuk mengurangi import bahan baku butyl asetat dari luar negeri. Butyl asetat diperoleh dari reaksi esterifikasi dari butanol dan asam asetat, dengan ditambah katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ). Reaktor yang digunakan yaitu reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dengan fase cair-cair, yang sifatnya reversible dan eksotermis pada kondisi operasi 1 atm dan  $100\text{ }^\circ C$ . pabrik ini berisiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah, serta bahan baku yang digunakan tidak berbahaya, tidak mudah terbakar dan meledak.

Pabrik membutuhkan bahan baku asam asetat sebanyak 1376,9162 kg/jam, butanol sebanyak 1691,0513 kg/jam dan asam sulfat sebanyak 3,2795 kg/jam. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebanyak 8447,4063 kg/jam, steam sebanyak 849,2454 kg/jam, bahan bakar sebanyak 53,9490 kg/jam, listrik sebanyak 17,1138 kW/jam yang diperoleh dari PLN. Pabrik ini akan didirikan didaerah Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah  $31515\text{ m}^2$  dan jumlah karyawan 160 orang.

Modal tetap adalah sebesar Rp 242.410.140.753,30 modal kerja sebesar Rp 269.879.261.153,69. Dari analisa ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 93.485.439.797,50 dan sesudah pajak Rp 56.091.263.878,50. Return Of Investment (ROI) sebelum pajak 38,5650 % dan sesudah pajak 23,1390 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 2,1475 tahun dan sesudah pajak 3,2114 tahun. Break Event Point (BEP) 44,53 %, Shut Down Point (SDP) 24,25 % dan DCFR 41,69 %. Berdasarkan hasil ini dapat disimpulkan bahwa pabrik butyl asetat dari butanol dan asam asetat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## ABSTRACT

Pre-design of butyl acetate from butanol and acetate acid with 20.000 ton/year capacities, it could be decreasing import. Butyl acetate are made from esterification process with sulfuric acid ( $H_2SO_4$ ) as catalyst. The reaction operating system are used Stirred Tank Reactor in liquid-liquid phase, the character reaction is reversible, the operating condition is exothermic with temperature  $100\text{ }^\circ\text{C}$  and in the pressure 1 atm. This factory, classified as low risk because the process moves on in low operate condition, also the matter and product that yield are not dangerous, noy easy to burn and axplosive.

This factory needs acetate acid 1376,9162 kg/hour, butanol 1691,0513 kg/hour and sulfuric acid 3,2795 kg/hour. The auxiliary utilities process are consist of water 8447,4063 kg/hour which can get the rive, 849,2454 kg/hour steam, 53,9490 kg/hour fuel, electricity 17,1138 kW/hour provided by PLN. The location build in Gresik, East Java with land wide  $31515\text{ m}^2$  and employees amount 160 people.

The fixed capital investment (FCI) that is needed to build this butyl acetate factory are Rp 242.410.140.753,30 , working capital investment (WCI) are Rp 269.879.261.153,69. The bebenefit that got before tax per year are Rp 93.485.439.797,50 and the benefit that got after tax per year are Rp 56.091.263.878,50. The result of economic consultant got return of investment (ROI) before tax are 38,5650 % and ROI after tax are 23,1390 %, pay out time (POT) before tax are 2,1475 years and POT after tax are 3,2114 years. Break event point (BEP) are 44,53 %, shut down point (SDP) are 24,25 %, DCFR are 41,69 %. Base on the results we have conclusion that this butyl acetate from butanol and acetic acid. Plant with capacity 20.000 ton product/year is interesting.

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK**

Pada saat ini sudah cukup banyak pembangunan yang dilakukan. Diharapkan dengan terus digiatkannya pembangunan ini akan dapat meningkatkan kesejahteraan rakyat sehingga tujuan dari Bangsa Indonesia yang termaktub dalam pembukaan Undang-Undang Dasar Republik Indonesia Tahun 1945 dapat terwujud yaitu menciptakan rakyat yang sejahtera, adil dan makmur. Pembangunan ini salah satunya adalah di bidang industri khususnya di bidang industri kimia. Industri kimia memang telah cukup banyak berkembang, hal ini bisa dilihat dari banyaknya pabrik kimia yang ada. Walaupun demikian, dari produksi yang ada belum dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Hal ini terbukti dari masih banyaknya impor yang dilakukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Salah satu jenis industri kimia yang perlu didirikan di Indonesia adalah butil asetat. Butil asetat merupakan salah satu produk yang potensial untuk dikembangkan, karena memiliki kegunaan yang cukup banyak. Butyl asetat merupakan salah satu ester asetat yang memiliki rumus  $C_4H_9CH_3COO$ . Kegunaan butil asetat diantaranya sebagai pelarut pada industri tekstil, industri plastik, untuk industri farmasi dan makanan terutama untuk ekstrasi dan pemurnian pada pembuatan penisilin antibiotika dan bahan pembantu pembentuk flavor, industri



yang memproduksi oli, dan sebagai bahan baku dalam industri parfum, dan juga sebagai solvent pada persiapan pembuatan kulit buatan dan lain sebagainya

Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mampu meningkatkan ekspor. Diharapkan pula dengan berdirinya pabrik ini dapat mendorong berdirinya pabrik lainnya sehingga dapat mengurangi ketergantungan akan bahan-bahan kimia dari negara lainnya. Selain itu dapat membuka lapangan kerja baru sehingga dapat mengurangi masalah sosial berupa pengangguran dan dapat mewujudkan serta mengembangkan ahli teknologi.

## **1.2. PERENCANAAN PRODUKSI**

Melihat kegunaan dari butil asetat yang cukup banyak maka diperkirakan kebutuhan akan produksi butil asetat setiap tahun akan semakin bertambah.

Dalam pemilihan kapasitas pabrik butil asetat ada beberapa pertimbangan, yaitu :

### **1. Prediksi kebutuhan butil asetat di Indonesia**

Kebutuhan butil asetat di Indonesia akan terus meningkat sejalan dengan perkembangan industri kimia di Indonesia.

Eksport – Import Butyl Asetat dari BPS

Tahun	Eksport ( ton/thn )	Import ( ton/thn )
1999	12.874,112 ✓	1.076,004 ✓
2000	9.927,198	1.629,095
2001	4.176,319	2.125,026
2002	2.444,636	2.869,672
2003	2.216,134	2.400,633
2004	4.712,614	1.964,141
2005	4.654,160	2.420,648
2006	7.067,762	1.155,718

Sumber : Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri, BPS (1999-2006)

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku didapatkan lebih mudah karena dekat dengan lokasi pabrik yaitu bahan baku asam asetat diperoleh dari PT. Aciditama Surakarta, butanol didapatkan dari PT. Oxindo Surabaya sedangkan asam sulfat sebagai katalis didapatkan dari PT. Petrokimia Gresik Jawa timur, dan natrium oksida diperoleh dari PT. Soda Indonesia, Surabaya.

3. Kapasitas pabrik butil asetat yang sudah ada di dalam negeri

Pabrik di indonesia yang memproduksi butyl asetat antara lain :

- PT. Aneka Farma dengan kapasitas 16.500 ton per tahun
- PT. Roda Cipta Semesta dengan kapasitas 18.000 ton per tahun
- PT. Eternal Buana Chemical Industries berdiri pada tahun 1979 dengan kapasitas total berkisar 20.000 ton per tahun

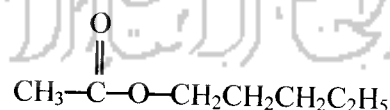
(Sumber [www.altavista.com](http://www.altavista.com))

Karena beberapa alasan tersebut di atas, maka pabrik direncanakan akan memproduksi butil asetat dengan kapasitas 20.000 ton per tahun. Atas dasar kesediaan bahan baku yang mudah, ketersediaan sumber daya manusia yang terampil dan terlatih, sumber daya alam, modal dan iptek yang cukup untuk peningkatan ekonomi rakyat Indonesia, maka pendirian pabrik butil asetat merupakan alternatif yang sangat memungkinkan untuk didirikan di Indonesia

### 1.3. TINJAUAN PUSTAKA

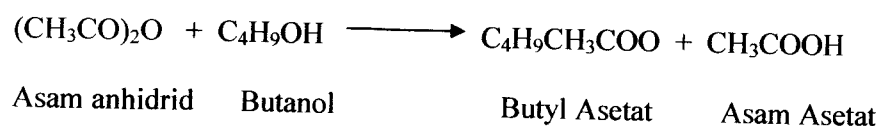
Butyl asetat merupakan salah satu bentuk dari ester asam karboksilat. Ester asam karboksilat yaitu suatu senyawa yang mengandung gugus  $-CO_2R$  dengan R dapat berbentuk alkil maupun aril. Ester karboksilat dapat dibuat dengan mereaksikan suatu asam karboksilat dan suatu alkohol untuk membentuk ester dan air. Reaksi ini disebut dengan reaksi esterifikasi. (Fessenden & Fessenden, 1986)

Butyl asetat berbentuk cairan tak berwarna dengan karakteristik berasa dan berbau buah. Rumus molekul dari ester butil asetat yaitu  $CH_3CO_2CH_2CH_2CH_2C_2H_5$   
Bentuk molekul butil asetat :



Beberapa metode yang dipakai dalam pembuatan Butyl Asetat yaitu :

#### 1.2.1. Pembuatan ester dari asam anhidrid



( Kirk, R.E & Othmer, D.F, 1978 )

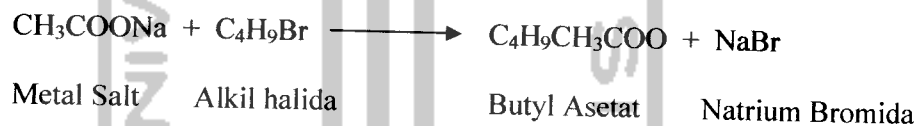
Pada proses ini terdapat kekurangan dan kelebihan. Dimana kekurangannya adalah hasil sampingnya berupa asam asetat sehingga dapat menyebabkan kemurnian Butyl Asetat rendah dan reaksi ini dapat mengubah sifat ester. Keuntungannya jika ditambah katalis ( Asam Sulfat, Zinc Chloride ) reaksi dapat berjalan lebih cepat dibanding reaksi sejenis lainnya.

1.2.2. Pembuatan ester dari asam amino



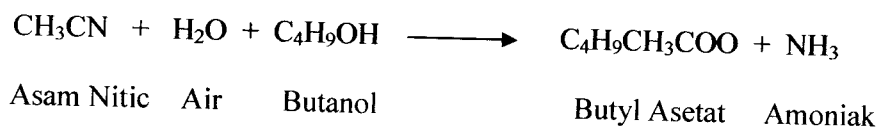
Pada reaksi ini kekurangannya hanya pada temperatur tinggi reaksinya dapat dijalankan, hasil sampingnya  $\text{NH}_3$  ( Amoniak ) dan reaksi bersifat endotermis. Kelebihan reaksi ini mempunyai konversi yang tinggi.

1.2.3. Pembuatan ester dari garam dan alkil halida



Kekurangannya yaitu bahan baku yang dipakai sifatnya mudah menguap, reaksi berjalan sangat lambat dan mempunyai hasil samping  $\text{NaBr}$ . Keuntungannya dibanding yang lain, reaksi ini lebih murah karena bahan baku alkohol diperoleh dari esterifikasi secara langsung.

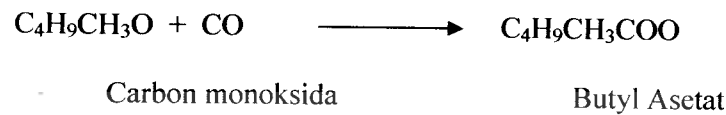
1.2.4. Pembuatan ester dari asam nitric



Kekurangan reaksi ini, hasil samping yang terbentuk adalah  $\text{NH}_3$ , reaksi lambat, lebih kompleks jika dibanding reaksi yang lain. Kelebihannya yaitu pada

kondisi operasi suhu dan tekanan rendah reaksi dapat dijalankan sehingga dapat mengurangi bahaya ledakan pada saat reaksi.

#### 1.2.5. Pembuatan ester dari karbon monoksida

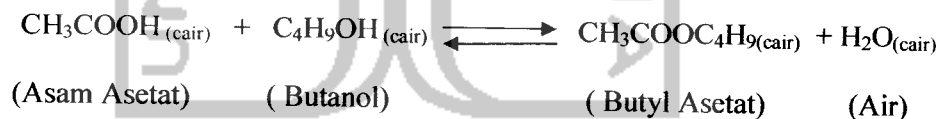


Kerugiannya CO merupakan bahan baku yang beracun, reaksi dapat berjalan jika tekanan reaksi yang terjadi tinggi dan temperatur reaksi juga tinggi. Keuntungannya yaitu kemurnian yang dihasilkan tinggi dan tidak mempunyai hasil samping.

#### 1.2.6. Pembuatan ester dari asam organik

Proses pembuatan butyl asetat dapat dilakukan dengan cara mereaksikan asam organik dengan alkohol. Hasil dari reaksi ini yaitu butyl asetat dan air.

Reaksi :



Kekurangannya menghasilkan hasil samping H<sub>2</sub>O. Keuntungannya pada suhu dan tekanan rendah reaksi dapat berjalan, bahan baku sifatnya tidak beracun, reaksinya reversible.

Dari kelebihan dan kekurangan diatas, maka dipilih proses pembuatan Butyl Asetat dari asam asetat dan butanol dengan pertimbangan bahan baku tidak korosif dan tidak beracun. Reaksi esterifikasi terjadi dengan melepaskan panas ( eksoterm ) sehingga untuk mempertahankan kondisi suhu reaksi perlu dilakukan pendinginan.

Menurut Faith and Keyes, reaksi esterifikasi Butyl Asetat dapat berlangsung baik dengan komposisi dan kondisi umpan :

Umpan butanol : umpan asam asetat = 1,1 : 1

Suhu operasi = 90 – 120 °C

Tekanan operasi = 1 – 2 atm

Konversi reaksi maksimal 95 %

Penambahan asam kuat sebagai katalis diperlukan untuk meningkatkan kecepatan reaksi esterifikasi. Katalis yang biasanya digunakan adalah asam sulfat dan asam sulfonat. Kedua katalis ini mempunyai kelebihan dan kekurangan. Katalis asam sulfat mampu mempercepat reaksi dengan baik tapi korosifitas tinggi, sedangkan katalis asam sulfonat korosifitasnya rendah tapi memiliki kecepatan reaksi kurang cepat (Jhon Mc. Ketta, 1976)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Bahan dan Produk

##### 2.1.1. Spesifikasi bahan baku utama

###### 1. Butanol (C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH)

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 74,12
- Titik didih : 117,7<sup>0</sup>C
- Titik beku : -89,3<sup>0</sup>C
- Titik nyala : 35<sup>0</sup>C
- Temperatur kritis : 289,8<sup>0</sup>C
- Tekanan kritis : 43,55 atm
- Sp gr : 0,810
- Densitas (fungsi suhu,K) :  $0,26891 \times 0,26674^{-(1-T/562,93)^{0,24570}}$
- Kemurnian : 99%
- Solubility dalam air pada 25<sup>0</sup>C, 1 atm, (ppm by weight) = 7,46
- Impurities : 1 % air

- Solubility : dalam air =  $9^{15}$   
: dalam alkohol =  $\approx$   
: dalam eter =  $\approx$
- Mudah menyala
- Menyebabkan polusi air pada konsentrasi 1000 ppm/24 jam

## 2. Asam Asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ )

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 60,05
- Titik didih :  $117,9^{\circ}\text{C}$
- Titik beku :  $16,7^{\circ}\text{C}$
- Titik nyala :  $39^{\circ}\text{C}$
- Temperatur kritis :  $321,6^{\circ}\text{C}$
- Tekanan kritis : 57,1 atm
- Sp gr : 1,0492
- Densitas (fungsi suhu) :  $0,35182 \times 0,26954^{-(1-T/592,71)^{0,26843}}$
- Panas pembakaran : -3136 kal/gr
- Kemurnian : 99%
- Impurities : 1 % air
- Solubility dalam air pada  $25^{\circ}\text{C}$ , 1 atm, (ppm by weight) =  $1,00\text{E}+02$
- $\Delta H_f^{\circ} \text{CH}_3\text{COOH} = -115,56 \text{ kcal/mol}$



- Mudah terbakar
- Menyebabkan polusi air pada konsentrasi 75 ppm/96jam

### 2.1.2. Spesifikasi bahan pembantu

#### 1. Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ )

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 98,08
- Titik didih :  $338^{\circ}C$
- Sp gr : 1,8357
- Densitas (fungsi suhu,K):  $0,42169 \times 0,19356^{-(1-T/925)^{0,28570}}$  gr/ml
- Kemurnian : 98%
- Impurities : 2 % air
- Korosif terhadap bahan

#### 2. Sodium hidroksida (NaOH) 45%

- Wujud : padat
- Berat molekul : 40
- Titik didih,  $^{\circ}C$  : 1557
- Titik beku  $^{\circ}C$  : 318,4
- Densitas,gr/ml : 2,12
- Densitas (fungsi suhu,K) :  $0,19975 \times 0,09793^{-(1-T/2820)^{0,25382}}$  gr/ml

- Kelarutan, gr/100gr air pada 25<sup>0</sup>C : 119

(Physical Properties Hand Book)

### 2.1.3. Spesifikasi produk

#### 1. Butyl Asetat (CH<sub>3</sub>COOC<sub>4</sub>H<sub>9</sub>)

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 116,16
- Titik didih : 126<sup>0</sup>C
- Titik nyala : 34,4<sup>0</sup>C
- Temperatur kritis : 305,9<sup>0</sup>C
- Tekanan kritis : 31 atm
- Sp gr : 0,875
- Densitas (fungsi suhu, K) :  $0,29857 \times 0,26028^{-(1-T/579,65)^{0,3090}}$  gr/ml
- Panas pembakaran : -7294 kal/gr
- Kemurnian : 95%
- Solubility dalam air pada 25<sup>0</sup>C, 1 atm, (ppm by weight) = 6,800E+03
- $\Delta H_f^0$  CH<sub>3</sub>COOC<sub>4</sub>H<sub>9</sub> = -145,7 kcal/mol
- Mudah terbakar
- Pencemaran pada perairan pada kosentarsi 44 ppm/48 jam

#### 2. Air (H<sub>2</sub>O)

- Rumus molekul : H<sub>2</sub>O

- Berat molekul: 18,02
- Titik didih, 1 atm : 100°C
- Titik beku, 1 atm : 0°C
- Densitas : 1 gr/ml
- Densitas (fungsi suhu,K):  $0,34710 \times 0,2740^{-(1-T/647,13)^{0,28571}}$  gr/ml
- Tekanan kritis (cair, 25°C) : 281,4 atm
- Suhu kritis (cair, 1 atm) : 347,15°C
- Panas penguapan, 25°C : 170,12 kcal/mol
- Panas pembentukan (cair, 25°C, 1 atm) : -68,3150 kcal/mol
- $\Delta H_f^0 \text{ H}_2\text{O} = -68,3150 \text{ kcal/mol}$

### 3. Natrium Sulfat (Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

- Berat molekul : 142,043
- Titik beku : 884°C
- Sp gr : 2,7
- Densitas (fungsi suhu,K) :  $0,26141 \times 0,1^{-(1-T/3700)^{0,28571}}$  gr/ml
- Solubility in water : 3.6
- Tidak larut dalam alkohol

### 4. Natrium Asetat (CH<sub>3</sub>COONa)

- Berat molekul : 82,03
- Melting point : 324°C
- Sp gr : 1,528

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 disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

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

◆ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

◆ *Flow Rate*

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

◆ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan

untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

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 *Butyl Asetat* 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 *Butyl Asetat* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Butyl asetat* .

d. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Butyl Asetat* pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

### **2.2.3. 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.

### **2.2.4. Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

### **2.2.5. 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.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1. URAIAN PROSES**

Pembuatan Butyl Asetat pada tugas prarancangan ini menggunakan bahan baku Asam Asetat dan Butanol dengan katalisator Asam Sulfat. Secara keseluruhan proses beroperasi pada tekanan 1 atm. Proses yang terjadi dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu:

- a. Persiapan bahan baku dan bahan pembantu
- b. Proses reaksi
- c. Pemurnian produk

##### **3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku dan bahan pembantu**

###### **a. Butanol ( $C_4H_9OH$ )**

Bahan baku butanol ( $C_4H_9OH$ ) yang digunakan yaitu butanol ( $C_4H_9OH$ ) dengan kemurnian 99%. Butanol ( $C_4H_9OH$ ) ini disimpan dalam tangki penyimpanan (TA-02) dengan kapasitas 15 hari operasi dalam fase cair pada suhu  $30^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm. Butanol ( $C_4H_9OH$ ) dialirkan dengan menggunakan pompa (P-05) ke dalam mixer (MI-01) untuk dicampurkan dengan hasil produk atas *menara distilasi (MD)* dengan suhu  $111,49^{\circ}C$  yang di *recycle*, sehingga suhu campuran menjadi  $40,708^{\circ}C$ , yang selanjutnya produk keluar mixer (MI-01) dialirkan ke dalam heater (HE-03) dengan menggunakan pompa (P-07) sampai temperatur  $100^{\circ}C$ .



Sebagai pemanas digunakan steam pada suhu 260 °F. Dari *heater* (HE-03) selanjutnya diumpankan ke reaktor (RE) jenis Reaktor Alir Tangki alir Tangki Berpengaduk (RATB).

b. Asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ )

Bahan baku asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) yang digunakan adalah asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) dengan kemurnian 99% yang disimpan pada tangki penyimpanan (TA-01) dalam fase cair pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas 15 hari operasi. Asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) dialirkan ke dalam *heater* (HE-01) dengan menggunakan pompa (P-04) sampai temperatur 100°C. Sebagai pemanas digunakan steam pada suhu 260 °F. Dari *heater* (HE-01) selanjutnya diumpankan ke reaktor (RE) jenis Reaktor Alir Tangki alir Tangki Berpengaduk (RATB).

c. Katalis asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dengan kemurnian 98% disimpan pada kondisi 30°C pada tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan (TA-03). Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dialirkan dengan pompa (P-06) dan dipanaskan sampai suhunya menjadi 100 °C dengan steam dari *heater* (HE-02) pada suhu 260 °F. Selanjutnya ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) diumpankan ke reaktor (RE) jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) sebagai katalis.

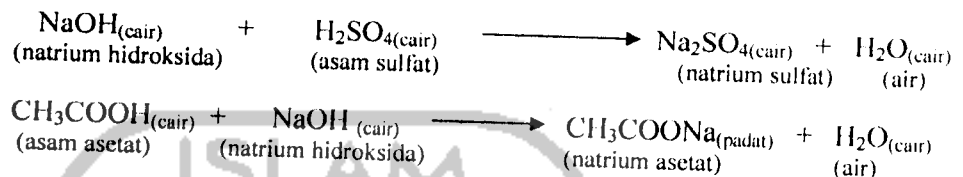
d. Natrium hidroksida (NaOH)

Natrium hidroksida (NaOH) dalam bentuk *powder* dengan kemurnian 98% disimpan dalam gudang pada kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 atm. kemudian dimasukkan dalam *hoper* (HO) yang selanjutnya akan diencerkan



ke *netralizer* (N) menggunakan pompa (P-09). Pada *netralizer* (N) ditambahkan natrium hidroksida (NaOH).

Reaksi yang terjadi dalam *netralizer* yaitu:



Produk *netralizer* (N) selanjutnya dialirkan menggunakan pompa (P-10) menuju ke *dekanter* (DK) untuk dipisahkan berdasarkan daya larut (solubility) dan densitasnya. Pada *dekanter* (DK) ini akan terbentuk dua lapisan yaitu fase berat dan fase ringan. Lapisan bawah merupakan lapisan fase berat yang selanjutnya akan di olah lebih lanjut lagi di UPL. Lapisan atas adalah lapisan fase ringan yang selanjutnya dialirkan menggunakan pompa (P-11) menuju ke *heater* (HE-04) untuk dipanaskan sampai dengan suhu 123,45 °C sebelum dipisahkan dan dimurnikan lebih lanjut dalam *menara distilasi* (MD).

### 3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Fase berat dari *dekanter* (DK) setelah dipanaskan di *heater* (HE-04) selanjutnya diumpankan ke dalam *menara distilasi* (MD) pada suhu 123,45 °C dan tekanan 1,05 atm untuk pemisahan dan pemurnian. Hasil atas *menara distilasi* (MD) pada kondisi 111,49 °C dan tekanan 1 atm diembunkan dalam kondensor (CD) dengan pendingin air dan *direct cycle* masuk ke mixer (MI-01). Hasil bawah dari *menara distilasi* (MD) pada

kondisi 130,8 °C dan tekanan 1,15 atm diumpankan ke *reboiler* (RB) untuk menguapkan sebagian hasilnya dan sebagian lagi dialirkan ke *cooler* (CI-03) sampai suhunya 35°C dan ditampung sebagai produk butil asetat ( $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$ ) dengan kemurnian 99 % pada tangki penyimpanan (TA-04).

### 3.2 SPESIFIKASI ALAT PROSES

#### 1. Mixer -01 (M-01)

Fungsi : Untuk mencampur  $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$  yang merupakan fresh feed dengan hasil recycle dari produk atas menara distilasi (MD).

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Stainless steel SA 212 Grade B

Dimensi mixer:

Diameter mixer : 0,96995 m

Tinggi mixer : 0,96995 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal head : 0,1875 in

Pengaduk mixer

Type : Flat Blade Turbin Impeller.

Jumlah baffle : 4

Diameter pengaduk : 0,3223 m

Jumlah pengaduk : 1

Kecepatan pengaduk : 109,29 rpm

Daya motor : 0,5 Hp

Harga : \$ 10,159.8866

## 2. Reaktor (R)

Fungsi : Tempat untuk mereaksikan asam asetat dan butanol menjadi butyl asetat dan air dengan katalis asam sulfat

Jenis = Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah alat = 2 buah

Kondisi Operasi = - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 100 °C

Dimensi Reaktor :

Tinggi Reaktor = 3,2776 m

Diameter = 1,6388 m

Volume Reaktor = 284,6514 m<sup>3</sup>

Tebal dinding

Tebal head

Jenis head = *Thorispherical dished head*

Bahan = *Stainless steel SA-167 grade C*

Suhu masuk = 100 °C

Suhu keluar = 100 °C

Media pendingin = air

Luas transfer panas	= 24,9567 ft <sup>2</sup>
NPS	= 1,25 in
No. Schedule pipe coil	= 40
Panjang coil	= 57,3717 ft
Volume coil	= 0,8614 ft <sup>3</sup>
Tinggi coil	= 2,4929 ft
Jumlah lilitan coil	= 6
Bahan	= Stainless Steel SA-167 grade C
Jenis pengaduk	= Flat Blade Turbine Impeller
Diameter pengaduk	= 1,7922 ft
Jumlah blade	= 6 buah
Jumlah baffle	= 4 buah
Lebar baffle	= 0,1792 ft
Panjang blade impeler	= 0,44805 ft
Lebar blade impeler	= 0,3584 ft
Putaran	= 100 rpm
Power pengaduk	= 2 Hp
Harga	: \$ 145,612.7736

### 3. Netralizer

- Fungsi :
- Untuk mereaksikan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dengan  $\text{NaOH}$  membentuk  $\text{CH}_3\text{COONa}$
  - Untuk mereaksikan Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dengan  $\text{NaOH}$  menjadi  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

Type : Silinder tegak berpengaduk.  
Jumlah : 1  
Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm  
- Suhu = 40 °C  
- Bahan = Stainless Steel SA 283 Grade C

Dimensi netralizer:

Diameter : 1,2986 m  
Tinggi : 1,2986 m  
Tebal shell : 0,1875 in  
Tebal head : 0,1875 in  
Type : Flat Blade Turbine Impeller  
Jumlah baffle : 4  
Diameter pengaduk: 0,4328 m  
Lebar baffle : 0,0433 m  
Kecepatan putaran : 98 rpm  
Daya motor : 0,75 Hp  
Harga : \$ 8.115.7943

#### 4. Decanter-01 (D-01)

Fungsi : Memisahkan fase bert berupa  $\text{CH}_3\text{COONa}$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dengan fase ringan berupa  $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$ ,  $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$

Bentuk : vertikal dekanter

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 40 °C

Diameter dekanter	= 0,5252 m
Tinggi shell dekanter	= 1,5756 m
Setling velocity (tinggi dekanter total)	= 1,8548 m
Tinggi pipa pengeluaran fase ringan	= 1,7152 m
Tinggi pipa pengeluaran fase berat	= 1,4524 m
Diameter pipa pengeluaran fase ringan	= 1,380 in
Diameter pipa pengeluaran fase berat	= 0,824 in
Tinggi pipa pemasukan umpan	= 0,0734 m
Diameter pipa pemasukan umpan	= 1,610 in
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Dispersion band	= 0,1855 m
Tinggi cairan total dalam tangki dekanter	= 1,2923 m
Tinggi cairan fase ringan	= 1,2189 m
Tinggi cairan fase berat	= 0,2130 m
Harga	= \$ 412.2530

5. Mixer-02 (M-02)

Fungsi : Mencampur NaOH 98% dengan air sehingga didapatkan NaOH 50 %

Jenis : Tangki Vertikal Berpengaduk

Kondisi operasi : P = 1 atm,

T = 74,5423 °C

Waktu tinggal = 20 menit



Volume	= 29,7571 liter
Diameter tangki	= 0,3052 meter
Tinggi tangki	= 0,3052 m
Jenis pengaduk	= <i>Flat Blade Turbine Impeller</i>
Kecepatan pengaduk (N)	= 109,1707 rpm
Harga	= \$ 1.402.4662

#### 6. Menara Distilasi (MD)

Fungsi	: Memisahkan produk butyl asetat dari butanol dan air.
Type	: Sieve Tray
Jumlah	: 1
Kondisi operasi	:
a. Umpan	= - Tekanan = 1,05 atm - Suhu = 123,45 °C
b. Top	= - Tekanan = 1 atm - Suhu = 111,49 °C
c. Bottom	= - Tekanan = 1,15 atm - Suhu = 130,80 °C

Dimensi menara :

Refluk total	= 5
Jumlah plate	= 16
Feed plate	= 12
Tinggi total menara	= 5,4 m
Tebal shell	= 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Pipa vapor atas = 2,5 in

Pipa refluk atas = 6 in

Pipa liquid bawah = 6 in

Pipa refluk bawah = 4 in

Dimensi plate

a. Enriching section

Plate no = 6

Diameter = 0,7234 m

Hole size = 5 mm

Hole pitch = 13,75

Bahan material = stainless steel

Plate spacing = 0,3 m

Ketebalan = 3 mm

b. Stripping section

Plate no = 7

Diameter = 1,234 m

Hole size = 5 mm

Hole pitch = 14,25

Bahan material = stainless steel

Plate spacing = 0,3 m

Ketebalan = 3 mm

Harga : \$ 52,280.3402

## 7. Reboiler

Tugas : Menguapkan hasil bawah menara distilasi

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Spesifikasi pipa dalam (inner pipe) :

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Pressure drop : 0,260 psia

Spesifikasi pipa luar (annulus) :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 1,0173 psia

Luas transfer panas : 123,3212 ft<sup>2</sup>

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 54,724 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 140 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0158 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU

Harga : \$ 6,054.0928

## 8. Condensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap dari hasil atas menara distilasi

Jenis : Double pipe condensor.

Dimensi alat :

a. Dimensi *inner pipe* (hot fluid)

Diameter dalam : 1,38 in

Diameter luar : 1,66 in

Pressure drop : 0,0038 psi

b. Dimensi *Annulus* ( cold fluid)

Diameter luar : 2,38 in

Diameter dalam : 2,067 in

Panjang : 12 ft

Pressure drop : 0,7261 psi

Luas transfer panas : 10,35 ft<sup>2</sup>

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 7,4153 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 138,80 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,1277 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU

Harga : \$ 1,026.7316

9. Tangki Penyimpan (TP-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku CH<sub>3</sub>COOH untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

a. Volume : 567,6494 m<sup>3</sup>

b. Diameter : 30 ft = 8,9757 m

c. Tinggi : 30 ft = 8,9757 m

d. Tebal shell : 0,5 in

e. Tebal head : 7/16 in

Harga : \$ 221,633.7694

#### 10. Tangki Penyimpan (TP-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku butanol untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Carbon steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

a. Volume : 891,7741 m<sup>3</sup>

b. Diameter : 10,4343 m

c. Tinggi : 10,4343 m

d. Tebal shell : 0,5 in

e. Tebal head : 0,5 in

Harga : \$ 290,630.1844

#### 11. Tangki Penyimpan (TP-03)

Tugas : Menyimpan bahan baku H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> cair untuk persediaan selama 65 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

a. Volume : 3,4336 m<sup>3</sup>

- b. Diameter : 1,2980 m
- c. Tinggi : 2,5960 m
- d. Tebal shell : 0,1875 in
- e. Tebal head : 0,1875 in

Harga : \$ 10,342.7880

### **12. Tangki Penyimpan (TP-04)**

Tugas : Menyimpan produk berupa  $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$  untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical.

Kondisi operasi : 35 °C, 1 atm

Bahan : Carbon steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

- a. Volume : 1314,6650 m<sup>3</sup>
- b. Diameter : 11,8754 m
- c. Tinggi : 11,8754 m
- d. Tebal shell : 0,625 in
- e. Tebal head : 0,5 in

Harga : \$ 366,840.1524

### **13. Hopper (HO-01)**

Tugas : Menampung NaOH sebelum masuk ke mixer (MI-02)

Jenis : Silinder tegak dengan dasar kerucut

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Carbon steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

- a. Volume : 0,05832 m<sup>3</sup>
- b. Diameter : 0,3337 m
- c. Tinggi shell : 0,5006 m
- d. Tinggi kerucut : 0,1669 m
- e. Tinggi hopper : 0,6675 m
- f. Tebal shell : 0,1875 in
- g. Tebal head : 0,1875 in

Harga : \$ 966.0208

#### 14. Screw conveyor (SCRV-01)

Tugas : Memindahkan NaOH padatan dari gudang menuju hopper  
untuk diumpankan ke mixer (MI-02)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Carbon steel SA 283 grade C

Dimensi alat :

- a. Diameter screw = 3 in
- b. Putaran maksimum = 250 rpm
- c. Panjang = 10 m
- d. Power = 0,5 Hp
- e. Bahan = baja carbon
- f. Jumlah = 1 buah

Harga : \$ 6,194.1993

### 15. ACCUMULATOR (ACC-01)

Tugas : menampung sementara cairan yang keluar dari condenser yang akan menuju ke mixer (MI-01)

Jenis : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi :

-Suhu : 111,4880 °C

-Tekanan : 1 atm

Dimensi alat :

Diameter tangki : 0,4219 m

Tinggi tangki : 0,8438 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Harga : \$ 1,500.6194

### 16. Heater (HE-01)

Tugas : Untuk memanaskan umpan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  masuk reaktor yang merupakan fresh feed dari suhu 30°C menjadi 100°C, dengan media pemanas steam jenuh (saturated) pada suhu 260°F

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Jumlah steam : 220,1744 lb/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in

- Diameter dalam : 1,38 in



- Pressure drop : 0,2133 psia

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,38 in

- Diameter dalam : 2,067 in

- Pressure drop : 4,3065 psia

Luas transfer panas : 30,1781 ft<sup>2</sup>

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 90,7717 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 67,4478 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,006 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU

Harga : \$ 1,383.0791

#### 17. Heater (HE-02)

Tugas : Untuk memanaskan umpan dari mixer-01 sebelum masuk reaktor sebanyak 1905,6212 kg/jam dari suhu 40,71 °C menjadi 100°C, dengan media pemanas steam jenuh (saturated) pada suhu 260°F.

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Jumlah steam : 264,5648 lb/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in

- Diameter dalam : 1,38 in

- Pressure drop : 0,0432 psia

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 2,2034 psia

Luas transfer panas : 38,9091 ft<sup>2</sup>  
Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 129,8554 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 65,2213 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
Faktor kotor total (Rd) : 0,0066 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU  
Harga : \$ 1,610.8777

**18. Heater (HE-03)**

Tugas : Untuk memanaskan umpan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> masuk reaktor yang merupakan katalis dari suhu 30<sup>o</sup>C menjadi 100<sup>o</sup>C, dengan media pemanas steam jenuh (saturated) pada suhu 260<sup>o</sup>F  
Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 0,540 in
- Diameter dalam : 0,364 in
- Pressure drop : 0,000063 psia

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 0,840 in
- Diameter dalam : 0,622 in
- Pressure drop : 0,0117 psia

Luas transfer panas : 0,5697 ft<sup>2</sup>  
Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 31,1989 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 6 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,1346 jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Harga	: \$ 127.7673

#### **19. Heater (HE-04)**

Tugas : Untuk memanaskan umpan masuk MD dari produk atas dekanter yang berupa CH<sub>3</sub>COOC<sub>4</sub>H<sub>9</sub>, C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH dan H<sub>2</sub>O dari suhu 40<sup>0</sup>C menjadi 123,4486 <sup>0</sup>C, dengan media pemanas steam jenuh (saturated), dengan kecepatan umpan 2739,8224 kg/jam

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Jumlah steam : 573,1147 lb/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Pressure drop : 1,0788 psia

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Pressure drop : 1,5224 psia

Luas transfer panas	: 40,5904 ft <sup>2</sup>
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 224,3963 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 100 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,0055 jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Harga	: \$ 1,652.2885

## 20. Cooler (CL-01)

Tugas : Untuk menurunkan suhu produk keluar reaktor dari suhu  $100^{\circ}\text{C}$  menjadi  $40^{\circ}\text{C}$  dengan air pendingin masuk pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dengan kecepatan umpan

3286,0325 kg/jam.

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Kebutuhan pendingin : 6147,2639 kg/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Pressure drop : 3,6886 psi

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Pressure drop : 2,7967 psi

Luas transfer panas : 108,9204  $\text{ft}^2$

Koefisien transfer panas bersih ( $U_c$ ) : 386,2082  $\text{BTU}/\text{jam}.\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Koefisien transfer panas kotor ( $U_d$ ) : 100  $\text{BTU}/\text{jam}.\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Faktor kotor total ( $R_d$ ) : 0,0074  $\text{jam}.\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}/\text{BTU}$

Harga : \$ 271.6591

## 21. Cooler (CL-02)

Tugas : Untuk menurunkan suhu umpan NaOH yang akan masuk netraliser (N) dari  $74,5423^{\circ}\text{C}$  menjadi  $40^{\circ}\text{C}$ .

menggunakan media pendingin air, dengan kecepatan  
umpan 96,048 kg/jam

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Kebutuhan pendingin : 349,0315 kg/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Pressure drop : 0,0011 psi

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,0135 psi

Luas transfer panas : 11,5989 ft<sup>2</sup>

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 28,3505 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 25 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0047 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU

Harga : \$ 70.8417

## 22. Cooler (CL-03)

Tugas : Untuk menurunkan suhu produk bawah MD sebelum disimpan pada  
tangki penyimpan (TK-04), dari suhu 130,799<sup>0</sup>C menjadi 35<sup>0</sup>C dengan  
air pendingin, dengan kecepatan umpan 2525,2525 kg/jam

Jenis : Double pipe heat exchanger (Harpine).

Kebutuhan pendingin : 6117,2708 kg/jam

Spesifikasi pipa dalam:

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Penurunan tekanan: 1,8511 psi

Spesifikasi pipa luar :

- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Pressure drop : 2,1310 psi

Luas transfer panas	: 82,4451 ft <sup>2</sup>
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 202,4159 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 120 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,0034 jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Harga	: \$ 229,7937

**23. Pompa (P-01)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku CH<sub>3</sub>COOH dari mobil pengangkut ke tangki penyimpan (TA-01) sebanyak 1376,9162 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 105,6719 gpm

Head : 33,83007 ft

Tenaga pompa : 1,4215 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 420.6829

#### 24. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan bahan baku  $C_4H_9OH$  dari mobil pengangkut ke tangki penyimpanan (TA-02) sebanyak 1691,0513 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 105,6719 gpm

Head : 39,3658 ft

Tenaga pompa : 1,2814 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 420.6829

#### 25. Pompa (P-03)

Tugas : Mengalirkan bahan baku  $H_2SO_4$  dari mobil pengangkut ke tangki penyimpanan (TA-03) sebanyak 3,2795 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 18,5626 gpm

Head : 7,0287 ft

Tenaga pompa : 0,1182 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 148.1712

**26. Pompa (P-04)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dari tangki penyimpanan (TA-01) menuju reactor sebanyak 1376,9162 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 5,8425 gpm

Head : 14,9996 ft

Tenaga pompa : 0,0653 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 74.0523

**27. Pompa (P-05)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku  $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$  dari tangki penyimpanan (TA-02) menuju tangki pencampur-01 sebanyak 1691,0513 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 9,2623 gpm

Head : 12,0480 ft



Tenaga pompa : 0,0516 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 97.6361

**28. Pompa (P-06)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku  $H_2SO_4$  dari tangki penyimpanan (TA-03) menuju reaktor sebanyak 3.2795 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 0,0092 gpm  
Head : 11,7606 ft  
Tenaga pompa :  $9,761 \times 10^{-5}$  Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 1.5412

**29. Pompa (P-07)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku dari tangki pencampur-01 menuju reaktor sebanyak 1905,6212 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 10,5145 gpm  
Head : 14,7158 ft

Tenaga pompa : 0,0710Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 105.3543

**30. Pompa (P-08)**

Tugas : Mengalirkan bahan dari reaktor-01 menuju reaktor-02  
sebanyak 3286,0325 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial  
flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 17,7876 gpm  
Head : 15,3280 ft  
Tenaga pompa : 0,1274 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 144.4274

**31. Pompa (P-09)**

Tugas : Mengalirkan bahan dari reactor-02 menuju netralizer  
sebanyak 3286,0325 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed  
flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 17,8171 gpm  
Head : 8,3050 ft

Tenaga pompa : 0,0691 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 144.5711

### 32. Pompa (P-10)

Tugas : Mengalirkan bahan dari neutralizer menuju dekanter sebanyak 3382,0945 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 16.7814 gpm  
Head : 7.7733 ft  
Tenaga pompa : 0.0665 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 139.4685

### 33. Pompa (P-11)

Tugas : Mengalirkan produk atas decanter menuju menara destilasi sebanyak 2739,8221 kg/jam.  
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)*  
Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 14,0752 gpm  
Head : 11,4164 ft  
Tenaga pompa : 0,0792 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 125.5024

#### 34. Pompa (P-12)

Tugas : Mengalirkan produk dari reboiler menuju tangki

penyimpan-04 sebanyak 2525,2525 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 14,6894 gpm

Head : 82,1345 ft

Tenaga pompa : 0,5249 Hp

Tenaga motor : 0,75 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 128.7602

#### 35. Pompa (P-13)

Tugas : Mengalirkan produk bagian atas menara destilasi untuk  
direcycle dari accumulator menuju tangki pencampur-01  
sebanyak 214,5699 kg/jam.

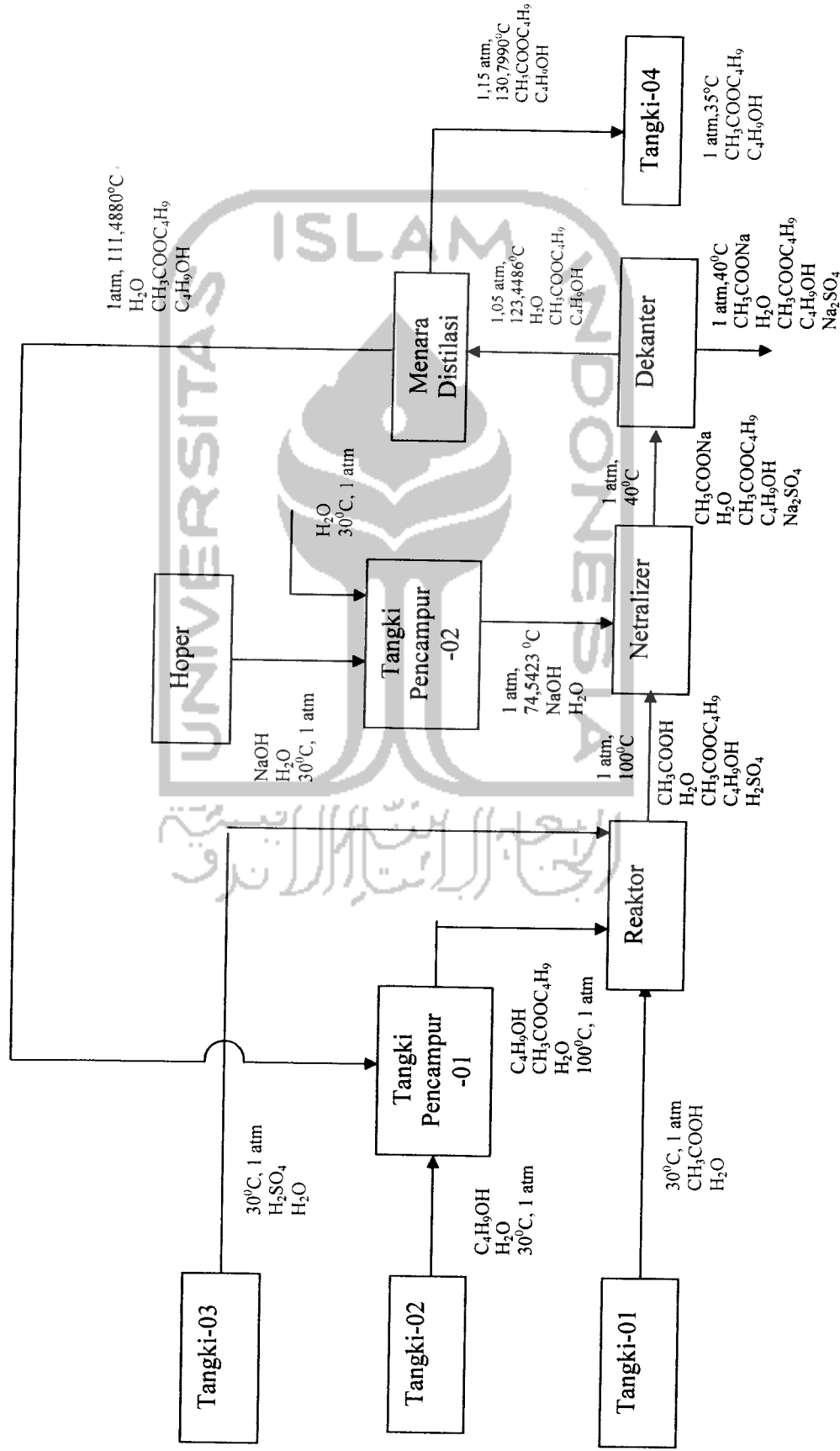
Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

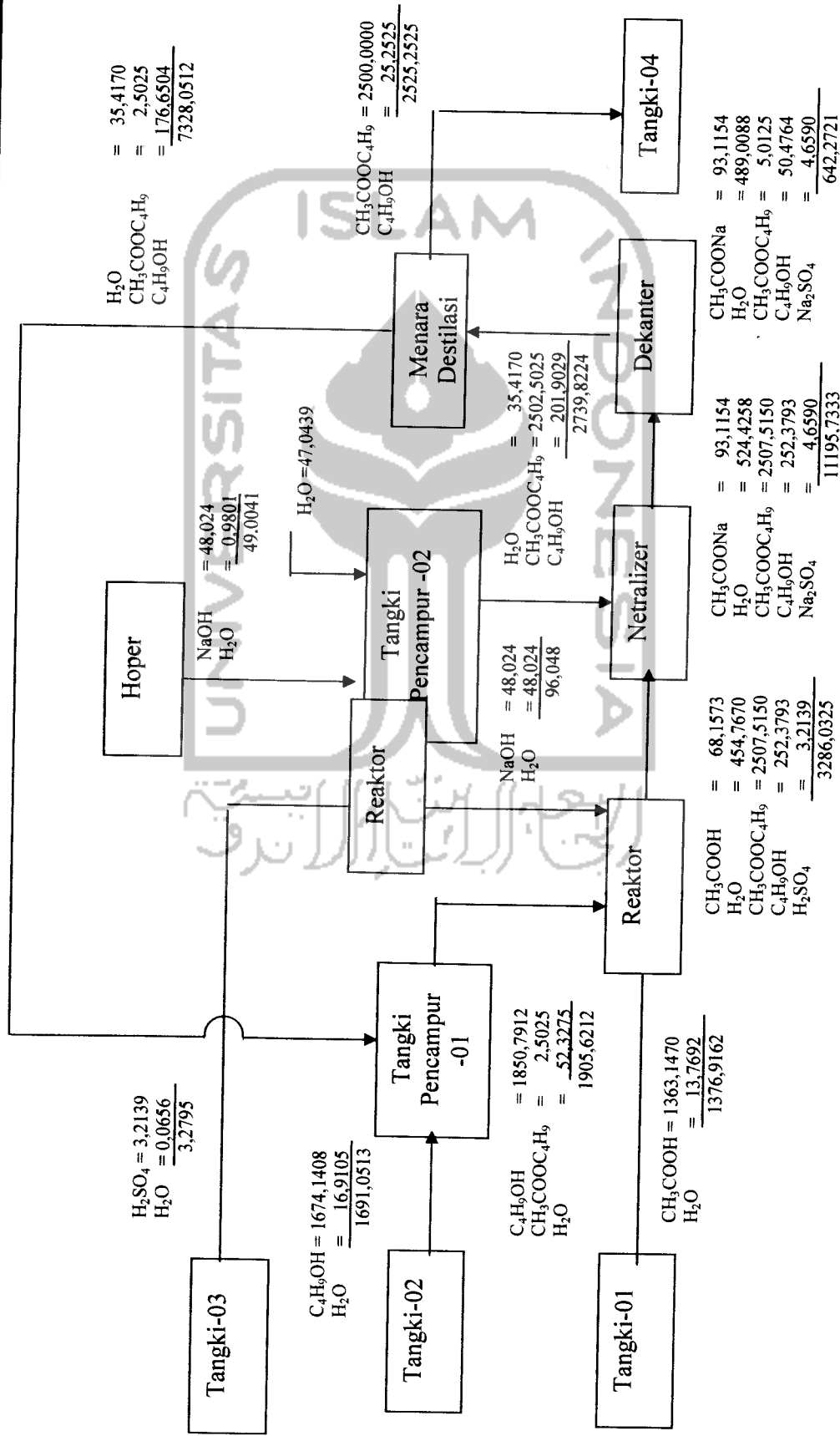
Kapasitas : 1,2472 gpm

Head : 22,5993 ft

Tenaga pompa : 0,0123 Hp



Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1. Lokasi Pabrik**

Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peters and Timmerhaus, 2003).

Pabrik *Butyl Asetat* dari Asam Asetat dan *Butanol* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

##### **4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

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. Ketersediaan bahan baku (*raw material oriented*).

Bahan baku Asam Asetat dari PT. Aciditama, Sragen Solo; Butanol dari PT. Oxindo, Surabaya, Jawa Timur; Asam Sulfat dari PT. Petrokimia

Gresik, Jawa Timur, dan Natrium Hidroksida dari PT. Soda Indonesia, Surabaya Jawa Timur, sehingga kebutuhan bahan baku mudah terpenuhi.

2. Pemasaran (*market oriented*).

Butil asetat merupakan bahan intermediate, maka pemilihan lokasi di Gresik, Jawa Timur adalah tepat, karena daerah ini merupakan kawasan industri. Hal ini berarti memperpendek jarak antara pabrik Butil Asetat dengan pabrik-pabrik yang membutuhkannya.

3. Ketersediaan tenaga kerja.

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia maupun tenaga asing, sedangkan untuk tenaga operator kebawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar.

4. Tersedia lahan yang cukup luas serta sumber air yang cukup banyak.

Lokasi yang dipilih merupakan kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk sehingga masih tersedia lahan yang cukup luas. Selain itu terdapat pula sumber air yang cukup banyak serta sarana dan prasarana transportasi dan listrik. Daerah Gresik, Jawa Timur banyak dilalui sungai-sungai besar untuk keperluan penyediaan utilitas terutama air, diantaranya adalah Sungai Bengawan Solo, Sungai Brantas, dan lain-lain. Sungai yang terdekat dengan kawasan industri yang akan didirikan pabrik Butil asetat adalah Sungai Brantas.

5. Transportasi



Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

#### **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. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk, 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, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4. Iklim.

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Gresik, Jawa Timur umumnya baik, tidak terjadi gempa, dan angin topan.

**4.2. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan proses produksi serta distribusi dapat dijamin kelancarannya.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat - alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. 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.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

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. Keamanan.

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang tersedia.

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga

peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

#### 4. Bangunan

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

#### 5. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

#### 6. 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 :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.

- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula 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.

**Tabel 4.1.** Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Kantor Utama	60 x 50	3000
2.	Pos keamanan/satpam	15 x 5	75
3.	Parkir	20 x 15	300
4.	Masjid	25 x 25	625
5.	Kantin	20 x 18	360
6.	Bengkel	20 x 10	200
7.	Klinik	15 x 10	150
8.	Kantor teknik dan produksi	22 x 20	440
9.	Ruang timbang truk	15 x 8	120
10.	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11.	Gudang alat	24 x 20	480
12.	Gudang bahan kimia	25 x 15	375
13.	Laboratorium	20 x 15	300
14.	Utilitas	70 x 50	3500
15.	Daerah proses	100 x 70	7000
16.	Ruang kontrol	15 x 10	150
17.	Ruang kontrol utilitas	10 x 10	100
18.	Tangki bahan baku	40 x 20	800
19.	Tangki produk	15 x 12	180
20.	Mess	70 x 50	3500
21.	Jalan dan taman	50 x 40	2000
22.	Perluasan pabrik	90 x 80	7200
	Jumlah		31.515

#### 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 penempatan 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 kerja.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap 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 pada alat-alat proses lainnya.

7. *Maintenance*

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku 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 dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

a. *Over head* 1 x 1 tahun



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

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

◆ 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.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya 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.

#### 4.4. Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

##### 4.4.1. Perhitungan Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Over all

Tabel 4.2 Neraca massa over all

KOMPONEN	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	1363,1470	-
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1674,1408	75,7289
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	-
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-	2505,0125
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	4,6590
CH <sub>3</sub> COONa	-	93,1154
H <sub>2</sub> O	78,7693	489,0088
NaOH	48,024	-
TOTAL	3167,2950	3167,2950

4.4.1.2. Neraca Massa Komponen

a) Neraca massa di mixer

Tabel 4.3 Neraca massa di mixer 1

komponen	Input(kg/jam)	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	-	-	-
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1674,1408	176,6504	1850,7912
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-	2,5025	2,5025
H <sub>2</sub> O	16,9105	35,4170	52,3275
Total	1691,0513	214,5699	1905,6212
Total input = 1905,6212			Total output = 1905,6212

b). Neraca massa di reaktor 1 (Xa = 0.8235)

Tabel 4.4 Neraca massa di reaktor 1

komponen	Input(kg/jam)	Input(kg/jam)	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	-	1363,1470	-	240,5954
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1850,7912	-	-	465,2205
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2,5025	-	-	2173,9528
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	3,2139	3,2139
H <sub>2</sub> O	52,3275	13,7692	0,0656	403,0495
total	1905,6212	1376,9162	3,2795	3286,0325
Total input = 3286,0325				Total output = 3286,0325

c). Neraca massa di reaktor 2 ( $X_a = 0.95$ )

Tabel 4.5 Neraca massa di reaktor 2

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	240,5954	68,1573
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	465,2205	252,3793
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2173,9528	2507,515
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	3,2139
H <sub>2</sub> O	403,0495	454,7670
<b>Total</b>	<b>3286,0325</b>	<b>3286,0325</b>

d). Neraca massa di Neutralizer

Tabel 4.6 Neraca massa di netralizer

Komponen	Input(kg/jam)	Input(kg/jam)	Output (kg/jam)
CH <sub>3</sub> COONa	-	-	93,1154
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	4,6590
CH <sub>3</sub> COOH	68,1573	-	-
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	-	252,3793
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	-	-
NaOH	-	48,024	-
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,5150	-	2507,5150
H <sub>2</sub> O	454,7670	48,024	524,4258
<b>Total</b>	3286,0325	96,048	<b>Output =</b>
	<b>Input = 3382,0805</b>		<b>3382,0805</b>

f). Neraca massa di Mixer 2

Tabel 4.7 Neraca massa di mixer 2

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
NaOH	48,024	-	48,024
H <sub>2</sub> O	0,9801	47,0439	48,024
Jumlah	49,0041	47,0439	<b>Total output =</b>
<b>Total input = 96,048</b>			<b>96,048</b>

g). Neraca Massa di Decanter

Tabel 4.8 Neraca massa di decanter

komponen	Input (kg/jam)	Ouput (kg/jam)	
		Bottom	Top
CH <sub>3</sub> COONa	93,114	93,1154	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4,6590	4,6590	-
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	50,4764	201,9029
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,515	5,0125	2502,5025
H <sub>2</sub> O	524,4258	489,0088	35,4170
<b>Total</b>	<b>3382,0945</b>	642,2721	2739,8224
		<b>3382,0945</b>	

**h). Neraca Massa di Menara Distilasi ( MD )**

**Tabel 4.9** Neraca massa di menara distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Top	Bottom
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	201,9029	176,6504	25,2525
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2502,5025	2,5025	2500
H <sub>2</sub> O	35,4170	35,4170	-
		214,5699	2525,2525
<b>total</b>	<b>2739,8224</b>	<b>2739,8224</b>	

**4.4.2. Perhitungan Neraca Panas**

**a).Neraca panas di mixer 1**

**Tabel 4.10** Neraca panas di mixer 1

No	Komponen	Panas Masuk (kjoule/jam)		Panas Keluar(kjoule/jam)
		Arus 1	Arus 2	
1	CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-	447,0883	165,5767
2	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	18122,6225	34555,0743	63261,4233
3	H <sub>2</sub> O	354,2486	13572,9211	3624,9548
	<b>Jumlah</b>	<b>67051,9548</b>		<b>67051,9548</b>

**b). Neraca panas di reaktor 1**

**Tabel 4.11** Neraca panas di reaktor 1

Komponen	Panas masuk (kjoule/jam)	Panas masuk (kjoule/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	238049,5612	42015,7397
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	325680,0094	81863,9168
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	404,6003	351481,2019
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	366,8079	366,8079
H <sub>2</sub> O	20868,6757	126715,6341
Panas reaksi	338923,369	0
Panas diambil pendingin	0	321841,5890
Jumlah	924293,0235	924293,0235

**c). Neraca panas di reaktor 2**

**Tabel 4.12** Neraca panas di reaktor 2

Komponen	Panas masuk (kjoule/jam)	Panas keluar (kjoule/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	42015,7397	11902,4692
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	81863,9168	44410,6785
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	351481,2019	405411,0038
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	366,8079	366,8079
H <sub>2</sub> O	126715,6341	142975,0727
Panas reaksi	52060,8430	0
Panas diambil pendingin	0	49438,1114
jumlah	654441,1434	654441,1434

**d). Neraca panas di mixer 2**

**Tabel 4.13** Neraca panas di mixer 2

No	Komponen	Panas Masuk (kjoule/jam)	Panas Keluar(kjoule/jam)
1	NaOH	343,8297	5177,7083
2	H <sub>2</sub> O	1006,0445	9925,3550
3	panas pencampuran	13753,1891	0
	Jumlah	15103,0633	15103,0633

**e). Neraca panas di netralizer**

**Tabel 4.14** Neraca panas di netralizer

Komponen	Panas masuk (kjoule/jam)	Panas keluar (kjoule/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	2209,2617	0
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	8234,8709	8334,4091
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	69,3939	0
NaOH	1568,6030	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	74507,3283	75408,9550
H <sub>2</sub> O	31557,9403	33310,1468
CH <sub>3</sub> COONa	0	1181,9002
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	113,4305
Panas reaksi	201,4435	0
Jumlah	118348,8416	118348,8416



f). Neraca panas di dekanter

Tabel 4.15 Neraca panas di dekanter

komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Bottom	Top
CH <sub>3</sub> COONa	93,114	93,1154	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4,6590	4,6590	-
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	50,4764	201,9029
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,515	5,0125	2502,5025
H <sub>2</sub> O	524,4258	489,0088	35,4170
<b>Jumlah</b>	<b>3382,0945</b>	642,2721	2739,8224
		<b>3382,0945</b>	

g). Neraca panas di menara distilasi

Tabel 4.16 Neraca panas di menara distilasi

KOMPONEN	Masuk (kjoule/jam)	Keluar (kjoule/jam)
Panas umpan	574156,6105	-
Panas produk atas	-	47802,561
Panas produk bawah	-	561200,7858
Panas condensor	1083431,541	-
Panas reboiler		1048584,805
<b>Jumlah</b>	<b>1657588,152</b>	<b>1657588,152</b>

h). Neraca panas di heater ( HE-01)

**k). Neraca panas di heater ( HE-04)**

**Tabel 4.20** Neraca panas di heater-04

<b>Komponen</b>	<b>Masuk ( kjoule/jam )</b>	<b>Keluar ( kjoule/jam)</b>
Umpun masuk	33621,09	-
Umpun keluar	-	574147,8821
Steam	540526,7921	-
<b>Jumlah</b>	<b>574147,8821</b>	<b>574147,8821</b>

**l). Neraca panas di cooler ( CL-01)**

**Tabel 4.21** Neraca panas di cooler-01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk ( kjoule/jam )</b>	<b>Keluar ( kjoule/jam)</b>
Umpun masuk	582938,576	-
Umpun keluar	-	69169,5252
Air pendingin	-	513769,0508
<b>Jumlah</b>	<b>582938,576</b>	<b>582938,576</b>

**m). Neraca panas di cooler ( CL-02)**

**Tabel 4.22** Neraca panas di cooler-02

<b>Komponen</b>	<b>Masuk ( kjoule/jam )</b>	<b>Keluar ( kjoule/jam)</b>
Umpun masuk	15108,3029	-
Umpun keluar	-	5184,4089
Air pendingin	-	9923,894
<b>Jumlah</b>	<b>15108,3029</b>	<b>15108,3029</b>

n ). Neraca panas di cooler ( CL-03)

Tabel 4.23 Neraca panas di cooler-03

Komponen	Masuk ( kjoule/jam )	Keluar ( kjoule/jam)
Umpan masuk	561195,0655	-
Umpan keluar	-	49932,7406
Air pendingin	-	511262,3249
<b>Jumlah</b>	<b>561195,0655</b>	<b>561195,0655</b>

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *Butyl Asetat* ini. 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.
- 2) Unit Pembangkit Steam.
- 3) Unit Pembangkit Listrik.
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar.
- 5) Unit Pengadaan Udara Tekan.
- 6) Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.

#### **4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Butyl Asetat* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.

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.

b. 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 kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. 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. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $Ca^{++}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$  dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.

- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $O_2$  dan  $CO_2$ .

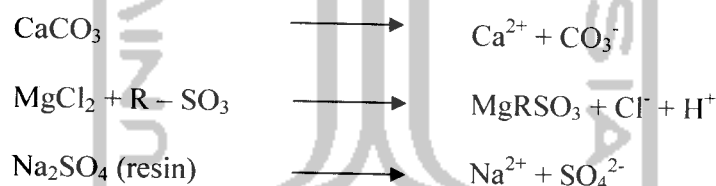
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

### 1) Kation Exchanger

Kation 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 kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

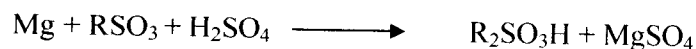
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi:



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

Reaksi:

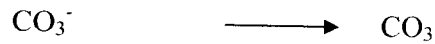


### 2) Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga

anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

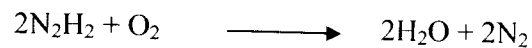
Reaksi:



### 3) Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



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

### d. Pendinginan dan Menara Pendingin

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.

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.24 Kebutuhan air pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah kebutuhan	
		(Lb/jam)	(Kg/jam)
1.	Cooler 1 (CL-01)	13552,25796	6147,2012
2.	Cooler 2 (CL-02)	349,0315	158,3180
3.	Cooler 3 (CL-03)	13486,1352	6117,2084
4.	Condenser 1 (CD-01)	13643,5956	6188,6313
5.	Reaktor 1 (R-01)	11310,3809	5130,3028
6.	Reaktor 2 (R-02)	1737,3885	788,0662
	<b>Jumlah</b>	<b>54078,7897</b>	<b>24529,7280</b>

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

Make up air pendingin = 20 % x 24529,7280 kg/jam = 4905,9456 kg/jam

Kebutuhan air secara kontinyu = 4905,9456 kg/jam.

b. Kebutuhan air pembangkit steam.

Tabel 4.25 Kebutuhan air pembangkit steam.

No.	Nama alat	Jumlah kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater 1 (HE-01)	99,8694
2.	Heater 2 (HE-02)	120,0046
3.	Heater 3 (HE-03)	0,1616
4.	Heater 4 (HE-04)	259,9605
5.	Reboiler 1	369,2493
	<b>Jumlah</b>	<b>849,2454</b>

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

$$\text{Make up Steam} = 20 \% \times 849,2454 \text{ kg/jam} = 169,8491 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air secara kontinyu} = 169,8491 \text{ kg/jam.}$$

c. Kebutuhan air proses

$$\text{Air pelarut di mixer 2} = 47,0439 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Maka, total air proses} = 47,0439 \text{ kg/jam.}$$

d. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

Tabel 4.26 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	1250
2	Laboratorium	20,8333
3	Poliklinik	20,8333
4	Kantin, mushola, kebun, dll	625
	<b>Jumlah</b>	<b>1.916,6667</b>

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air total} &= 4905,9456 + 169,8491 + 47,0439 + 1.916,6667 \\ &= 7039,5052 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diambil angka keamanan } 20 \% &= 1,2 \times 7039,5052 \\ &= 8447,4063 \text{ kg/jam.}\end{aligned}$$

#### 4.5.2. Unit Pembangkit *Steam*

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

Kapasitas	: 849,2454 kg/jam
Tekanan	: 89,66 atm
Jenis	: <i>Fire Tube Boiler</i>
Jumlah	: 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *Butyl Asetat* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flute* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O<sub>2</sub>, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler *feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya 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 100 -102<sup>0</sup>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.

#### 4.5.3. Unit Pembangkit Listrik

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*, kompressor, pompa, dan *Cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 61,0727 KWatt
- Jenis : 1 buah generator listrik

Prinsip kerja dari generator 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 untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

◆ Peralatan proses

**Tabel 4.27** Kebutuhan listrik alat proses

No.	Nama alat	Kode alat	Power (Hp)
1.	Pompa- 01	P -01	2
2.	Pompa- 02	P -02	2
3.	Pompa- 03	P -03	0,5
4.	Pompa- 04	P -04	0,5
5.	Pompa- 05	P -05	0,5
6.	Pompa- 06	P -06	0,5
7.	Pompa- 07	P -07	0,5
8.	Pompa- 08	P -08	0,5
9.	Pompa- 09	P -09	0,5
10.	Pompa- 10	P -10	0,5
11.	Pompa- 11	P -11	0,5
12.	Pompa- 12	P -12	0,75
13.	Pompa- 13	P -13	0,5
14.	Pompa- 14	P -14	0,5
15.	Pompa- 15	P -15	0,5
16.	Pompa- 16	P -16	0,5
19.	Reaktor -01	R -01	2
20.	Reaktor -02	R -02	2
21.	Mixer -01	M -01	0,5
22.	Mixer -02	M -02	0,5
23.	Neutralizer	N	0,75
<b>Jumlah</b>			<b>17</b>

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 17 Hp.

◆ Peralatan utilitas

Tabel 4.28 Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Nama alat	Kode alat	Power (Hp)
1.	Pompa- 01	PU -01	0,5
2.	Pompa- 02	PU -02	0,5
3.	Pompa- 03	PU -03	0,5
4.	Pompa- 04	PU -04	0,5
5.	Pompa- 05	PU -05	0,5
6.	Pompa- 06	PU -06	1,5
7.	Pompa- 07	PU -07	1,5
8.	Pompa- 08	PU -08	1,5
9.	Pompa- 09	PU -09	1,5
10.	Pompa- 10	PU -10	0,5
11.	Pompa- 11	PU -11	0,5
12.	Pompa- 12	PU -12	0,5
13.	Pompa- 13	PU -13	0,5
14.	Pompa- 14	PU -14	0,5
15.	Pompa- 15	PU -15	0,5
16.	Flokulator	FL	2
17.	Blower	BL	75
18.	Deaerator	DEA	0,5
19.	Compressor	CU	1,5
<b>Jumlah</b>			<b>22</b>

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 78,4 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

17 Hp + 22 Hp = 39 Hp

Diambil angka keamanan 20 % = 46,8 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 18,72 Hp
- ◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 11,7 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 48,8583 kW

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik  
= 61,0727 kW ( 1 Hp = 0,7457 kW)

**4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

- ❖ Bahan bakar untuk *boiler*  
Kebutuhan fuel oil = 54,4145 L/jam

- ❖ Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

Jenis bahan bakar = Solar

Kebutuhan bahan bakar = 3,1553 L/jam

**4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan**

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 m<sup>3</sup>/jam.

**4.5.6. Unit Pengolahan Limbah**



Limbah yang dihasilkan dari pabrik *butyl asetat* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat *organik*
- b. Buangan air *domestik*.
- c. *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
- d. *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, *aerasi* dan *injeksi gas klorin*.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

#### 4.5.7. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. **Bak Pengendap Awal (BU-01)**

Fungsi : Menampung dan menyediakan air serta mengendapkan kotoran.

Kapasitas : 50,6844 m<sup>3</sup>

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :

- a. Tinggi = 2,5 m
- b. Lebar = 3,1838 m
- c. Panjang = 6,3677 m

Harga : \$ 16,545.51

## 2. Bak Flokulator (FL)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.

Kapasitas : 10,1369 m<sup>3</sup>

Jenis : Bak silinder tegak.

Dimensi :

a. Tinggi = 2,3461 m

b. Diameter = 2,3461 m

Power pengaduk : 2 Hp

Harga : \$ 19,803.00

## 3. Clarifier (CLU)

Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air.

Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.

Kapasitas : 10,1369 m<sup>3</sup>

Waktu pengendapan : 1 jam.

Dimensi :

◆ Diameter = 2,3461 m

◆ Tinggi Clarifiers = 3,1281 m

**6. Bak Penampung Air Kantor Dan Rumah Tangga.**

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 27,6 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,5 m

Panjang : 6,0663 m

Lebar : 3,0332 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 9,009.79

**7. Bak Penampung Air Pendingin.**

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 11,7743 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,5 m

Panjang : 3,9622 m

Lebar : 1,9811 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 3,843.62

**8. Cooling Tower**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 19623,7824 kg/jam.

Jenis : Cooling tower induced draft  
Tinggi : 4,5531 m  
Ground area : 2,6757 m<sup>2</sup>  
Panjang : 1,6358 m  
Lebar : 1,6358 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 16,122.95

9. **Blower Cooling Tower**

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan.  
Kebutuhan udara : 2626,2710 ft<sup>3</sup>/jam  
Power blower : 6,4321 Hp  
Power motor : 7,5 Hp  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 4,934.72

10. **Kation Exchanger**

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.  
Jenis : Silinder tegak  
Tinggi : 1,9050 m  
Volume : 0,0441 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,1718 m  
Tebal : 0,0033 m

Jumlah : 2  
Harga : \$ 291.96

**11. Anion Exchanger**

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>.

Jenis : Silinder tegak  
Tinggi : 1,9050 m  
Volume : 0,0441 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,1718 m  
Tebal : 0,0033 m  
Jumlah : 2  
Harga : \$ 291.96

**12. Tangki Deaerator**

Fungsi : Membebaskan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> dan larutan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O

Jenis : Bak Silinder tegak  
Tinggi : 0,6380 m  
Volume : 0,2038 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,2038 m  
Jenis pengaduk : Marine propeller 3 blade  
Power pengaduk : 0,5 Hp  
Jumlah : 1

Harga : \$ 1,899.81

**13. Tangki Umpan Boiler**

Fungsi : Menampung umpan boiler sebanyak  
169,8491 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder tegak

Tinggi : 0,8038 m

Volume : 0,4076 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,8038 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 44,459.47

**14. Tangki Penampung Kondensat**

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses  
sebelum di sirkulasi menuju tangki umpan boiler.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Tinggi : 1,2759 m

Volume : 1,6306 m<sup>3</sup>

Diameter : 1,2759 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 6,616.01

**15. Tangki Larutan Kaporit**

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

Jenis : Tangki Silinder tegak  
Kebutuhan air : 1916,6667 kg/jam  
Kadar Clorine dalam kaporit : 49,6 %  
Kebutuhan kaporit : 0,0155 kg/jam  
Tinggi : 0,6981 m  
Volume : 0,2671 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,6981 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 2,234.56

**16. Tangki Desinfektan**

Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga  
Jenis : Tangki Silinder tegak  
Tinggi : 1,4309 m  
Volume : 2,3 m<sup>3</sup>  
Diameter : 1,4309 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 8,132.51

**17. Tangki Larutan NaCl**

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaCL : 2,2471 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,4599 m

Volume : 0,0764 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,4599 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 1,054.49

**18. Tangki Pelarut NaOH**

Fungsi : Membuat larutan NaOH jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaOH : 0,6242 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,3001 m

Volume : 0,0212 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,3001 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 448.64

**19. Tangki Pelarut Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Fungsi : Melarutkan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 0,0051 kg/jam



Tinggi	: 0,4823 m
Volume	: 0,0880 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,4823 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1,147.83

**20. Tangki Penampung N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>**

Fungsi	: Melarutkan Na <sub>2</sub> H <sub>4</sub> yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan Na <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	: 0,0051 kg/jam
Tinggi	: 0,4823 m
Volume	: 0,0880 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,4823 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1,147.83

**21. Bak Penampung Air Proses**

Fungsi	: Menampung air proses dari bak penampung air bersih.
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Tinggi	: 2,5 m
Volume	: 0,2823 m <sup>3</sup>
Panjang	: 0,4752 m
Lebar	: 0,2376 m

Bahan : Bahan beton bertulang  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 92.15

**22. Tangki Bahan Bakar Generator**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan  
untuk menggerakkan generator selama 15 hari

Jenis : Tangki Silinder tegak  
Tinggi : 1,1311 m  
Volume : 1,1359 m<sup>3</sup>  
Diameter : 1,1311 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 322.28

**23. Boiler**

Fungsi : Memproduksi steam pada suhu 320 °F dan  
tekanan 89,66 psi

Jenis : Fire tube boiler  
Kebutuhan steam : 849,2454 kg/jam  
Luas tranfer panas : 1102,1340 ft<sup>2</sup>  
Jumlah tube : 21 buah  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 44,459.47

**24. Bahan Bakar Boiler**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan

untuk boiler selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Tinggi : 2,9222 m

Volume : 19,5892 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,9222 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 2,879.75

**25. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)**

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap sebanyak 8447,4063 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 8447,4063 kg/jam

Kecepatan linier : 37,1939 gpm

Head pompa : 14,3007 ft

Tenaga pompa : 0,2587 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 2902,5902 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 224.83

**26. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap  
kedalam bak flokulator sebanyak 8447,4063  
kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 8447,4063 kg/jam

Kecepatan linier : 37,1939 gpm

Head pompa : 4,1148 ft

Tenaga pompa : 0,0744 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 3694,11702 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 224.83

**27. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator kedalam  
clarifer sebanyak 8447,4063 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 8447,4063 kg/jam

Kecepatan linier	: 37,1939 gpm
Head pompa	: 1,8041 ft
Tenaga pompa	: 0,0326 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 6856,0959 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 224.83
<b>28. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)</b>	
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak clarifer kedalam bak saringan pasir sebanyak 8447,4063 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 8447,4063 kg/jam
Kecepatan linier	: 37,1939 gpm
Head pompa	: 3,0233 ft
Tenaga pompa	: 0,0547 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 4654,9183 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 224.83

**29. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)**

Fungsi : Mengalirkan air pencuci bak pasir dari bak penampung air bersih menuju bak saringan pasir sebanyak 8447,4063 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 8447,4063 kg/jam

Kecepatan linier : 37,1939 gpm

Head pompa : 15,0992 ft

Tenaga pompa : 0,2731 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 1393,3456 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 224.83

**30. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampungan air untuk kantor, proses, pendingin, pembangkit steam sebanyak 8447,4063 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 8447,4063 kg/jam
Kecepatan linier	: 37,1939 gpm
Head pompa	: 46,4754 ft
Tenaga pompa	: 0,8406 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1199,1862 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 224.83
<b>31. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)</b>	
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik 4905,9456 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 4905,9456 kg/jam
Kecepatan linier	: 21,6008 gpm
Head pompa	: 54,1481 ft
Tenaga pompa	: 0,6430 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm

Putaran spesifik : 407,4609 rpm  
Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 162.28

**32. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)**

Fungsi : Mengalirkan air Cooling tower untuk dimanfaatkan lagi sebagai air pendingin kedalam pabrik sebanyak 2475,4525 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage  
Tipe : Radial Flow Impeller  
Bahan : Commercial stell  
Kapasitas : 2475,4525 kg/jam  
Kecepatan linier : 10,8994 gpm  
Head pompa : 79,3270 ft  
Tenaga pompa : 0,4969 Hp  
Tenaga motor : 0,75 Hp  
Putaran standar : 3500 rpm  
Putaran spesifik : 434,7140 rpm  
Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 107.65

**33. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)**

Fungsi : Mengalirkan air pendingin bebas dari air proses kedalam cooling tower untuk didinginkan sebanyak 2475,4525 kg/jam



Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 2475,4525 kg/jam
Kecepatan linier	: 10,8994 gpm
Head pompa	: 60,6793 ft
Tenaga pompa	: 0,3801 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 531,4828 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 107.65

**34. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation sebanyak 169,8491 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 169,8491 kg/jam
Kecepatan linier	: 0,7479 gpm
Head pompa	: 14,2884 ft
Tenaga pompa	: 0,0061 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp

Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 411,8481 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 21.57

**35. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki daerator sebanyak 169,8491 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 169,8491 kg/jam
Kecepatan linier	: 0,7479 gpm
Head pompa	: 11,2884 ft
Tenaga pompa	: 0,0049 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 491,4742 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 21.57

**36. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki daerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 169,8491 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage

Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 169,8491 kg/jam
Kecepatan linier	: 0,7479 gpm
Head pompa	: 20,2884 ft
Tenaga pompa	: 0,0087 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 316,6202 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 21.57

**37. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan boiler tangki boiler sebanyak 169,8491 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 169,8491 kg/jam
Kecepatan linier	: 0,7479 gpm
Head pompa	: 14,2884 ft
Tenaga pompa	: 0,0061 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm

Putaran spesifik : 411,848 rpm  
Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 21.57

**38. Pompa Utilitas – 14 (PU-14)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air proses menuju mixer -02 sebanyak 1916,6667 kg/jam  
Jenis : Centrifugal pump single stage  
Tipe : Radial Flow Impeller  
Bahan : Commercial stell  
Kapasitas : 1916,6667 kg/jam  
Kecepatan linier : 8,4391 gpm  
Head pompa : 28,2991 ft  
Tenaga pompa : 0,1373 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp  
Putaran standar : 3500 rpm  
Putaran spesifik : 828,678 rpm  
Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 92.33

**39. Pompa Utilitas – 15 (PU-15)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air kantor menuju kantor sebanyak 1916,6667 kg/jam  
Jenis : Centrifugal pump single stage  
Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 1916,6667 kg/jam
Kecepatan linier	: 8,4391 gpm
Head pompa	: 21,8664 ft
Tenaga pompa	: 0,1061 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1005,5009 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 92.33

#### 4.6 Laboratorium

##### 4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

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

Tugas laboratorium antara lain :

- ◆ Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- ◆ Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- ◆ Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- ◆ Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

a. Kelompok kerja Non shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen kimia* yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- 1) Menyiapkan *reagen* untuk analisa laboratorium unit.
- 2) Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- 3) Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok shift.

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa- analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

#### **4.6.2 Program Kerja Laboratorium**

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *Butyl Asetat* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *Butyl Asetat* ini dilakukan terhadap :

- 1) Bahan baku *Asam Asetat* , yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impurities / inert, warna, *viscositas*, kelarutan dalam *butanol*, *spesifik gravity*, dan indeks bias.
- 2) Bahan baku *butanol*,  $H_2SO_4$ ,  $NaOH$ , yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, *viscositas*, kelarutan dalam ethanol, *spesifik gravity*, kadar.
- 3) Produk Butyl Asetat yang dianalisa sesuai standar ASTM

Analisa untuk unit utilitas, meliputi :

- 1) Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai  $SiO_2$ , Ca sebagai  $CaCO_3$ , Sulfur sebagai  $SO_4^{2-}$ , chlor sebagai  $Cl_2$  dan zat padat terlarut.
- 2) Penukar ion, yang dianalisa kesadahan  $CaCO_3$ , silikat sebagai  $SiO_2$ .
- 3) Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
- 4) Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $O_2$  terlarut dalam Fe.
- 5) Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, Kadar  $CaCO_3$ ,  $SO_3$ ,  $PO_4$ ,  $SiO_2$ .
- 6) Air minum, yang dianalisa meliputi pH, *chlor* sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sample yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sample. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

**a. Gas**

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sample dengan botol gas sample yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanan, terlebih gas yang dianalisa berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi angin.

**b. Cairan**

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

**c. Padatan**

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam bentuk *container*/karung. Jumlah sample yang harus diambil adalah akar dari jumlah *container*/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sample padatan dalam conveyor yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.



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

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses 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

Tugas 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

Tugas 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.

#### **4.6.3 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 *Spesific gravity*.

3) *Viscometer batch*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *Infra – Red Spectrometer*

Digunakan untuk mengukur indeks bias.

#### **4.7. Organisasi Perusahaan**

##### **4.7.1. Bentuk Perusahaan**

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik *Butyl Asetat* ini direncanakan didirikan pada tahun 2014 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- ◆ Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.

- ◆ Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- ◆ Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- ◆ Efisiensi Manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- ◆ Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
- ◆ Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

- ◆ Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- ◆ Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- ◆ Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
- ◆ Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- ◆ Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

#### **4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah stuktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem strukstur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya.

Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

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

- ◆ Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- ◆ Penempatan pegawai yang lebih tepat
- ◆ Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- ◆ Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- ◆ Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- ◆ Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

#### **4.7.3. Tugas dan Wewenang**

##### **4.7.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

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

#### **4.7.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal yang penting

#### **4.7.3.3. Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

#### **4.7.3.4. Staff Ahli**

*Staff* ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum



#### **4.7.3.5. Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

##### **a. Kepala Bagian Produksi**

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

##### **b. Kepala Bagian Teknik**

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

##### **c. Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

**d. Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

**e. Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab kepada Direktru Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

**4.7.3.6. Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

**a. Kepala Seksi Proses**

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

**Seksi Proses :**

Tugas seksi proses antara lain :

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

**b. Kepala Seksi Pengendalian**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

**Seksi Pengendalian :**

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- ◆ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- ◆ Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

**c. Kepala Seksi Laboratorium**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

**Seksi Laboratorium :**

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- ◆ Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- ◆ Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

**d. Kepala Seksi Pemeliharaan**

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

**Seksi Pemeliharaan :**

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- ◆ merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

**e. Kepala Seksi Utilitas**

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

**Seksi Utilitas :**

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- ◆ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

**f. Kepala Seksi Penelitian**

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

**Seksi Penelitian :**

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- ◆ Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

**g. Kepala Seksi Pengembangan**

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

**Seksi Pengembangan :**

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- ◆ Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- ◆ Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

**h. Kepala Seksi Administrasi**

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

**Seksi Administrasi :**

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- ◆ Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

**i. Kepala Seksi Keuangan**

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

**Seksi Keuangan :**

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- ◆ Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- ◆ Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- ◆ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

**j. Kepala Seksi Penjualan**

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

**Seksi Penjualan :**

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- ◆ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

**k. Kepala Seksi Pembelian**

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

**Seksi Pembelian :**

Tugas seksi pembelian antara lain :

- ◆ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

#### **l. Kepala Seksi Personalia**

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

##### **Seksi personalia :**

Tugas seksi Personalia antara lain :

- ◆ Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- ◆ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ◆ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- ◆ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### **m. Kepala Seksi Humas**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

##### **Seksi Humas :**

Tugas seksi Humas antara lain :

- ◆ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

#### **n. Kepala Seksi Keamanan**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

##### **Seksi Keamanan :**

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- ◆ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- ◆ Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- ◆ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### **4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

Pada pabrik *Butyl Asetat* ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

- 1). Karyawan Tetap  
Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- 2). Karyawan Harian  
Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.
- 3). Karyawan Borongan



#### 4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

##### 4.7.5.1. Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Jum'at : 08.00 – 16.30 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Coffee Break I : 09.45 – 10.00 WIB.
- Coffee Break II : 14.45 – 15.00 WIB.
- Sabtu : 08.00 – 13.30 WIB.
- Istirahat Sabtu : 12.00 – 12.30 WIB.

##### 4.7.5.2. Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift dan 4 group, yaitu :

- Shift I : 24.00 – 08.00 WIB.
- Shift II : 08.00 – 16.00 WIB.
- Shift III : 16.00 – 24.00 WIB.

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 group, dimana 3 group bekerja dan 1 group lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap group akan

mendapat giliran kerja 6 hari dan 2 hari libur dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Hari Group	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
1	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
2	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
3	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S
4	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M

Keterangan:

P : Shift Pagi

M : Shift Malam

S : Shift Siang

L : Libur

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

Penentuan jumlah tenaga kerja operasional langsung untuk 1 shift berdasarkan tabel 3.5 Aries Newton halaman 162 adalah sebagai berikut :

Tabel 4.28 Penentuan jumlah operator proses per shift

Nama Alat	Orang/Unit	Konstanta	Orang/shift
Mixer	2	0.25	0.5
Reaktor	2	0.5	1
Netralizer	1	0.5	0.5
Dekanter	1	0.25	0.25
Heat Exchanger	7	0.25	1.75
MD	1	0.25	0.25
Total			5

Operator utilitas menggunakan 0,5 operator produksi =  $0,5 \times 5 = 2,5$  orang

= 3 orang

Keseluruhan operator/shift = operator produksi + operator utilitas  
= 5 orang + 3 orang  
= 8 orang/shift

Jadi jumlah operator dalam 4 group adalah 32 orang

#### 4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

##### 4.7.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.29 Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter
14.	Paramedis	Perawat
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

4.7.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.30 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

NO	Jabatan	Jumlah
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	3
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17.	Kepala Seksi Administrasi	1
18.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23.	Kepala Seksi Utilitas	1

Lanjutan tabel 4.30

24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	4
27.	Karyawan Humas	3
28.	Karyawan Keamanan	16
29.	Karyawan Pembelian	4
30.	Karyawan Pemasaran	4
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas/Anggaran	3
33.	Karyawan Proses	32
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	6
36.	Karyawan Pemeliharaan	4
37.	Karyawan Utilitas	10
38.	Karyawan KKK	3
39.	Karyawan Litbang	4
40.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41.	Medis	2
42.	Paramedis	4
43.	Sopir	3
44.	Cleaning Service	8
	Total	150

#### 4.7.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

##### 1. Gaji Bulanan

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

## 2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

## 3. Gaji Lembur

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

Penggolongan Gaji Berdasarkan Jabatan

**Tabel 4.31** Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
(1)	(2)	(3)
1	Direktur Utama	Rp. 20.000.000,00
2	Direktur	Rp. 15.000.000,00
3	Staff Ahli	Rp. 5.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp. 8.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp. 4.500.000,00
6	Sekretaris	Rp. 1.800.000,00
7	Dokter	Rp. 3.000.000,00
8	Paramedis	Rp. 1.500.000,00
9	Karyawan	Rp. 1.500.000,00
10	Satpam	Rp. 1.200.000,00
11	Sopir	Rp. 900.000,00
12	<i>Cleaning service</i>	Rp. 500.000,00

### 4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*
  - a. *Salary*/bulan
  - b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
  - c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
  - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan.
  - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
    - 1,5 % tanggungan perusahaan
    - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
  - a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
  - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan

Untuk staff disediakan mess
5. Rekreasi dan olahraga
  - a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
  - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
6. Kenaikan gaji dan promosi

- a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
  - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
7. Hak cuti dan ijin
- a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
  - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.

#### **4.7.8. Manajemen Produksi**

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

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari 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 segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

#### **4.8. ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Butyl Asetat* ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Investment) yang terdiri atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

#### **4.8.1. Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

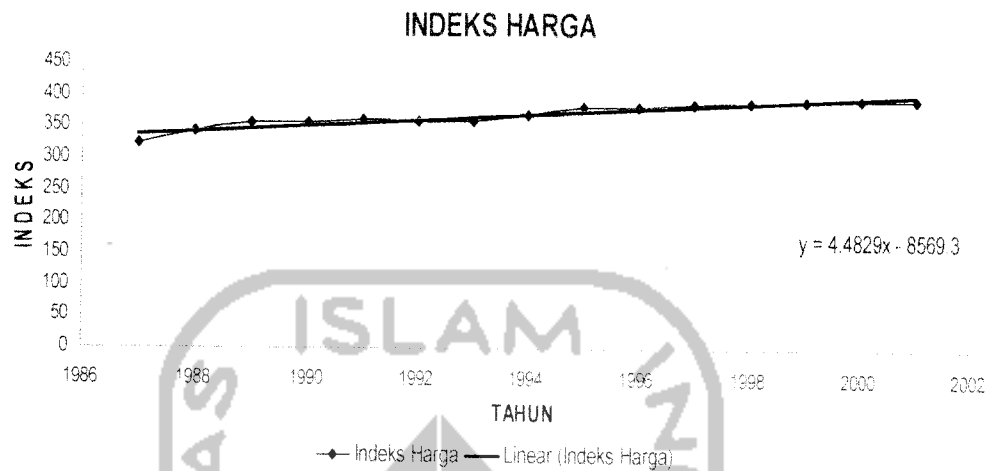
$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "*Chemical Engineering*".

**Table 4.32** Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
(1)	(2)	(3)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3

(Sumber: majalah "Chemical Engineering", Juli 2001)



Gambar 4.5. Grafik index harga

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari.

$C_a$  = Kapasitas alat A.

$C_b$  = Kapasitas alat B.

$x$  = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2<sup>th</sup> edition, halaman 170.

#### 4.8.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 20.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2014
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 9190

#### 4.8.3. Perhitungan Biaya

##### 4.8.3.1 Capital Investment

*Capital investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

##### 4.8.3.2 Manufacturing Cost

*Manufacturing cost* adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- Direct Cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.8.3.3. General Expense

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

#### 4.8.4 Analisa Kelayakan

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

##### 4.8.4.1 Percent Return of Investment (ROI)

*Return of Investment* adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

#### 4.8.4.2 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

#### 4.8.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

#### 4.8.4.4 Break Even Point (BEP)

*Break even point* adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

$S_a$  = Annual Sales Value Expense

#### 4.8.4.5 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

#### 4.8.5 Hasil Perhitungan

##### 4.8.5.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

##### A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.33 Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Delivered Equipment	1,467,746.87	-
2	Equipment Instalation	518,178.46	750.959.409,11
3	Piping	1,121,230.98	868.296.816,78
4	Instrumentation	361,193.36	140.804.889,21
5	Insulation	130,182.77	93.869.926,14
6	Electrical	191,445.24	-
7	Buildings	-	66.945.000.000,00
8	Land and Yard Improvement	-	47.272.500.000,00
9	Utilities	179,084.47	601.250.172,89
	<b>Physical Plant Cost</b>	<b>3,969,062.15</b>	<b>116.672.681.214,12</b>
10	Engineering and Construction	793,812.43	23.334.536.242,82



Lanjutan Tabel 4.33

(1)	(2)	(3)	(4)
	<b>Direct Plant Cost</b>	<b>4,762,874.58</b>	<b>140.007.217.456,94</b>
11	<i>Contractor's Fee</i>	333,401.22	14.000.721.745,69
12	<i>Contingency</i>	714,431.19	35.001.804.364,24
	<b>Fixed Capital</b>	<b>5,810,706.98</b>	<b>189.009.743.566,87</b>

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9190,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$ 5,810,706.98 \times \text{Rp. } 9190 / \$ 1) + \text{Rp. } 189.009.743.566,87$$

$$= \text{Rp. } 242.410.140.753,30$$

### B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.34 *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	5,942,937.79	-
2	<i>In Process Inventory</i>	51,055.986	23.685.907,35
3	<i>Product Inventory</i>	6,807,464.808	3.158.120.980,42
4	<i>Extended Credit</i>	9,067,827.35	-
5	<i>Available Cash</i>	6,807,464.808	3.158.120.980,42
	<b>Total Working Capital</b>	<b>28,676,750.74</b>	<b>6.339.927.868,20</b>

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= (\$ 28,676,750.74 \times \text{Rp. } 9190 / \$ 1) + \text{Rp. } 6.339.927.868,20$$

$$= \text{Rp. } 269.879.267.153,69$$

**4.8.5.2 Biaya Produksi Total (Total Production Cost)**

**A. Manufacturing Cost**

**Tabel 4.35 Manufacturing Cost**

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Raw Materials	71,315,253.46	-
2	Labor Cost	-	4.144.800.000,00
3	Supervision	-	414.480.000,00
4	Maitenance	-	82.896.000,00
5	Plant Supplies	-	12.434.400,00
6	Royalties and Patents	1,088,139.28	-
7	Utilities	-	11.233.267.008,41
	<b>Direct Manufacturing Cost</b>	<b>72,403,392.74</b>	<b>15.887.877.408,41</b>
1	Payroll and Overhead	-	621.720.000,00
2	Laboratory	-	414.480.000,00
3	Plant Overhead	-	2.072.400.000,00
4	Packaging ang Shipping	8,705,114.25	-
	<b>Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>8,705,114.25</b>	<b>3.108.600.000,00</b>
1	Depreciation	464,856.5588	15.120.779.485,35
2	Property Taxes	58,107.06984	1.890.097.435,67
3	Insurance	58,107.06984	1.890.097.435,67
	<b>Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>581,070.6984</b>	<b>18.900.974.356,69</b>
	<b>Total Manufacturing Cost</b>	<b>81,689,577.69</b>	<b>37.897.451.765,10</b>

Sehingga Total Manufacturing Cost :

$$= (\$ 81,689,577.69 \times \text{Rp. } 9190 / \$ 1) + \text{Rp. } 37.897.451.765,10$$

$$= \text{Rp. } 788.624.670.765,74$$

**B. General Expense**

**Tabel 4.36 General Expense**

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	Administration	2,450,687.331	1.136.923.552,95
2	Sales	4,901,374.662	2.273.847.105,91
3	Research	3,267,583.108	1.515.898.070,60
4	Finance	1,034,623.73	5.860.490.143,05
<b>General expense</b>		<b>11,654,268.83</b>	<b>10.787.158.872,52</b>

Sehingga Total General Expense :

$$= (\$ 11,654,268.83 \times \text{Rp. } 9190 / \$ 1) + \text{Rp. } 10.787.158.872,52$$

$$= \text{Rp. } 117.889.889.436,76$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{TMC} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp } 906.514.560.202,50$$

**4.8.5.3 Keuntungan (Profit)**

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 1.000.000.000.000,00$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 906.514.560.202,50$$

Pajak keuntungan sebesar 40%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 93.485.439.797,50$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 56.091.263.878,50$$

#### 4.8.5.4 Analisa Kelayakan

##### 1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit}}{FCI} \times 100\%$$

◆ ROI sebelum Pajak = 38,5650 %

◆ ROI setelah Pajak = 23,1390 %

##### 2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

• POT sebelum Pajak = 2,1475 tahun

• POT setelah Pajak = 3,2114 tahun

##### 3. *Break Even Point (BEP)*

*Fixed Manufacturing Cost (Fa)* = Rp. 31.513.318.297,93

*Variabel Cost (Va)* = Rp. 756.620.446.290,41

*Regulated Cost (Ra)* = Rp. 125.653.099.836,76

*Penjualan Produk (Sa)* = Rp. 1.000.000.000.000,00

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

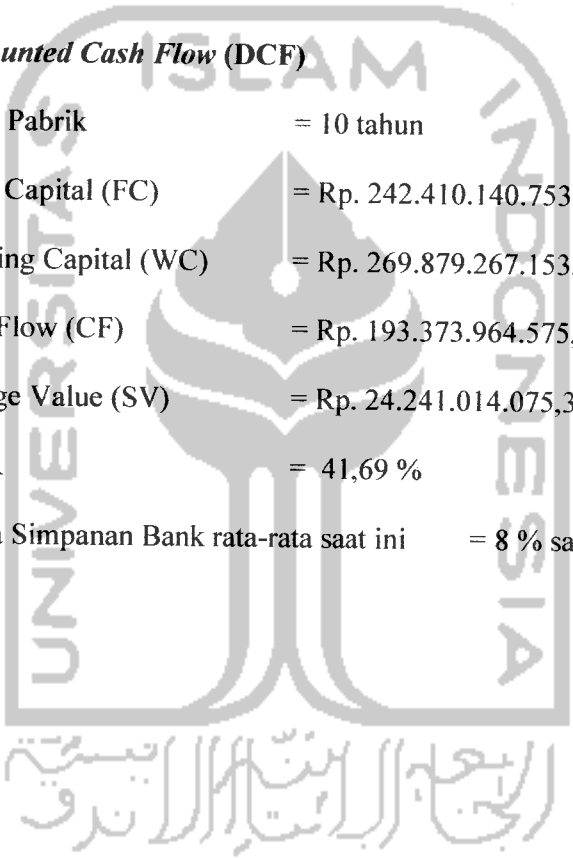
BEP = 44,53 %

**4. Shut Down Point (SDP)**

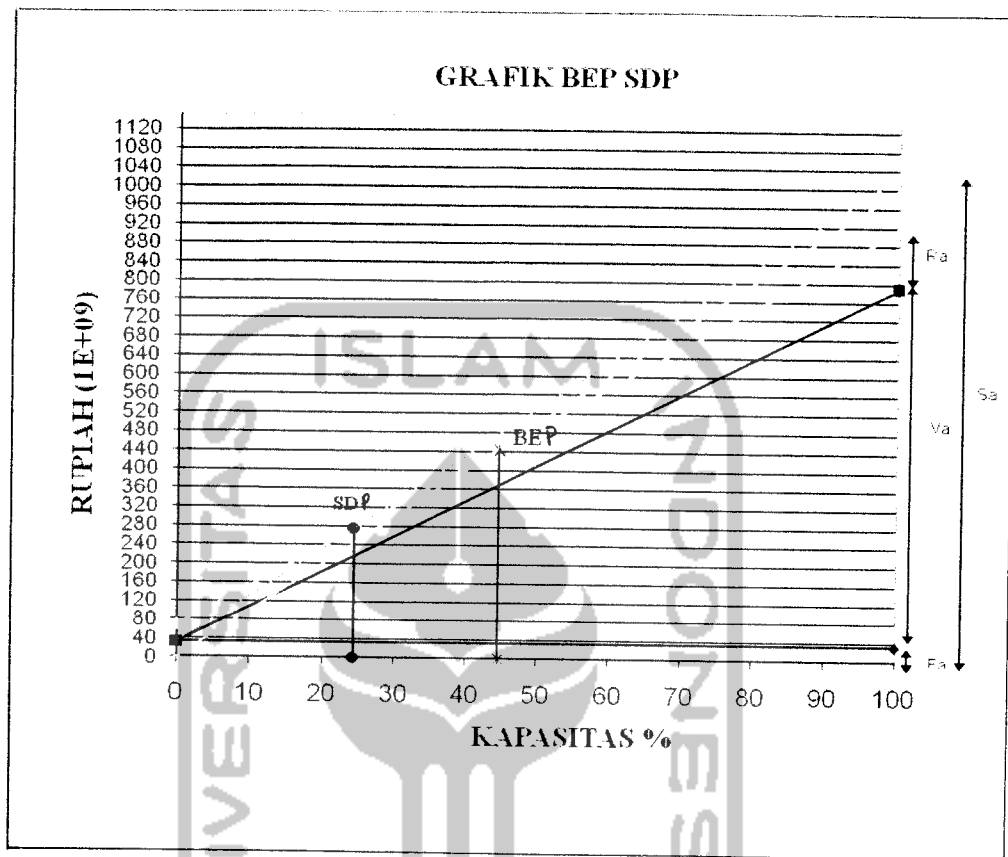
$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

$$\text{SDP} = 24,25 \%$$

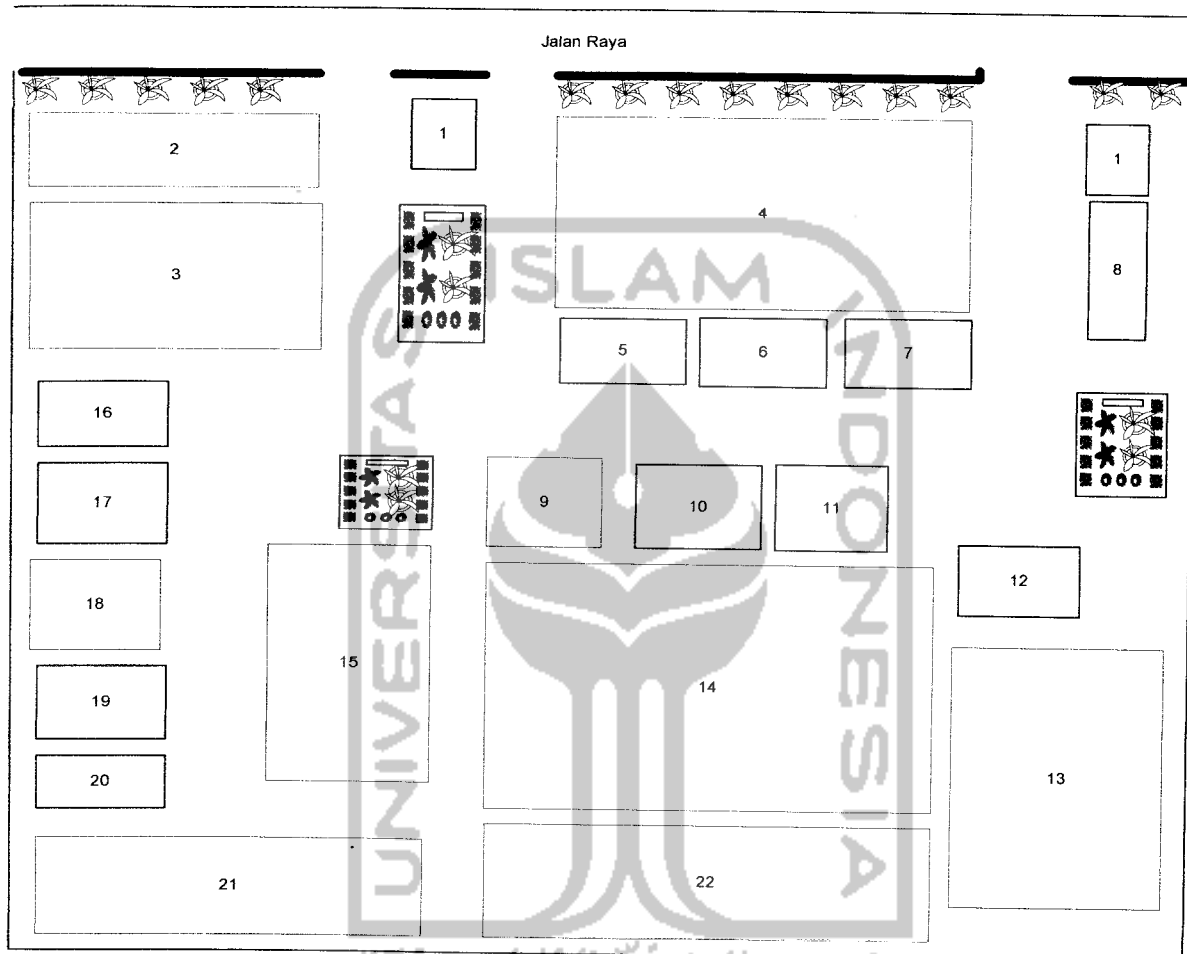
**5. Discounted Cash Flow (DCF)**



Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital (FC)	= Rp. 242.410.140.753,30
Working Capital (WC)	= Rp. 269.879.267.153,69
Cash Flow (CF)	= Rp. 193.373.964.575,52
Salvage Value (SV)	= Rp. 24.241.014.075,33
DCFR	= 41,69 %
Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini	= 8 % sampai 10 %



Gambar 4.1 Nilai BEP dan SDP



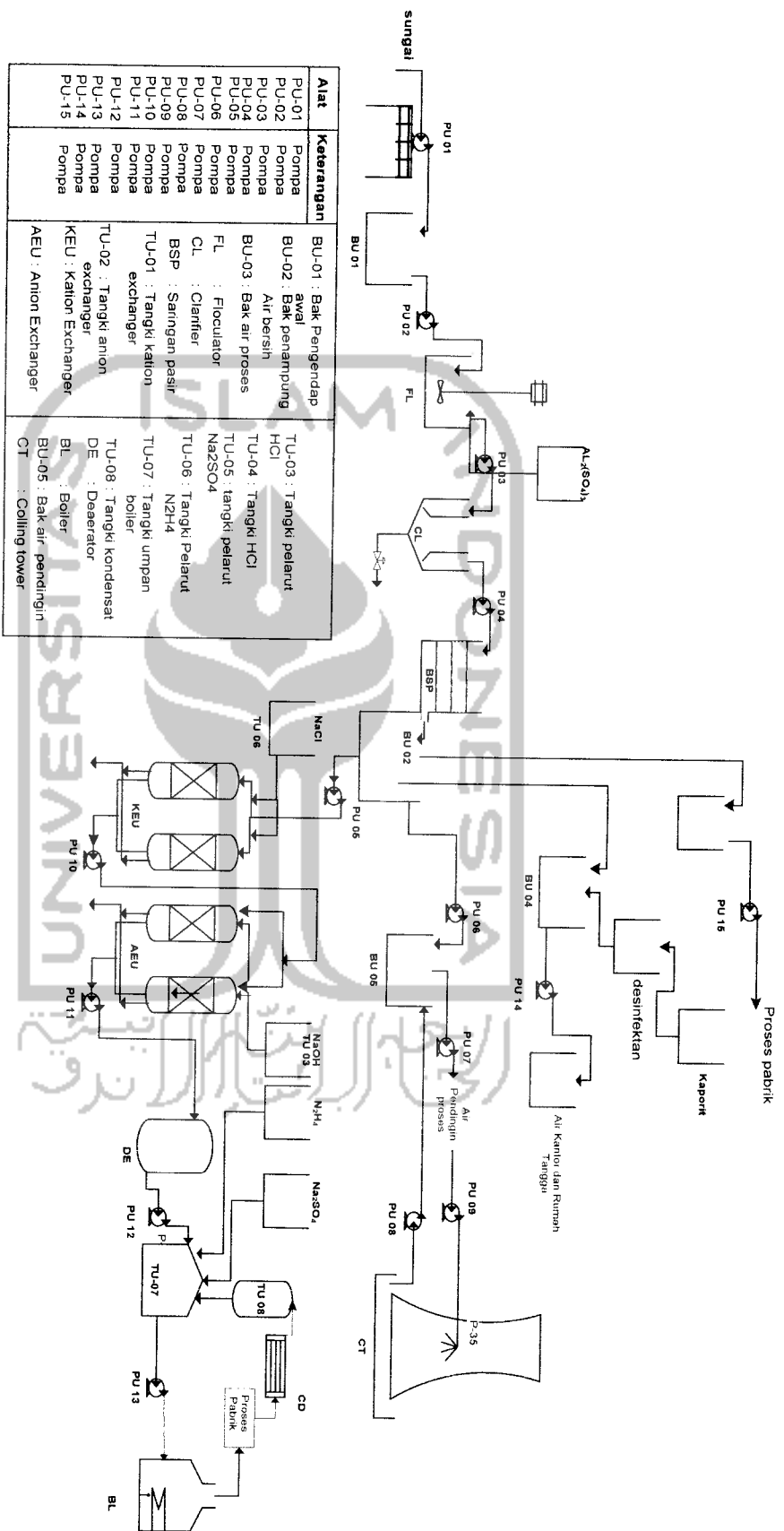
Keterangan :

- |                             |                            |
|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan             | 12. Parkir Truk            |
| 2. Parkir Tamu              | 13. Tangki Bahan Baku      |
| 3. Kantor Utama             | 14. Daerah Proses          |
| 4. Mess                     | 15. Tangki Produk          |
| 5. Klinik                   | 16. Bengkel                |
| 6. Masjid                   | 17. Unit Pemadam Kebakaran |
| 7. Kantin                   | 18. Gudang Alat            |
| 8. Ruang Timbang Truk       | 19. Gudang Bahan Kimia     |
| 9. Kantor Teknik & Produksi | 20. Ruang Kontrol Utilitas |
| 10. Laboratorium            | 21. Utilitas               |
| 11. Control Room            | 22. Perluasan Pabrik       |

Skala 1 : 1000



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik



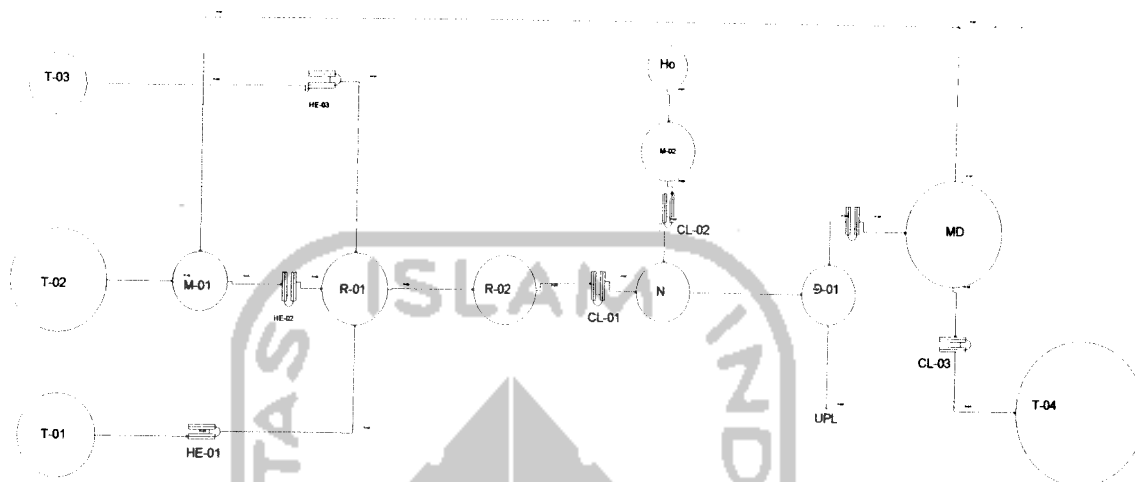
Alat	Keterangan
PU-01	Pompa
PU-02	Pompa
PU-03	Pompa
PU-04	Pompa
PU-05	Pompa
PU-06	Pompa
PU-07	Pompa
PU-08	Pompa
PU-09	Pompa
PU-10	Pompa
PU-11	Pompa
PU-12	Pompa
PU-13	Pompa
PU-14	Pompa
PU-15	Pompa

BU-01	Bak Pengendap awal	TU-03	Tangki pelarut HCl
BU-02	Bak penampungan Air bersih	TU-04	Tangki HCl
BU-03	Bak air proses	TU-05	tangki pelarut Na2SO4
FL	Flocculator	TU-06	Tangki Pelarut NH4
CL	Clarifier	TU-07	Tangki umpam boiler
BSP	Saringan pasir	TU-08	Tangki kondensat
TU-01	Tangki kation exchanger	DE	Deaerator
TU-02	Tangki anion exchanger	BL	Boiler
KEU	Kation Exchanger	BU-05	Bak air pendingin
AEU	Anion Exchanger	CT	Cooling tower

Gambar 4.3 Pengolahan Air dan Steam



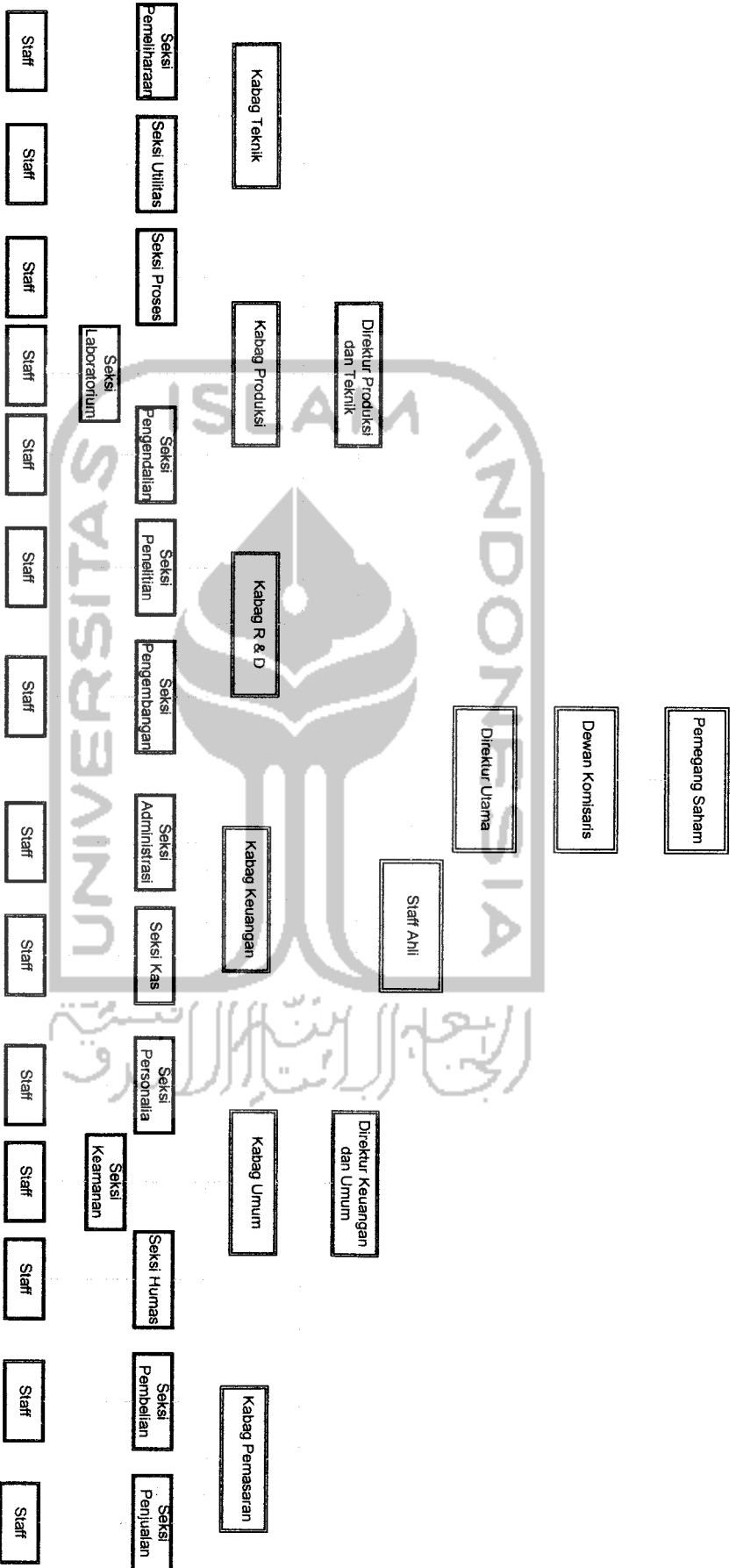


Gambar 4.4 Lay Out Alat Proses

**Keterangan:**

- |         |                      |           |                    |
|---------|----------------------|-----------|--------------------|
| 1. T-01 | = Tangki Penyimpan 1 | 11. Ho    | = Hopper           |
| 2. T-02 | = Tangki Penyimpan 2 | 12. MD    | = Menara Destilasi |
| 3. T-03 | = Tangki Penyimpan 3 | 13. HE-01 | = Heater 1         |
| 4. T-04 | = Tangki Penyimpan 4 | 14. HE-02 | = Heater 2         |
| 5. M-01 | = Mixer 1            | 15. HE-03 | = Heater 3         |
| 6. M-02 | = Mixer 2            | 16. HE-04 | = Heater 4         |
| 7. R-01 | = Reaktor 1          | 17. CL-01 | = Cooler 1         |
| 8. R-02 | = Reaktor 2          | 18. CL-02 | = Cooler 2         |
| 9. N    | = Netralizer         | 19. CL-03 | = Cooler 3         |
| 10. D   | = Dekanter           |           |                    |

### STRUKTUR ORGANISASI



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 KESIMPULAN

Pabrik *Butyl Asetat* dari asam asetat dan butanol ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis), bahan baku dan produk tidak beracun. Hasil evaluasi ekonomi pabrik *Butyl Asetat* pada kapasitas 20.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1 Hasil evaluasi ekonomi

Parameter kelayakan	Hasil hitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan (sebelum pajak)	Rp. 93.485.439.797,50	
Keuntungan (setelah pajak)	Rp. 56.091.263.878,50	
ROI (sebelum pajak)	38,5650 %	Minimum 11% (Aries Newton,1954)
ROI (setelah pajak)	23,1390 %	
POT (sebelum pajak)	2,1475 tahun	
POT (setelah pajak)	3,2114 tahun	
BEP	44,53 %	40% - 60%
SDP	24,25 %	< BEP
DCFR	41,69 %	> bunga Bank (1,5 kali bunga bank)

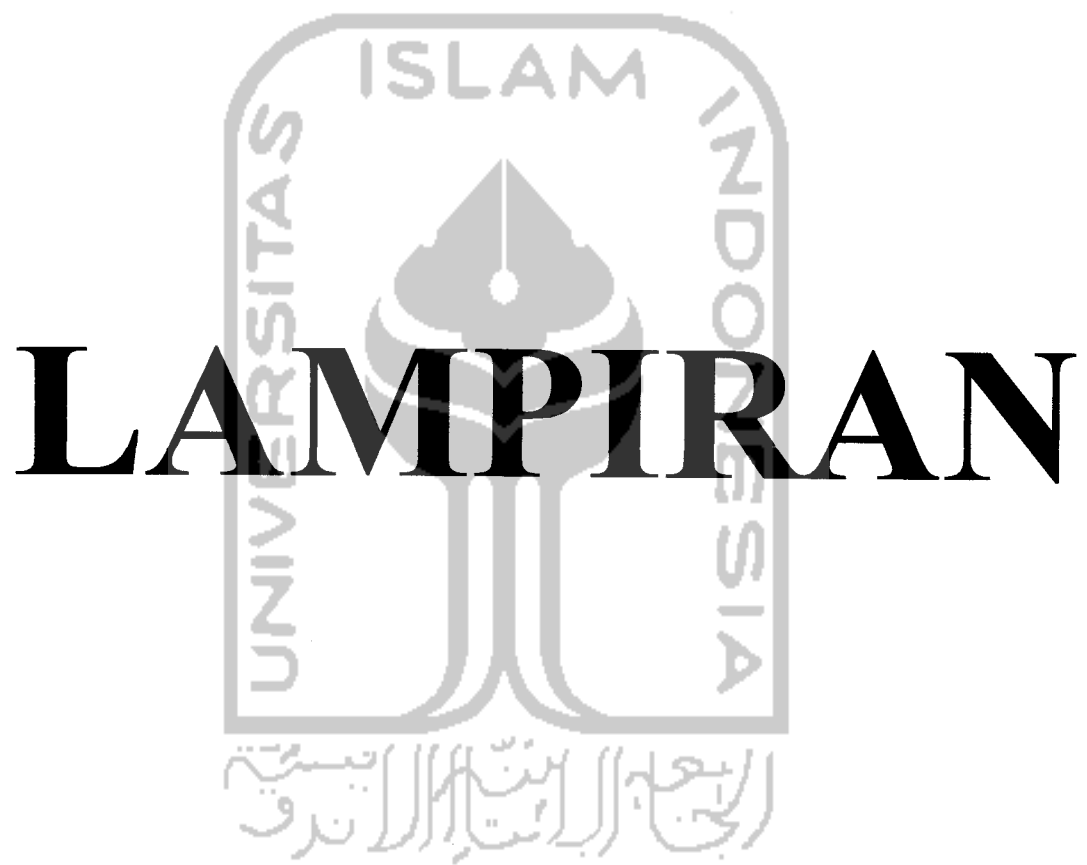
Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik *Butyl Asetat* dari Asam Asetat dan Butanol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak dikaji ulang untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Backhurst, J.R., and Harker, J.H., "*Process Plant Design*", Heunemann Educational Books, London, 1973.
- Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2000-2004.
- Brown, G.G., "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", 2<sup>nd</sup> Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6<sup>nd</sup> Ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Evans, F.L., 1974, "*Equipment Design Handbook (for Refineries and Chemical Plants)*, Vol.2 , Gulf Publishing Company, Houston.
- Faith, Keyes & Clark., "*Industrial Chemical*", 4<sup>th</sup> ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fessenden & Fessenden, 1982, "*Kimia Organik*", Jilid.2, Edisi. 3, Penerbit Erlangga, Jakarta.
- Fogler, Scott H., "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", 3<sup>rd</sup> ed, Prentice Hall International Inc., USA, 1999.

- Geankoplis, J.Christie., "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International, 1978.
- Holland, F. A. and Chapman, F.S., 1996, "*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*" 1<sup>st</sup> ed., Reinhold Publishing Co – Chapman &Hall, Ltd., London
- Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.
- Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", John Willey and Sons. Inc., New York.
- Ketta, Mc. J.John, "*Chemical Processing Handbook*", Marcel Dekker Inc, New York, 1993.
- Ludwig, E.E., "*Applied Process Design for Chemical an Petrochemical Plant*", vol 1,2,3, Gulf Publishing Company, Houston, 1965.
- Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C. 1976, "Unit Operation of Chemical Engineering", 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill, Kogakusha , Ltd
- Mc. Ketta, J.J., 1976, "Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant", Vol VIII, Marcel Dekker Inc., New York.", 6<sup>th</sup> ed., McGraw – Hill International Editions, Singapore.
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., "*Chemical Engineering Hand Book*", 6<sup>th</sup> Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*", 3<sup>rd</sup> ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.

- Powell, S., "*Water Condition for Industry*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.1954.
- Rase, H.F., "*Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques*", Willey and Sons, Inc, New York, 1977.
- Rase, H.F., and Barrow M.H., "*Project Engineering of Process Plants*", Willey and Sons, Inc, New York, 1957.
- Smith, J.M., 1981, "*Chemical Engineering Kinetics*", 3<sup>rd</sup> ed., McGraw – Hill Book Co – Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo,1975.
- Sularso., "*Pompa dan Kompresor*", cetakan VI, P.T. Pradnya Paramita, Jakarta, 1996.
- Treyball, E., "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.
- Ullrich, G.D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.
- Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment*", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.
- Yaws, Carl. L. 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill, New York



# LAMPIRAN

## REAKTOR (RE)

**Fungsi** : Sebagai tempat mereaksikan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  (asam asetat) dengan  $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$  (butanol) dengan bantuan katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (asam sulfat) untuk menghasilkan produk  $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$  (butil asetat) dan  $\text{H}_2\text{O}$  (air).

**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi pendingin berupa coil.

**Kondisi operasi** :  $100^\circ\text{C}$ , 1atm, eksotermis.

**Reaksi** :



**Data-data yang diketahui** :

1) Konstanta kecepatan reaksi

$$k = 1,7659 \text{ ltr/mol.jam} \quad (\text{J.M. Smith, p:132})$$

2) Konversi

$$X = 0,95 \quad (\text{Faith and Keyes 1984, p:179})$$

3) Kondisi operasi

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 100^\circ\text{C} \quad (\text{Faith and Keyes 1984, p:179})$$

4) Densitas pada  $100^\circ\text{C}$  dalam kg/liter



$$\text{CH}_3\text{COOH} = 0,35182 \times 0,26954^{-(1-T/592,71)^{0,26843}} \text{ gr/ml} = 0,9606 \text{ kg/ltr}$$

$$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH} = 0,26891 \times 0,26674^{-(1-T/562,93)^{0,24570}} \text{ gr/ml} = 0,7397 \text{ kg/ltr}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,42169 \times 0,19356^{-(1-T/925)^{0,28570}} \text{ gr/ml} = 1,7393 \text{ kg/ltr}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,34710 \times 0,2740^{-(1-T/647,13)^{0,28571}} \text{ gr/ml} = 0,9558 \text{ kg/ltr}$$

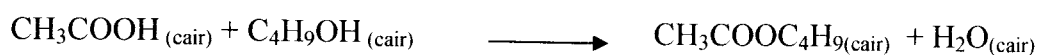
$$\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 = 0,29857 \times 0,26028^{-(1-T/579,65)^{0,3090}} \text{ gr/ml} = 0,7945 \text{ kg/ltr}$$

( physical properties hand book )

Umpan masuk reaktor :

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/jam)	Mol umpan (kgmol/jam)	Densitas (kg/lt)	Fvi (lt/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	1363,1470	60,05	22,7002	0,9606	2502,0835
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1850,7912	74,12	24,9702	0,7397	1419,0579
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2,5025	116,16	0,0215	0,7945	3,1498
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	98,08	0,0328	1,7393	1,8478
H <sub>2</sub> O	66,1623	18,02	3,6716	0,9558	69,2219
Jumlah Fvi					3995,3609

Reaksi :



$$C_{A0} = \text{CH}_3\text{COOH}$$

$$C_{B0} = \text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$$

$$C_{A0} = \frac{\text{mol umpan CH}_3\text{COOH}}{F_{v\text{total}}} = \frac{22,7002 \text{ kmol / jam}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}}$$

$$= 5,6816 \text{ mol/ltr}$$

$$C_{Bo} = \frac{\text{molump}n C_4 H_9 OH}{F_{vtotal}} = \frac{24,9702 \text{ kmol} / \text{jam}}{3995,3609 \text{ ltr} / \text{jam}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}}$$

$$= 6,2498 \text{ mol/ltr}$$

$$M = \frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} = \frac{6,2498 \text{ mol} / \text{ltr}}{5,6816 \text{ mol} / \text{jam}} = 1,1000, \text{ (merupakan ratio umpan masuk)}$$

### Menghitung jumlah reaktor

- Asumsi :
- Reaksi orde 2  $(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$
  - Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
  - Kecepatan volumetrik masuk reaktor sama dengan keluar reaktor.
  - Kecepatan alir volumetrik ( $F_v$ ) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.
  - $(V/F_v)$  untuk masing-masing reaktor dianggap sama (bila jumlah reaktor lebih dari 1 buah).
  - Kondisi Eksotermal *Steady State*.
  - Densitas cairan dianggap tetap.
  - Reaksi bersifat isothermal karena suhu masuk dan keluar reaktor sama yaitu  $100^\circ\text{C}$ .

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan “Six Tenths Factor “

$$\text{cost}B = \text{cost}A(\text{size}B / \text{size}A)^{0.6} \quad (\text{Peter and timmerhaus, 1981})$$

### **Menentukan volume cairan dalam reaktor dan waktu tinggal**

#### **Neraca Massa Komponen A**

$$\text{R.input} - \text{R.output} - \text{R.reaksi} = \text{Acc}$$

$$F_v \cdot C_{AO} - F_v \cdot C_A - (-r_A \cdot v) = 0$$

$$C_{AO} - C_A = \left( \frac{v}{F_v} \right) \cdot (r_A)$$

$$\frac{v}{F_v} = \theta = \frac{C_{AO} - C_A}{-r_A}$$

$$C_A = C_{AO}(1 - x_A)$$

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$= k \cdot C_{AO}(1 - x_A)(C_{BO} - C_{AO} \cdot x_A)$$

$$= k \cdot C_{AO}(1 - x_A)C_{AO} \left( \frac{C_{BO}}{C_{AO}} - x_A \right) \dots \dots \dots \text{dimana } M = C_{BO}/C_{AO}$$

$$= k \cdot C_{AO}^2 (1 - x_A)(m - x_A)$$

$$\text{dimana } \frac{v}{F_v} = \theta$$

$$\theta = \frac{C_{AO} - C_A}{-r_A} \longrightarrow = \frac{C_{AO}(1 - x_{AO}) - C_{AO}(1 - x_A)}{-r_A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{C_{AO} - C_{AO} \cdot x_{AO} - C_{AO} + C_{AO} \cdot x_A}{-r_A} \\
 &= \frac{C_{AO} \cdot x_A - C_{AO} \cdot x_{AO}}{-r_A} \\
 &= \frac{C_{AO}(x_A - x_{AO})}{-r_A} \\
 &= \frac{C_{AO}(x_A - x_{AO})}{k \cdot C_{AO}^2 (1 - x_A)(m - x_A)}
 \end{aligned}$$

$$V = \theta \cdot Fv$$

$$V = \frac{Fv \cdot (x_A - x_{AO})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - x_A)(m - x_A)}$$

a) Untuk 1RATB

Data :  $C_{AO} = 5,6816 \text{ mol/ltr}$

$$F_v = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

$$k = 1,7659 \text{ ltr /mol jam}$$

$$M = 1,1$$

$$X_{A1} = 0,95$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V = \frac{FV \cdot XA}{k \cdot CAo(1 - XA)(M - XA)}$$

$$V = \frac{3995,3609 \text{ ltr / jam} \cdot 0,95}{1,7659 \text{ ltr / moljam} \cdot 5,6816 \text{ mol / ltr} (1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

$$V = 50473,3098 \text{ ltr} \times (0,2642 \text{ gallon/1ltr}) = 13335,0485 \text{ gallon}$$

$$\theta = V/FV = \frac{50473,3098 \text{ ltr}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} = 11,6330 \text{ jam}$$

b) Untuk 2 RATB

Data :  $C_{AO} = 5,6816 \text{ mol/ltr}$

$$F_v = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

$$k = 1,7659 \text{ ltr /mol jam}$$

$$M = 1,1$$

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = \dots\dots??$$

$$X_{A2} = 0,95$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V_1 = \frac{FV(X_{A1} - X_{Ao})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_1 = \frac{3995,3609(X_{A1} - 0)}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - X_{A1})(1,1 - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{FV(X_{A2} - X_{A1})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_2 = \frac{3995,3609(0,95 - X_{A1})}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

Dengan cara trial and error diperoleh  $X_{A1} = 0,8235$

$$V_1 = V_2 = 6717,9124 \text{ ltr} \times (0,2642 \text{ gallon/1ltr}) = 1774,8725 \text{ gallon}$$

$$\theta = V/FV = \frac{6717,9124 \text{ ltr}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} = 1,1076 \text{ jam}$$

c) Untuk 3 RATB

Data :  $C_{AO} = 5,6816 \text{ mol/ltr}$

$$F_v = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

$$k = 1,7659 \text{ ltr /mol jam}$$

$$M = 1,1$$

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = \dots?$$

$$X_{A2} = \dots?$$

$$X_{A3} = 0,95$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V_1 = \frac{FV(X_{A1} - X_{Ao})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_1 = \frac{3995,3609(X_{A1} - 0)}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - X_{A1})(1,1 - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{FV(X_{A2} - X_{A1})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_2 = \frac{3995,3609(X_{A2} - X_{A1})}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - X_{A2})(1,1 - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{FV(X_{A3} - X_{A2})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$V_3 = \frac{3995,3609(0,95 - X_{A2})}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

Dengan cara trial and error diperoleh  $X_{A1} = 0,7323$

$$X_{A2} = 0,8942$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = 2962,1467 \text{ ltr} \times (0,2642 \text{ gallon/1ltr}) = 782,5992 \text{ gallon}$$

$$\theta = V/FV = \frac{2962,1467 \text{ ltr}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} = 0,8214 \text{ jam}$$

d) Untuk 4 RATB

Data :  $C_{AO} = 5,6816 \text{ mol/ltr}$

$$F_V = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

$$k = 1,7659 \text{ ltr /mol jam}$$

$$M = 1,1$$

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = \dots?$$

$$X_{A2} = \dots?$$

$$X_{A3} = \dots?$$

$$X_{A4} = 0,95$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V_1 = \frac{FV(X_{A1} - X_{Ao})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_1 = \frac{3995,3609(X_{A1} - 0)}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - X_{A1})(1,1 - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{FV(X_{A2} - X_{A1})}{k.C_{Ao}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_2 = \frac{3995,3609(X_{A2} - X_{A1})}{1,7659 \cdot 5,6816(1 - X_{A2})(1,1 - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{FV(XA_3 - XA_2)}{k.CA_o(1 - XA_3)(M - XA_3)}$$

$$V_3 = \frac{3995,3609(XA_3 - XA_2)}{1,7659.5,6816(1 - XA_3)(1,1 - XA_3)}$$

$$V_4 = \frac{FV(XA_4 - XA_3)}{k.CA_o(1 - XA_4)(M - XA_4)}$$

$$V_4 = \frac{3995,3609(0,95 - XA_3)}{1,7659.5,6816(1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

Dengan cara trial and error diperoleh  $XA_1 = 0,6649$

$$XA_2 = 0,8451$$

$$XA_3 = 0,9158$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 1816,2285 \text{ ltr} \times (0,2642 \text{ gallon/ltr}) = 479,8476 \text{ gallon}$$

$$\theta = V/FV = \frac{1816,2285 \text{ ltr}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} = 0,4546 \text{ jam}$$

e) Untuk 5 RATB

$$\text{Data : } C_{A_0} = 5,6816 \text{ mol/ltr}$$

$$F_v = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

$$k = 1,7659 \text{ ltr /mol jam}$$

$$M = 1,1$$

$$XA_0 = 0$$

$$XA_1 = \dots?$$

$$XA_2 = \dots?$$

$$XA_3 = \dots?$$



$$XA4 = 0,95$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V1 = \frac{FV(XA1 - XA0)}{k.CAo(1 - XA1)(M - XA1)}$$

$$V1 = \frac{3995,3609(XA1 - 0)}{1,7659.5,6816(1 - XA1)(1,1 - XA1)}$$

$$V2 = \frac{FV(XA2 - XA1)}{k.CAo(1 - XA2)(M - XA2)}$$

$$V2 = \frac{3995,3609(XA2 - XA1)}{1,7659.5,6816(1 - XA2)(1,1 - XA2)}$$

$$V3 = \frac{FV(XA3 - XA2)}{k.CAo(1 - XA3)(M - XA3)}$$

$$V3 = \frac{3995,3609(XA3 - XA2)}{1,7659.5,6816(1 - XA3)(1,1 - XA3)}$$

$$V4 = \frac{FV(XA4 - XA3)}{k.CAo(1 - XA4)(M - XA4)}$$

$$V4 = \frac{3995,3609(XA4 - XA3)}{1,7659.5,6816(1 - XA4)(1,1 - XA4)}$$

$$V5 = \frac{FV(XA5 - XA4)}{k.CAo(1 - XA5)(M - XA5)}$$

$$V5 = \frac{3995,3609(0,95 - XA4)}{1,7659.5,6816(1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

Dengan cara trial and error diperoleh  $XA1 = 0,6123$

$$XA2 = 0,8025$$

$$XA3 = 0,8838$$

$$XA4 = 0,9257$$

$$V1=V2=V3=V4=V5 = 1289,2981 \text{ ltr} \times (0,2642 \text{ gallon/1ltr}) = 340,6654 \text{ gallon}$$

$$\theta = V/FV = \frac{1289,2981 \text{ ltr}}{3995,3609 \text{ ltr / jam}} = 0,3227 \text{ jam}$$

### Mencari Jumlah Reaktor yang Optimal

Kondisi operasi :

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

$$P = 1 \text{ atm} \times \frac{14,696 \text{ psia}}{1 \text{ atm}}$$

$$P = 14,696 \text{ psia}$$

Dipilih bahan "Stainless Steel" 50psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 gallon = 40.000 \$ (Timmerhause, Fig.16-35, P-731)

### Menghitung Harga Reaktor

$$CostB = CostA \left( \frac{\text{sizeB}}{\text{sizeA}} \right)^{0,6} \quad (\text{Timmerhaus, P-731})$$

❖ RATB,  $V_1 = 13335,0485$  gallon

$$CostB = 40.000\$ \left( \frac{13335,0485 \text{ gal}}{1000 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= 189,259.0915 \$$$

❖ RATB,  $V_2 = 1774,8725$  gallon

$$CostB = 40.000\$ \left( \frac{1774,8725 \text{ gal}}{1000 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= 56,436.5280 \$$$

untuk 2 reaktor =  $2 \times 56,436.5280 \$ = 112,873.0559 \$$

❖ RATB,  $V_3 = 782,5992$  gallon

$$CostB = 40.000\$ \left( \frac{782,5992 \text{ gal}}{1000 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= 34,528.9706 \$$$

untuk 3 reaktor =  $3 \times 34,528.9706 \$ = 103,586.9118 \$$

❖ RATB,  $V_4 = 479,8476$  gallon

$$CostB = 40.000\$ \left( \frac{479,8476 \text{ gal}}{1000 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= 25,746.7246 \$$$

untuk 4 reaktor =  $4 \times 25,746.7246 \$ = 102,986.8984 \$$

❖ RATB,  $V_5 = 340,6654$  gallon

$$CostB = 40.000\$ \left( \frac{340,6654 \text{ gal}}{1000 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

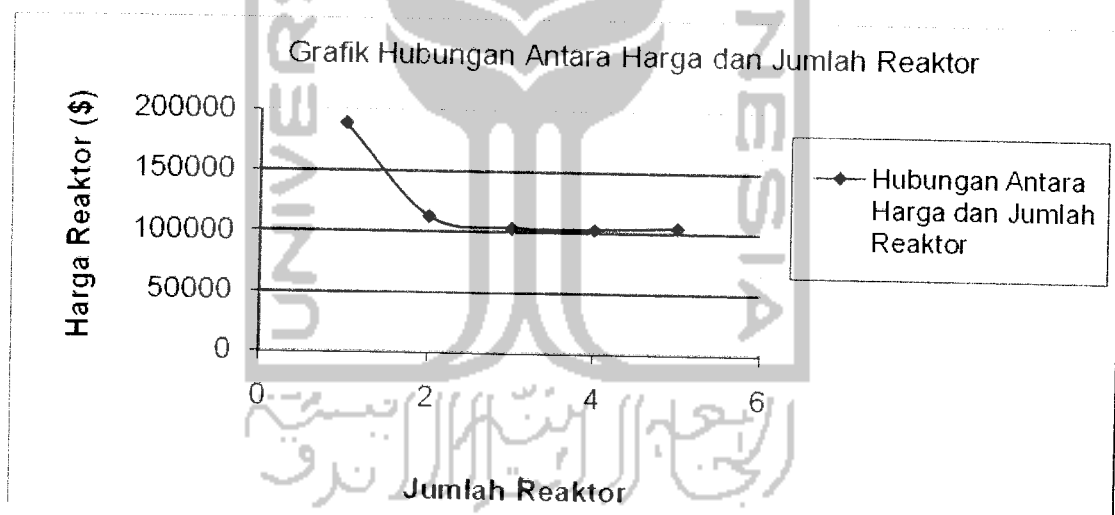
$$= 20,963.1517 \$$$

untuk 5 reaktor =  $5 \times 20,963.1517 \$ = 104,815.7586 \$$

**b. Penentuan Jumlah Pemakaian RATB**

Jumlah Reaktor	Konversi masing-masing Reaktor	Volume Reaktor (gallon)	Harga/unit (dollar)	Harga Total (dollar)	⊕ (Waktu, jam)
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
1	Xa= 0.95	13335,0485	189,259.0915	189,259.0915	11,6330
2	XA1=0.8235 XA2=0.95	1774,8725	56,436.5280	112,873.0559	1,1076

3	XA1=0.7323 XA2=0.8942 XA3=0.95	782,5992	34,528.9706	103,586.9118	0,8214
4	XA1=0.6649 XA2=0.8451 XA3=0.9158 XA4=0.95	479,8476	25,746.7246	102,986.8984	0,4546
5	XA1=0.6123 XA2=0.8025 XA3=0.8838 XA4=0.9257 XA5=0.95	340,6654	20,963.1517	104,815.7586	0,3227



**Gambar** Optimasi jumlah reaktor

Pertimbangan Volume :  $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$

Pertimbangan Harga untuk 1 reaktor :  $R_1 > R_2 < R_3 < R_4 > R_5$

Dari grafik jumlah reaktor vs harga reaktor maka di pilih 2 reaktor karena pengelolaan perawatan alat reaktor dan pengoperasiannya jadi lebih mudah dan tidak memakan banyak biaya meskipun harga selisih sedikit dengan 3 rektor.

Dipasang RATB sebanyak 2 buah disusun seri

### PERANCANGAN UKURAN REAKTOR

Dari data perhitungan diperoleh :

$$k = 1,7659 \text{ ltr/mol jam}$$

$$CAo = 5,6816 \text{ mol/ltr}$$

$$M = 1,1000$$

$$Xai = 0,8235$$

$$Fv = 3995,3609 \text{ ltr/jam}$$

#### Volume cairan dalam reaktor ( $V_L$ )

$$V_L = \frac{Fv(XAi - XAo)}{k \cdot CAo(1 - XAi)(M - XAi)}$$

$$V_L = \frac{3995,3609 \text{ ltr / jam}(0,8235 - 0)}{(1,7659 \text{ ltr / moljam}) \times (5,6816 \text{ mol / ltr}) \times (1 - 0,8235)}$$

$$V_L = 6717,9124 \text{ liter} = 1774,8725 \text{ bbl} = 237,2095 \text{ ft}^3$$

#### Volume tangki ( $V_t$ )

Dengan faktor keamanan 20%, (tabel 6, Marx S. Peter, edisi 4, hal 37)

$$V_t = 1,20 \times V_L$$

$$V_t = 1,20 \times 6717,9124 \text{ liter}$$

$$\begin{aligned}
 V_t &= 8061,4949 \text{ liter} = 284,6514 \text{ ft}^3 \\
 &= 8061,4949 \text{ ltr} \times 1 \text{ m}^3/1000 \text{ lt} \times 6,29 \text{ bbl/m}^3 \\
 &= 50,7068 \text{ bbl} \\
 &= 8061,4949 \text{ ltr} \times \frac{0,2642 \text{ gallon}}{1 \text{ ltr}} = 2129,8470 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

### Diameter (D) dan tinggi tangki (H)

Pada Brownell and Young, 1959, tabel 3.3, hal 43, pada 200 bbl dimensi perbandingan D : H = 5 : 10

Sehingga D = 5/10 H

$$V_{\text{head}} = \frac{\pi D^2}{4} \times \frac{D}{6} \quad (\text{Brownel and Young, 1959 hal 80})$$

Terdiri dari 2 head yaitu tutup atas dan tutup bawah

$$2 V_{\text{head}} = \frac{\pi D^2}{4} \times \frac{D}{6} \times 2 = \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_t = V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}}$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H + \frac{\pi}{12} \cdot D^3$$

$$8061,4949 = \frac{1}{4} (3,14) \cdot \left( \frac{5}{10} \cdot H \right)^2 H + \frac{3,14}{12} \left( \frac{5}{10} \cdot H \right)^3$$

$$8061,4949 = 0,19625 H^3 + 0,032708333H^3$$

$$8061,4949 = 0,228958333$$

$$H^3 = 35209,44092 \text{ ltr}$$

$$H = 32,7758 \text{ dm} = 3,2776 \text{ meter} = 10,7532 \text{ ft}$$

$$D = 5/10 (3,2776 \text{ meter})$$

$$= 1,6388 \text{ meter} = 16,3879 \text{ dm} = 5,3766 \text{ ft}$$

**Volume cairan dalam head ( $V_{\text{head}}$ ): bentuk disc**

$$V_{\text{head}} = \frac{\pi D^2}{4} \times \frac{D}{6} = \frac{\pi}{24} \cdot D^3$$

$$V_{\text{head}} = \frac{\pi}{24} \cdot (16,3879 \text{ dm})^3$$

$$V_{\text{head}} = 575,8221 \text{ dm}^3 = 575,8221 \text{ ltr}$$

**Volume shell ( $V_{\text{shell}}$ )**

$$V_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 (16,3879 \text{ ft})^2 \times 32,776 \text{ ft}$$

$$(2 \times 575,8221) \text{ ltr}$$

$$= 6909,8507 \text{ ltr} = 243,9868 \text{ ft}^3$$

atau

$$V_{\text{shell}} = V_T - 2V_{\text{head}}$$

$$= 8061,4949 \text{ ltr} -$$

$$= 6909,8507 \text{ ltr}$$

**Luas penampang tangki ( $A_t$ ):**

$$A_t = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot (1,6388 \text{ m})^2$$

$$= 2,1082 \text{ m}^2 = 22,6926 \text{ ft}^2$$

**Tinggi cairan dalam tangki ( $H_L$ )**

$$H_{L \text{ tanpa head}} = \frac{V_L}{A_t}$$

$$H_{L \text{ tanpa head}} = \frac{6717,9124 \text{ ltr}}{2,1082 \text{ m}^2} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lt}} = 3,1866 \text{ meter} = 10,4546 \text{ ft}$$

$$H_{L \text{ dengan head}} = \frac{(V_L - V_h)}{A_t}$$

$$H_{L \text{ dengan head}} = \left( \frac{6717,9124 \text{ dm}^3 \cdot 1 \text{ m}^3 / 1000 \text{ dm}^3 - 575,8221 \text{ dm}^3 \cdot 1 \text{ m}^3 / 1000 \text{ dm}^3}{2,1082 \text{ m}^2} \right)$$

$$H_{L \text{ dengan head}} = 2,9134 \text{ meter} = 9,5583 \text{ ft}$$

#### Tebal dinding tangki ( $t_s$ ) :

Jenis vessel adalah vertical cylindrical shell, bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless steel SA – 167 grade C karena cocok untuk ester, mempunyai bentuk dan kelenturan yang bagus, mudah untuk dilas dan disambung, dan mudah dibentuk dengan mesin. Dari Brownell and Young tabel 13.1 hal 254 diperoleh tegangan max yang diijinkan ( fall ) = 18.750 psia. Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis double welded butt joint, E = 80% (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Faktor keamanan ( over design ) = 20 %

Tekanan perancangan = tekanan operasi x 1,20

$$= 1 \text{ atm} \times 1,20 \times 14,7 \text{ psia/atm}$$

$$= 17,6400 \text{ psia}$$



$$t_s = \frac{P \cdot r}{F_{all} \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, hal 254})$$

$$t_s = \frac{P \cdot D}{2(F_{all} \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

$$= \frac{17,6400 \text{ psia} \cdot 1,6388 \text{ m} \cdot 39,37 \text{ in} / \text{m}}{2 \cdot (18750 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 17,6400)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1630 \text{ in}$$

Distandarkan dengan tebal standar yaitu =  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$  ( Brownell hal 89 tabel 5.7 )

#### **Tebal head (tutup) :**

Pertimbangan yang dilakukan dalam memilih jenis head adalah :

1. Flanged dan Standar dished head

Umumnya dipakai untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan dipakai untuk tangki yang diameternya kecil.

2. Torispherical Flanged dan Dished head

Dipakai untuk tekanan operasi 15 psia – 200 psia dan harga cukup ekonomis.

3. Elliptical Dished head

Dipakai untuk tekanan operasi tinggi dan harganya mahal.

4. Hemispherical head

Dipakai untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas.

( Brownell 1959 hal 87 )

Di pilih tutupnya jenis *torispherical dished heads*, karena tekanan operasi berada pada range untuk jenis head ini. Range jenis *torispherical dished heads* 15 – 200 psia (Brownell and Young, hal 88).

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times P \times r_c}{F_{all} \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{2(F_{all} \cdot E - 0,1 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, hal 256})$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 17,6400 \text{ psia} \times 1,6388 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{2(18750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,1 \times 17,6400 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1586 \text{ in}$$

Distandarkan dengan tebal standar yaitu =  $3/16 \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$

### Tinggi head :

keterangan :

icr : *Inside-Corner Radius*

: *jari-jari sudut disk*

sf : *Straight Flange*

r : *Radius Of Dish*

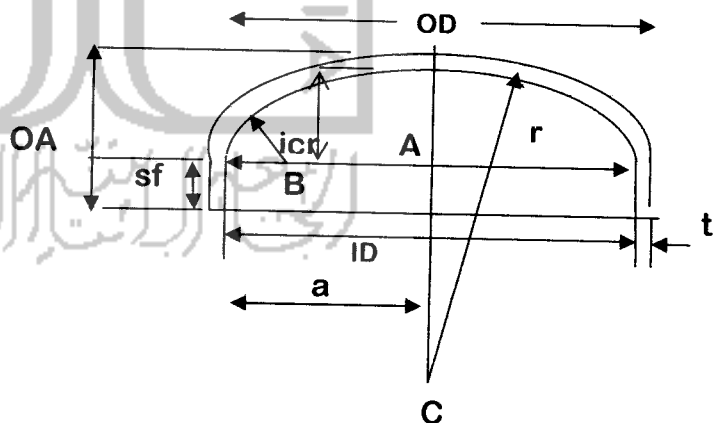
: *jari-jari disk*

OD : *Outside Diameter*

b : *Depth Of Dish (Inside)/tinggi head*

a : *Inside Radius*

IDs = diameter dalam shell = 1,6388 meter



$$a = \frac{ID_s}{2}$$

$$a = \frac{1,6388}{2} = 0,8194 \text{ meter}$$

$$OD_s = ID_s + 2 t_{\text{head}}$$

$$= (1,6388 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}}) + 2 (0,1586 \text{ in})$$

$$= 64,8368 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young, hal 90 untuk OD distandarkan menjadi 66 in, dan diperoleh  $icr = 4 \text{ in}$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \quad (\text{Brownell and Young, hal 87})$$

$$AB = a - icr$$

$$= (0,8194 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}}) - 4 \text{ in}$$

$$= 32,2598 \text{ in} - 4 \text{ in}$$

$$= 28,2598 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 66 \text{ in} - 4 \text{ in}$$

$$= 62 \text{ in}$$

Jadi :

$$b = 66 \text{ in} - ((62 \text{ in})^2 - (28,2598 \text{ in})^2)^{1/2}$$

$$b = 66 \text{ in} - 55,1850 \text{ in}$$

$$= 10,815 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, untuk tebal head 3/16 in diperoleh  $S_f = 2 \text{ in}$  sehingga tinggi head =  $t_{\text{head}} + b + sf$

$$= 3/16 \text{ in} + 10,815 \text{ in} + 2 \text{ in} = 13,0025 \text{ in}$$

**Tinggi reaktor total ( $t_R$ ):**

$$t_R = t_{\text{shell}} + 2 (\text{tinggi head})$$

$$= 3,2776 \text{ m} + 2 (13,0025 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,37 \text{ in}}) = 3,9381 \text{ meter} = 12,9201 \text{ ft}$$

### PERANCANGAN PENGADUK REAKTOR

Berdasarkan perhitungan (Sumber: Carl L. Yaws "Chemical Properties Handbook)  $\mu = f(T)$

$$\text{Log } \mu = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2$$

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> COOH	-3,8937	7,8482.10 <sup>-2</sup>	6,6650.10 <sup>-3</sup>	-7,5606.10 <sup>-6</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	-5,3970	1,3256.10 <sup>-3</sup>	6,2223.10 <sup>-3</sup>	-5,5062.10 <sup>-6</sup>
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-8,3884	1,3075.10 <sup>-3</sup>	1,7671.10 <sup>-2</sup>	-1,6145.10 <sup>-5</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,7045	3,4962.10 <sup>-3</sup>	3,3080.10 <sup>-2</sup>	-1,7018.10 <sup>-5</sup>
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925.10 <sup>-3</sup>	1,7730.10 <sup>-2</sup>	-1,2631.10 <sup>-5</sup>

Data viscositas ( $\mu$ ) pada suhu 100°C dari perhitungan (dalam satuan centipoise (cp))

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 0,4411 \text{ cp}$$

$$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH} = 0,5149 \text{ cp}$$

$$\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 = 0,2897 \text{ cp}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 4,3635 \text{ cp}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,2791 \text{ cp}$$

### REAKTOR 01

Menurut M.G Andrew H.B Williams “*Applied Instrumentation in The Process Industry*“, vol.3 hal 2, menyatakan bahwa  $\mu_{\text{mix}}$  dapat dihitung dengan pers :

$$\mu_{\text{mix}} = (\sum f \cdot \mu_i^{1/3})^3$$

$\mu_{\text{mix}}$  = viscositas campuran

f = fraksi mol

$\mu_i$  = viscositas masing-masing komponen

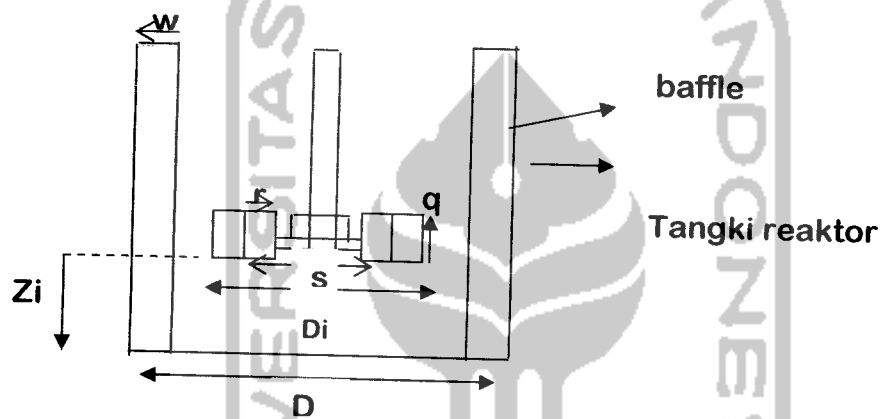
Umpan masuk reaktor :

Komponen	Massa (kg/jam)	Kgmol/jam	Fraksi mol (xi)	$\text{xi} \cdot \mu_i^{1/3}$
CH <sub>3</sub> COOH	1363,1470	22,7002	0,4417	0,33623255
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1850,7912	24,9702	0,4858	0,38937238
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2,5025	0,0215	0,0004	0,00026467
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	0,0328	0,0006	0,00098046
H <sub>2</sub> O	66,1623	3,6716	0,0714	0,04666073
Total	3285,8169	51,3963	1,0000	0,77351079

$$\Sigma f \cdot \mu_i^{1/3} = 0,77351079$$

$$\mu_{\text{mix}} = (\Sigma f \cdot \mu_i^{1/3})^3 = 0,4628 \text{ cp}$$

Pada fig.1-1, Holland and Chapman, hal 5, dengan  $\mu_{\text{mix}} = 0,4885 \text{ cp}$ , dipilih jenis pengaduk *Flat Blade Turbine Impeller*.



Keterangan :

Dt : diameter reaktor

Di : diameter pengaduk

ZL : tinggi cairan dalam reaktor

Zi : jarak pengaduk dari dasar reaktor

h : tinggi pengaduk

l : lebar pengaduk

w : lebar baffle

Menurut Brown, 1978, hal 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat – blade turbin) perhitungannya :

$D_t/D_i = 3$  ;  $Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$  ; Jumlah baffle = 4 buah

Perancangan sebagai berikut

- jumlah blade = 6 buah

- jumlah baffle = 4 buah

- diameter impeller ( $D_i$ ) =  $1/3$  x diameter tangki  
 $= 1/3 \times 1,6388 \text{ m} \times (3,2808 \text{ ft}/1 \text{ m})$   
 $= 1,7922 \text{ ft}$

- jarak pengaduk dari dasar reaktor ( $Z_i$ )

Diambil perbandingan  $Z_i/D_i = 1$

$Z_i = D_i = 1,7922 \text{ ft}$

Untuk perancangan jenis pengaduk flat blade turbin impeler menurut Holland and Chapman, hal 12

- panjang blade impeller ( $r$ ) =  $1/4$  x  $D_i$   
 $= 1/4 \times (1,7922 \text{ ft})$

$= 0,44805 \text{ ft}$

- lebar blade impeller ( $q$ ) =  $1/5$  x  $D_i$

$= 1/5 \times (1,7922 \text{ ft})$

$= 0,3584 \text{ ft}$

- panjang blade impeller dari pusat bantalan ( $s$ ) =  $1/8$  x  $D_i$

$= 1/8 \times (1,7922 \text{ ft})$

$= 0,2240 \text{ ft}$

- lebar baffle ( $W_b$ ) =  $1/10$  x  $D_i$

$$= 1/10 \times (1,7922 \text{ ft})$$

$$= 0,1792 \text{ ft}$$

Berdasarkan Holland and chapman, tabel 1-1, hal. 16, diperoleh kecepatan pengaduk

(N) = 100 rpm, pada *high agitator*, pada diameter impeller

(Di) = 1,7922 ft

**Bilangan reynold ( $N_{Re}$ )**

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \quad (\text{Holland and chapman, hal 36})$$

$\rho$  = densitas campuran (lb/cuft)

N = kecepatan putaran (rps)

Di = diameter impeller (ft)

$\mu$  = viskositas campuran (cp)

**Densitas Campuran**

$$\rho_{camp} = \sum f_i \cdot \rho_i$$

Umpan masuk reaktor :

Komponen	(kgmol/jam)	Fraksi mol $f_i$	$\rho_i$ pada 100°C	$f_i \cdot \rho_i$
CH <sub>3</sub> COOH	22,7002	0,4417	0,9606	0,42429702
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	24,9702	0,4858	0,7397	0,35934626
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	0,0215	0,0004	0,7945	0,0003178
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	1,7393	0,00104358



H <sub>2</sub> O	3,6716	0,0714	0,9558	0,06824412
Total	51,3963	1,0000		0,8532

$$\rho \text{ campuran} = 0,8532 \text{ kg/l} = 0,8532 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,8532 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3}$$

$$= 53,2697 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{53,2697 \text{ lb/ft}^3 \cdot 100 \text{ rpm} \left( \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ det ik}} \right) \cdot (1,7922 \text{ ft})^2}{0,4628 \text{ cp} \times \left( 0,000672 \text{ lb/ft} \cdot \text{det ik} \right) \times \left( \frac{1}{\text{cp}} \right)}$$

$$N_{Re} = 916938,4008$$

$$N_{Re} = 9,169384008 \cdot 10^5$$

Dari Holland and Chapman, pada Fig.2-1, hal 33 untuk  $N_{Re} > 10^4$ , diperoleh harga power number ( $N_p$ ) = 6,1

Power pengaduk (P) dari pers. (2 - 5), Holland and Chapman, hal 30

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Di^5$$

$$P = \frac{6,1 \cdot 53,2697 \text{ lb/ft}^3 \cdot (100 \text{ rpm})^3 \cdot \left( \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ det ik}} \right)^3 \cdot (1,7922 \text{ ft})^5}{17710 \text{ ft} \cdot \text{lb/det ik} \cdot \left( \frac{1}{\text{Hp}} \right)}$$

$$= 1,5706 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor = 85 %

$$\text{Maka, } P = \frac{1,5706}{0,85} = 1,8478 \text{ Hp}$$

Menurut Ludwig “*Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*”, vol.3, hal 331, diperoleh standar NEMA (*National Electric Manufacturers Assosiation*), sehingga digunakan motor dengan power sebesar 2 Hp

### REAKTOR 02

Menurut M.G Andrew H.B Williams “*Applied Instrumentation in The Process Industry*“, vol.3 hal 2, menyatakan bahwa  $\mu_{\text{mix}}$  dapat dihitung dengan pers :

$$\mu_{\text{mix}} = (\sum f \cdot \mu_i^{1/3})^3$$

$\mu_{\text{mix}}$  = viscositas campuran

f = fraksi mol

$\mu_i$  = viscositas masing-masing komponen

Umpan masuk reaktor :

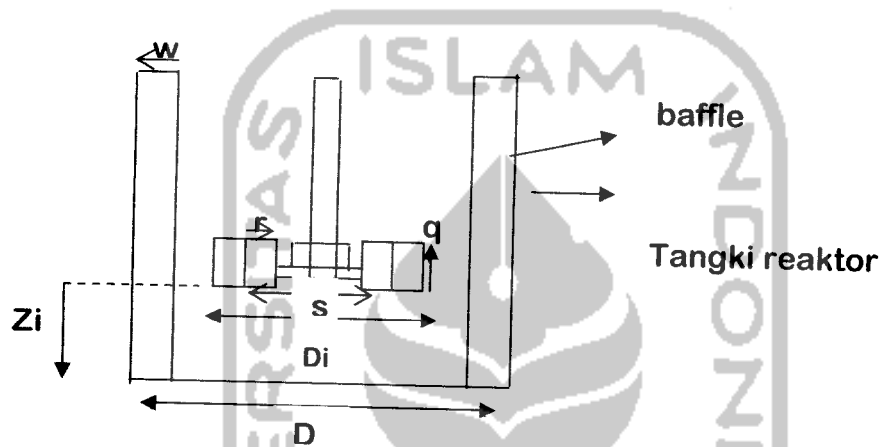
Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	$\mu$ pada 100°C	$f \cdot \mu^{1/3}$
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	0,4411	0,0594
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	0,5149	0,0979
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	0,2897	0,2409
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	4,3635	0,0010
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	0,2791	0,2844
Total	51,398	1,0000		0,6836

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= (\sum f \cdot \mu_i^{1/3})^3 \\ &= (0,6836)^3 \end{aligned}$$

$$= 0,3195 \text{ cp}$$

$$= 0,3195 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/ft jam} = 0,7732 \text{ lb/ft.jam}$$

Pada fig.1-1, Holland and Chapman, hal 5, dengan  $\mu_{\text{mix}} = 0,3195 \text{ cp}$ , dipilih jenis pengaduk *Flat Blade Turbine Impeller*.



Keterangan :

$D_t$  : diameter reaktor

$D_i$  : diameter pengaduk

$Z_L$  : tinggi cairan dalam reaktor

$Z_i$  : jarak pengaduk dari dasar reaktor

$h$  : tinggi pengaduk

$l$  : lebar pengaduk

$w$  : lebar baffle

Menurut Brown, 1978, hal 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat – blade turbin) perhitungannya :

$$D_t/D_i = 3 ; Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 ; \text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

Perancangan sebagai berikut

- jumlah blade = 6 buah
- jumlah baffle = 4 buah
- diameter impeller ( $D_i$ ) =  $1/3 \times$  diameter tangki  
 $= 1/3 \times 1,6388 \text{ m} \times (3,2808 \text{ ft/1m})$   
 $= 1,7922 \text{ ft}$

- jarak pengaduk dari dasar reaktor ( $Z_i$ )

Diambil perbandingan  $Z_i/D_i = 1$

$$Z_i = D_i = 1,7922 \text{ ft}$$

Untuk perancangan jenis pengaduk flat blade turbin impeler menurut Holland and Chapman, hal 12

- panjang blade impeller ( $r$ ) =  $1/4 \times D_i$   
 $= 1/4 \times (1,7922 \text{ ft})$   
 $= 0,44805 \text{ ft}$
- lebar blade impeller ( $q$ ) =  $1/5 \times D_i$   
 $= 1/5 \times (1,7922 \text{ ft})$   
 $= 0,3584 \text{ ft}$

- panjang blade impeller dari pusat bantalan ( $s$ ) =  $1/8 \times D_i$   
 $= 1/8 \times (1,7922 \text{ ft})$   
 $= 0,2240 \text{ ft}$

- lebar baffle ( $W_b$ ) =  $1/10 \times D_i$   
 $= 1/10 \times (1,7922 \text{ ft})$   
 $= 0,1792 \text{ ft}$

Berdasarkan Holland and Chapman, tabel 1-1, hal. 16, diperoleh kecepatan pengaduk

(N) = 100 rpm, pada *high agitator*, pada diameter impeller

(Di) = 1,7922 ft

### Bilangan reynold ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \quad (\text{Holland and Chapman, hal 36})$$

$\rho$  = densitas campuran (lb/cuft)

N = kecepatan putaran (rps)

Di = diameter impeller (ft)

$\mu$  = viskositas campuran (cp)

### Densitas Campuran

$$\rho_{camp} = \sum f_i \cdot \rho_i$$

Umpan masuk reaktor :

Komponen	(kgmol/jam)	Fraksi mol $f_i$	$\rho_i$ pada 100°C	$f_i \cdot \rho_i$
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	0,9606	0,0749268
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	0,7397	0,09031737
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	0,7945	0,28927745
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	1,7393	0,00104358
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	0,9558	0,41596416
Total	51,398	1,0000		0,87152936

$$\rho \text{ campuran} = 0,8715 \text{ kg/lit} = 0,8715 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,8715 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3}$$

$$= 54,4122 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{54,4122 \text{ lb/ft}^3 \cdot 100 \text{ rpm} \left( \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \right) \cdot (1,7922 \text{ ft})^2}{0,3195 \text{ cp} \times \left( 0,000672 \text{ lb/ft} \cdot \text{det ik} \right) \times \left( \frac{1}{\text{cp}} \right)}$$

$$N_{Re} = 1356681,291$$

Dari Holland and chapman, pada Fig.2-1, hal 33 untuk  $N_{Re} > 10^4$ , diperoleh harga power number ( $N_p$ ) = 6,1

Power pengaduk (P) dari pers. (2 – 5), Holland and Chapman, hal 30

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Di^5$$

$$P = \frac{6,1 \cdot 54,4122 \text{ lb/ft}^3 \cdot (100 \text{ rpm})^3 \cdot \left( \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \right)^3 \cdot (1,7922 \text{ ft})^5}{17710 \text{ ft} \cdot \text{lb/detik} \cdot \left( \frac{1}{\text{Hp}} \right)}$$

$$= 1,6043 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor = 85 %

$$\text{Maka, } P = \frac{1,6043}{0,85} = 1,8874 \text{ Hp}$$

Menurut Ludwig “*Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*”, vol.3, hal 331, diperoleh standar NEMA (*National Electric Manufacturers Assosiation*), sehingga digunakan motor dengan power sebesar 2 Hp.

### NERACA PANAS DI REAKTOR

Data Cp (joule / mol.K) masing-masing komponen (Sumber: Carl L. Yaws “*Chemical. Properties Handbook*”)

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 92,053 - 3,9953 \cdot 10^{-2} T - 2,1103 \cdot 10^{-4} T^2 + 5,3469 \cdot 10^{-7} T^3$$

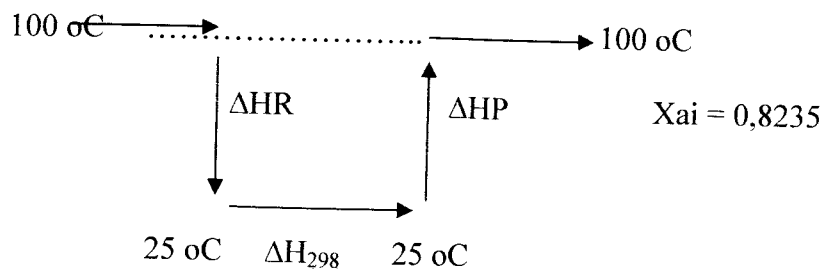
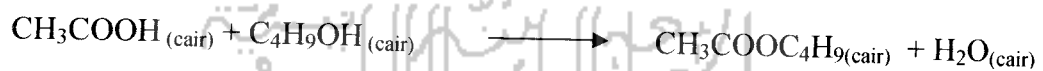
$$C_p \text{ CH}_3\text{COOH} = -18,944 + 1,0971 T - 2,8921 \cdot 10^{-3} T^2 + 2,9275 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$C_p \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH} = 83,877 + 5,6628 \cdot 10^{-01} T - 1,7208 \cdot 10^{-03} T^2 + 2,2780 \cdot 10^{-06} T^3$$

$$C_p \text{ CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 = 91,175 + 9,9902 \cdot 10^{-01} T - 2,9032 \cdot 10^{-03} T^2 + 3,6712 \cdot 10^{-06} T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = 26,004 + 7,0337 \cdot 10^{-01} T - 1,3856 \cdot 10^{-03} T^2 + 1,0342 \cdot 10^{-06} T^3$$

#### REAKTOR 01



Panas Masuk - Panas Keluar + Panas Reaksi = Panas Akumulasi

$$\sum_{373}^{298} n_i \int C_p \cdot dT \Big|_{masuk} + \sum_{298}^T n_i \int C_p \cdot dT \Big|_{keluar} + \Delta H_{reaksi} = 0$$

### Panas umpan masuk reaktor 01 ( $\Delta H_r$ )

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Cp(j/mol <sup>o</sup> K)	$\Delta T$ (K)	Q =m.Cp. $\Delta T$ =(kcal/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	1363,1470	60,05	139,8223	-75	-56895,2106
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1850,7912	74,12	173,9033	-75	-77839,3904
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2,5025	116,16	250,4075	-75	-96,7018
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	98,08	149,2538	-75	-87,6692
H <sub>2</sub> O	66,3779	18,02	75,5379	-75	-4987,7332
Total	3286,0325				- 139906,7052

### Panas reaksi

Data  $\Delta H_{f298}$  masing - masing komponen (sumber : Yaws " chemical properties handbook )

Komponen	$\Delta H_{f298}$ ( kj/mol )	$\Delta H_{f298}$ ( kcal/kmol )
CH <sub>3</sub> COOH	-434,84	-103929,2543
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	-274,43	-65590,3442
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-485,60	-116061,1855
H <sub>2</sub> O	-241,80	-57791,587



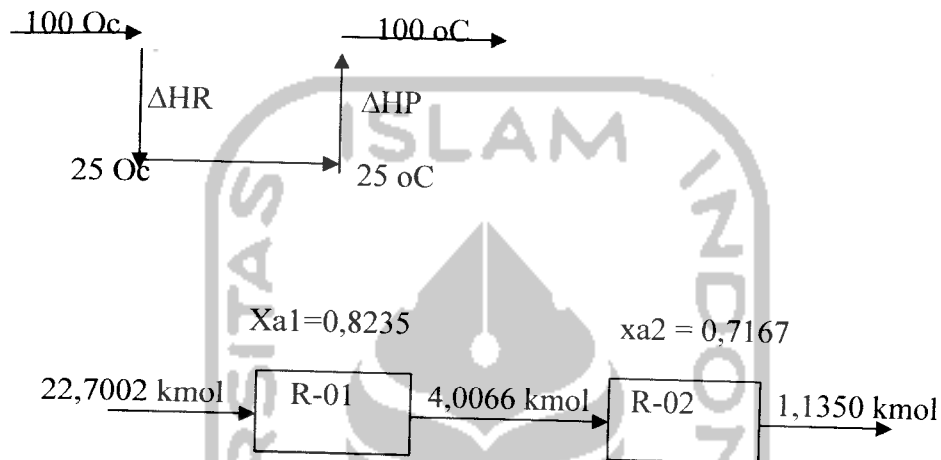
$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= (\Delta H_f^{298} \text{ produk} - \Delta H_f^{298} \text{ reaktan}) \times \text{konversi} \times \text{mol mula-mula} \\ &= -4333,174 \text{ kcal/kmol} \times 0,8235 \times 22,7002 \text{ kmol/jam} \times \\ &= -81002,6852 \text{ kcal/jam}\end{aligned}$$

**Panas umpan keluar reaktor 01 ( $\Delta H_P$ )**

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Cp (j/mol K)	$\Delta T$ (K)	Q = m.cp. $\Delta t$ = kcal/jam
CH <sub>3</sub> COOH	240,5954	60,05	139,8223	75	10042,0028
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	465,2205	74,12	173,9033	75	19565,9457
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2173,9528	116,16	250,4075	75	84006,0234
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	98,08	149,2538	75	87,6692
H <sub>2</sub> O	403,0499	18,02	75,5379	75	30285,7634
Total	3286,0325				143987,404
					5

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{total}} &= \Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_P \\ &= -139906,7052 \text{ kcal/jam} - 81002,6852 \text{ kcal/jam} + 143987,4045 \text{ kcal/jam} \\ &= -76921,9859 \text{ kcal/jam} \\ &= -321841,589 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

## REAKTOR 02



Menghitung konversi pada reaktor 02

$$\text{Keluar reaktor 01} = 22,7002 \text{ kmol} - (0,8235 \times 22,7002 \text{ kmol}) = 4,0066 \text{ kmol}$$

$$\text{Keluar reaktor 02} = 22,7002 \text{ kmol} - (0,95 \times 22,7002 \text{ kmol}) = 1,1350 \text{ kmol}$$

$$X_{a2} = \frac{4,0066 \text{ kmol} - 1,1350 \text{ kmol}}{4,0066 \text{ kmol}} \times 100\%$$

$$= 71,67\% =$$

Panas Masuk - Panas Keluar + Panas Reaksi = Panas Akumulasi

$$\sum n_i \int_{373}^{298} C_p \cdot dT \Big|_{\text{masuk}} + \sum n_i \int_{298}^T C_p \cdot dT \Big|_{\text{keluar}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = 0$$

**Panas umpan masuk reaktor 02 (  $\Delta H_r$  )**

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Cp (j/mol K)	$\Delta T$ ( K )	$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta t$ = kcal/jam
CH <sub>3</sub> COOH	240,5954	60,05	139,8223	-75	-10042,0028
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	465,2205	74,12	173,9033	-75	-19565,9457
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2173,9528	116,16	250,4075	-75	-84006,0234
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	98,08	149,2538	-75	-87,6692
H <sub>2</sub> O	403,0499	18,02	75,5379	-75	-30285,7634
Total	3286,0325				- 143987,4045

**Panas reaksi**

Data  $\Delta H_{f298}$  masing - masing komponen (sumber : Yaws " chemical properties handbook )

Komponen	$\Delta H_{f298}$ ( kj/mol )	$\Delta H_{f298}$ ( kcal/kmol )
CH <sub>3</sub> COOH	-434,84	-103929,2543
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	-274,43	-65590,3442
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	-485,60	-116061,1855
H <sub>2</sub> O	-241,80	-57791,587

$$\Delta H_{298} = ( \Delta H_{f298} \text{ produk} - \Delta H_{f298} \text{ reaktan} ) \times \text{konversi} \times \text{mol mula-mula}$$

$$= -4333,174 \text{ kcal/kmol} \times 0,7167 \times 4,0066 \text{ kmol/jam}$$

$$= -12442,8401 \text{ kcal/jam}$$

### Panas umpan keluar reaktor 01 ( $\Delta H_P$ )

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Cp (j/mol K)	$\Delta T$ ( K )	Q = m.cp. $\Delta t$ = kcal/jam
CH <sub>3</sub> COOH	68,1573	60,05	139,8223	75	2844,7584
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	74,12	173,9033	75	10614,4069
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,515	116,16	250,4075	75	96895,5554
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	98,08	149,2538	75	87,6692
H <sub>2</sub> O	454,7670	18,02	75,5379	75	34171,8625
Total	3286,0325				144614,2524

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_P$$

$$= -143987,4045 \text{ kcal/jam} - 12442,8401 \text{ kcal/jam} + 144614,2524 \text{ kcal/jam}$$

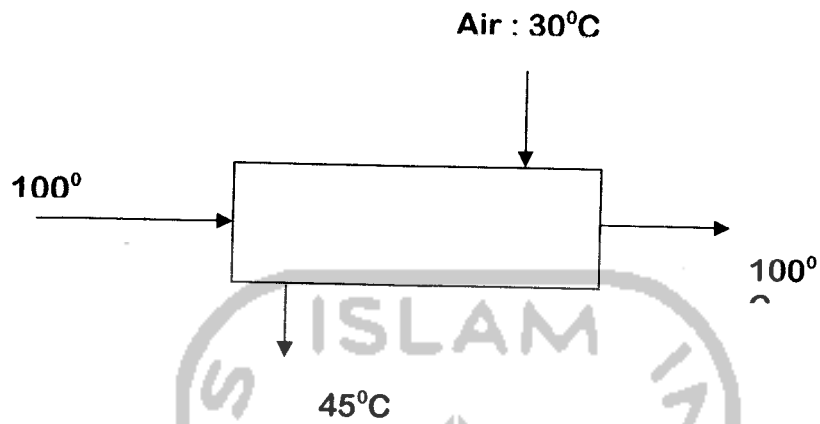
$$= -11815,9922 \text{ kcal/jam}$$

$$= -49438,1114 \text{ kJ/jam}$$

### PERANCANGAN PENDINGIN

**Fungsi :** untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor tetap 100<sup>0</sup> C.

Digunakan pendingin koil dengan media pendingin air karena cocok untuk proses vessel dan pressure vessel jika dibutuhkan perpindahan panas cepat.



Pendingin air, dengan beda suhu masuk dan suhu keluar ( $\Delta T$ ) antara 6-20<sup>0</sup> C.  
dirancang  $\Delta t = 15^0$  C, sehingga :

- suhu air masuk :  $t_1 = 30^0\text{C} = 86^0\text{F}$

- suhu air keluar :  $t_2 = 45^0\text{C} = 113^0\text{F}$

$$T_{\text{average}} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86^0\text{F} + 113^0\text{F}}{2} = 99,5^0\text{F}$$

Sifat fisik air pada 99,5<sup>0</sup> F :

$$C_p = 1 \text{ Btu} / \text{lb}^0\text{F}$$

$$\rho = 1016 \text{ kg} / \text{m}^3 = 63,43 \text{ lb} / \text{cuft}$$

$$\mu = 0,699 \text{ cp} = 1,6909 \text{ lb} / \text{ft.jam} = 4,697 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

$$k = 0,362 \text{ Btu} / \text{ft.jam.}^0\text{F}$$

**REAKTOR 01**

Panas yang timbul direaktor = panas yang diambil oleh pendingin

$$Q_{\text{reaktor}} = 321841,589 \text{ kjoule/jam}$$

$$= 321841,589 \frac{\text{kJoule}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,184 \text{ kJ}} \times \frac{1000 \text{ kal}}{1 \text{ kkal}} \times \frac{3,97 \cdot 10^{-3}}{1 \text{ kal}}$$

$$= 305380,284 \text{ Btu/jam}$$

**Luas Bidang Transfer panas (A)**

$$\Delta T_{\text{lmtD}} = \frac{(100 - 45) - (100 - 30)}{\ln \frac{(100 - 45)}{(100 - 30)}} = 62,1988 \text{ } ^\circ\text{C} = 143,9579 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern, hal; 840, untuk jenis pendingin yang digunakan hot fluid berupa light organic ( karena  $\mu_{\text{mix}} < 0,5 \text{ cp}$  ) dan cold fluid berupa water, range  $U_D = 75\text{-}150$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>. °F

$$\text{Dirancang } U_D = 85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari persamaan 6.11 Kern, 1976, hal:107 ;

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{\text{lmtD}}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{\text{lmtD}}} = \frac{305380,284 \text{ Btu/jam}}{85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 143,9579 \text{ } ^\circ\text{F}} = 24,9567 \text{ ft}^2$$

**Kebutuhan air pendingin;**

Dari persamaan kern 1976 hal; 43

$$Q = W \times C_p \times (t_2 - t_1)$$

$$W = \frac{Q}{Cp \times (t_2 - t_1)} = \frac{305380,284 \text{ Btu}/\text{jam}}{1 \text{ Btu}/\text{lb.}^{\circ} \text{F} \cdot (113 - 86)^{\circ} \text{F}}$$

$$W = 11310,3809 \text{ lb}/\text{jam}$$

$$W = 11310,3809 \text{ lb}/\text{jam} \times \frac{1 \text{ gram}}{2,2 \cdot 10^{-3} \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gram}} = 5141,0822 \text{ kg}/\text{jam}$$

**Kecepatan volumetris air :**

$$Fv = \frac{W}{\rho_{H_2O}} = \frac{5141,0822 \text{ kg}/\text{jam}}{1016 \text{ kg}/\text{m}^3} = 5,0601 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**Menentukan diameter koil :**

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah air. Menurut Ludwig, vol:3, ed 2 hal: 85, karena  $\mu_{\text{air}} = 0,669 \text{ cp} < 1 \text{ cp}$ , maka kecepatan maksimum air di dalam koil adalah 8 ft/s.

Dirancang koil dengan kecepatan air 8 ft/s = 2,4384 m/s

Luas penampang aliran ;

$$A = \frac{Fv}{v}$$

$$\frac{1}{4} \cdot \pi \text{ID}^2 = \frac{Fv}{v}$$

$$\text{ID}^2 = \frac{4 \cdot Fv}{\pi \cdot v} = \frac{4 \cdot (5,0601 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ det})}{3,14 \times (2,4384 \text{ m}/\text{det})}$$

$$= 7,3431 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{ID} = 0,0271 \text{ m} = 1,0669 \text{ in (diameter dalam coil pipa)}$$

Distandarkan, dari tabel 11, Kern, hal; 844, ID = 1,380 in

Dari tabel 11 Kern, 1976, hal : 844, pada ID = 1,380 in, didapatkan :

- pipa dengan nominal pipe size, IPS = 1<sup>1/4</sup> in = 1,25 in
- OD = 1,66 in = 0,1383 ft
- A' (flow area per pipe) = 1,50 in<sup>2</sup> = 0,01041 ft<sup>2</sup>
- SCN = 40
- A'' = outside = 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
- = inside = 0,362 ft<sup>2</sup>/ft

**Kecepatan linear air pendingin :**

$$Gt = \frac{W}{A'} = \frac{11310,3809 \text{ lb/jam}}{0,01041 \text{ ft}^2} = 1086491,921 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$V = \frac{Gt}{\rho_{H_2O}} = \frac{1086491,921 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{63,43 \text{ lb/cuft}} = 17128,9913 \text{ ft/jam} = 4,7581 \text{ ft/s}$$

Harga Reynold (aliran air)

$$\text{Re} = \frac{\text{ID} \times Gt}{\mu} = \frac{1,380 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times 1086491,921 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1,6909 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}}$$

$$= 73893,5306$$



Dari figure.25 Kern 1976, hal; 835, dari harga  $V = 4,7581$  ft/s diperoleh heat transfer koefisien ( $h_i$ ) :

$$h_i = 1150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien bagian tube koil melingkar (helical coil), maka  $h_i$  dikalikan dengan faktor koreksi (kern, 1976, hal; 721).

$$\text{Faktor koreksi} = 1 + 3,5 (D/D_H)$$

Dimana :  $D$  = diameter dalam pipa

$D_H$  = diameter helix

$$D = ID = 1,380 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} D_H &= 2/3 \times D_{\text{tangki}} \\ &= 2/3 \times (5,3766 \text{ ft}) \\ &= 3,5844 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} h_i &= h_i \times (1 + 3,5 (D/D_H)) \\ &= 1150 \text{ Btu / jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times (1 + 3,5 (0,1150 \text{ ft} / 3,5844 \text{ ft})) \\ &= 1279,1360 \text{ Btu/ .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ &= (1279,1360 \text{ Btu/jam. .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \times (0,1150 \text{ ft} / 0,1383 \text{ ft}) \\ &= 1063,6344 \text{ Btu/jam. .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**Menentukan koefisien transfer panas konveksi ( $h_c$ )**

Koefisien transfer panas konveksi untuk fluida di dalam reaktor berpengaduk yang didinginkan dengan pipa koil pendingin, dinyatakan dengan persamaan 20-4, (Kern, 1976, hal;722)

$$\frac{hc \cdot D_T}{k} = 0,87 \left[ \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana :

hc = koefisien transfer panas konveksi , Btu/.ft<sup>2</sup>.jam

D<sub>T</sub> = diameter dalam tangki reaktor, ft

k = konduktivitas thermal, Btu/jam.ft<sup>2</sup>

D<sub>i</sub> = diameter pengaduk, ft

N = putaran pengaduk, rpm

ρ = densitas, lb/cuft

μ = viscositas, lb/ft.jam

Mencari harga ; C<sub>p</sub> campuran, k campuran, μ campuran

Harga C<sub>p</sub> campuran = Σf. C<sub>pi</sub> (Carl .L. Yaws, "chemical Properties Handbook)

Umpan masuk reaktor :

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	C <sub>p</sub> pada 100 <sup>o</sup> C	f . C <sub>p</sub>
CH <sub>3</sub> COOH	22,7002	0,4417	139,8223	61,7595
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	24,9702	0,4858	173,9033	84,4822

CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	0,0215	0,0004	250,4075	0,1002
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	149,2538	0,0896
H <sub>2</sub> O	3,6716	0,0714	75,5379	5,3934
Total	51,3963	1,0000		151,8249

Didapatkan Cp campuran = 151,8249 = 0,5432 Btu/lb. °F

Harga k campuran :

$$k \text{ campuran} = \sum f.k_i$$

k = watt/m.K, didapatkan dari perhitungan,  $k=f(T)$ , (sumber : Carl L Yaws)

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	k pada 100°C	f . k
CH <sub>3</sub> COOH	22,7002	0,4417	0,1446	0,06386982
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	24,9702	0,4858	0,1386	0,06733188
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	0,0215	0,0004	0,1178	0,00004712
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	0,3531	0,00021186
H <sub>2</sub> O	3,6716	0,0714	0,6738	0,04810932
Total	51,3963	1,0000		0,17957

Didapatkan harga k campuran = 0,1796 watt/m.K = 0,10380 Btu/jam.ft. °F

Mencari harga  $\mu$  campuran :

Menurut M.G. Andrew L.B. William, "applied Instrumentation in the process Industry", vol.3, menyatakan bahwa  $\mu$  campuran dapat dihitung dengan persamaan :

$$\mu \text{ campuran} = (\sum f_i \mu_i^{1/3})^3$$

$\mu$  (dalam cp) didapatkan dari perhitungan.  $\mu = f(T)$ , sumber Carl L Yaws

Umpan masuk reaktor :

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	$\mu$ pada 100°C	$f \cdot \mu^{1/3}$
CH <sub>3</sub> COOH	22,7002	0,4417	0,4411	0,33623255
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	24,9702	0,4858	0,5149	0,38937238
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	0,0215	0,0004	0,2897	0,000266467
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	4,3635	0,00098046
H <sub>2</sub> O	3,6716	0,0714	0,2791	0,04666073
Total	51,3963	1,0000		0,77351079

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= (\sum f_i \mu_i^{1/3})^3 \\ &= (0,77351079)^3 \\ &= 0,4628 \text{ cp} = 0,4628 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/ft jam} = 1,1200 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Harga Reynold Number larutan dalam reaktor :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D_i^2 \times N \times \rho_{camp}}{\mu} \\ &= \frac{(1,7922 \text{ ft})^2 (100 \text{ rpm})(1 \text{ menit}/60 \text{ det ik})(53,2697 \text{ lb}/\text{ft}^3)}{0,4628 \text{ cp} \times (0,000672 \text{ lb}/\text{ft.det})(1/\text{cp})} \end{aligned}$$

$$= 916938,4008$$

$$Re^{2/3} = 9438,2927$$

Bilangan Prandt (Pr)

$$Pr = \frac{Cp \text{ camp} \cdot \mu \text{ camp}}{k \text{ camp}} = \frac{0,5432 \text{ Btu/lb}^{\circ}F \cdot 1,1200 \text{ lb/ft.jam}}{0,10380 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}F}$$

$$= 5,861117534$$

$$Pr^{1/3} = 1,8030$$

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1 ; \text{ untuk air (Kern, hal; 719)}$$

Sehingga persamaan 20-4, Kern menjadi :

$$\frac{hc \cdot D_r}{k} = 0,87 \left[ \frac{Di^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$$\frac{hc \cdot D_r}{k \text{ camp}} = 0,87 \cdot (9438,2927) \cdot (1,8030) \cdot (1)$$

$$hc = \frac{14805,00031 \times 0,10380 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}F}{5,3766 \text{ ft}} = 285,826 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}F$$

**Clean Overall Coofisien (Uc) :**

Dari persamaan 6.38, Kern, 1976, hal; 121 :

$$Uc = \frac{hc \cdot x \text{ hio}}{hc + \text{hio}} = \frac{285,8236 \times 1063,6344}{285,8236 + 1063,6344}$$

$$= 225,2844 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}F$$

Dari persamaan 6.10 Kern, 1976, hal; 107 :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

Dengan harga  $U_D = 85 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$  dan  $R_{d\text{min}} = 0,003 \text{ ft}^2.^{\circ}\text{F/Btu}$

Dilakukan pengecekan :

$$R_d = \frac{1}{85} - \frac{1}{225,2844}$$

= 0,007 sehingga memenuhi syarat

**Panjang pipa coil (L)**

$$L = \frac{\text{luas bidang transfer panas (A)}}{A''} = \frac{24,9567 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 57,3717 \text{ ft}$$

**Jumlah lengkungan coil (N) :**

$$AB = D_{\text{coil}}$$

$$BC = X$$

$$h = \text{tinggi coil}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot D_{\text{coil}}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot AC$$

$$\text{Keliling satu lingkaran coil} = K_c = \text{keliling busur (AB+AC)}$$

Sehingga :

$$K_c = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot D_{\text{coil}} + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot AC$$

$$= \frac{1}{2} \cdot \pi (D_{\text{coil}} + (D_{\text{coil}}^2 + X^2)^{1/2})$$

$$D_c = \frac{2}{3} \cdot D_T$$

$$= \frac{2}{3} \cdot 5,3766 \text{ ft}$$

$$= 3,5844 \text{ ft}$$

Diambil  $X = 3 \text{ OD}$  ( range 1,5 – 4 OD, treyball 1984 )

$$= 3 (0,1383 \text{ ft})$$

$$= 0,4149 \text{ ft}$$

$$K_c = \frac{1}{2} \cdot \pi ( 3,5844 \text{ ft} + ( ( 3,5844 \text{ ft} )^2 + ( 0,4149 )^2 )^{1/2} )$$

$$= 11,2926 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan coil = N

$$N = \frac{L}{K_c} = \frac{57,3717 \text{ ft}}{11,2926 \text{ ft}} = 5,0805 \approx 6 \text{ lilitan}$$

Tinggi tumpukan coil tanpa jarak ( H<sub>min</sub> ) :

$$h = X \cdot N$$

$$= 0,4149 \text{ ft} \cdot 6 \text{ lilitan}$$

$$= 2,4894 \text{ ft}$$

Jika diambil jarak koil 2 in, maka tinggi koil total ( H )

$$H = H_{\text{min}} + ( N - 1 ) \times \text{pt}/12$$

$$H = 2,4894 \text{ ft} + ( 6 - 1 ) \times ( 2 \text{ in} \times ( 1 \text{ ft}/12 \text{ in} ) )$$

$$H = 3,3227 \text{ ft} = 1,0128 \text{ m}$$

Jadi tinggi cairan > tinggi coil

Tinggi cairan setelah ada koilnya :

$$\begin{aligned} \text{Volume coil} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{OD}^2) \cdot L \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (0,1383 \text{ ft})^2 \cdot (57,3717 \text{ ft}) \\ &= 0,8614 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total cairan setelah ada coil} &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil} \\ &= 237,2095 \text{ ft}^3 + 0,8614 \text{ ft}^3 \\ &= 238,0709 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (5,3766 \text{ ft})^2 = 22,6926 \text{ ft}^2$$

Sehingga tinggi cairan setelah ada coil :

$$= \frac{\text{vol setelah ada coil}}{\text{luas penampang tangki}} = \frac{238,0709 \text{ ft}^3}{22,6926 \text{ ft}^2} = 10,4911 \text{ ft}$$

## REAKTOR 02

Panas yang timbul direaktor = panas yang diambil oleh pendingin

$$\begin{aligned} Q_{\text{reaktor}} &= 49438,1114 \text{ kjoule/jam} \\ &= 49438,1114 \frac{\text{kJoule}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,184 \text{ kJ}} \times \frac{1000 \text{ kal}}{1 \text{ kkal}} \times \frac{3,97 \cdot 10^{-3}}{1 \text{ kal}} \\ &= 46909,4891 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$



**Luas Bidang Transfer panas (A)**

$$\Delta T_{lmtD} = \frac{(100 - 45) - (100 - 30)}{\ln \frac{(100 - 45)}{(100 - 30)}} = 62,1988 \text{ } ^\circ\text{C} = 143,9579 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern, hal; 840, untuk jenis pendingin yang digunakan hot fluid berupa light organic ( karena  $C_p < 0,5c_p$  ) dan cold fluid berupa water, range  $U_D = 75-150$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>. °F

Dirancang  $U_D = 75$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>. °F

Dari persamaan 6.11 Kern, 1976,hal;107 ;

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{lmtD}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{lmtD}} = \frac{46909,4891 \text{ Btu/jam}}{75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot 143,9579 \text{ } ^\circ\text{F}} = 4,3447 \text{ ft}^2$$

**Kebutuhan air pendingin;**

Dari persamaan kern 1976 hal; 43

$$Q = W \times C_p \times (t_2 - t_1)$$

$$W = \frac{Q}{C_p \times (t_2 - t_1)} = \frac{46909,4891 \text{ Btu/jam}}{1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \cdot (113 - 86) \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$W = 1737,3885 \text{ lb/jam}$$

$$W = 1737,3885 \text{ lb/jam} \times \frac{1 \text{ gram}}{2,2 \cdot 10^{-3} \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gram}} = 789,7220 \text{ kg/jam}$$

**Kecepatan volumetris air :**

$$F_v = \frac{W}{\rho_{H_2O}} = \frac{789,7220 \text{ kg/jam}}{1016 \text{ kg/m}^3} = 0,7773 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**Menentukan diameter koil :**

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah air. Menurut Ludwig, vol:3, ed 2 hal: 85, karena  $\mu_{air} = 0,665 \text{ cp} < 1 \text{ cp}$ , maka kecepatan maksimum air di dalam koil adalah 8 ft/s.

Dirancang koil dengan kecepatan air 8 ft/s = 2,4384 m/s

Luas penampang aliran ;

$$A = \frac{F_v}{v}$$

$$\frac{1}{4} \cdot \pi ID^2 = \frac{F_v}{v}$$

$$ID^2 = \frac{4 \cdot F_v}{\pi \cdot v} = \frac{4 \cdot (0,7773 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} / 3600 \text{ det})}{3,14 \times (2,4384 \text{ m/det})}$$

$$= 0,0001128 \text{ m}^2$$

$$ID = 0,0106 \text{ m} = 0,4173 \text{ in (diameter dalam koil pipa)}$$

Distandarkan, dari tabel 11, Kern, hal; 844, ID = 0,493 in

Dari tabel 11 Kern, 1976, hal : 844, pada ID = 0,493 in = 0,0411 ft, didapatkan :

- pipa dengan nominal pipe size, IPS = 3/8 in = 0,375 in
- OD = 0,675 in = 0,0562 ft

- $A'$ (flow area per pipe) =  $0,192 \text{ in}^2 = 0,00133248 \text{ ft}^2$
- SCN = 40
- $A'' = \text{outside} = 0,177 \text{ ft}^2/\text{ft}$
- $\quad = \text{inside} = 0,129 \text{ ft}^2/\text{ft}$

**Kecepatan linear air pendingin :**

$$Gt = \frac{W}{A'} = \frac{1737,3885 \text{ lb}/\text{jam}}{0,00133248 \text{ ft}^2} = 1303875,856 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$V = \frac{Gt}{\rho_{H_2O}} = \frac{1303875,856 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}{63,43 \text{ lb}/\text{cuft}} = 20556,1384 \text{ ft}/\text{jam} = 5,71 \text{ ft}/\text{s}$$

Harga Reynold (aliran air)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,493 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times 1303875,865 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,7732 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{jam}} \\ &= 831364,2026 \end{aligned}$$

Dari figure.25 Kern 1976, hal; 835, dari harga  $V = 5,71 \text{ ft/s}$  diperoleh heat transfer koefisien ( $h_i$ ) :

$$h_i = 1350 \text{ Btu}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien bagian tube koil melingkar (helical coil), maka  $h_i$  dikalikan dengan faktor koreksi (kern, 1976, hal; 721).

$$\text{Faktor koreksi} = 1 + 3,5 (D/D_H)$$

Dimana :  $D$  = diameter dalam pipa

$D_H$  = diameter helix

$$D = ID = 0,493 \text{ in} = 0,0411 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} D_H &= 2/3 \times D_{\text{tangki}} \\ &= 2/3 \times (5,3766 \text{ ft}) \\ &= 3,5844 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} h_i &= h_i \times (1 + 3,5 (D/D_H)) \\ &= 1350 \text{ Btu / jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times (1 + 3,5 (0,0411 \text{ ft} / 3,5844 \text{ ft})) \\ &= 1404,1785 \text{ Btu/ .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ &= (1404,1785 \text{ Btu/jam. .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \times (0,0411 \text{ ft} / 0,0562 \text{ ft}) \\ &= 1026,8992 \text{ Btu/jam. .ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### **Menentukan koefisien transfer panas konveksi ( $h_c$ )**

Koefisien transfer panas konveksi untuk fluida di dalam reaktor berpengaduk yang didinginkan dengan pipa koil pendingin, dinyatakan dengan persamaan 20-4, (Kern, 1976, hal;722)

$$\frac{h_c \cdot D_T}{k} = 0,87 \left[ \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana :

$h_c$  = koefisien transfer panas konveksi , Btu/.ft<sup>2</sup>.jam

$D_T$  = diameter dalam tangki reaktor, ft

$k$  = konduktivitas thermal, Btu/jam.ft<sup>2</sup>

$D_i$  = diameter pengaduk, ft

$N$  = putaran pengaduk, rpm

$\rho$  = densitas, lb/cuft

$\mu$  = viscositas, lb/ft.jam

Mencari harga ;  $C_p$  campuran,  $k$  campuran,  $\mu$  campuran

Harga  $C_p$  campuran =  $\sum f_i \cdot C_{pi}$  (Carl .L. Yaws, "chemical Properties Handbook)

Umpan masuk reaktor :

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	$C_p$ pada 100 <sup>0</sup> C	f . $C_p$
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	139,8223	10,9061
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	173,9033	21,1336
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	250,4075	91,1734
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	149,2538	0,0896
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	75,5379	32,8741
Total	51,398	1,0000		156,2768

Didapatkan  $C_p$  campuran = 156,2768 = 0,5591 Btu/lb.<sup>0</sup>F

Harga  $k$  campuran :

$k$  campuran =  $\sum f_i \cdot k_i$

$k$  = watt/m.K, didapatkan dari perhitungan,  $k=f(T)$ , (sumber : Carl L Yaws)

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	k pada 100 <sup>0</sup> C	f . k
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	0,1446	0,0113
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	0,1386	0,0169
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	0,1178	0,0429
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	0,3531	0,0002
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	0,6738	0,2932
Total	51,398	1,0000		0,3645

Didapatkan harga k campuran = 0,3645 watt/m.K = 0,21066 Btu/jam.ft.<sup>0</sup>F

Mencari harga  $\mu$  campuran :

Menurut M.G. Andrew L.B. William, "applied Instrumentation in the process Industry", vol.3, menyatakan bahwa  $\mu$  campuran dapat dihitung dengan persamaan :

$$\mu \text{ campuran} = (\sum f_i \mu_i^{1/3})^3$$

$\mu$  (dalam cp) didapatkan dari perhitungan.  $\mu = f(T)$ , sumber Carl L Yaws

Umpan masuk reaktor :

Komponen	kgmol/jam)	Fraksi mol	$\mu$ pada 100 <sup>0</sup> C	f . $\mu^{1/3}$
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	0,4411	0,0594
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	0,5149	0,0979
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	0,2897	0,2409
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	4,3635	0,0010
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	0,2791	0,2844

Total	51,398	1,0000		0,6836
-------	--------	--------	--	--------

$$\mu_{\text{campuran}} = (\sum f_i \cdot \mu_i^{1/3})^3$$

$$= (0,6836)^3$$

$$= 0,3195 \text{ cp} = 0,3195 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/ft jam} = 0,7732 \text{ lb/ft.jam}$$

### Densitas Campuran

$$\rho_{\text{camp}} = \sum f_i \cdot \rho_i$$

Umpan masuk reaktor :

Komponen	(kgmol/jam)	Frakasi mol $f_i$	$\rho_i$ pada 100°C	$f_i \cdot \rho_i$
CH <sub>3</sub> COOH	4,0066	0,0780	0,9606	0,0749268
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	6,2766	0,1221	0,7397	0,09031737
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	18,7152	0,3641	0,7945	0,28927745
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,0006	1,7393	0,00104358
H <sub>2</sub> O	22,3668	0,4352	0,9558	0,41596416
Total	51,398	1,0000		0,87152936

$$\rho_{\text{campuran}} = 0,8715 \text{ kg/l} = 0,8715 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,8715 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3}$$

$$= 54,4122 \text{ lb/ft}^3$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{54,4122 \frac{lb}{ft^3} \cdot 100 rpm \left( \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \right) \cdot (1,7922 \text{ ft})^2}{0,3195 cp \times \left( 0,000672 \frac{lb}{ft \cdot \text{det ik}} \right) \times \left( \frac{1}{cp} \right)}$$

$$Re = 1356681,291$$

$$Re^{2/3} = 12255,1479$$

Bilangan Prandt (Pr)

$$Pr = \frac{Cp \text{ camp} \cdot \mu \text{ camp}}{k \text{ camp}} = \frac{0,5591 \frac{Btu}{lb^{\circ} F} \times 0,7732 \frac{lb}{ft \cdot \text{jam}}}{0,21066 \frac{Btu}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot ^{\circ} F}}$$

$$= 2,0521$$

$$Pr^{1/3} = 1,2708$$

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1 ; \text{ untuk air (Kern, hal; 719)}$$

Sehingga persamaan 20-4, Kern menjadi :

$$\frac{hc \cdot D_T}{k} = 0,87 \left[ \frac{Di^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$$\frac{hc \cdot D_T}{k \text{ camp}} = 0,87 \cdot (12255,1481) \cdot (1,2708) \cdot (1)$$

$$hc = \frac{13549,24272 \times 0,21066 \frac{Btu}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot ^{\circ} F}}{5,3766 \text{ ft}} = 530,8715 \frac{Btu}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ} F}$$



**Clean Overall Coofisien (Uc) :**

Dari persamaan 6.38, Kern, 1976, hal; 121 :

$$U_c = \frac{hc \cdot x \cdot hio}{hc + hio} = \frac{530,8715 \times 1026,8992}{530,8715 + 1026,8992}$$

$$= 349,9562 \text{ Btu/ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari persamaan 6.10 Kern, 1976, hal; 107 :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

Dengan harga  $U_D = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$  dan  $R_{dmin} = 0,003 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$

Dilakukan pengecekan :

$$R_d = \frac{1}{75} - \frac{1}{349,9562}$$

$$= 0,008 \text{ sehingga memenuhi syarat}$$

**Panjang pipa coil (L)**

$$L = \frac{\text{luas bidang transfer panas (A)}}{A''} = \frac{4,3447 \text{ ft}^2}{0,177 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 24,5463 \text{ ft}$$

**Jumlah lengkungan coil (N) :**

$$AB = D_{coil}$$

$$BC = X$$

h = tinggi coil

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot D_{\text{coil}}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot AC$$

Keliling satu lingkaran coil =  $K_c$  = keliling busur (AB+AC)

Sehingga :

$$\begin{aligned} K_c &= \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot D_{\text{coil}} + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot AC \\ &= \frac{1}{2} \cdot \pi (D_{\text{coil}} + (D_{\text{coil}}^2 + X^2)^{1/2}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_c &= \frac{2}{3} \cdot D_T \\ &= \frac{2}{3} \cdot 5,3766 \text{ ft} \\ &= 3,5844 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil } X &= 3 \text{ OD ( range 1,5 - 4 OD, treyball 1984 )} \\ &= 3 (0,0562 \text{ ft}) \\ &= 0,1686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_c &= \frac{1}{2} \cdot \pi ( 3,5844 \text{ ft} + ( ( 3,5844 \text{ ft} )^2 + ( 0,1686 )^2 )^{1/2} ) \\ &= 9,2557 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jumlah lengkungan coil = N

$$N = \frac{L}{K_c} = \frac{24,5463 \text{ ft}}{9,2557 \text{ ft}} = 2,65 \approx 3 \text{ lili tan}$$

Tinggi tumpukan coil tanpa jarak ( Hmin ) :

$$\begin{aligned}
 h &= X \cdot N \\
 &= 0,1686 \text{ ft} \cdot 3 \text{ lilitan} \\
 &= 0,5058 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jika diambil jarak koil 3 in, maka tinggi koil total ( H )

$$\begin{aligned}
 H &= H_{\text{min}} + ( N - 1 ) \times \text{pt}/12 \\
 H &= 0,5058 \text{ ft} + ( 3 - 1 ) \times ( 3 \text{ in} \times ( 1 \text{ ft}/12 \text{ in} ) ) \\
 H &= 1,0872 \text{ ft} = 0,3314 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi tinggi cairan > tinggi koil

Tinggi cairan setelah ada koilnya :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume coil} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{OD}^2) \cdot L \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (0,0562 \text{ ft})^2 (24,5463 \text{ ft}) \\
 &= 0,0609 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total cairan setelah ada coil} &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil} \\
 &= 237,2095 \text{ ft}^3 + 0,0609 \text{ ft}^3 \\
 &= 237,2704 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (5,3766 \text{ ft})^2 = 22,6926 \text{ ft}^2$$

Sehingga tinggi cairan setelah ada coil :

$$= \frac{\text{vol setelah ada coil}}{\text{luas penampang tangki}} = \frac{237,2704 \text{ ft}^3}{22,6926 \text{ ft}^2} = 10,4558 \text{ ft}$$

### Menghitung Tebal Isolasi

Bahan isolasi = asbestos

Suhu tertinggi ( $T_1$ ) =  $100\text{ }^\circ\text{C} = 212\text{ }^\circ\text{F}$

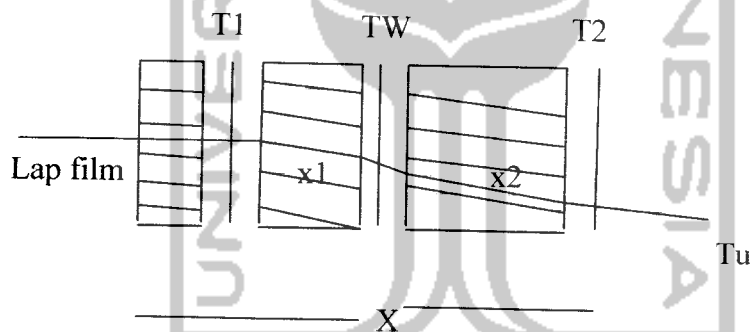
Suhu udara sekitar ( $T_u$ ) =  $30\text{ }^\circ\text{C} = 86\text{ }^\circ\text{F}$

Diinginkan suhu dinding luar isolasi ( $T_2$ ) =  $40\text{ }^\circ\text{C} = 104\text{ }^\circ\text{F}$

$k$  isolasi =  $0,1123\text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$

$k$  baja =  $26\text{ Btu/j.ft}^2.^\circ\text{F}$

Emisivitas bahan isolasi ( $\epsilon$ ) =  $0,94$  (Mc Adam, 1958)



Dimana :  $x_1$  = tebal dinding reaktor

$x_2$  = tebal isolasi

$T_w$  = suhu batas antara isolasi dan reaktor

Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi :

$$\frac{Q}{A} = q_c = (h_r + h_e)(T_2 - T_u) \dots \dots \dots (1')$$

Transfer panas konduksi melalui dinding reaktor dan dinding isolasi :

$$\frac{Q}{A} = q_k = \frac{k_1}{x_1}(T_1 - T_w) = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2) \dots \dots \dots (2')$$

$$\begin{aligned} &= \frac{k_1}{x_1}T_1 - \frac{k_1}{x_1}T_w = \frac{k_2}{x_2}T_w - \frac{k_2}{x_2}T_2 \\ &= T_w \left( \frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2} \right) = \frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2 \end{aligned}$$

$$T_w = \frac{\frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2}{\frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2}} \dots \dots \dots (3')$$

Substitusi persamaan 3 ke 2:

$$q_k = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2)$$

$$\begin{aligned} &= \frac{k_2}{x_2} \left( \frac{\frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} - T_2 \right) \\ &= \frac{\frac{k_2}{x_2}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} \left( \frac{k_1}{x_1}T_1 + \frac{k_2}{x_2}T_2 - \frac{k_2}{x_2}T_2 - \frac{k_1}{x_1}T_2 \right) \\ &= \frac{\frac{k_2}{x_2} \cdot \frac{k_1}{x_1}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} (T_1 - T_2) = \frac{(T_1 - T_2)}{\left( \frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1} \right) / \left( \frac{k_2}{x_2} \cdot \frac{k_1}{x_1} \right)} \end{aligned}$$

$$q_k = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}} \dots \dots \dots (4')$$

Pada saat ajeg, maka  $q_c = q_k = q$

Karena suhu dinding luar isolasi kecil, maka yang kemungkinan terjadi hanya panas konveksi.

Koefisien transfer panas konveksi,  $h_c$  :

$$h_c = 0.19(\Delta T)^{1/3}$$

$$= 0.19 (104^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})^{1/3} = 0.4979 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Panas yang hilang secara konveksi per satuan luas ;

$$\frac{Q}{A} = h_c(T_2 - T_u)$$

$$= 0.4979 (104 - 86) = 8.9622 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Tak ada akumulasi

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi + perpindahan panas radiasi

$$\frac{Q}{A} k = \frac{Q}{A} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

Keterangan :

$X_1$  = tebal dinding reaktor =  $3/16$  in = 0,0156 ft

$X_2$  = tebal isolasi, ft

$k_1$  = k baja = 26 Btu/j.ft<sup>2</sup>.°F

$k_2$  = k asbestos = 0.1123 Btu/j.ft<sup>2</sup>.°F

$$8,9622 = \frac{(212^{\circ}F - 104^{\circ}F)}{\frac{0,0156 \text{ ft}}{26 \text{ Btu} / \text{j. ft}^2 \cdot ^{\circ}F} + \frac{x_2}{0,1123 \text{ Btu} / \text{j. ft}^2 \cdot ^{\circ}F}}$$

$$8,9622 = \frac{108}{0,0006 + \frac{x_2}{0,1123 \text{ Btu} / \text{j. ft}^2 \cdot ^{\circ}F}}$$

$$0,00537732 + \frac{8,9622x_2}{0,1123} = 108$$

$$\frac{8,9622x_2}{0,1123} = 107,9946227$$

$$8,9622 \times 2 = 12,12779613$$

$$x_2 = 1,3532 \text{ ft} = 41,2455 \text{ cm}$$

**Luas permukaan reaktor untuk perpindahan panas**

**Luas head atas dan bawah, A1 :**

$$A1 = 2(2\pi \cdot a' \cdot b')$$

$$x_1 = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$x_2 = 41,2455 \text{ cm} = 0,412455 \text{ m}$$

$$r = 1,6388/2 = 0,8194 \text{ m}$$

$$b = 10,815 \text{ in} = 0,2747 \text{ m}$$

$$a' = r_1 + x_1 + x_2$$

$$= 0,8194 \text{ m} + 0,0048 \text{ m} + 0,412455 \text{ m} = 1,236655 \text{ m}$$

$$b' = b + x_1 + x_2$$

$$= 0,2747 \text{ m} + 0,0048 \text{ m} + 0,412455 \text{ m} = 0,691955 \text{ m}$$

$$A1 = 2(2 \times 3,14 \times 1,236655 \text{ m} \times 0,691955 \text{ m}) = 10,7477 \text{ m}^2$$

Luas selimut silinder , A2 :

$$A_2 = \pi \cdot D_o' \cdot H$$

$$D_o = 1,6388 \text{ m}$$

$$H = 3,2776 \text{ m}$$

$$D_o' = D_o + 2x_2$$

$$= 1,6388 \text{ m} + (2 \times 0,412455 \text{ m}) = 2,46371 \text{ m}$$

$$A_2 = 3,14 \times 2,46371 \text{ m} \times 3,2776 \text{ m} = 25,3557 \text{ m}^2$$

Luas permukaan reaktor untuk transfer panas :

$$A = A_1 + A_2$$

$$A = 10,7477 + 25,3557 = 36,1034 \text{ m}^2 = 388,6137 \text{ ft}^2$$

Panas hilang ke lingkungan melalui dinding reaktor

$$Q_{Loss} = \frac{Q}{A} A$$

$$= 8,9622 \text{ Btu/j.ft}^2 \times 388,6137 \text{ ft}^2$$

$$= 3482,8337 \text{ Btu/jam}$$

$$= 878,3707 \text{ kcal/jam}$$



### Menentukan ukuran pipa umpan dari tangki pencampur 1

Asumsi : aliran turbulen

Data viskositas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kg/jam)	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	$\mu_i$ (viskositas pada 100°C)	$xi \cdot \mu_i^{1/3}$
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1850,7912	24,9702	0,8951	0,5149	0,7174
H <sub>2</sub> O	52,3275	2,9039	0,1041	0,2791	0,0680
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2,5025	0,0215	0,0008	0,2897	0,0005
JUMLAH	1905,6212	27,8956	1		0,7859

$$\begin{aligned} \mu_{mix} &= (\sum xi \cdot \mu_i^{1/3})^3 = (0,7859)^3 = 0,4854 \text{ cp} \\ &= 0,4854 \text{ cp} \times \frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1 \text{ cp}} = 1,1747 \text{ lb/ft jam} \end{aligned}$$

Data densitas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	$\rho$ pada 100 oC (kg/ltr)	$xi \cdot \rho$ (kg/ltr)
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	24,9702	0,8951	0,7397	0,6621
H <sub>2</sub> O	2,9039	0,1041	0,9558	0,0995
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	0,0215	0,0008	0,7945	0,0006
JUMLAH	27,8956	1		0,7622

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= 0,7622 \text{ kg/ltr} = 0,7622 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,7622 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3} = 47,5881 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_f = w/\rho &= \frac{1905,6212 \text{ kg / jam}}{0,7622 \text{ kg / ltr}} = 2500,1590 \text{ ltr/jam} \\ &= 2500,1590 \text{ ltr/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \times \frac{35,31 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ ltr}} = 0,0245 \text{ ft}^3/\text{dtk}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0245 \text{ ft}^3/\text{dtk})^{0,45} \times (47,5881 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,2141 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Distandarkan} = ID = 1,380 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$\text{SCN} = 40$$

$$\text{NPS} = 1^{1/4} \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$A' = 1,50 \text{ in}^2 = 0,01041 \text{ ft}^2$$

$$A'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$V = Q_f/A' = (0,0245 \text{ ft}^3/\text{dtk})/(0,01041 \text{ ft}^2) = 2,3535 \text{ ft/dtk}$$

$$\text{Cek Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{47,5881 \text{ lb}}{1,1747 \text{ lb}} \times \frac{2,3535 \text{ ft}}{1 \text{ ft}} \times \frac{0,1150 \text{ ft}}{1 \text{ jam}} \times \frac{3600 \text{ dtk}}{1 \text{ jam}} = 39471,7099 > 2100 = \text{aliran}$$

turbulen

### Menentukan ukuran pipa umpan CH<sub>3</sub>COOH

Asumsi : aliran turbulen

Data viskositas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kg/jam)	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	μi (viskositas pada 100°C)	xi.μi <sup>1/3</sup>
CH <sub>3</sub> COOH	1363,1470	22,7002	0,9674	0,4411	0,7364
H <sub>2</sub> O	13,7692	0,7641	0,0326	0,2791	0,0213
JUMLAH	1376,9162	23,4643	1		0,7577

$$\begin{aligned} \mu_{\text{mix}} &= (\sum x_i \cdot \mu_i^{1/3})^3 = (0,7577)^3 = 0,4350 \text{ cp} \\ &= 0,4350 \text{ cp} \times \frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1 \text{ cp}} = 1,0527 \text{ lb/ft jam} \end{aligned}$$

Data densitas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	ρ pada 100 oC (kg/ltr)	xi.ρ (kg/ltr)
CH <sub>3</sub> COOH	22,7002	0,9674	0,9606	0,9293
H <sub>2</sub> O	0,7641	0,0326	0,9558	0,0312
JUMLAH	23,4643	1		0,9605

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 0,9605 \text{ kg/ltr} = 0,9605 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,9605 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3} = 59,9690 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_f = w/\rho &= \frac{1376,9162 \text{ kg / jam}}{0,9605 \text{ kg / ltr}} = 1433,5411 \text{ ltr/jam} \\ &= 1433,5411 \text{ ltr/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \times \frac{35,31 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ ltr}} = 0,0141 \text{ ft}^3/\text{dtk}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0141 \text{ ft}^3/\text{dtk})^{0,45} \times (59,9690 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,9758 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Distandarkan} = ID = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{SCN} = 40$$

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in}$$

$$A' = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A'' = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$V = Q_f/A' = (0,0141 \text{ ft}^3/\text{dtk})/(0,0060 \text{ ft}^2) = 2,35 \text{ ft/dtk}$$

$$\text{Cek Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{59,9690 \text{ lb}}{1 \text{ ft}^3} \times \frac{2,35 \text{ ft}}{\text{dtk}} \times \frac{0,0874 \text{ ft}}{1,0527 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} = 42121,5147 > 2100 = \text{aliran}$$

turbulen

### Menentukan ukuran pipa umpan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Data viskositas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kg/jam)	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	μi (viskositas pada 100°C)	xi.μi <sup>1/3</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	0,0328	0,9011	4,3635	1,4725
H <sub>2</sub> O	0,0656	0,0036	0,0989	0,2791	0,0646
JUMLAH	3,2795	0,0364	1		1,5371

$$\begin{aligned}\mu_{\text{mix}} &= (\sum xi \cdot \mu_i^{1/3})^3 = (1,5371)^3 = 3,6317 \text{ cp} \\ &= 3,6317 \text{ cp} \times \frac{2,42 \text{ lb} / \text{ft jam}}{1 \text{ cp}} = 8,7887 \text{ lb} / \text{ft jam}\end{aligned}$$

Data densitas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	ρ pada 100 °C (kg/ltr)	xi.ρ
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0328	0,9011	1,7393	1,5673
H <sub>2</sub> O	0,0036	0,0989	0,9558	0,0945
JUMLAH	0,0364	1		1,6618

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= 1,6618 \text{ kg} / \text{ltr} = 0,9605 \text{ gr} / \text{cm}^3 \\ &= 1,6618 \text{ gr} / \text{cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3} = 103,7548 \text{ lb} / \text{ft}^3\end{aligned}$$

$$Q_f = w/\rho = \frac{3,2795 \text{ kg} / \text{jam}}{1,6618 \text{ kg} / \text{ltr}} = 1,9735 \text{ ltr} / \text{jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,9735 \text{ ltr/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \times \frac{35,31 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ ltr}} = 0,000019 \text{ ft}^3/\text{dtk} \\
 \text{ID} &= 3,9 \times (Qf)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,000019 \text{ ft}^3/\text{dtk})^{0,45} \times (103,7548 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 0,0536 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Distandarkan} = \text{ID} = 0,269 \text{ in} = 0,0224 \text{ ft}$$

$$\text{SCN} = 40$$

$$\text{NPS} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

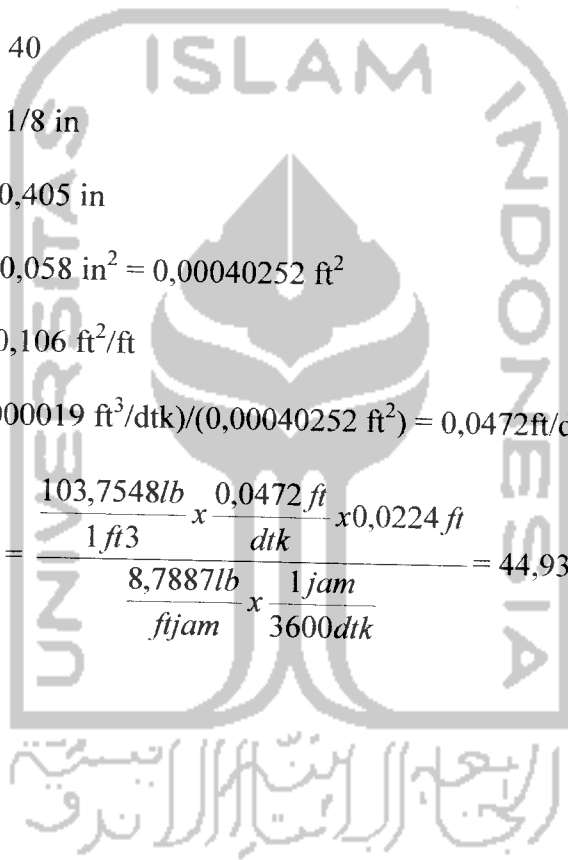
$$A' = 0,058 \text{ in}^2 = 0,00040252 \text{ ft}^2$$

$$A'' = 0,106 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$V = Qf/A' = (0,000019 \text{ ft}^3/\text{dtk}) / (0,00040252 \text{ ft}^2) = 0,0472 \text{ ft}/\text{dtk}$$

$$\text{Cek Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu_{\text{mix}}} = \frac{\frac{103,7548 \text{ lb}}{1 \text{ ft}^3} \times \frac{0,0472 \text{ ft}}{\text{dtk}} \times 0,0224 \text{ ft}}{\frac{8,7887 \text{ lb}}{\text{ftjam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}}} = 44,9341 < 2100 = \text{aliran}$$

laminer



### Menentukan ukuran pipa pengeluaran hasil reaktor

Asumsi : aliran turbulen

Data viskositas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kg/jam)	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	$\mu_i$ (viskositas pada 100°C)	$x_i \cdot \mu_i^{1/3}$
CH <sub>3</sub> COOH	68,1573	1,1350	0,0221	0,4411	0,0168
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	3,4050	0,0662	0,5149	0,0531
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,515	21,5867	0,4200	0,2897	0,2779
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	0,0328	0,0006	4,3635	0,0010
H <sub>2</sub> O	454,7670	25,2368	0,4910	0,2791	0,3209
JUMLAH	3286,0328	51,3963	1		0,6697

$$\mu_{\text{mix}} = (\sum x_i \cdot \mu_i^{1/3})^3 = (0,6697)^3 = 0,3004 \text{ cp}$$

$$= 0,3004 \text{ cp} \times \frac{2,42 \text{ lb} / \text{ft jam}}{1 \text{ cp}} = 0,7270 \text{ lb} / \text{ft jam}$$

## Data densitas umpan masuk

Komponen	Berat umpan (kg/jam)	Berat umpan (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)	$\rho$ (densitas pada 100 <sup>o</sup> c)	xi. $\rho$
CH <sub>3</sub> COOH	68,1573	1,1350	0,0221	0,9606	0,0212
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	252,3793	3,4050	0,0662	0,7397	0,0490
CH <sub>3</sub> COOC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	2507,515	21,5867	0,4200	0,7945	0,3337
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,2139	0,0328	0,0006	1,7393	0,0010
H <sub>2</sub> O	454,7670	25,2368	0,4910	0,9558	0,4693
JUMLAH	3286,0328	51,3963	1		0,8742

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 0,8742 \text{ kg/ltr} = 0,8742 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,8742 \text{ gr/cm}^3 \times \frac{1 \text{ lb}}{4,536 \cdot 10^2} \times \frac{10^6 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3} = 54,5808 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_f = w/\rho &= \frac{3286,0328 \text{ kg / jam}}{0,8742 \text{ kg / ltr}} = 3758,9028 \text{ ltr/jam} \\ &= 3758,9028 \text{ ltr/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \times \frac{35,31 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ ltr}} = 0,0369 \text{ ft}^3/\text{dtk}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0369 \text{ ft}^3/\text{dtk})^{0,45} \times (54,5808 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,9758 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Distandarkan} = ID = 1,610 \text{ in} = 0,1341 \text{ ft}$$

$$\text{SCN} = 40$$

$$\text{NPS} = 1^{1/2} \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in}$$



$$A' = 2,04 \text{ in}^2 = 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$A'' = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$V = Qf/A' = (0,0369 \text{ ft}^3/\text{dtk})/(0,0142 \text{ ft}^2) = 2,5986 \text{ ft}/\text{dtk}$$

$$\text{Cek Re} = \frac{\rho.V.D}{\mu_{mix}} = \frac{\frac{54,5808 \text{ lb}}{1 \text{ ft}^3} \times \frac{2,5986 \text{ ft}}{\text{dtk}} \times 0,1341 \text{ ft}}{\frac{0,7270 \text{ lb}}{\text{ftjam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}}} = 94183,7978 > 2100 = \text{aliran}$$

turbulen

### KESIMPULAN REAKTOR

**1. Tugas** : Tempat untuk mereaksikan asam asetat dan butanol menjadi butyl asetat dan air dengan katalis asam sulfat

**2. Alat** :

- Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
- Pengaduk mekanik berbaffle
- Coil pendingin

**3. Kondisi operasi** :

- Suhu = 100<sup>0</sup>C
- Tekanan = 1 atm
- Konversi = 95%
- Waktu tinggal = 1,1076 jam

**4. Ukuran tangki** :

- Volume larutan = 237,2095 ft<sup>3</sup>
- Volume reaktor = 284,6514 ft<sup>3</sup>
- Diameter tangki = 5,3766 ft
- Tinggi tangki = 10,7532 ft
- Tebal = 3/16 in
- Bahan stainless steel SA – 167 grade C

#### 5. Ukuran head :

- Tebal = 3/16 in
- Tinggi = 13,0025 in
- Bahan stainless steel SA – 167 grade C

#### 6. Pemilihan pengaduk :

- Jenis = Flat Blade Turbine Impeller
- Diameter = 1,7922 ft
- Jumlah blade = 6 buah
- Jumlah baffle = 4 buah
- Lebar baffle = 0,1792 ft
- Panjang blade impeler = 0,44805 ft
- Lebar blade impeler = 0,3584 ft
- Putaran = 100 rpm
- Power pengaduk = 2 Hp

#### 7. Coil Pendingin

- Media pendingin = air
- Luas transfer panas =  $24,9567 \text{ ft}^2$
- NPS = 1,25 in
- No. Schedule pipe coil = 40
- Panjang coil =  $57,3717 \text{ ft}$
- Volume coil =  $0,8614 \text{ ft}^3$
- Tinggi coil =  $2,4929 \text{ ft}$
- Jumlah lilitan coil = 6
- Bahan = Carbon Steel

#### 8. Pemilihan pipa

- Diameter pipa umpan masuk butanol = 1,380 in
- Diameter pipa umpan masuk  $\text{CH}_3\text{COOH}$  = 1,049 in
- Diameter pipa umpan masuk  $\text{CH}_3\text{COOH}$  = 0,269 in
- Diameter pipa pengeluaran hasil reaktor = 1,610 in

#### 9. Tebal isolasi

- Bahan isolasi = asbestos
- Suhu tertinggi ( $T_1$ ) =  $100 \text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu udara sekitar ( $T_u$ ) =  $30 \text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu luar isolasi yang diinginkan ( $T_2$ ) =  $40 \text{ }^\circ\text{C}$
- Tebal isolasi = 41,2455 cm
- Panas yang hilang ke lingkungan melalui dinding reaktor =  $878,3707 \text{ kcal/jam}$

