

TA/TK/2007/299

**Pra Rancangan Pabrik Butil Etanoat dari Butanol dan Asam
Asetat Kapasitas 18.000 Ton/Tahun**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Di susun Oleh :

Agung Surya jaelani : (02 521 039)

**KONSENTRASI KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2007**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ETANOAT
dari BUTANOL DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 18.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Agung Surya Jaelani
No. Mahasiswa : 02 521 039

Nama : Azhar
No. Mahasiswa : 02 521 148

Yogyakarta, September 2007

Pembimbing I

Pembimbing II

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

(Ir. Prayitno, MT)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ETANOAT
DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 18.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Agung Surya Jaelani

No.Mahasiswa : 02 521 039

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Jogjakarta, Oktober 2007

Tim Penguji

Ir. Prayitno, MT.
Ketua

: _____

Asmanto Subagyo, MSc.
Anggota I

: _____

DR. Hasnah Mu'in, SU.
Anggota II

: _____

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MSi

ABSTRAK

Pra-Rancangan Pabrik Butil Etanoat dari Butanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 18.000 ton/tahun didirikan untuk mengurangi import bahan baku Butil Etanoat dari luar negeri. Butil Etanoat yang diperoleh dari reaksi *esterifikasi* dari Butanol dan Asam Asetat, dengan ditambah katalis Asam Sulfat (H_2SO_4). Reaksi berlangsung pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan fase cair-cair, yang sifatnya reversible dan endotermis pada kondisi operasi 1 atm dan 100 °C. Pabrik ini digolongkan beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah, serta bahan baku yang dihasilkan tidak berbahaya, tidak mudah terbakar dan meledak.

Pabrik membutuhkan bahan baku Asam Asetat sebanyak 10.088.522,93 kg/tahun dan Butanol sebanyak 11311374.1 kg/tahun dan Asam Sulfat sebanyak 22.530,82 kg/tahun. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebanyak 68.528.371,17 kg/tahun, steam 17.106.753,53 kg/tahun, bahan bakar 2.534.726.587,71 kg/tahun, listrik 13.244,0439 KW/tahun. Pabrik didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 23.060 m² dan jumlah karyawan 133 orang.

Modal tetap adalah sebesar Rp 398.903.088.729,-, Modal kerja sebesar Rp. 85.731.108.266,-. Hasil ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp. 95.040.616.748,- dan sesudah pajak Rp 47.520.308.374,-. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 23,83 % dan sesudah pajak 11,91 %. *Pay Out Time* sebelum pajak 2,96 tahun dan sesudah pajak 4,56 tahun. *Break Event Point* 41,85 % kapasitas, *Shut Down Point* 17,07 % dan DCFR 22,54 % kapasitas. Berdasarkan hasil ini dapat disimpulkan bahwa pabrik butil etanoat dari butanol dan asam asetat dengan kapasitas 18.000 ton/tahun cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.

ABSTRACT

Pre-Design of Butyl Etanoat from Butanol and Acetate acid with 18,000 Ton/year capacities, it could be decreasing import. Butyl Etanoat 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 endothermic 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, not easy to burn and explosive.

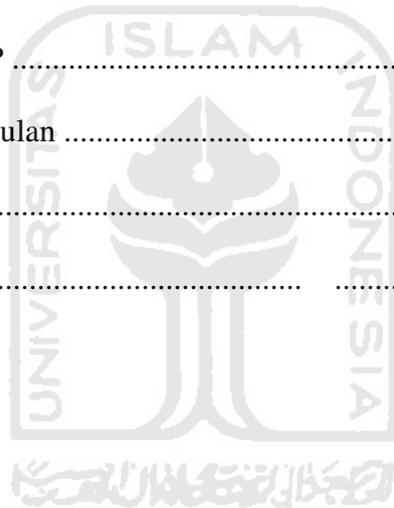
This factory needs Acetate Acid 10,088,522.93 Kg/years, Butanol 11,311,374.1 Kg/years and Sulfuric Acid 22,530.82 Kg/ years. The auxiliary utilities process are consist of water 68,528,371.17 kg/years which can get the river, 17,106,753.53 Kg/years steam, 253,4726,587.71 Kg/years fuel, electricity 13,244.0439 KW/years. The location build in Gresik, East java with land wide $23,060\text{ m}^2$ and employees amount 133 peoples.

The fixed Capital Investment (FCI) that is needed to build this Butyl Etanoat factory are Rp 398,903,088,729,-, working capital investment (WCI) are Rp. 85,731,108,266,-, the benefit that got before tax per year are Rp. 95,040,616,748,-, the benefit that got after tax per year are Rp 47,520,308,374,-. The result of economic consultant got return of investment (ROI) before tax are 23.83 %, ROI after tax are 11.91 %, pay out time (POT) before tax are 2.96 years. POT after tax are 4.56 tahun, Break Event Point (BEP) are 41.85 %, Shut Down Point (SDP) are 17.07 % and Discount Cash Flow Rate (DCFR) are 22.54 %. Base on these results we have conclusion that this buthyl etanoat from butanol and acetic acid plant with capacity 18,000 tons product /year is interesting.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
HALAMAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
KATA PENGANTAR	x
DAFTAR ISI	xii
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
ABSTRAK	xvii
ABSTRACT	xviii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	3
BAB II PERANCANGAN PRODUK	8
2.1 Spesifikasi Produk	8
2.2 Pengendalian Kualitas	11
BAB III PERANCANGAN PROSES	13
3.1 Uraian Proses	13
3.2 Perencanaan Produksi	16
3.3 Spesifikasi Alat	23

BAB IV	PERANCANGAN PABRIK.....	55
	4.1 Lokasi Pabrik	55
	4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	57
	4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	61
	4.4 Alir Proses dan Material	66
	4.5 Unit Pendukung Proses (<i>Utilitas</i>)	68
	4.6 Organisasi Perusahaan	102
	4.7 Evaluasi Ekonomi	127
BAB V	PENUTUP	142
	5.1 Kesimpulan	142
DAFTAR PUSTAKA.....		145
LAMPIRAN		146



KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr, Wb.

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat dan karunia-Nyalah tugas Pra-Rancangan Pabrik Kimia ini dapat diselesaikan.

Tugas Pra-Rancangan Pabrik Kimia ini merupakan salah satu tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, untuk menyelesaikan jenjang studi S1. Hal ini dimaksudkan agar mahasiswa mendapat gambaran dan pemahaman yang lebih nyata tentang penerapan ilmu-ilmu Teknik Kimia yang diperoleh di bangku kuliah.

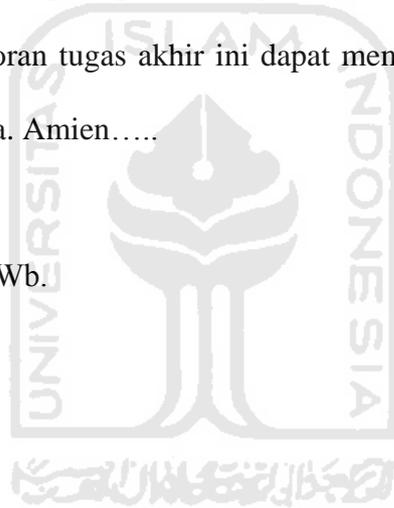
Dalam tugas Pra-Rancangan Pabrik Kimia, penyusun mengambil judul **“Pra-Rancangan Pabrik Butil Etanoat dari Butil Alkohol dan Asam Asetat dengan kapasitas 18.000 Ton/Tahun”**. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT atas segala Rahmat dan Hidayah-Nya.
2. Bapak Ir. Drs. Faisal RM , MSIE. Ph.D dan Bapak Ir. Prayitno, MT selaku Dosen pembimbing atas bimbingannya.
3. Bapak Fathul Wahid, ST, M.Sc selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Dra. Kamariah Anwar, M.Si, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Kepada kedua Orang Tua kami tercinta atas doanya dan selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingannya serta dukungannya.
6. Rekan – rekan Teknik Kimia angkatan '02.
7. Seluruh pihak yang telah banyak memberikan dorongan dan bantuan dalam penyusunan tugas akhir ini sehingga dapat selesai dengan baik.

Penyusun selalu mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan banyak manfaat yang besar bagi kita semua. Amien.....

Wassalamu'alaikum, Wr, Wb.



Hormat Kami,

Penyusun

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

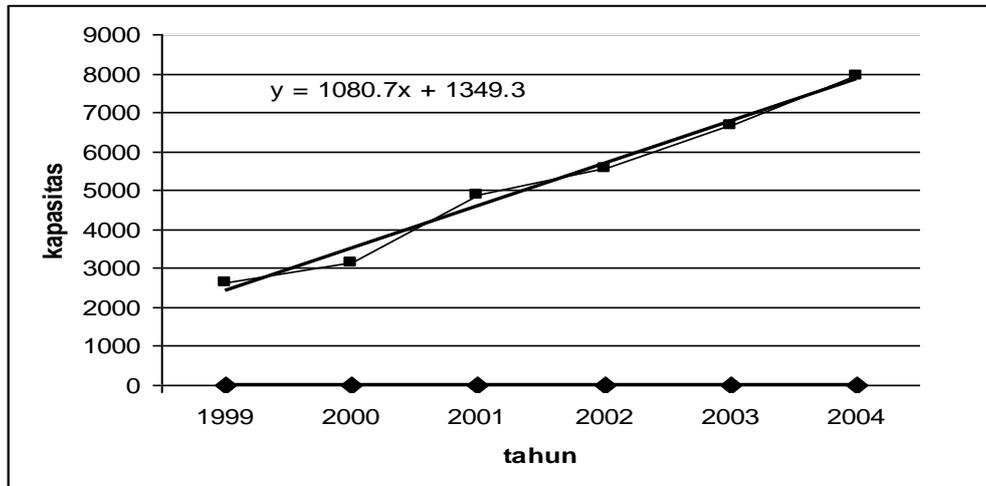
Dampak dari krisis multidimensi di Indonesia sangat berpengaruh pada bidang industri kimia. Pabrik Butil Etanoat sangat potensial untuk didirikan guna memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri, meningkatkan ekspor, dan diharapkan dapat mendorong berdirinya pabrik kimia lainnya, sehingga dapat mengurangi tingkat ketergantungan bahan-bahan kimia dari negara lain yang harganya sangat tinggi. Melihat prospek ke depan, maka diperkirakan kebutuhan Butil Etanoat akan semakin meningkat pada tahun-tahun mendatang.

Di Indonesia kebutuhan Butil Etanoat masih diimpor dari luar negeri. Berikut ini Impor Butil Etanoat dari Badan Statistik:

Table.1 Data Impor Butil Etanoat per tahun

Tahun	Impor (ton)
1999	2629.095
2000	3125.026
2001	4869.672
2002	5576.469
2003	6655.306
2004	7934.141
2005	2168153
2006	1354799
2007	1355474

Sumber: Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri, BPS (2007)



Gambar grafik Statistik Perdagangan Luar Negeri, BPS (2007)

Tabel.2 Data perkiraan kebutuhan impor Butil Etanoat per Tahun

Tahun	Impor (ton)
2008	12156.300
2009	13237.000
2010	14317.700
2011	15398.400
2012	16479.100

Pendirian pabrik Butil Etanoat merupakan salah satu upaya untuk memenuhi kebutuhan pabrik-pabrik kimia dalam negeri yang dapat digunakan sebagai bahan baku atau bahan pembantu. Butil etanoat merupakan salah satu ester etanoat yang memiliki rumus $\text{CH}_3\text{COO}(\text{CH}_2)_3(\text{CH}_3)$ yang memiliki sifat antara lain; tidak berwarna, cairan yang mudah terbakar, berbau buah-buahan yang biasanya digunakan adalah nitrit selulosa.

Butil Etanoat merupakan salah satu produk antara atau intermediet dan merupakan produk yang cukup potensial untuk dikembangkan karena mempunyai manfaat yang sangat luas, yaitu sebagai bahan baku bagi industri lainnya,

diantaranya digunakan sebagai pelarut pada industri pembuatan lapisan pelindung, industri tekstil, industri plastik, farmasi, industri yang memproduksi oli, sebagai bahan baku dalam industri parfum dan industri makanan.

Seluruh bahan diperoleh dari pabrik penghasil di dalam negeri, Pabrik penghasil antara lain:

1. PT. Indo Acidatama : Asam Asetat
Ketersediaan : 33.000 ton per tahun
(Aciditama.COM).
2. PT. Petrokimia Gresik : Asam Sulfat
Ketersediaan : 600.000 ton per tahun
(Petrokimia Gresik.COM)
3. PT. Petrokimia Gresik : Butanol

1.2. Tinjauan Pustaka

Butil Etanoat merupakan salah satu ester yang memiliki rumus bangun $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$. Untuk pembuatan Butil Etanoat ini biasanya melalui suatu reaksi esterifikasi. Adapun cara-cara yang dapat dipakai dalam pembuatan Butil Etanoat adalah:

1. Pembuatan ester dari Asam Anhidrid



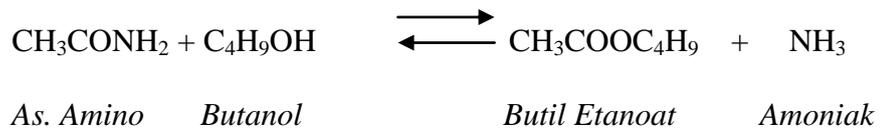
As. Anhidrid Butanol Butil Etanoat As. Asetat

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

Pada proses ini terdapat kekurangan dan kelebihan. Dimana kekurangannya adalah hasil samping yang dihasilkan adalah Asam

Etanoat sehingga dapat menyebabkan kemurnian *Butil Etanoat* yang rendah. Keuntungannya yaitu jika ditambahkan katalis (As. Sulfat, Zinc Chlorid) reaksi berjalan lebih cepat dibandingkan reaksi sejenis lainnya.

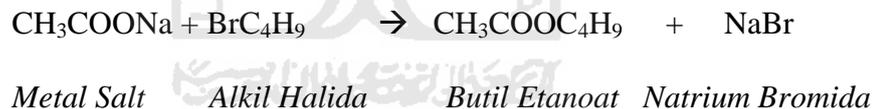
2. Pembuatan ester dari Asam Amino



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

Kekurangan dari reaksi ini adalah hanya pada temperatur tinggi reaksi ini dapat dijalankan, hasil sampingnya NH_3 (Amoniak) dan reaksi bersifat endotermis. Kelebihannya adalah mempunyai konversi yang tinggi.

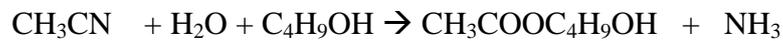
3. Pembuatan ester dari Garam dan Alkil Halida



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

Dari reaksi diatas, kekurangan yang ditimbulkan adalah bahan baku yang digunakan sifatnya mudah menguap, reaksi berjalan sangat lambat dan mempunyai hasil samping NaBr . Keuntungannya adalah jika dibandingkan dengan reaksi yang telah disebutkan sebelumnya, reaksi ini lebih murah .

4. Pembuatan ester dari Asam Nitrat



As. Nitrat Air Butanol Butil Etanoat Amoniak

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

Kekurangan pada reaksi ini adalah hasil samping yang terbentuk adalah NH_3 , Reaksi berjalan lambat, reaksi ini lebih kompleks jika dibandingkan dengan yang lain. Sedangkan kelebihan dari reaksi ini adalah pada kondisi operasi suhu dan tekanan rendah reaksi dapat dijalankan sehingga dapat mengurangi bahaya ledakan pada saat reaksi.

5. Pembuatan ester dari Karbon Monoksida

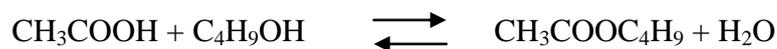


Karbon Monoksida Butil Etanoat

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

Dari reaksi yang terjadi diatas, kerugian yang ditimbulkan adalah CO merupakan bahan baku yang beracun, reaksi dapat berjalan jika tekanan reaksi yang terjadi tinggi, dan temperatur reaksi juga tinggi. Keuntungannya adalah kemurnian yang dihasilkan tinggi dan tidak memiliki hasil samping.

6. Pembuatan ester dari Asam Organik



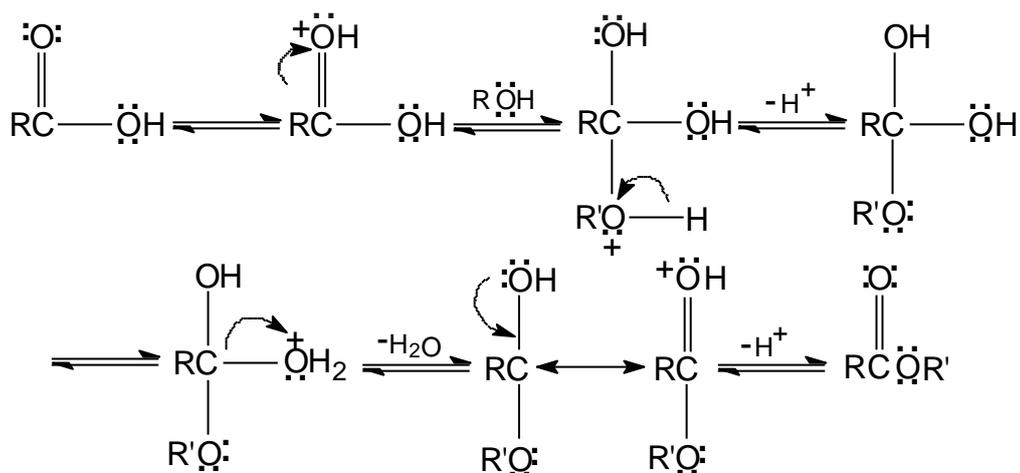
As. Asetat Butanol Butil Etanoat

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

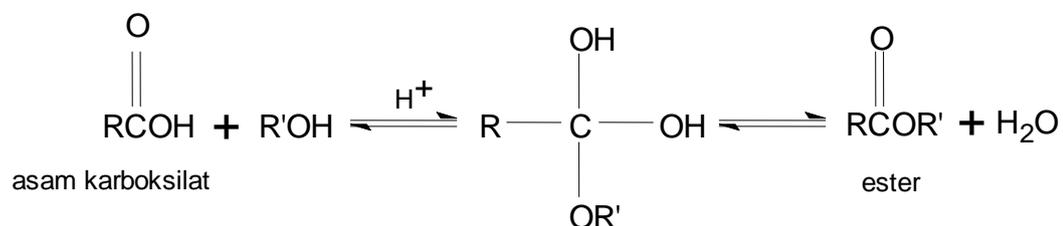
Kekurangan dari reaksi diatas adalah hasil samping yang terbentuk adalah air (H₂O). Sedangkan keuntungannya adalah pada suhu dan tekanan yang relatif rendah reaksi dapat berjalan, bahan baku sifatnya tidak beracun, dan reaksi bersifat *reversible*.

Menurut kelebihan dan kekurangan yang dimiliki oleh masing-masing cara pembuatan Butil *Etanoat* maka dipilih pembuatan Butil Asetat dari asam organik (Asam Asetat) dan Alkohol dengan pertimbangan, bahan baku tidak korosif dan tidak beracun. Untuk mendapatkan Butil *Etanoat* sebesar mungkin maka kecepatan reaksi kekanan harus lebih besar oleh sebab itu kondisi operasi berlangsung secara reversible, dimana reaksi berjalan pada suhu 100 °C dan tekanan 1 atm sehingga kemurnian Butil *Etanoat* cukup tinggi.

Mekanisme reaksinya adalah sebagai berikut :



Mekanisme ini dapat diringkas sebagai berikut :



Perhatikan bahwa dalam reaksi esterifikasi, ikatan yang terputus adalah ikatan C-O (dari) asam karboksilat dan bukan ikatan O-H dari asam atau ikatan C-O dari alkohol.

Menurut *Faith and Keyes* reaksi esterifikasi Butil Etanoat dapat berlangsung baik dengan komposisi dan kondisi umpan:

Umpan reaktor ; Butanol : Asam Asetat = 1 : 1,1

Suhu = 100 °C

Tekanan = 1 atm

Konversi max = 95 %.

Reaksi antara Butanol dengan Asam Asetat memerlukan katalis untuk menambah kecepatan reaksi. Dalam proses industri baik secara batch maupun kontinyu, katalis yang digunakan biasanya Asam Sulfat atau Asam Sulfonat. Baik Asam Sulfat maupun Asam Sulfonat memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing. Asam Sulfat sangat korosif terhadap bahan namun kecepatan reaksi lebih cepat dari pada Asam Sulfonat dan sekaligus sebagai bahan penyerap air hasil reaksi dan asam sulfat juga dapat bereaksi sehingga disebut sebagai autokatalis. Untuk mendapatkan hasil yang lebih besar dapat dilakukan dengan cara membuat

salah satu reaktan berlebih biasanya Butanol, dan mengambil salah satu produk biasanya air (Kirk Othmer, 1979). Air hasil reaksi dapat dihilangkan dengan cara sebagai berikut:

1. Memanaskan campuran pada suhu berkisar 100 °C.
2. Menghembuskan gas inert melewati campuran.
3. Melewatkan uap panas melewati campuran (Groggins,1995).





BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memperoleh kualitas produk yang bagus dan sesuai dengan target yang diinginkan, maka perancangan produk dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan teknik pengendalian kualitas yang efektif.

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku Yang Digunakan :

1. Butanol

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 74,12
- Titik didih : 117,7 °C
- Titik beku : -89,3 °C
- Titik nyala : 35 °C
- Temperatur kritis : 289,8 °C
- Tekanan kritis : 43,55 atm
- Sp gr : 0,810
- Panas pembakaran : -7906 kal/g
- Kemurnian : 99 %

- Impuritas : 1% air
- Mudah menyala
- Menyebabkan polusi air pada konsentrasi 1000 ppm/24 jam

2. Asam Asetat

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 60,05
- Titik didih : 117,9 °C
- Titik beku : 16,7 °C
- Titik nyala : 39 °C
- Temperatur kritis : 321,6 °C
- Tekanan kritis : 57,1 atm
- Sp gr : 1,0492
- Kemurnian : 99 % (ACIDATAMA)
- Impuritas : 1% air
- Panas pembakaran : -3136 kal/g
- Mudah terbakar
- Menyebabkan polusi air pada konsentrasi 75 ppm/96 jam

3. Asam Sulfat

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening



- Berat molekul : 98,08
- Titik didih : 338 °C
- Berat jenis : 1,8357 gr/ml
- Sp gr : 1,8357
- Kemurnian : 98 % (Petrokimia Gresik)
- Impuritas : 2 % air
- Korosif terhadap bahan

2.1.2. Spesifikasi Produk Yang Dihasilkan :

1. Butil Etanoat

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 116,16
- Titik didih : 126 °C
- Titik nyala : 34,4 °C
- Temperatur kritis : 305,9 °C
- Tekanan kritis : 31 atm
- Sp gr : 0,875
- Panas pembakaran : -7294 kal/g
- Kemurnian : 92 %
- Mudah terbakar
- Pencemaran pada perairan pada konsentrasi 44 ppm/48 jam



2. Air

- Wujud : cair
- Kenampakan : bening
- Berat molekul : 18,016
- Titik didih : 100 °C
- Titik beku : 0 °C
- Berat jenis : 1 gr/ml

2.2. PENGENDALIAN KUALITAS

2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan, seperti kemurnian dan kandungan dari bahan asam asetat, butil alkohol, dan kadar air.

2.2.2. Pengendalian Kualitas Produk

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



a. Pengendalian Kualitas

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

b. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kualitas 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.

c. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Dengan mengatur waktu agar kapasitas produksi bisa tercapai.

d. Pengendalian Bahan Proses

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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Pada pembuatan Butil Etanoat dengan proses esterifikasi fase cair-cair terbagi dalam tiga tahap :

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi
3. Pemurnian produk

3.1. Uraian Proses

- ASAM ASETAT

Asam Asetat dengan kemurnian 99 % sebagai pereaktan disimpan dalam tangki (T-01) pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas tangki selama satu minggu. Asam Asetat dipompa dengan pompa (P-04) dan dialirkan ke heater (HE-01) sampai temperatur 100°C. Sebagai pemanas digunakan uap jenuh.

- BUTANOL

Bahan baku yang digunakan adalah Butanol dengan kemurnian 99%, disimpan dalam tangki (T-02) pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Tangki berkapasitas pakai selama satu minggu. Butanol dipompa dengan pompa (P-05) dan dialirkan ke heater (HE-02) sampai temperatur 100°C. Sebagai pemanas digunakan uap jenuh.

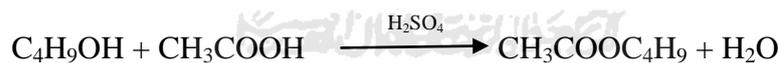
- KATALIS ASAM SULFAT

H₂SO₄ dengan kemurnian 98 % disimpan dalam tangki (T-03) yang dipompa dengan pompa (P-06) dan dialirkan ke heater (HE-03) sampai temperatur 100°C, dan tekanan 1 atm dengan kapasitas tangki selama satu minggu. Campuran kemudian dialirkan ke reaktor alir tangki berpengaduk .

3.1.1 Unit Reaksi

Butanol, Asam Asetat dan katalis Asam Sulfat setelah dipanaskan sampai temperatur 100°C kemudian dialirkan menuju Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang disusun seri sebanyak 3 buah dan beroperasi pada temperatur 100°C dan tekanan 1 atm. Reaksi dalam reaktor ini berlangsung secara endotermis dalam fase cair-cair.

Reaksi yang terjadi yaitu:

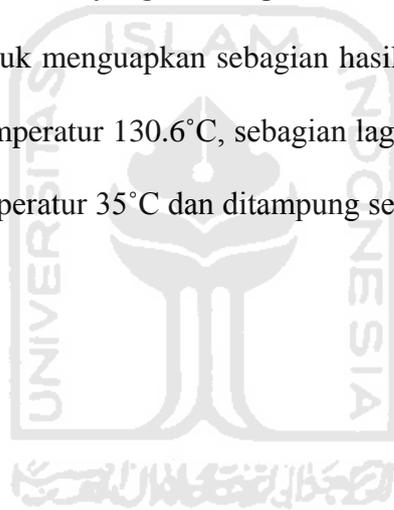


Produk kemudian dipompa dengan pompa (P-09) menuju cooler (CL-01) untuk didinginkan sampai temperature 35°C kemudian dipisahkan dalam dekanter (DK-01) berdasarkan perbedaan densitas sehingga didapat dua lapisan. Lapisan dengan densitas rendah dipompa dengan pompa (P-11) menuju heater (HE-05) untuk dipanaskan sampai temperatur 120,463°C sebelum dialirkan ke kolom stripper (ST-01). Lapisan dengan densitas tinggi dipompa dengan pompa (P-10) menuju heater (HE-04) untuk dipanaskan pada temperatur 100°C sebelum direcycle ke reaktor (R-01).

3.1.2 Pemurnian Hasil

Hasil atas decanter diumpankan ke dalam kolom stripper ST-01 untuk dipisahkan dan dimurnikan. Hasil atas ST-01 yang bertemperatur 111.65°C diembunkan dalam condensor (CD-01) dengan pendingin air yang masuk pada temperatur 30°C dan keluar pada temperatur 50°C, kemudian hasil yang akan direcycle dan dipurging ke UPL ditampung sementara di tangki accumulator (AC-01).

Hasil bawah pada ST-01 yang bertemperatur 127.4°C dialirkan menuju reboiler (RB-01) untuk menguapkan sebagian hasilnya, digunakan pemanas steam jenuh pada temperatur 130.6°C, sebagian lagi dialirkan menuju cooler (CL-03) hingga temperatur 35°C dan ditampung sebagai produk pada tangki penyimpan (T-04).





3.2. Perencanaan Produksi

3.2.1. Neraca Massa

3.2.1.1 Neraca Massa Overall

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₄ H ₉ OH	1428.2038	68.1553
CH ₃ COOH	1273.8034	173.7005
H ₂ SO ₄	2.8448	2.8448
H ₂ O	7.3024	337.3332
C ₄ H ₉ CH ₃ COO	-	2130.1206
Jumlah	2712.1544	2712.1544

3.2.1.2 Neraca Massa per Alat

1. Reaktor-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₄ H ₉ OH	1428.2038	382.3302
CH ₃ COOH	1273.8034	425.7977
H ₂ SO ₄	2.8448	2.8448
H ₂ O	7.3024	261.7041
C ₄ H ₉ CH ₃ COO	-	1639.4776
Jumlah	2712.1544	2712.1544



2. Reaktor-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C_4H_9OH	382.3302	151.1040
CH_3COOH	425.7977	238.3170
H_2SO_4	2.8448	2.8448
H_2O	261.7041	317.9483
$C_4H_9CH_3COO$	1639.4776	2001.9403
Jumlah	2712.1544	2712.1544

3. Reaktor-03

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C_4H_9OH	151.1040	71.4102
CH_3COOH	238.3170	173.7005
H_2SO_4	2.8448	2.8448
H_2O	317.9483	337.3332
$C_4H_9CH_3COO$	2001.9403	2126.8657
Jumlah	2712.1544	2712.1544



4. Dekanter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		atas	bawah
C ₄ H ₉ OH	71.4102	63.0338	8.3764
CH ₃ COOH	173.7005	-	173.7005
H ₂ SO ₄	2.8448	-	2.8448
H ₂ O	337.3332	25.1651	312.1682
C ₄ H ₉ CH ₃ COO	2126.8657	2126.8657	-
Jumlah		2215.0645	497.0899
	2712.1544	2712.1544	

5. Stripper

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		atas	bawah
C ₄ H ₉ OH	63.0338	35.0508	24.7281
H ₂ O	25.1651	25.1650	-
C ₄ H ₉ CH ₃ COO	2126.8657	38.3056	2091.8149
Jumlah		98.5214	2116.5431
	2215.0645	2215.0645	



3.2.2. NERACA PANAS

Basis : 1 jam

Satuan : Kcal/jam

Suhu referensi : 25 °C (fase cair)

3.2.2.1. Reaktor-01

Suhu umpan masuk reaktor : 100 °C

Suhu hasil reaksi keluar reaktor : 100 °C

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
Q1	-125748.1790	Q2	87444.18499
Qs	408816.3266	DHr	195623.9626
Total	283068.1476	Total	283068.1476

3.2.2.1. Reaktor-02

Suhu umpan masuk reaktor : 100 °C

Suhu hasil reaksi keluar reaktor : 100 °C

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
Q1	-87444.1850	Q2	78975.77551
Qs	362043.9231	DHr	195623.9626
Total	274599.7381	Total	274599.7381



3.2.2.1. Reaktor-03

Suhu umpan masuk reaktor : 100 °C

Suhu hasil reaksi keluar reaktor : 100 °C

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
Q1	-78975.7755	Q2	76057.07725
Qs	350656.8154	DHr	195623.9626
Total	271681.0398	Total	271681.0398

3.2.2.2 Stripper

Suhu umpan masuk : 127,48 °C

Suhu produk atas menara : 117,43 °C

Suhu produk bawah menara : 132,31 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	18578.2592	Panas Produk	772235.5775
Panas Kondensor	770506.6400	Panas Reboiler	16849.3246
Total	789084.9021	Total	789084.9021



3.2.2.4. Heater-01

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 100 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	2934.3799	Panas Keluar	44015.6992
Beban Panas	41081.3193		
Jumlah	44015.6992	Jumlah	44015.6992

3.2.2.5. Heater-02

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 100 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	4868.8059	Panas Keluar	73032.0882
Beban Panas	68163.2823		
Jumlah	73032.0882	Jumlah	73032.0882

3.2.2.6. Heater-03

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 100 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	24.2988	Panas Keluar	364.4814
Beban Panas	340.1826		
Jumlah	364.4814	Jumlah	364.4814



3.2.2.7. Heater-04

Suhu umpan masuk : 35 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 127,48 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	4423.0624	Panas Keluar	45327.5429
Beban Panas	40904.4806		
Jumlah	45327.5429	Jumlah	45327.5429

3.2.2.8. Heater-05

Suhu umpan masuk : 35 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 127,48 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	5785.3488	Panas Keluar	59288.2549
Beban Panas	53502.9061		
Jumlah	59288.2549	Jumlah	59288.2549

3.2.3.1. Cooler-01

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 45 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	76563.0757	Panas Keluar	6681.9992
		Beban Pendingin	69881.0764
Jumlah	76563.0757	Jumlah	76563.0757



3.2.3.2. Cooler-02

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 45 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	54264.4131	Panas Keluar	5137.8970
		Beban Pendingin	49126.5161
Jumlah	54264.4131	Jumlah	54264.4131

3.2.3.3. Cooler-03

Suhu umpan masuk : 30 °C

Suhu hasil reaksi keluar : 45 °C

Masuk	Kcal/jam	Keluar	Kcal/jam
Panas Umpan	2730.9363	Panas Keluar	2582.9376
		Beban Pendingin	147.9987
Jumlah	2730.9363	Jumlah	2730.9363

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Reaktor

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan C_4H_9OH dan CH_3COOH menjadi Butil Asetat
konversi sampai 95 %

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 3



Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 100 °C
- Bahan Reaktor : Stainless Stel SA 283,Grade C

Ukuran Reaktor

- Diameter : 1.2244 m
- Tinggi : 2.6673 m
- Tebal Shell : 3/16 in
- Tebal Head : 3/16 in

Pengaduk Reaktor

- Tipe : pengaduk turbin dengan 6 flate blades
- Jumlah Baffle : 4
- Diameter Impeler : 0.4083 m
- Tinggi Impele : 0.0817 m
- Lebar Baffle : 0.0694 m
- Effisiensi : 80 %
- Putaran : 3.6752 rps
- Daya Motor : 4 Hp

Coil

- Diameter coil : 0.9866 m
- Luas perpindahan panas per coil : 55.3769 ft²



- Jumlah coil : 4 buah
- Jarak antar coil : 0.1586 m
- Tinggi coil : 0.6731 m

Harga : \$ 9002316.22

3.3.2. Dekanter

Kode : DK

Fungsi : Memisahkan fase berupa C_4H_9OH , CH_3COOH , H_2SO_4 dan H_2O dengan fase ringan berupa $CH_3COOC_4H_9$ dan C_4H_9OH .

Tipe : Vertical Drum Dekanter

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 35 °C
- Bahan Dekanter : Stainless Steel SA 178, Grade C

Ukuran Dekanter

- Diameter : 0.6839 m
- Tinggi : 1.3879 m
- Tebal Shell : 3/16 in
- Tebal Head : 3/16 in

Harga : \$ 20816.15

3.3.3. Stripper

Kode : ST

Tugas : Memisahkan $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$ dari kandungan H_2O dan $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$.

Jenis : Bahan Isian

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 120.5 °C

Ukuran Stripper :

- Diameter Menara : 0.5 m
- Tinggi Menara : 3 m
- Tebal Head : 5/16 in
- Tebal Dinding : 5/16 in

Harga : \$ 30019.01

3.3.4. Condensor

Kode : CD

Fungsi : Mengembunkan uap yang merupakan hasil atas Stripper

Tipe : Shell & Tube HE

Shell Side

- Schedule Number : 40
- Diameter : 29 in



- Pressure Drop : 2.3124E-6 psi

Tube Side

- Diameter Luar : 1 in
- Diameter Dalam : 0.87 in
- Pressure Drop : 1.1060 psi

Luas Transfer Panas : 2712.2480 ft²

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 90.1319 Btu/(jam.ft² °F)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 78.5584 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.0016

Harga : \$ 15636.30

3.3.5. Reboiler

Kode : RB

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Stripper

Tipe : Double Pipe Kettle Reboiler

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 13.25 in
- Pressure Drop : 8.41E-4 psi

Annulus

- Diameter Luar : 0.75 in
- Diameter Dalam : 0.69 in



• Pressure Drop	: 0.001 psi
Luas Transfer Panas	: 51.905 ft ²
Koef. Transfer panas bersih (Uc)	: 214.286 Btu/(jam.ft ² °F)
Koef. Transfer panas kotor (Ud)	: 150.274 Btu/(jam.ft ² °F)
Faktor kotor total (Rd)	: 0.0020
Harga	: \$ 3329.95

3.3.6. Heater -01

Kode	: HE-01
Fungsi	: Menaikkan suhu umpan CH ₃ COOH dari T-01 menuju R-01 dari 30 °C menjadi 100 °C
Tipe	: Double pipe HE
Inner Pipe	
• Schedule Number	: 40
• Diameter	: 1.38 in
• Pressure Drop	: 0.0013 psi
Annulus	
• Diameter Luar	: 2.067 in
• Diameter Dalam	: 1.66 in
• Pressure Drop	: 3.00E-6 psi
Luas Transfer Panas	: 7.5527 ft ²
Koef. Transfer panas bersih (Uc)	: 391.0888 Btu/(jam.ft ² °F)



Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 15.5023 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.0060

Harga : \$ 1047.55

3.3.7. Heater -02

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikkan suhu umpan C₄H₉OH dari T-02 menuju R-01
dari 30 °C menjadi 100 °C

Tipe : Double pipe HE

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 13.25 in
- Pressure Drop : 0.001317 psi

Annulus

- Diameter Luar : 1 in
- Diameter Dalam : 0.87 in
- Pressure Drop : 0.4995 psi

Luas Transfer Panas : 34.1881ft²

Koef. Transfer panas bersih (Uc) : 461.2769 Btu/(jam.ft² °F)

Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 55 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.0160

Harga : \$ 2592.01



3.3.8. Heater -03

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu umpan H_2SO_4 dari T-03 menuju R-01 dari
30 °C menjadi 100 °C

Tipe : Double pipe HE

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 1.380 in
- Pressure Drop : 4.268E-7 psi

Annalus

- Diameter Luar : 2.067 in
- Diameter Dalam : 1.66 in
- Pressure Drop : 2.057E-10 psi

Luas Transfer Panas : 0.0625 ft²

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 427.6772 Btu/(jam.ft² °F)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 0.1284 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.0060

Harga : \$ 59.00



3.3.9. Heater -04

Kode : HE-04

Fungsi : Menaikkan suhu hasil bawah Dekanter menuju R-01 dari
35 °C menjadi 100 °C

Tipe : Double pipe HE

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 2.067in
- Pressure Drop : 0.0023 psi

Annulus

- Diameter Luar : 3.068 in
- Diameter Dalam : 2.38 in
- Pressure Drop : 3.6362E-7 psi

Luas Transfer Panas : 12.3166 ft²

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 269.2840 Btu/(jam.ft² °F)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 14.1440 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.06699

Harga : \$ 1404.78



3.3.10. Heater -05

Kode : HE-05

Fungsi : Menaikkan suhu hasil atas Dekanter menuju Stripper dari
35 °C menjadi 120,46 °C

Tipe : Double pipe HE

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 2.067 in
- Pressure Drop : 0.0319 psi

Annulus

- Diameter Luar : 3.068 in
- Diameter Dalam : 2.38 in
- Pressure Drop : 7.1392E-7 psi

Luas Transfer Panas : 17.2581 ft²

Koef. Transfer panas bersih (Uc) : 103.7971 Btu/(jam.ft² °F)

Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 19.8186 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.04082

Harga : \$ 1736.01



3.3.11. Cooler -01

Kode	: CI-01
Fungsi	: Mendinginkan suhu dari R-03 menuju Dekanter dari 100 °C menjadi 35 °C
Tipe	: Double Pipe HE
Inner Pipe	
	<ul style="list-style-type: none">• Schedule Number : 40• Diameter : 3.068 in• Pressure Drop : 0.0342 psi
Annulus	
	<ul style="list-style-type: none">• Diameter Luar : 4.026 in• Diameter Dalam : 3.5 in• Pressure Drop : 0.4941 psi
Luas Transfer Panas	: 37.1524 ft ²
Koef.Transfer panas bersih (Uc)	: 121.5406 Btu/(jam.ft ² °F)
Koef.Transfer panas kotor (Ud)	: 120 Btu/(jam.ft ² °F)
Faktor kotor total (Rd)	: 0.0001
Harga	: \$ 1047.55



3.3.12. Cooler -02

Kode : CI-02

Fungsi : Mendinginkan cairan berasal dari Reboiler dari suhu
134.5 °C menjadi 30 °C sebelum dialirkan ke T-04

Tipe : Double Pipe HE

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 17.25 in
- Pressure Drop : 0.0623 psi

Annulus

- Diameter Luar : 1 in
- Diameter Dalam : 0.87 in
- Pressure Drop : 8.015E-4 psi

Luas Transfer Panas : 53.2157 ft²

Koef. Transfer panas bersih (Uc) : 70.3116 Btu/(jam.ft² °F)

Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 13.030 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0.0625

Harga : \$ 3380.15



3.3.13. Cooler -03

Kode	: CI-03
Fungsi	: Mendinginkan cairan berasal dari Accumulator dari suhu 111.65 °C menjadi 100 °C
Tipe	: Double Pipe HE
Inner Pipe	
	<ul style="list-style-type: none">• Schedule Number : 40• Diameter : 17.25 in• Pressure Drop : 0.0403 psi
Annulus	
	<ul style="list-style-type: none">• Diameter Luar : 1 in• Diameter Dalam : 0.87 in• Pressure Drop : 3.4891E-7 psi
Luas Transfer Panas	: 0.0518 ft ²
Koef.Transfer panas bersih (Uc)	: 97.7675 Btu/(jam.ft ² °F)
Koef.Transfer panas kotor (Ud)	: 0.0127 Btu/(jam.ft ² °F)
Faktor kotor total (Rd)	: 78.8650
Harga	: \$ 52.71

3.3.14. Tangki -01

Kode : T -01

Fungsi : Menyimpan bahan baku CH_3COOH selama 1 minggu

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Bahan : Baja Stainless Steel SA 285 grade C
- Diameter : 9.4032 m
- Tinggi : 3.5218 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal Head : 1.5841 in

Harga : \$ 272455.12

3.3.15. Tangki -02

Kode : T -02

Fungsi : Menyimpan bahan baku $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ selama 1 minggu sebesar

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki



- Bahan : Baja Stainless Steel SA 283 grade C
- Diameter : 10.6487 m
- Tinggi : 3.9883 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal Head : 3.1289 in

Harga : \$ 340825.12

3.3.16. Tangki -03

Kode : T -03

Fungsi : Menyimpan bahan baku H_2SO_4 selama 1 minggu sebesar

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Baja Stainless Steel SA 240 grade C
- Diameter : 1.0200 m
- Tinggi : 1.0200 m
- Tebal shell : 1/16 in
- Tebal Head : 0,6014 in

Harga : \$ 4999.18

3.3.17. Tangki -04

Kode : T -04

Fungsi : Untuk menyimpan produk $C_4H_9CH_3COO$ cair selama 7 hari

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 35 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Baja Stainless Steel SA 285 grade C
- Diameter : 11.7861 m
- Tinggi : 4.4143 m
- Tebal shell : 1/16 in
- Tebal Head : 1.7122 in

Harga : \$ 409126.51

3.3.18. Tangki Accumulator (Acc)

Kode : Acc

Fungsi : Menampung sementara hasil atas Menara Stripper

Tipe : Tangki Silinder Tegak, Conical Roof and Flat Bottmed

Vessel

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 111.65 °C

- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Baja Stainless Steel SA 1787 grade C
- Diameter : 0.1573 m
- Tinggi : 0.4718 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in

Harga : \$ 10459.09

3.3.19. Pompa -01

Kode : P -01
Fungsi : Memompakan CH_3COOH ke tangki penyimpanan (T-01)
Tipe : Centrifugal Pump
Jumlah : 1 buah
Bahan Pipa : Commercial Steel
Kapasitas : 72 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2.88 in
- Diameter Dalam : 2.469 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 4.79 in²

Menghitung Head Pompa



- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.3611 ft
- Static Head : 7.9860 ft
- Friction Head : 0.06527 ft

Total Head (H) : 8.4125 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 3006.16 rpm

Tenaga Motor : 0.5 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 3400.11

3.3.20. Pompa -02

Kode : P -02

Fungsi : Memompakan C_4H_9OH ke tangki penyimpanan (T-02)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 61 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2.88in
- Diameter Dalam : 2.469 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 4.79 in²



Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.1625 ft
- Static Head : 19.9652 ft
- Friction Head : 17.5446 ft

Total Head (H) : 37.6723ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 898.849 rpm

Tenaga Motor : 1.5 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 4579.36

3.3.21. Pompa -03

Kode : P -03

Fungsi : Memompakan H_2SO_4 ke tangki penyimpanan (T-03)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 0.675 in
- Diameter Dalam : 0.493 in
- Schedul Number : 40

- Luas Penampang : 0.192 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.0272 ft
- Static Head : 19.9652 ft
- Friction Head : 1.7558 ft

Total Head (H) : 21.7482 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 173.7685 rpm

Tenaga Motor : 0.05 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 67.85

3.3.22. Pompa -04

Kode : P -04

Fungsi : Memompakan CH₃COOH dari tangki penyimpanan (T-01)
ke Reaktor (R-01)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 72 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2.88 in



- Diameter Dalam : 2.469 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 4.79 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.2263 ft
- Static Head : 15.9722 ft
- Friction Head : 5.9377 ft

Total Head (H) : 22.1362 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 1455.048 rpm

Tenaga Motor : 2.5 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 3400.11

3.3.23. Pompa -05

Kode : P -05

Fungsi : Memompakan C₄H₉OH dari tangki penyimpanan (T-02) ke Reaktor (R-01)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 61 gallon/menit



Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2,88 in
- Diameter Dalam : 2,469 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 4,79 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0 ft
- Velocity Head : 0.1625 ft
- Static Head : 15.9722 ft
- Friction Head : 17.5446 ft

Total Head (H) : 33.6792 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 977.6457 rpm

Tenaga Motor : 1,5 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 4579.36

3.3.24. Pompa -06

Kode : P -06

Fungsi : Memompakan H₂SO₄ dari tangki penyimpanan (T-03) ke Reaktor (R-01)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah



Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 0.675 in
- Diameter Dalam : 0.493 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 0.192 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.0272 ft
- Static Head : 19.9652 ft
- Friction Head : 1.7558 ft

Total Head (H) : 21.7482 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 173.7685 rpm

Tenaga Motor : 0.05 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 67.85

3.3.25. Pompa -07

Kode : P -07

Fungsi : Memompakan hasil dari Reaktor (R-01) ke Reaktor (R-02)

Tipe : Centrifugal Pump



Jumlah : 1 buah
Bahan Pipa : Commercial Steel
Kapasitas : 104 gallon/menit
Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4.5 in
- Diameter Dalam : 4.026 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 12.7 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.0672 ft
- Static Head : 23.9583 ft
- Friction Head : 1.4018 ft

Total Head (H) : 25.4272 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 1576.089 rpm

Tenaga Motor : 2.5 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 5625.82

3.3.26. Pompa -08

Kode : P -08

Fungsi : Memompakan hasil dari Reaktor (R-02) ke Reaktor (R-03)



Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Bahan Pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 104 gallon/menit
Ukuran Pipa	
	<ul style="list-style-type: none">• Diameter Luar : 4.5 in• Diameter Dalam : 4.026 in• Schedul Number : 40• Luas Penampang : 12.7 in²
Menghitung Head Pompa	
	<ul style="list-style-type: none">• Pressure Head : 0• Velocity Head : 0.0672 ft• Static Head : 19.9652 ft• Friction Head : 1.4017 ft
Total Head (H)	: 21.4341 ft
Putaran Spesifik Pompa (Ns)	: 1791.536 rpm
Tenaga Motor	: 1.6 Hp
Effisiensi	: 80 %
Harga	: \$ 5625.82



3.3.27. Pompa -09

Kode	: P -09
Fungsi	: Memompakan hasil Reaktor (R-03) ke Dekanter
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Bahan Pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 104 gallon/menit
Ukuran Pipa	
• Diameter Luar	: 4.5 in
• Diameter Dalam	: 4.026 in
• Schedul Number	: 40
• Luas Penampang	: 12.7 in ²
Menghitung Head Pompa	
• Pressure Head	: 0
• Velocity Head	: 0.0672 ft
• Static Head	: 16.9704 ft
• Friction Head	: 1.4017 ft
Total Head (H)	: 18.4393 ft
Putaran Spesifik Pompa (Ns)	: 2005.606 rpm
Tenaga Motor	: 1 Hp
Effisiensi	: 80 %



Harga : \$ 5625.82

3.3.28. Pompa -10

Kode : P -10

Fungsi : Memompakan hasil bawah Dekanter ke Reaktor (R-01)

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 3 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4.5 in
- Diameter Dalam : 4.026 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 12.7 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 5.59E-5 ft
- Static Head : 16.9704 ft
- Friction Head : 0.00202 ft

Total Head (H) : 16.9725 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 362.4842 rpm

Tenaga Motor : 0.05 Hp



Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 1969.89

3.3.29. Pompa -11

Kode : P -11

Fungsi : Memompakan hasil atas dekanter ke Stripper

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 104 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4.5 in
- Diameter Dalam : 4.026 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 12.7 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.0672 ft
- Static Head : 16.9704 ft
- Friction Head : 1.6379 ft

Total Head (H) : 18.6755 ft

Putaran Spesifik Pompa (Ns) : 1986.558 rpm



Tenaga Motor : 1 Hp

Effisiensi : 80 %

Harga : \$ 6052.40

3.3.30. Pompa -12

Kode : P -12

Fungsi : Memompakan hasil atas stripper ke Purging

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 2 gallon/menit

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4.5 in
- Diameter Dalam : 4.026 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 12.7 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 2.48E-5 ft
- Static Head : 16.9704 ft
- Friction Head : 0.0003 ft

Total Head (H) : 16.9708 ft



Putaran Spesifik Pompa (Ns)	: 295.99 rpm
Tenaga Motor	: 0.05 Hp
Effisiensi	: 80 %
Harga	: \$ 935.03

3.3.31. Pompa -13

Kode	: P -13
Fungsi	: Memompakan hasil bawah Stripper ke T-04
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Bahan Pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 106 gallon/menit
Ukuran Pipa	
• Diameter Luar	: 4.5 in
• Diameter Dalam	: 4.026 in
• Schedul Number	: 40
• Luas Penampang	: 12.7 in ²

Menghitung Head Pompa

• Pressure Head	: 0
• Velocity Head	: 0.0698 ft
• Static Head	: 131.7704 ft
• Friction Head	: 1.6111 ft



Total Head (H)	: 133.4514 ft
Putaran Spesifik Pompa (Ns)	: 458.8795 rpm
Tenaga Motor	: 6 Hp
Effisiensi	: 80 %
Harga	: \$ 6106.96

3.3.32. Pompa -14

Kode	: P -14
Fungsi	: Memompakan produk dari T-04
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah	: 1 buah
Bahan Pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 106 gallon/menit
Ukuran Pipa	

- Diameter Luar : 4.5 in
- Diameter Dalam : 4.026 in
- Schedul Number : 40
- Luas Penampang : 12.7 in²

Menghitung Head Pompa

- Pressure Head : 0
- Velocity Head : 0.0698 ft
- Static Head : 19.9652 ft



• Friction Head	: 1.0311 ft
Total Head (H)	: 21.0661 ft
Putaran Spesifik Pompa (Ns)	: 1832.324 rpm
Tenaga Motor	: 1.5 Hp
Effisiensi	: 80 %
Harga	: \$ 5732.71



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik dapat mempengaruhi persaingan dan kelangsungan hidup pabrik tersebut. Penentuan lokasi yang tepat akan memberikan kontribusi yang penting dalam segi teknis maupun ekonomis. Pabrik Butil Etanoat direncanakan dibangun di daerah Gresik, Jawa Timur. Pertimbangan yang diambil adalah :

a. Bahan Baku

Dekat dan mudahnya bahan baku didapat :

PT. Indo Acidatama : Asam Asetat

Ketersediaan : 33.000 ton per tahun

(Aciditama.COM).

PT. Petrokimia Gresik : Asam Sulfat

Ketersediaan : 600.000 ton per tahun

(Petrokimia Gresik.COM).

PT. Petrokimia Gresik : Butanol

b. Transportasi

Transportasi di Gresik memiliki sarana yang memadai. Dengan adanya transportasi ini bahan baku ke pabrik dan pengiriman produk ke pasaran menjadi lebih lancar baik dari darat dan laut. Dipilih Gresik karena untuk sistem pengangkutan bahan baku dan produk mudah, karena lokasi pabrik

dekat dengan pelabuhan serta transportasi darat dan jalur kereta api yang relative lancar. Dengan adanya pelabuhan (Pelabuhan Tanjung Perak) yang cukup memadai untuk pemasaran di lain pulau maupun untuk ekspor.

c. Utilitas

Dalam utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik maka kebutuhan tersebut di harapkan dapat dipenuhi dengan mudah. Untuk kebutuhan air, berdasarkan survey di daerah Gresik, Jawa Timur bahwa didaerah ini terdapat air sungai yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Sedangkan untuk pemenuhan kebutuhan listrik, berasal dari PLTN dan digunakan generator (apabila listrik mati) yang mampu menyuplai kebutuhan listrik pada pabrik ini.

d. Tersedia tenaga kerja setempat yang banyak

Tenaga kerja merupakan modal untuk pendirian suatu pabrik. Dengan didirikannya pabrik di Gresik ini diharapkan akan dapat menyerap tenaga kerja potensial yang cukup banyak didaerah tersebut. Penyediaan tenaga kerja di pulau Jawa tidak sulit karena dari tahun ke tahun angka tenaga kerja semakin bertambah, dengan mengikuti otonomi daerah maka tenaga terampil dan terdidik dikhususkan pada anak daerah yang telah lulus studi dari sekolah-sekolah kejuruan, akademi serta perguruan tinggi, sehingga dapat mengikuti kemajuan teknologi.

e. Pemasaran

Besar kecilnya pangsa pasar yang dikuasai oleh suatu perusahaan akan mempengaruhi perkembangan pabrik dimasa yang akan datang. Hasil dari pabrik Butil Asetat merupakan bahan baku dari beberapa industri yang dekat dengan pulau Jawa sehingga memudahkan pemasarannya baik untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan untuk diekspor.

Dengan pertimbangan-pertimbangan tersebut di atas maka daerah Gresik, Jawa Timur diusulkan sebagai lokasi pabrik.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja serta proses.

Dalam melakukan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai :

- a. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik
- b. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien.
- c. Mempermudah penanggulangan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dan lain-lain.
- d. Mencegah terjadinya polusi.
- e. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan.
- f. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

- a. Pabrik Butil Etanoat ini merupakan pabrik baru sehingga dalam menentukan *lay out* tidak dibatasi bangunan yang sudah ada.
- b. Untuk mengantisipasi bertambahnya produksi diperlukan areal perluasan pabrik yang tidak jauh dari proses yang lama.
- c. Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Dalam perancangan *lay out* selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari bahan yang mudah meledak. Unit-unit yang ada dikelompokkan agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
- d. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan gedung, sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi oleh perubahan musim.
- e. Fasilitas untuk karyawan seperti masjid, kantin, parkir dan sebagainya diletakkan strategis sehingga tidak mengganggu jalannya proses.
- f. Jarak antar pompa dan peralatan proses harus diperhitungkan agar tidak mengalami kesulitan dalam melakukan pemeliharaan dan perbaikan.
- g. Disediakan tempat untuk pembersihan alat agar tidak mengganggu peralatan lain.
- h. Jarak antar unit yang satu dengan yang lain diatur sehingga tidak saling mengganggu.
- i. Alat kontrol supaya diletakkan pada posisi yang mudah diawasi operator.

Secara garis besar *lay out* dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Daerah administrasi / perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

- b. Daerah proses

Merupakan daerah tempat dimana alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.

- c. Daerah pergudangan umum, fasilitas karyawan, bengkel dan garasi.

- d. Daerah utilitas

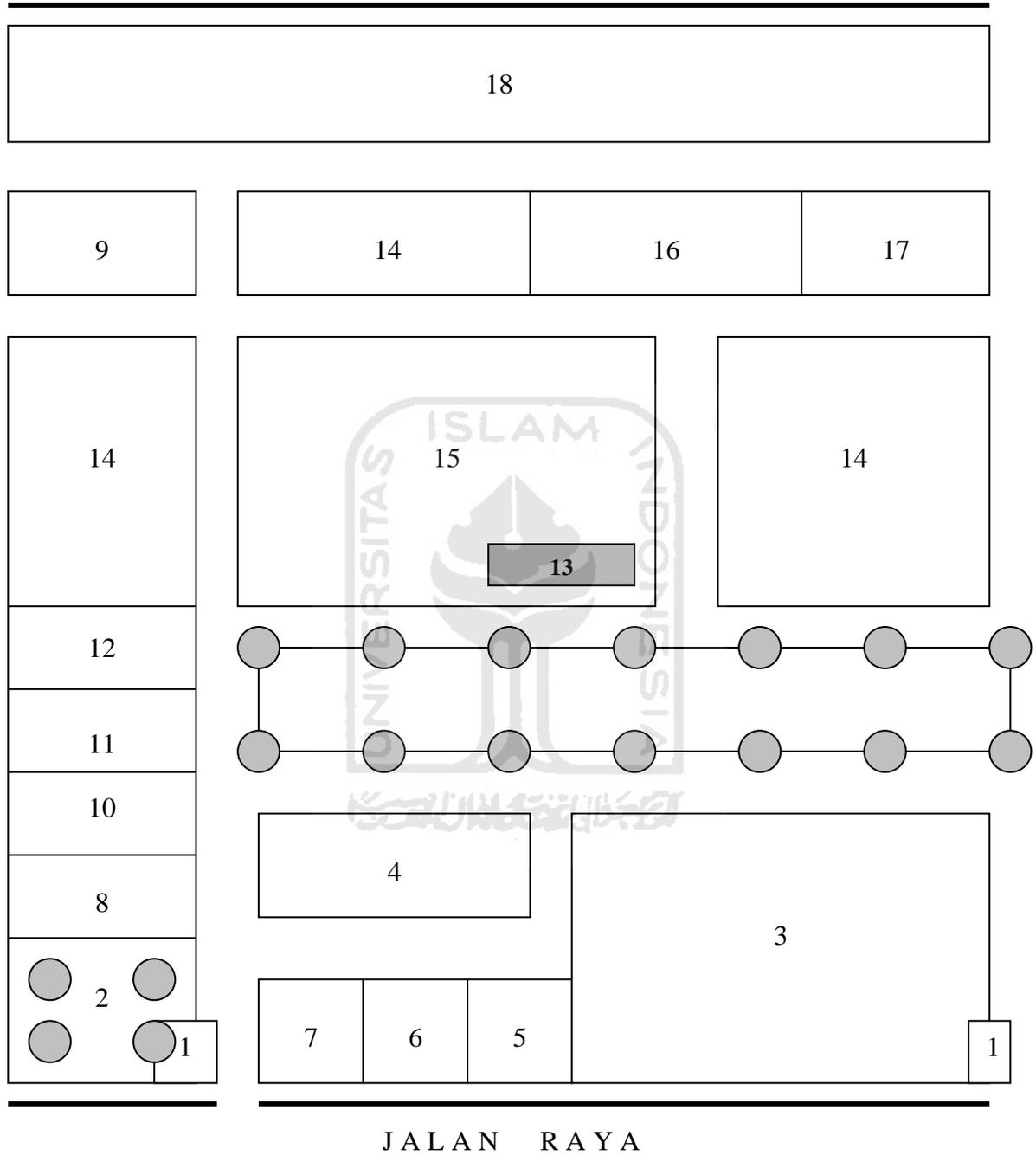
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan listrik dipusatkan.

Bangunan-bangunan yang ada di lokasi pabrik adalah :

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat, dan efisien. Pabrik Butil Etanoat akan didirikan di atas tanah seluas 23060 m².



TAMAN



Gambar.1. Tata Letak Pabrik

Skala 1:77000

Keterangan:

- | | |
|----------------------|----------------------------|
| 1. Pos Jaga | 10. Gudang |
| 2. Area Parkir | 11. Bengkel |
| 3. Kantor | 12. Pemadam Kebakaran |
| 4. Gedung Serbaguna | 13. Ruang Kontrol |
| 5. Perpustakaan | 14. Area Tangki |
| 6. Tempat Ibadah | 15. Area Proses Produksi |
| 7. Kantin & koperasi | 16. Area Utilitas |
| 8. Poliklinik | 17. Area Pengolahan Limbah |
| 9. Laboratorium | 18. Area Perluasan Pabrik |

4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses

Dalam merancang *lay out* peralatan proses pada Pabrik Butil Etanoat ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu :

a. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis dan menunjang kelancaran serta keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi dari pipa, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

b. Aliran udara

Aliran udara didalam dan sekitar area proses sangat penting untuk diperhatikan guna menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang

berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

d. Lalu lintas pekerja

Kelancaran lalu lintas pekerja yang baik ditandai dengan keleluasaan para pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, hal ini memudahkan bila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Disamping itu merupakan fungsi keamanan.

e. Pertimbangan ekonomi

Prinsip ekonomi mengacu pada penekanan biaya operasi terhadap tata letak peralatan pabrik, sehingga proses penyusunan lay out pabrik perlu dilakukan secara strategis dan optimal.

f. Jarak antar alat proses

Untuk alat yang mempunyai suhu dan tekanan yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan/ kebakaran pada alat-alat tertentu tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

g. 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 produk yang diharapkan.

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

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

a) *Over head* 1 x 1 tahun

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

b) *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

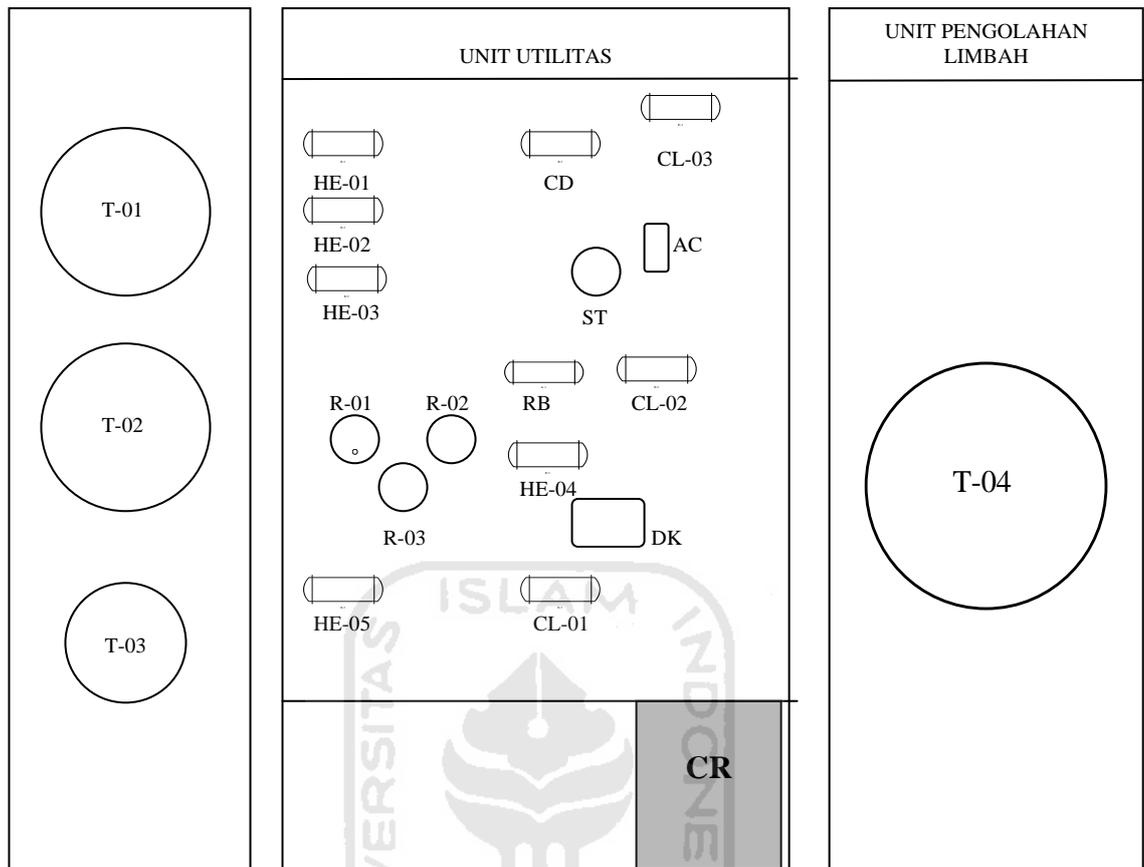
- Umur alat

Semakin tua umur alat maka 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.





Gambar. 2. Tata Letak Alat Proses
Skala 1:1283333

Keterangan:

- | | | | |
|-----|---------------|----|----------------|
| R | : Reaktor | CL | : Cooler |
| D | : Dekanter | T | : Tangki |
| ST | : Stripper | RB | : Reboiler |
| ACC | : Accumulator | CD | : Condensor |
| HE | : Heater | CR | : Control Room |





4.5. Pelayanan Teknik (*Utilitas*)

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam listrik dan bahan bakar. Keberadaan unit ini sangat penting dan harus ada.

4.5.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Butil Etanoat ini air yang digunakan berdasarkan air sungai yang terdekat dengan lokasi pabrik. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air sungai adalah :

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah jika dibandingkan dengan proses pengolahan sumber air yang lain.

Adapun air yang digunakan meliputi air pendingin, air proses, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk kebutuhan yang lainnya.

a. Air pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin. Hal ini dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut:

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- Dapat menyerap panas yang tinggi persatuan volume

- Tidak mudah menyusut secara berarti dengan adanya perubahan temperatur dingin.

Air pendingin juga sebaiknya mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasinya maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, untuk mencegah timbulnya kerak
- Klorin, membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan, mencegah terjadinya penggumpalan

b. Air umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan reboiler adalah :

- Zat yang menyebabkan korosi

Korosi disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_3 , H_2S yang masuk ke badan air.

- Zat yang menyebabkan kerak

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan biasanya air yang diperoleh dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

Adapun unit pengolahan air umpan boiler, meliputi:

a) Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , 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.

b) Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 . Gas tersebut dahulu dihilangkan karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

c) Unit Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *Cooling Tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *Blown Down* di *Cooling Tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penyaring air.

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Adapun syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat Fisik

- Suhu dibawah suhu udara luar

- Warna jernih
 - Tidak mempunyai rasa
 - Tidak berbau
- b) Syarat Kimia
- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
 - Tidak beracun
- c) Syarat Bakteriologis
- Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang pathogen

Dalam perancangan pabrik Butil Etanoat ini kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahapan-tahapan proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

a. Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang secara langsung dimasukkan kedalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan (sanitasi)

Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

c. Penyaringan (*screening*)

Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran yang bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air. Maka pada sisi isap pompa dipasang saringan yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila saringan kotor.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat, yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur kedalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat ke dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

Perhitungan Kebutuhan Air

A. Kebutuhan Air Pendingin

Table 4.5.1.1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1	Cooler-01	2811.1899
2	Cooler-02	3288.4434
3	Cooler-03	7.3135
4	Condensor	1167.1496
Jumlah		7274.0963

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam Cooling Tower. Selama operasi pasti ada kemungkinan terdapat kebocoran, sehingga perlu adanya Make-up air 20 %

$$\begin{aligned} \text{Maka make-up air pendingin} &= 20 \% \times 7274.0963 \text{ kg/jam} \\ &= 1454.8193 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Untuk penyediaan steam pada pabrik Butil Asetat ini harus dilakukan proses demineralisasi dan deaerasi untuk menghilangkan larutan dan asam yang merusak steel dan juga dapat melepaskan gas-gas yang larut dalam air.

Table 4.5.1.2 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1	Reaktor -01	546.8468
2	Reaktor -02	530.4871
3	Reaktor-03	524.8486
4	Heater-01	81.3988
5	Heater-02	135.1016
6	Heater-03	0.6740
7	Heater-04	70.0229
8	Heater-05	98.1162
9	Reboiler	172.4475
Jumlah		2159.9436

$$\begin{aligned}\text{Steam yang hilang} &= 20 \% \\ \text{Make-up steam} &= 20 \% \times 2159.9436 \text{ Kg/jam} \\ &= 431.9887 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

C. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

$$\begin{aligned}\text{Dianggap 1 orang membutuhkan} &= 150 \text{ liter/hari} \\ \text{Jumlah karyawan + Keluarga} &= \pm 500 \text{ orang}\end{aligned}$$

Table 4.5.1.3 Kebutuhan Air Kantor

No	Penggunaan	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Karyawan	3125
2	Laboratorium	20.8333
3	Bengkel, pembersihan, pemeliharaan taman, mushola, kantin, poliklinik	645.8333
Jumlah		3791.6666

$$\begin{aligned}\text{Jumlah rumah} &= 30 \text{ rumah} \\ \text{Jumlah penghuni} &= 5 \text{ orang / rumah} \\ \text{Kebutuhan air} &= 0.3500 \text{ m}^3 / \text{hari / orang} \\ \text{Total kebutuhan air untuk rumah tangga} &= 2187.5 \text{ kg/jam} \\ \text{Total kebutuhan air secara kontinyu} &= 7865.9747 \text{ kg/jam} \\ \text{Diambil angka keamanan 10\%} &= 1,1 \times 7865.9747 \text{ kg/jam} \\ &= 8652.5721 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4.5.2 Alat-alat yang digunakan dalam pengolahan dan pengadaaan air

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Kode : PU-01

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 593.7786 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8.63 in
- Diameter Dalam : 7.98 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.35 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 8 in
- Tenaga Motor : 20 Hp

2. Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak flokulator (FU)

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 593.7786 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8.63 in
- Diameter Dalam : 7.98 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.35 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 8 in
- Tenaga Motor : 10 Hp

3. Pompa Utilitas (PU-03)

Kode	: PU-03
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki Flokulator (TF-01) menuju Clarifier (CF-01)
Tipe	: Mixed Flow
Jumlah	: 1 buah
Bahan pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 593.7786 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8.63 in
- Diameter Dalam : 7.98 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.35 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 8 in
- Tenaga motor : 6 Hp

4. Pompa Utilitas (PU-04)

Kode : PU-04

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung air bersih (BU-03) menuju proses Demoneralisasi untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1.6037 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1.05 in
- Diameter Dalam : 0.82 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.003 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0.75 in
- Tenaga motor : 0.05 Hp

5. Pompa Utilitas (PU-05)

Kode : PU-05

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Cooling Tower (CT-01) sistem pendingin proses

Tipe : Mixed Flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 511.5944 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8.63 in
- Diameter Dalam : 7.98 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.347 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 8 in
- Tenaga Motor : 10 Hp

6. Pompa Utilitas (PU-06)

Kode	: PU-06
Fungsi	: Mengalirkan air pendingin bebas dari bak penampung menuju cooling tower untuk didinginkan
Tipe	: Mixed Flow
Jumlah	: 1 buah
Bahan pipa	: Commercial Steel
Kapasitas	: 511.5944 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 8.63 in
- Diameter Dalam : 7.98 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.347 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 8 in
- Tenaga Motor : 15 Hp

7. Pompa Utilitas (PU-07)



Kode : PU-07

Fungsi : Mengalirkan air dari Kation Exchanger menuju Anion Exchanger

Tipe : Mixed Flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1.6038 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1.05 inch
- Diameter Dalam : 0.82 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.003 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0.75 inch
- Tenaga Motor : 0.02 Hp

8. Pompa Utilitas (PU-08)

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju Daerator

Tipe : Mixed Flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1.6038 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1.05 inch

- Diameter Dalam : 0.82 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.003 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0.75 inch
- Tenaga Motor : 0.02 Hp

9. Pompa Utilitas (PU-09)

Kode : PU-09

Fungsi : Mengalirkan air dari Daerator menuju Boiler

Tipe : Mixed Flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : Commercial Steel

Kapasitas : 1.6038 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1.05 inch
- Diameter Dalam : 0.82 inch
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0.003 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0.75 inch
- Tenaga Motor : 0.03 Hp

10. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Kode : BU-01

Fungsi : Mengendapkan partikel - partikel berat berupa lumpur dan kotoran air sungai.



Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 41.5323 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

▪ Panjang : 4.5570 m

▪ Lebar : 2.2785 m

▪ Tinggi : 3.0000 m

11. Bak Flokulator (FU)

Kode : FU

Fungsi : mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid di bak penampungan awal

Jenis : Bak silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 10.3831 m³

Dimensi

▪ Diameter : 2.3649 m

▪ Tinggi : 2.3649 m

▪ Jenis pengaduk : Marine propeler 3 blade

▪ Power pengaduk : 1 HP

12. Bak Clarifier (CF)

Kode : CF

Fungsi : Mengendapkan gumpalan -gumpalan kotoran dari bak koagulasi



Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 10.3831 m³

Dimensi

■ Diameter : 2.3649 m

■ Tinggi : 3.1532 m

13. Bak Saringan Pasir (SP)

Kode : SP

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang belum terendapkan diClarifier.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0954 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

■ Panjang : 0.4858 m

■ Lebar : 0.4858 m

■ Tinggi : 0.4044 m

14. Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

Kode : BU-03

Fungsi : Menampung air yang keluar dari bak saringan pasir untuk dialirkan ke tangki demineralisasi.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah
Volume : 124.5970 m³
Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

- Panjang : 7.8929 m
- Lebar : 3.9465 m
- Tinggi : 4 m

15. Bak penampung Air kantor dan Rumah tangga (Sanitasi)

Kode : BU-04
Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Jenis : Bak Empat Persegi Panjang
Jumlah : 1 buah
Volume : 54.6 m³
Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

- Panjang : 6.0332 m
- Lebar : 3.0166 m
- Tinggi : 4 m

16. Bak penampung Air Pendingin (BU-05)

Kode : BU-05
Fungsi : Menampung air dari cooling tower sebagai air pendingin untuk kemudian disirkulasikan ke alat-alat proses..



Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 3.4916 m³

Dimensi

▪ Panjang : 1.3213 m

▪ Lebar : 0.6606 m

▪ Tinggi : 4 m

17. Cooling Tower (CTU)

Kode : CTU

Fungsi : Mendinginkan air pendingin dari suhu 104°F menjadi 86°F.

Jenis : Cooling tower induced draft

Jumlah : 1 buah

Ground Area : 0.1587 m³

Dimensi

▪ Panjang : 0.3984 m

▪ Lebar : 0.3984 m

▪ Tinggi : 3.5475 m

18. Blower Cooling Tower (BCTU)

Kode : (BCTU)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

Kebutuhan Udara : 2.5960 ft³/min

Jumlah : 1 buah

Power : 0.5 HP

19. Tangki Kation Exchanger (KEU)

Kode : KEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0628 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.2122 m

■ Tinggi : 1.778 m

■ Tebal Tangki : 0.0033 m

20. Tangki Anion Exchanger (AEU)

Kode : AEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air dengan cara mengikat ion dengan zeolit (kation exchanger) dan R-NH₂ (anion exchanger)

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.1122 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.2739 m

- Tinggi : 1.905 m
- Tebal Tangki : 0.0034 m

21. Tangki Deaerator (DAU)

Kode : DAU

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air pembangkit steam untuk mencegah terjadinya korosi.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 2.0735 m³

Dimensi

- Diameter : 1.3823 m
- Tinggi : 1.3823 m
- Jenis Pengaduk : *Marine Propeler 3 Blade*
- Power Pengaduk : 0.05 Hp

22. Tangki Umpan *Boiler*

Kode : TU-01

Fungsi : Menampung Umpan *Boiler*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 1.0368 m³

Dimensi

- Diameter : 1.0972 m
- Tinggi : 1.0972 m

23. Tangki Penampung Kondensat

Kode : TU-03

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

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 4.1471 m³

Dimensi

■ Diameter : 1.7416 m

■ Tinggi : 1.7416 m

24. Tangki Larutan Kaporit

Kode : TU-04

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

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.5284 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.8764 m

■ Tinggi : 0.8764 m

25. Tangki Desinfektan

Kode : TU-05

Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang selanjutnya dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 4.55 m³

Dimensi

■ Diameter : 1.7963 m

■ Tinggi : 1.7963 m

26. Tangki Larutan NaCl

Kode : TU-06

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

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.1088 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.5174 m

■ Tinggi : 0.5174 m

27. Tangki Pelarut NaOH

Kode : TU-07

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0539 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.4096 m

■ Tinggi : 0.4096 m

28. Tangki Pelarut Na₂SO₄

Kode : TU-08

Fungsi : Melarutkan Na₂SO₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.2239 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.6583 m

■ Tinggi : 0.6583 m

29. Tangki Pelarut N₂H₄

Kode : TU-09

Fungsi : Melarutkan N₂H₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.2239 m³

Dimensi

■ Diameter : 0.6583 m

■ Tinggi : 0.6583 m

30. Tangki Bahan Bakar

Kode : TU-10

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 6 hari sebagai bahan bakar *boiler*.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 373.2383 m³

Dimensi

■ Diameter : 7.8050 m

■ Tinggi : 7.8050 m

31. Tangki Tawas (TU-11)

Kode : TU-11

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

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 10.5677 m³

Dimensi

■ Diameter : 2.3789 m

■ Tinggi : 2.3789 m

32. Bak Pengendap Awal (BU-03)

Kode : BU-03

Fungsi : Mengendapkan partikel - partikel berat berupa lumpur dan kotoran air sungai.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 124.5970 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

■ Panjang : 7.8929 m

■ Lebar : 3.9465 m

■ Tinggi : 3.0000 m

33. Pengadaan udara tekan

Udara tekan digunakan untuk menggerakkan alat-alat kontrol secara pneumatis. Untuk memenuhi kebutuhan udara digunakan blower untuk menekan udara lingkungan.

Blower berfungsi untuk menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi.

Kebutuhan udara tekan kira-kira, $Q = 1 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 0,59 \text{ ft}^3/\text{menit}$

Asumsi : P masuk = 1 atm

P keluar = 2 atm

Power Blower (Church,1985)

$$Wad = \frac{k}{(k+1)} \cdot P \cdot Q \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k}{k+1}} - 1 \right)$$

Udara, $k = 1,41$ (Tabel 11-2 Church,1985)

Wad = 364,54 lb.ft/min

= 4,60 Hp

Dipakai blower centrifugal dengan motor standart NEMA 5 Hp.

34. Boiler

Kode : BO

Fungsi : Memproduksi *steam* jenuh pada suhu 249°F dan tekanan
14,7 psi

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Effisiensi Penguapan	: 80 %
Panas yang dibutuhkan	: 13717884.95 Btu/jam
Panas yang diberikan	: 17621420 Btu/jam
Kebutuhan <i>Steam</i>	: 7315.133 kg/jam
Kebutuhan Bahan Bakar	: 435.0019 liter/jam

4.5.3 Pengadaan Tenaga Listrik

Unit ini ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik. Pemenuhan kebutuhan listrik di penuhi oleh PLTA dan sebagai cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLTA. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan.

- Tenaga listrik yang di hasilkan cukup besar
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan *transformator*

Adapun kebutuhan listrik untuk pabrik ini meliputi :

- a. Kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor di dalam proses dan utilitas

Tabel 4.5.3.1 Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan Motor
di dalam Proses

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	0,5	0,5
P-2	Pompa	1	1.5	1.5
P-3	Pompa	1	0.05	0.05
P-4	Pompa	1	2.5	2.5
P-5	Pompa	1	1.5	1.5
P-6	Pompa	1	0.05	0.05
P-7	Pompa	1	2.5	2.5
P-8	Pompa	1	1.5	1.5
P-9	Pompa	1	1	1
P-10	Pompa	1	0.05	0.05
P-11	Pompa	1	1	1
P-12	Pompa	1	0.05	0.05
P-13	Pompa	1	5	5
P-14	Pompa	1	1.5	1.5
Reaktor 1	Reaktor	1	4	4
Reaktor 2	Reaktor	1	4	4
Reaktor 3	Mixer	1	4	4
Total			30.7	30.7

Tabel 4.5.3.2 Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan Motor
di dalam Utilitas

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	3	3
P-2	Pompa	1	0.5	0.5
P-3	Pompa	1	0.5	0.5
P-4	Pompa	1	0.5	0.5
P-5	Pompa	1	0.5	0.5
P-6	Pompa	1	0.5	0.5
P-7	Pompa	1	0.5	0.5
P-8	Pompa	1	0.5	0.5
P-9	Pompa	1	0.5	0.5
FL-01	Flokulator	1	1	1
BL	Blower	1	0.5	0.5
CT-01	Cooling Tower	1	7	7
CR-1	Compresor	1	1.5	1.5
Total			17	17

Kebutuhan total listrik untuk menggerakkan motor

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Total Listrik} &= \text{Total (a)} + \text{Total (b)} \\ &= 30.7 \text{ Hp} + 17 \text{ Hp} \\ &= 47.7 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Over design 20 \%} &= 1,2 \times \text{Kebutuhan Total Listrik} \\ &= 1,2 \times 47.7 \text{ Hp} \\ &= 57.24 \text{ Hp}\end{aligned}$$

b. Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan alat kontrol dan penerangan.

- Untuk alat kontrol diperkirakan 40 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Listrik} &= 0,4 \times 47.7 \text{ Hp} \\ &= 22.89 \text{ Hp} \end{aligned}$$

- Untuk penerangan diperkirakan 50 % dari kebutuhan untuk menggerakkan motor

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Listrik} &= 0,5 \times 47.7 \text{ Hp} \\ &= 28.62 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Listrik} &= (57.24 \text{ Hp} + 22.89 \text{ Hp} + 28.62 \text{ Hp}) \times 0,7457 \\ &\quad \text{Kw/Hp} + 15,0000 \text{ Kwatt} \\ &= 81.099 \text{ Kwatt} \end{aligned}$$

Listrik sebesar ini dipenuhi oleh PLN sebesar 101.37 Kwatt apabila terjadi pemadaman di gunakan 1 Generator cadangan berkekuatan 2117.95 Hp dengan bahan bakar *Industrial Diesel Oil* (IDO) sehingga kebutuhan bahan bakar IDO di hitung sebagai berikut :

Effisiensi 80 % dari kebutuhan listrik total.

$$\text{Effisiensi Generator 80 \%} = \frac{81.099 \text{ Kwatt}}{0,8000} = 101.37 \text{ Kwatt}$$

Kebutuhan bahan bakar untuk Generator Listrik :

$$\begin{aligned} &= \frac{101.37 \text{ Kwatt} \times \left(\frac{1 \text{ Btu} / \text{ jam}}{0,00029307 \text{ Kwatt}} \right)}{250000 \text{ Btu} / \text{ gal}} \\ &= 1.3836 \text{ gal/jam} \times 3.7853 \text{ lt/gal} \\ &= 5.237 \text{ Liter/Jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi IDO, minyak Diesel :

Heat Value = 250.000 Btu/gal

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0,9 kg/ltr

Viskositas = 1,2 Cp

4.5.4 Pengolahan Limbah

Pabrik Butil Etanoat menghasilkan limbah berupa air, garam, *acetone* dan impuritis dalam skala kecil. Pengolahan air limbah adalah pengolahan limbah pabrik yang belum memenuhi persyaratan (BOD, COD, dan lain-lain) secara mikrobiologis sehingga air yang keluar dari pabrik memenuhi persyaratan Undang-Undang Lingkungan Hidup.

a. Bak Netralisasi (*Neutralizing Pond*)

Bak ini digunakan untuk menurunkan suhu limbah pabrik. Pada bak ini limbah mempunyai pH 4 dan suhu sekitar 35°C

b. Menara Pendingin

Menara pendingin digunakan untuk menurunkan suhu limbah sebelum dimasukkan ke kolam-kolam. Hal ini dilakukan karena pada suhu tinggi bakteri-bakteri pengurai (pembentuk metan) mati, sedangkan suhu optimum perkembangan adalah 35°C.

Alat ini berupa antara menara yang dipasang kisi-kisi dengan tujuan untuk mempercepat proses pendinginan. Limbah dari pabrik dipompakan ke bagian atas menara pendingin, dan turun terpecar melalui kisi-kisi sehingga suhunya turun.

c. Kolam Pembiakkan (*Seeding Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk membiakkan bakteri yang akan bekerja dalam kolam *anaerobik*. Isi *pond* ini sekitar 350 m³ dan berisikan bakteri dengan kadar tinggi. Sewaktu-waktu diberi limbah pabrik Butil Etanoat sebagai makanannya, dan pada waktu tertentu sebagian diisikan kedalam kolam *anaerobik* dengan cara *overflow*.

Tidak seluruhnya limbah melakukan *Seeding Pond*. Bakteri dalam *Seeding Pond* hidup apabila terlihat adanya gelembung gas metan yang timbul. pH dijaga selalu lebih kecil dari 6,5 - 6,8 dengan penambahan kapur / soda asah.

d. Kolam Anaerobik (*Anaerobic Pond*)

Pengolahan limbah pabrik Butil Etanoat yang terutama terjadi di kolam ini, dimana lemak diubah menjadi gas metan. Kolam *anaerobik* ini dapat menampung air limbah pengolahan selama 60 hari (lemak diubah menjadi asam organik dan selanjutnya asam organik ini diubah menjadi gas metan) oleh bakteri *anaerobik* pembentukan metan. Untuk lebih mengaktifkan reaksi pembentukan metan maka cairan dalam kolam *anaerobik* belakang harus dipompakan secara terus-menerus setiap hari ke kolam *anaerobik* di muka. Apabila bakteri di dalam kolam ini kurang aktif, maka diambil bakteri aktif dari *Seeding Pond*, yang secara *overflow* bakteri aktif mengalir ke dalam kolam *anaerobik*, pH di dalam kolam ini dijaga minimal 6.

e. Kolam Aerasi (*Aeration Pond*)

Kolam aerasi ditujukan untuk memperkaya cairan limbah dengan oksigen dan membunuh bakteri anaerob dengan cara menyebarkan cairan ke udara dengan menggunakan aerator, atau dengan memasukkan udara ke dalam cairan dengan menggunakan kompressor. Aerator ataupun kompresor harus berjalan terus menerus.

f. Kolam Pengendapan (*Settling Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk mengendapkan zat-zat padat yang dikandung cairan yang berasal dari kolam aerobik. Kolam pengendapan dapat menampung cairan limbah selama 6 hari olahan. Apabila terjadi pendangkalan karena pengendapan zat-zat padat maka dilakukan pembersihan / pengurasan.

g. Kolam Aerobik (*Aerobic Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk memberikan kesempatan cairan dari kolam pengendapan untuk menyerap lebih banyak oksigen dari udara. Kolam ini dapat menampung limbah untuk 6 hari olahan. Kolam ini merupakan kolam terakhir dalam proses penanganan air limbah pabrik Butil Etanoat. Dari kolam ini limbah yang telah diolah tadi dapat dialirkan ke lahan aplikasi atau *overflow* kolam ini dapat dibuang ke sungai.

4.5.5 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik limbah gas maupun

limbah cair. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas pokok laboratorium antara lain :

- a. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
- b. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- c. Melakukan kontrol dan analisa terhadap jalannya proses produksi yang ada kaitannya dengan tingkat pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair maupun limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
- d. Melakukan analisa dan kontrol terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi. Dengan demikian sangat diperlukan koordinasi dan kerjasama yang baik antar bagian laboratorium dengan unit utilitas dan unit produksi.

4.5.6 Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik biasanya cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun.

Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktivitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan yang negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula portable *fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.

4.6. ORGANISASI PERUSAHAAN

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Butil Etanoat yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lokasi perusahaan : Daerah Gresik

Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usahanya.

4.6.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi dengan diketahui wewenang

dan tanggung jawab masing masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

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

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

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

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

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

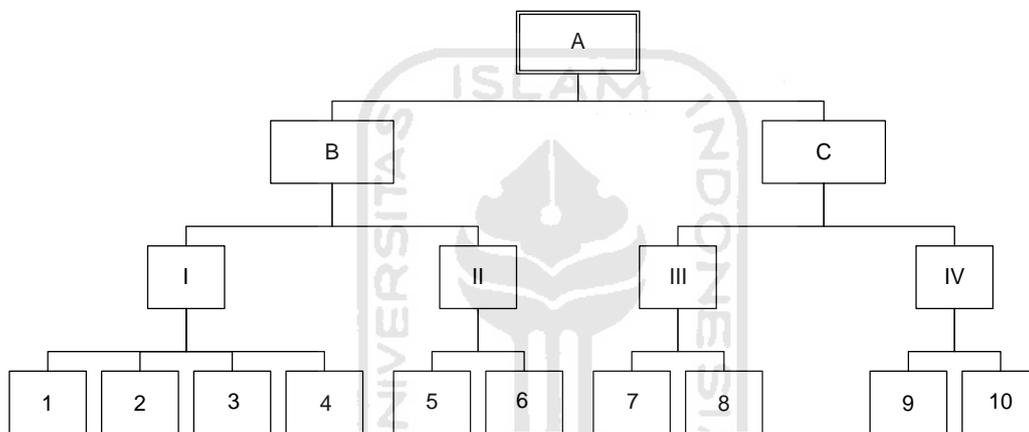
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan dan *quality assurance* (QA). Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, administrasi dan keuangan dan Umum membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (Supervisor) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran, nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 6. Struktur organisasi perusahaan

Keterangan Gambar:

- A : Direktur Utama
- B : Direktur Produksi/Teknik
- C : Direktur Administrasi/Keuangan
- I : Kepala Bagian Produksi
- II : Kepala Bagian Teknik
- III : Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan
- IV : Kepala Bagian Umum
- 1 : Seksi Proses

- 2 : Seksi Laboratorium
- 3 : Seksi Penelitian dan Pengembangan
- 4 : Seksi Pemeliharaan Alat
- 5 : Seksi Utilitas
- 6 : Seksi Administrasi
- 7 : Seksi Personalia
- 8 : Seksi Keuangan
- 9 : Seksi Hubungan Masyarakat
- 10 : Seksi Kesehatan

4.6.3 Tugas dan Wewenang

Dengan sistem pembagian tugas menurut wewenang akan memudahkan dalam penyelesaian tugas dan pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap tugas dan wewenang anggota organisasi.

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Adapun keputusan yang dihasilkan dari rapat tersebut adalah :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Perusahaan.

3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenangnya :

1. Mengatur dan mengkoordinir kepentingan para pemegang saham Pemegang saham dan penentu kebijakan kepentingan perusahaan.
2. Sesuai dengan ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan.
3. Memberikan penilaian dan mewakili para pemegang saham atas pengesahan neraca dan perhitungan rugi laba tahunan serta laporan lain yang disampaikan oleh direksi.
4. Bertanggung jawab atas stabilitas jalannya perusahaan dalam jangka panjang, baik bersifat ekstern maupun intern.

c. *Direktur*

Tugas dan wewenangnya :

1. Pejabat tinggi, memimpin perusahaan bersama-sama manejer.
2. Mengusahakan tercapainya tujuan perusahaan sesuai dengan anggaran dasar.
3. Memutuskan besarnya gaji dan upah
4. Memberikan pengawasan, pengarahan dan petunjuk guna mendapatkan suatu langkah kerja yang baik.
5. Mengambil keputusan dipenuhi atau tidaknya jumlah produksi yang dilakukan.

6. Bertanggung jawab atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan kepada Dewan Komisaris

d. *Staff Ahli dan R&D*

1) Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai bidangnya.

Tugas dan Wewenangnya :

1. Memberikan saran dan perencanaan pengembangan perusahaan.
 2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
 3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum
- 2) Staff R&D

Staff R&D ini bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenangnya :

1. Memperbaiki proses, perencanaan alat dan pengembangan produksi.
2. Meningkatkan mutu produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

e. *Manajer*

Tugas dan wewenangnya :

1. Berkoordinasi bersama seluruh kepala bagian untuk memastikan berjalannya perusahaan sesuai dengan rencana yang ditetapkan.

2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Berkoordinasi dengan Direktur dalam menentukan strategi dan target perusahaan.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan.

f. Kepala Bagian

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

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya :

- Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada manajer operasional dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.
- Mengadakan kerja sama dengan pihak luar dalam hal pengadaan bahan baku, memberikan laporan mengenai hasil produksi kepada manajer operasional serta menjaga kualitas produksi.
- Merencanakan pembagian tugas karyawan
- Mengawasi cara kerja karyawan yang menjadi tanggung jawabnya.
- Menjaga agar kondisi ruangan (RH) agar tetap dalam keadaan yang diinginkan

- Mengatur pembagian istirahat karyawan agar tidak mengganggu kelancaran produksi
- Memperhatikan masalah-masalah yang terjadi dan segera diantisipasi agar proses dapat berjalan sesuai yang direncanakan
- Bekerja sama dengan pihak lain guna kelancaran proses produksi
- Bertanggung jawab atas hasil produk yang telah diproduksi

2. Kepala Bagian Utilitas

Tugas dan wewenangnya :

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

3. Kepala Bagian *Maintenance* membawahi :

- *Supervisor* pemeliharaan peralatan

Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :

1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik

2) Memperbaiki peralatan pabrik

- *Supervisor* pengadaan Peralatan

Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :

1) Merencanakan penggantian peralatan

2) Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan

4. Kepala Bagian *Quality Assurance*(QA)

Tugas dan wewenangnya :

- Menetapkan standar kualitas dari produk yang dihasilkan perusahaan
- Penghubung antara konsumen dengan pihak perusahaan untuk masalah komplain produk
- Merencanakan perbaikan produk yang mengalami kerusakan
- Melaksanakan pengawasan dan mengkoordinir proses quality control

Kepala Bagian *Quality Assurance* (QA) membawahi :

- *Supervisor* Laboratorium
 - 1) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
 - 2) Mengawasi dan Menganalisa produk
 - 3) Mengawasi kualitas buangan pabrik

5. Kepala bagian Keuangan dan Pemasaran

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

- Supervisor Pembelian

Tugas Supervisor Pembelian antara lain :

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

- *Supervisor Pemasaran*

Tugas *Supervisor Pemasaran* antara lain :

- 1) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- 2) Mengatur distribusi barang dari gudang.

- *Supervisor Keuangan*

Tugas *Supervisor Keuangan* antara lain :

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

6. Kepala Bagian Personalia dan Umum

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

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

- *Supervisor Personalia*

Tugas Supervisor Personalia antara lain :

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

- *Supervisor* Humas

Tugas *Supervisor* Humas antara lain :

- 1) Mengatur hubungan dengan masyarakat luar lingkungan perusahaan.

- *Supervisor* Keamanan

Tugas *Supervisor* Keamanan antara lain :

- 1) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- 2) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan kedalam lingkungan perusahaan
- 3) Menjaga dan memelihara keberhasilan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

g. *Supervisor*

Supervisor adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar

diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Supervisor akan membawahi staf. Setiap supervisor bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Tugas dan wewenangnya :

- a. Merencanakan rekrutmen dan pembinaan karyawan guna pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM) perusahaan.
- b. Mengarahkan staf dan karyawan secara langsung untuk mencapai sasaran perusahaan.
- c. Mengadakan pertemuan perorangan maupun kelompok untuk menciptakan hubungan yang baik, sehingga menimbulkan suasana yang menyenangkan dengan tidak meninggalkan peraturan-peraturan yang telah ditetapkan perusahaan.
- d. Memberikan motivasi kepada seluruh staff dan karyawan agar bekerja dengan kesadaran dan tanggung jawab serta mematuhi peraturan yang telah ditetapkan.
- e. Memberikan teguran dan peringatan apabila terjadi pelanggaran.
- f. Mengadakan pembinaan disiplin kerja
- g. Melaksanakan absensi staf dan karyawan
- h. Bertanggung jawab atas pengawasan, kebersihan, keamanan dan ketertiban perusahaan.
- i. Melaksanakan kerja sama dan hubungan yang baik dengan perusahaan lain atau masyarakat sekitar.

- j. Bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan karyawan, perusahaan lain dan masyarakat sekitar.

4.6.4 Ketenagakerjaan

Kegiatan operasional pabrik bekerja kontinyu selama 24 jam dan dalam jangka waktu satu tahun. Sistem pengaturan jam kerja karyawan dibedakan atas dua macam, yaitu :

a. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang secara tidak langsung menangani proses produksi. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non shift dalam seminggu adalah enam hari kerja dengan jumlah kerja maksimal 40 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur, dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1½ kali jam kerja, sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah dua kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non shift diatur dengan perincian sebagai berikut :

Hari Senin – Jum'at : jam 08.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu : jam 08.00 – 14.30 WIB

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut :

selain hari Jum'at : jam 12.00 – 13.00 WIB

hari Jum'at : jam 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari besar semua karyawan non shift libur.

b. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi. Sistem jam kerja bagi karyawan shift diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam terus menerus. Pembagian karyawan shift dilakukan dalam empat kelompok, dimana tiga kelompok mendapat giliran shift sedangkan satu kelompok libur.

Adapun jam kerja shift dalam satu hari diatur dalam empat shift sebagai berikut:

- Shift I : jam 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II : jam 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III : jam 23.00 – 07.00 WIB
- Shift IV : libur

Jam kerja shift berlangsung selama delapan jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap dua hari kerja sekali. Untuk hari Minggu dan hari besar tidak libur. Tempat-tempat khusus seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol dan utilitas juga dilakukan pembagian jam kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas. Seluruh karyawan mendapat cuti selama duabelas hari setiap tahunnya.

Penjadwalan tugas karyawan shift diatur sebagai berikut :

JAM SHIFT	H A R I K E							
	1	2	3	4	5	6	7	8
07.00-15.00	A	A	B	B	C	C	D	D
15.00-23.00	B	B	C	C	D	D	A	A
23.00-07.00	C	C	D	D	A	A	B	B
LIBUR	D	D	A	A	B	B	C	C

Keterangan :

A, B, C, D : kelompok karyawan shift

4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.6.5.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.6.5.1 Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan + Pengalaman
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia (10 Thn)
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia (10 Thn)
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi (10 Thn)
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia (5 Thn)
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin (5 Thn)
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia (5 Thn)
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi (5 Thn)
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi (5 Thn)
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum (5 Thn)

10.	Kepala Seksi	Sarjana Teknik Kimia (3 Thn)
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat (2 Thn)
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris (2 Thn)
13.	Staff	Sarjana Muda / D III (2 Thn)
13.	Medis	Dokter (2 Thn)
14.	Paramedis	Perawat (2 Thn)
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat (1 Thn)

4.6.5.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.6.5.2 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

NO	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	1
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
24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	7
27.	Karyawan Humas	5
28.	Karyawan Keamanan	8
29.	Karyawan Pembelian	5
30.	Karyawan Administrasi	7
31.	Karyawan Pemasaran	7
32.	Karyawan Kas/Anggaran	7
33.	Karyawan Proses	4
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	10
36.	Karyawan Pemeliharaan	10
37.	Karyawan Utilitas	12
38.	Karyawan KKK	4
39.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41.	Paramedis	4
42.	Sopir	3
43.	Cleaning Service	6
	Total	133

4.6.6. 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 4.6.6.1 Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp. 15.000.000,-
2	Direktur	Rp. 7.500.000,-
3	Staff Ahli	Rp. 6.000.000,-
4	Kepala Bagian	Rp. 4.000.000,-
5	Kepala Seksi	Rp. 3.000.000,-
6	Sekretaris	Rp. 1.500.000,-
7	Paramedis	Rp. 750.000,-
8	Karyawan	Rp. 2.000.000,-
9	Satpam	Rp. 800.000,-
10	Sopir	Rp. 800.000,-
11	Cleaning service	Rp. 500.000,-
12	Dokter	Rp. 4.000.000,-

4.6.7 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerja dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi kerja

4.6.8 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat merangsang kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jemu dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari Kerja.

3. Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dengan kedua minimal 2 tahun.

4.6.9 Manajemen Produksi

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

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

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

4.6.10 Perencanaan Produksi

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

a. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan :

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

Ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu :

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

b. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (Bahan Baku)

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

2. Manusia (Tenaga Kerja)

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

3. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.6.11 engendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dilaksanakan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses

produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai setandar, dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana, serta waktu yang tepat sesuai dengan jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik,kesalahan operasi, kerusakan alat. Penyimpanagn dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan..

b. *Pengendalian Kuantitas*

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

c. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin mencapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan baku untuk proses harus mencukupi. Oleh karena itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam

suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

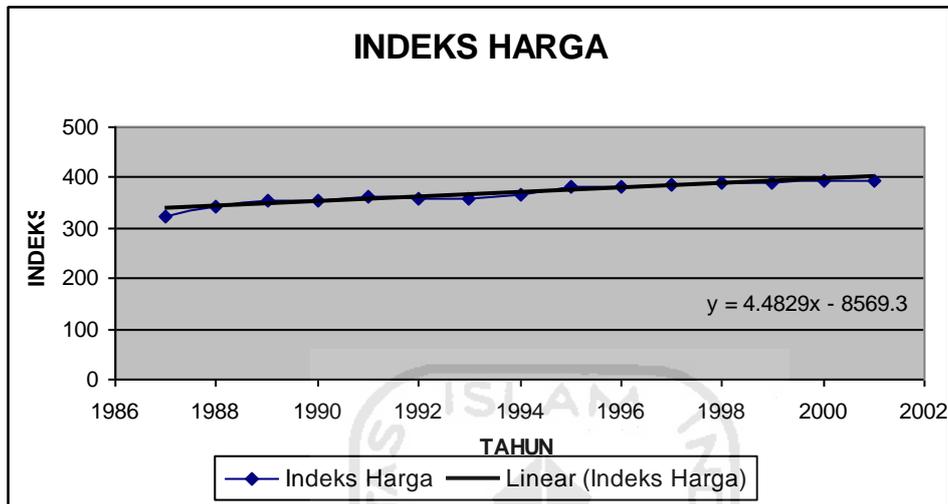
Harga indeks tahun 2008 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1954 sampai 2001:

Tabel 4.7.1 Perkembangan Indeks Harga

Tahun	X(Tahun)	Y (indeks)
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 : <http://www.che.com>



Gambar 7. Grafik Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah :

$$Y = 4,4829 x - 8569,3 \dots \dots \dots (1)$$

Dimana : x = tahun

Y = indeks harga

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka harga indeks pada tahun perancangan yaitu pada tahun 2012 dapat diperoleh yaitu :

$$Y = 4,4829 (2010) - 8569,3 = 450,293$$

harga pada tahun 2012 dapat dicari sebagai berikut :

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

Dimana : Ex = Harga Alat pada tahun x

Ey = Harga alta pada tahun y

N_x = Index harga pada tahun x

N_y = Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a [C_b / C_a]^{0.6}$$

Dimana : E_a = Harga alat a

E_b = Harga alat b

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

Indeks harga alat pada tahun 2012 dengan ekstrapolasi diperoleh sebesar 642,1256.

4.7.2 Dasar Perhitungan

a. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital Investment* terdiri atas :

- *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya

- *Working Capital Investment*

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

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost terdiri dari *direct*, *indirect* dan *fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk

- *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik

- *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah harga yang berkenaan dengan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap dan tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi.

c. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.3 Analisa Kelayakan

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

a. *Percent Return of Investment (ROI)*

ROI adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan atas kecepatan pengembalian modal tetapyang telah diinvestasikan.

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

b. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperluakn untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{FixedCapitalInvestment}}{(\text{KeuntunganTahunan} + \text{Depresiasi})}$$

c. *Break Event Point (BEP)*

BEP adalah titik impas dimana harga penjualan sama dengan total cost (tidak mempunyai keuntungan)

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

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Ragulated Expenses* pada produksi maksimum

V_a : *Annual Variabel Value* pada produksi maksimum

S_a : *Annual sales Value* pada produksi maksimum

d. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah persentase minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam satu tahun, sehingga dapat dipahami bahwa apabila pabrik tidak mampu mencapai persentase minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus di shut down.

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

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan *Discounted Cash Flow* merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun selama umur ekonomi. *Rate of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada pabrik selama umur pabrik.

4.7.4 Hasil Perhitungan

Tabel 4.7.4.1 Fixed Capital Investment

No	Type of Fixed Capital Investment	US \$	Rp
1	Delivered Equipment	13,315,034.37	-
2	Equipment Instalation	67,107.77	10.715.529.444,-
3	Piping	5,416,555.98	12.389.830.920,-
4	Instrumentation	1,294,221.34	2.009.161.770,-
5	Insulation	346,190.89	1.517.913.918,-
6	Electrical	876,129.26	1.366.122.526,-
7	Buildings	-	23.060.000.000,-
8	Land and yard improvement	-	25.500.000.000,-
9	Utilities	244,384.07	161.975.485,-
	Physical Plant Cost	21,559,623.69	73.463.972.352,-
10	Engineering and Contruction	4,311,294.74	14.692.794.470,-
	Direct Plan Cost	25,871,548.42	88.156.766.822,-
11	Contractor's fee	1,293,577.42	4.407.838.341,-
12	Contingency	2,587,154.84	8.815.676.682,-
	Fixed Capital	29,752,280.69	101.380.281.846,-

Total Fixed Capital Investment dalam rupiah

= \$ 29,752,280.69 x Rp. 10000,- + Rp. 101.380.281.846,-

= Rp. 398.903.088.746,-

Total Fixed Capital Investment dalam dollar = \$ 39,890,308.88

Tabel 4.7.4.2 Working Capital Investment

No	Type of Working Capital	Rp
1	Raw Material Inventory	11.587.893.192,-
2	In process inventory	814.760.605,-
3	Product Inventory	24.442.818.159,-
4	Available cash	24.442.818.156,-
5	Extended credit	24.442.818.156,-
	Total Working Capital	85.731.108.266,-

Tabel 4.7.4.3 Total Capital Investment

No	Type of Capital Investment	Rp
1	Fixed Capital Investment	Rp. 398.903.088.746,-
2	Working Capital	Rp. 85.731.108.266,-
	Jumlah	Rp. 484.634197.012,-

Tabel 4.7.4. 4 Manufacturing Cost

No	Type of Manufacturing Cost	Rp
1	Raw Materials	127.466.825.112,-
2	Labour Cost	3.251.100.000,-
3	Supervisor	321.510.000,-
4	Maintenance	27.923.216.211,-
5	Plant Supplies	4.188.482.431,-
6	Royalties & Patent	13.200.000.000,-
7	Utilities	17.895.842.873,-
Direct Manufacturing Cost		192.210.976.628,-
8	Payroll and Overhead	546.567.000,-
9	Laboratory	321.510.000,-
10	Plant Overhead	1.929.060.000,-
11	Packaging and Shipping	22.000.000.000,-
Indirect Manufacturing Cost		24.797.137.000,-
12	Depreciation	39.890.308.872,-
13	Property Taxes	5.983.546.330,-
14	Insurance	3.989.030.887,-
Fixed Manufacturing Cost		49.862.886.091,-

Manufacturing Cost	268.870.999.719,-
--------------------	-------------------

Tabel 4.7.4. 5 General Expense

No	Type of General Expense	Rp
1	Administration	8.066.129.991,-
2	Sales	44.000.000.000,-
3	Finance	15.956.123.549,-
4	Research	8.066.129.991,-
	General Expense	76.088.383.532,-

Tabel 4.7.4. 6 Total Production Cost

No	Komponen	Rp
1	Manufacturing Cost	268.870.999.719,-
2	General Cost	76.088.383.532,-
	Total Production Cost	344.959.383.252,-

a. Keuntungan

Harga Jual = Rp 440.000.000.000,-

Total Cost = Rp 344.959.383.252,-

Keuntungan sebelum pajak = Rp 95.040.616.748,-

Keuntungan setelah pajak = Rp 47.520.308.374,-

b. Analisa Kelayakan Ekonomi

a) *Percent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Keuntungan}{FixedCapital} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak

$$ROI = \frac{95.040.616.748,-}{398.903.088.729,-} \times 100 = 23.83 \%$$

ROI setelah pajak

$$ROI = \frac{47.520.308.374,-}{398.903.088.729,-} \times 100 = 11.91 \%$$

b) *Pay Out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak

$$POT = \frac{Rp398.903.088.729,-}{(Rp95.040.616.748,- + Rp39.890.308.872,-)} = 2.96 \text{ Tahun}$$

POT setelah pajak

$$POT = \frac{Rp398.903.088.729,-}{(Rp47.520.308.374,- + Rp39.890.308.872,-)} = 4.56 \text{ Tahun}$$

c) *Break Event Point (BEP)*

Tabel 4.7.4. 7 Fixed Cost (Fa)

Fixed Expense (Fa)	Rp
Depreciation	39.890.308.872,-
Property taxes	5.983.546.330,-
Insurance	

	3.989.030.887,-
Jumlah	49.862.886.091,-

Tabel 4.7.4. 8 Variable Cost (Va)

Variable Cost	Rp
Raw Material	127.466.825.112,-
Patent & Royalties	13.200.000.000,-
Utilities	17.895.842.873,-
Jumlah	158.562.667.985,-

Tabel 4.7.4.9 Regulated Cost (Ra)

Regulated Cost	Rp
Labor Cost	3.215.100.000,-
Supervision	321.510.000,-
Maintenance	27.923.216.211,-
Plant supplies	4.188.482.432,-
Laboratory	321.510.000,-
Payroll Overhead	546.567.000,-
Plant Overhead	1.929.060.000,-
General Expense	76.088.383.532,-

Jumlah	114.533.829.175,-
--------	-------------------

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$
$$= 41.85 \%$$

d) Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{(0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$
$$= 17.07 \%$$

e) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik	= 10 Tahun
Fixed Capital Investment	= Rp 398.903.088.729,-
Working Capital (WC)	= Rp 85.731.108.266,-
Salvage value (SV)	= (0,1 x Harga bangunan) + Harga tanah
	= (0,1 x Rp 23.060.000.000,-) + 25.500.000.000,-
	= Rp. 27.806.000.000,-

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

$$= \text{Rp } 47.520.308.374,- + \text{Rp } 39.890.308.872,- + \text{Rp } 76.088.383.532,-$$
$$= \text{Rp } 163.499.000.778,-$$

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) dihitung secara trial dan error

$$(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j (1+i)^{N-j} + WC + SV$$

$$R = S$$

Dengan cara trial dan error untuk mencari harga i

Diperoleh tabel coba-coba

Tabel 4.7.4.10 Tolak Ukur Standart Kelayakan

Kriteria	Terhitung	Standart Kelayakan
ROI (sebelum Pajak)	23.83 %	Minimum 11 % (Aries & Newton, 1954)
ROI (sesudah pajak)	11.91 %	
POT (sebelum pajak)	2.96 Thn	Maksimal 5 tahun (Aries & Newton, 1954)
POT (sesudah pajak)	4.56 Thn	
BEP	41.85 %	(40-60)%
SDP	17.07 %	< BEP
DCFR	22.54 %	> Bunga Bank (1,5 kali bunga bank)

Dari perhitungan diatas maka dapat dibuat grafik hubungan antara kapasitas produksi dengan biaya yang dijabarkan pada gambar Grafik Hubungan antara biaya dan kapasitas produksi.

BAB V

PENUTUP

5.1. kesimpulan

Pabrik Butil Etanoat dengan bahan baku Butanol dan Asam Asetat, direncanakan akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur.

Dipandang dari segi ekonomi, pendirian pabrik Butil Etanoat dari Butanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 18.000 ton/tahun cukup menarik. Hal ini didasarkan pada pertimbangan – pertimbangan di bawah ini :

1. ROI sebelum pajak 23.83 % dan sesudah pajak 11.91 % sedangkan ROI yang dapat diterima untuk pabrik berisiko rendah minimum 11 %.
2. POT sebelum pajak 2.96 tahun dan POT sesudah pajak 4.56 tahun, sedangkan POT yang dapat diterima maximum 5 tahun.
3. BEP dicapai pada 41.85 % kapasitas pabrik, sedangkan pabrik layak berdiri harus mempunyai BEP dari 40%-60%.
4. SDP dicapai pada 17.07 % kapasitas pabrik.
5. DCF mencapai 22.54 %

Dengan demikian disimpulkan bahwa perancangan pabrik ini layak untuk dipertimbangkan lebih lanjut.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Book Company Inc., New York.
- Brown, G.G., 1973, "Unit Operations", 13rd ed., Charles E. Tuttle Co., Tokyo.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", 1st ed., Wiley Eastern Limited, New Delhi.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering", vol.6, Pergamon Press, Oxford.
- Evans, F.I., 1979, "Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Proses Plant ", Vol .2, John Willey and Sons, Inc., New York.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark's, R.L., 1957, "Industrial Chemical, 2nd ed., Jhon Wiley and Sons Inc., New York.
- Groggin, P.H., 1958, "Unit Process in Organic Chemitry", 5th ed., McGraw – Hill Book Company, Kogakusha.
- Holland, F. A. and Chapman, F. S., 1966, "Liquid Mixing and Processing in Stired Tang", 1st ed., Reinhold Publishing Co – Chapman & Hall, Ltd., London.

Kern, D.Q., 1988, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Company Inc., New York.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F, 1979, "Encyclopedia Of Chemical Engineer's Hand Book", Vol III,XV, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1972, "Chemical Reaction Engineering", 2nd ed., Jhon Wiley and Sons Inc., New York.

Lorch, W., 1981, "Handbook of Water Purification", McGraw – Hill Book Company, UK.

Ludwig, E.E., 1979, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1,2,3. 2nd ed., Jhon Wiley and Sons Inc., New York.

Mc. Ketta, J.J., 1976, " Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant", Vol VIII, Marcel Dekker Inc., New York.

Perry, R.H. and Green, D., 1984, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 6th ed., McGraw – Hill International Editions, Singapore.

Petters, M.S. and Timmerhous, K.D.,1991, "Plant Deign and Economics for Chemical Engineers", 4th ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning For Industry", McGraw – Hill Book Company Inc., New York.

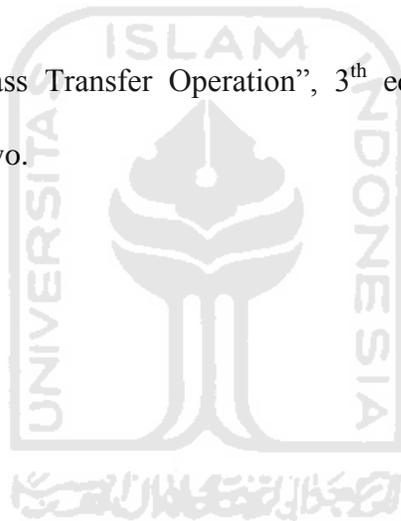


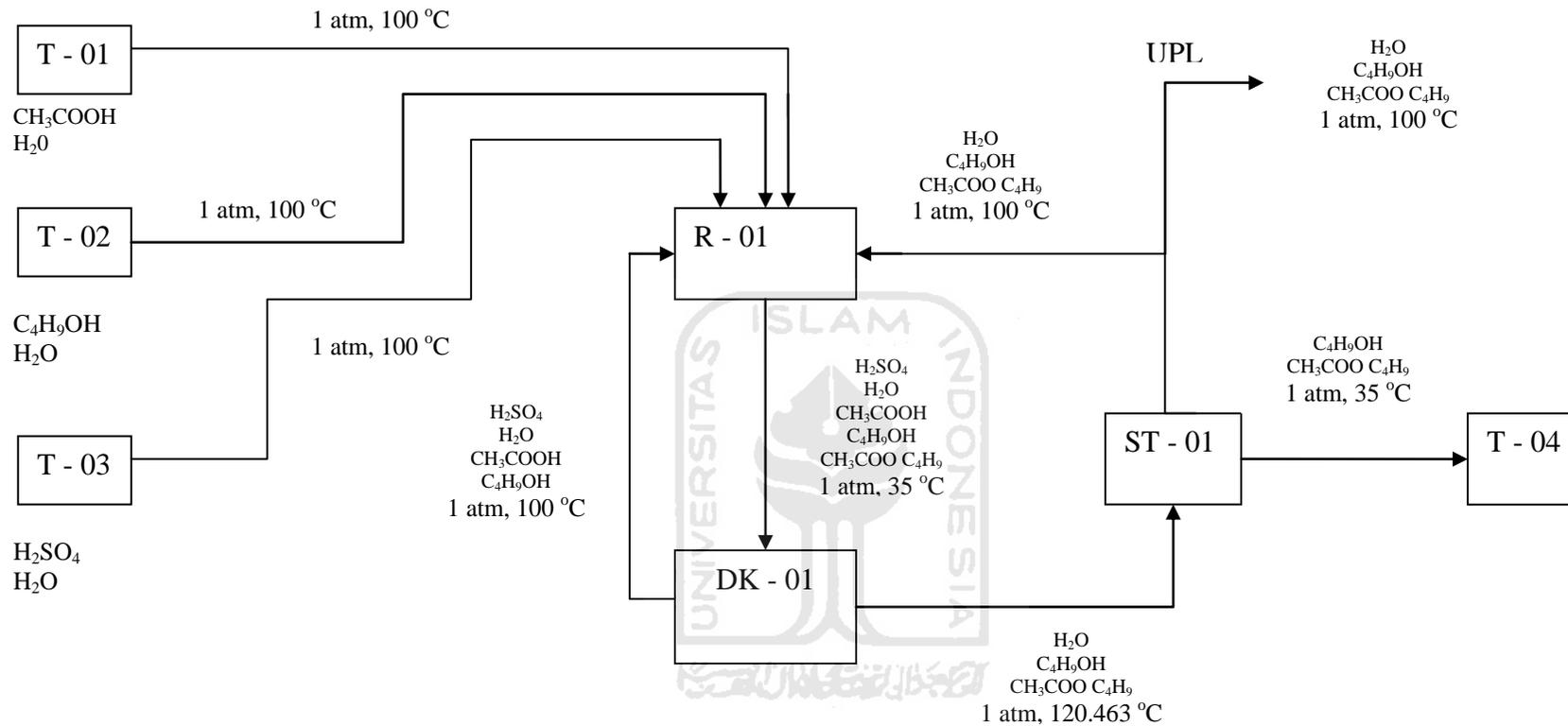
Renzo De, D.J., 1985, "Solvents Safety Handbook", Noyes Data Corporation, New Jersey, USA.

Smith, J. M., 1981, "Chemical Engineering Kinetics", 3rd ed., McGraw - Hill Book Co – Kogakusha Ltd., Tokyo.

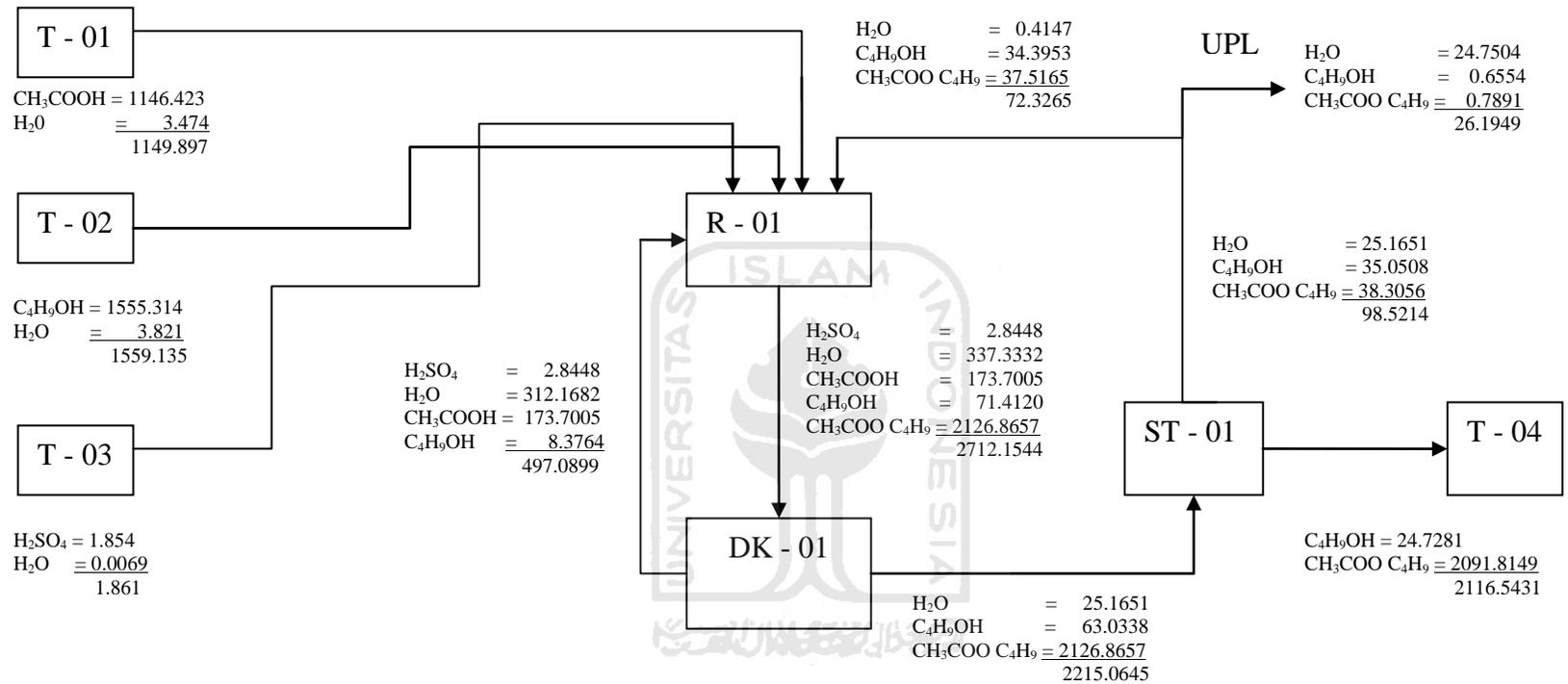
Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1959. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 2nd ed., McGraw-Hill Book Company Inc. London.

Treyball, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3th ed., McGraw – Hill Book Company Inc., Tokyo.



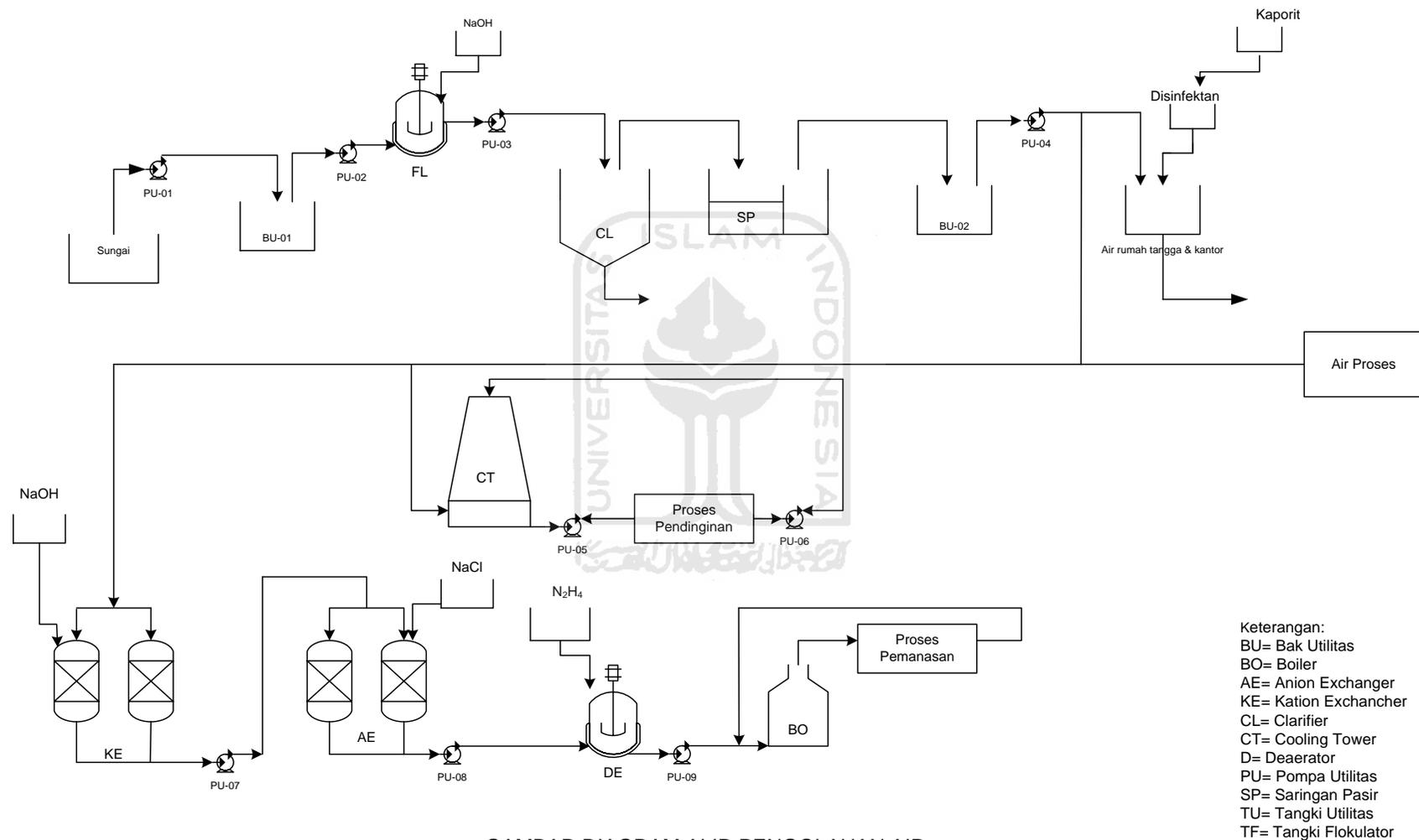


Gambar 2. Diagram Alir Kuanlitatif



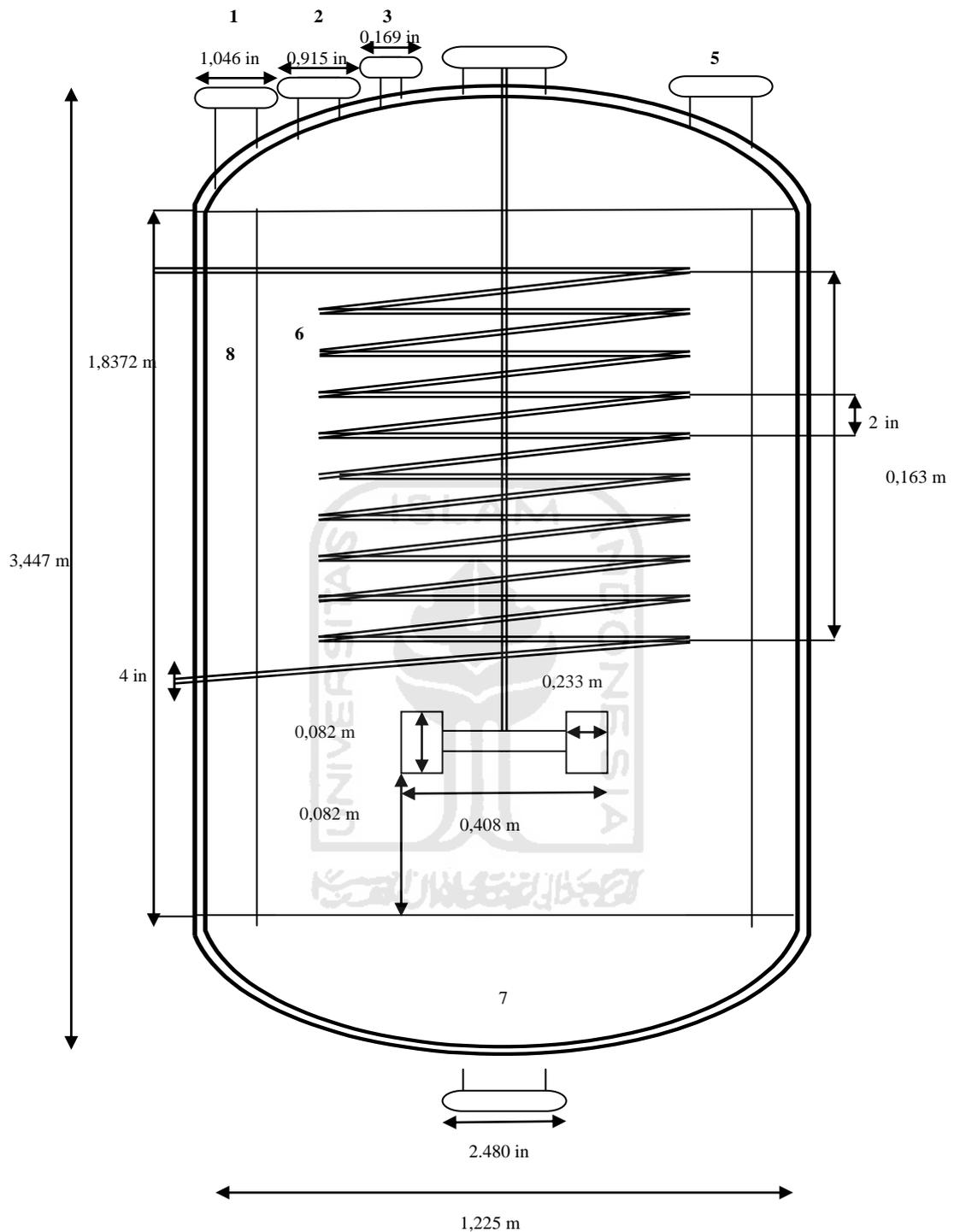
Keterangan :
Satuan dalam Kg/jam

Gambar 1. Diagram Alir Kuantitatif



GAMBAR DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR



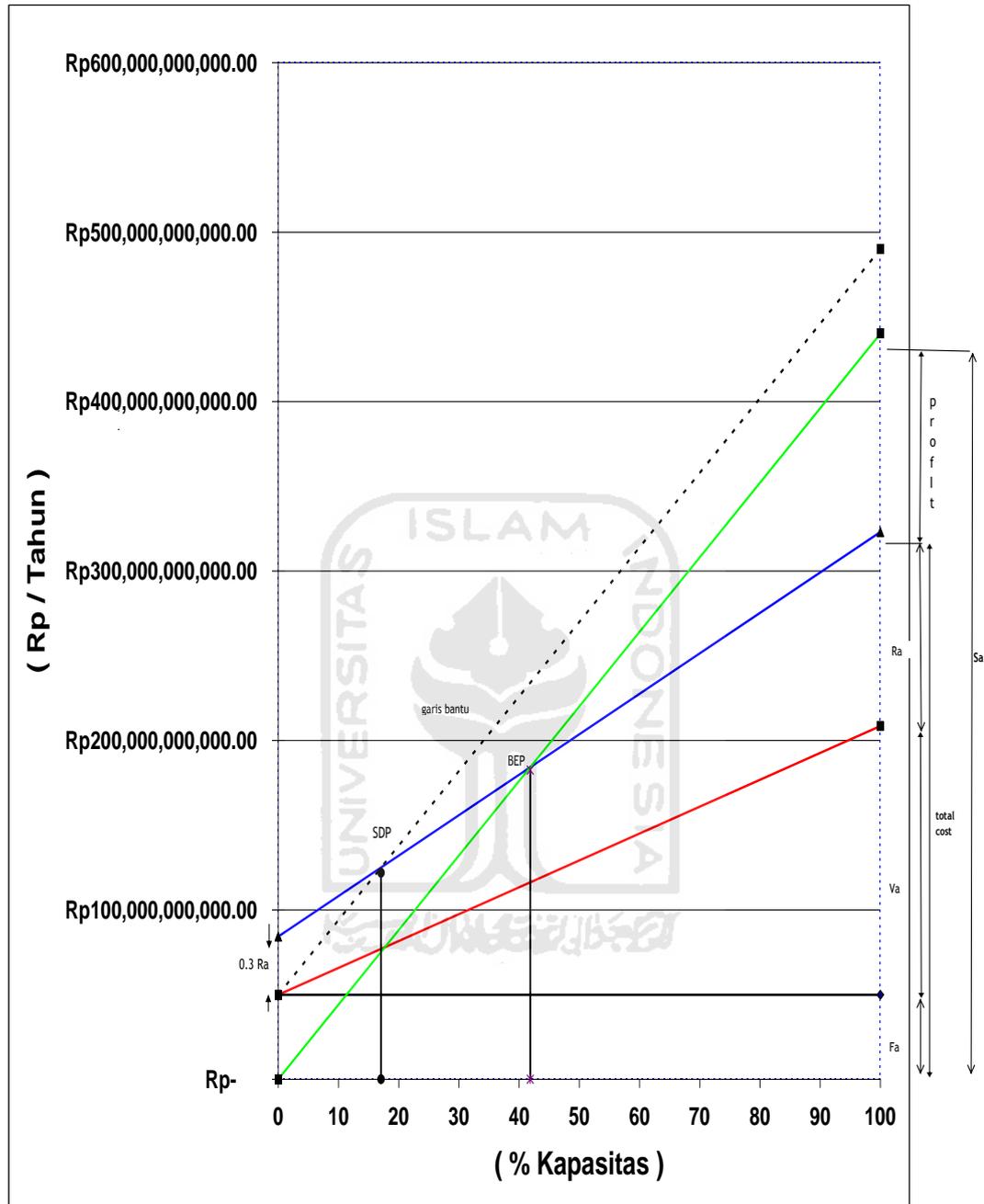


GAMBAR MEMBUJUR RATB

Keterangan

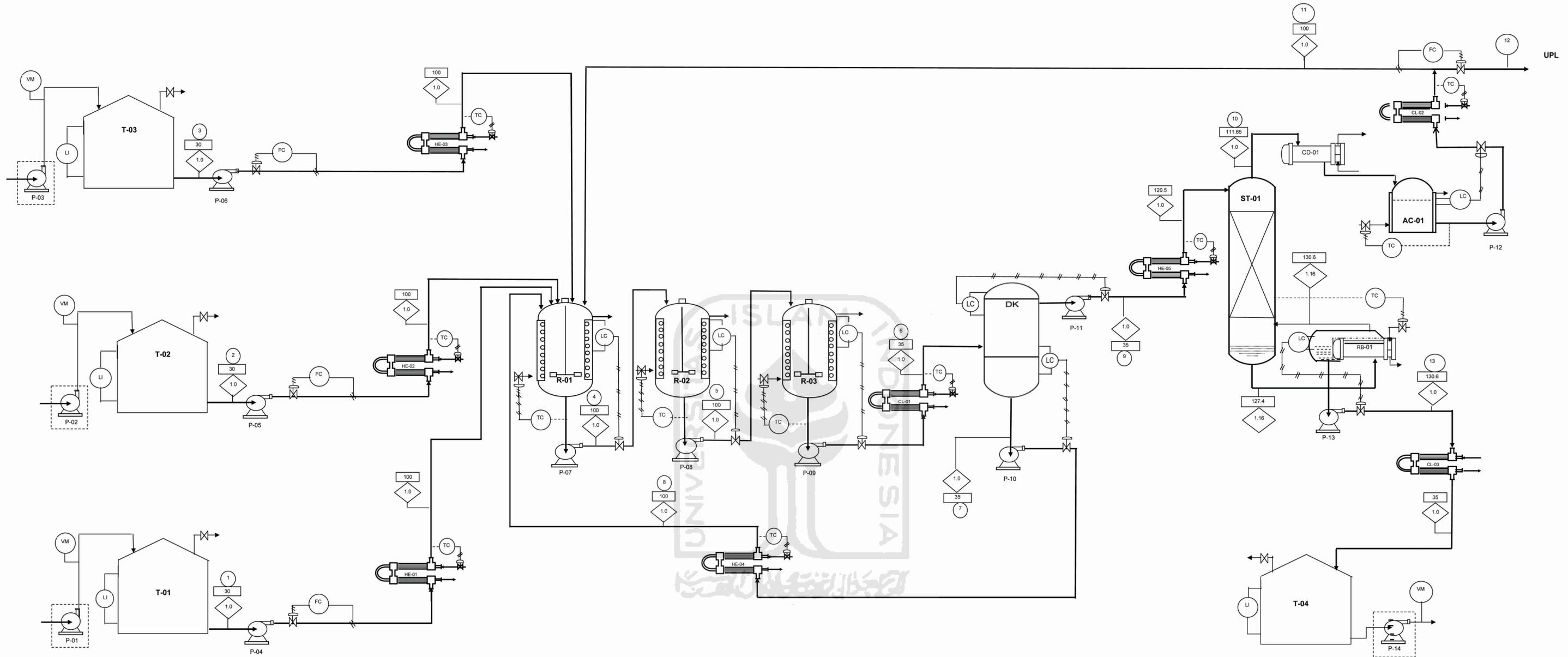
- | | |
|--|----------------------------|
| 1. Pipa pemasukan Butanol dari hasil recycle striper | 5. Main hole |
| 2. Pipa pemasukan dari tangki Asam Asetat | 6. Koil pemanas |
| 3. Pipa pemasukan dari tangki Asam Sulfat | 7. Pipa pegeluaran reaktor |
| 4. Motor pengaduk | 8. Baffle |





GRAFIK EKONOMI

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ETANOAT DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
 KAPASITAS PRODUKSI : 18.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (Kg/Jam)

KOMPONEN	NOMOR ARUS												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
C4H9OH	-	1385,4321	-	382,3302	151,104	71,4102	8,3764	8,3764	63,0338	35,0508	34,3953	0,6554	24,7281
CH3COOH	1100,1029	-	-	425,7977	238,317	173,7005	173,7005	173,7005	-	-	-	-	-
H2SO4	-	-	1,8536	2,8448	2,8448	2,8448	2,8448	2,8448	-	-	-	-	-
CH3COOC4H9	-	-	-	1639,4776	2001,9403	2126,8657	-	-	2126,8656	38,3056	37,5165	0,7891	2091,8149
H2O	3,474	3,8214	0,0069	261,7041	317,9483	337,3332	312,1682	312,1682	25,1651	25,165	0,4147	24,7504	-
TOTAL	1103,5769	1389,2535	1,8605	2712,1544	2712,1544	2712,1544	497,0899	497,0899	2215,0645	98,5214	72,3265	26,1949	2116,5430

KETERANGAN					
AC	Accumulator	RB	reboiler	VM	Volume Meter
CD	Condenser	ST	Stripper	○	Nomor Arus
CL	Cooler	T	Tangki Penyimpan	□	Temperatur (oC)
DK	Decanter	FC	Flow Controller	◇	Tekanan (Atm.)
HE	Heater	LC	Level Controller	—	Piping
P	Pompa	LI	Level Indicator	Electric Connection
R	Reaktor	TC	Temperature Controller	⚡	Compressed Air



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS PRODUKSI 18.888 TON / TAHUN

Dikerjakan oleh No. Mhs.

NAMA	: 1. AGUNG SURYA JAELANI	02521039
	: 2. AZHAR	02521148

DOSEN PEMBIMBING :

: 1. Ir. Drs. Faisal RM , MSIE, Ph.D	
: 2. Ir. Prayitno, MT	

REAKTOR

Fungsi: Membentuk Butil Asetat ($C_4H_9CH_3COO$) dari reaksi antara Butanol (C_4H_9OH) dengan Asam Asetat menggunakan katalis Asam Sulfat (H_2SO_4).

1. Kondisi operasi: 100 °C, 1 atm.
2. Jenis reaktor: RATB.
3. Reaksi:



- Menentukan Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

$$\text{Rumus: } k = \frac{1}{C_{A0} \cdot t \cdot (M-1)} \ln \frac{M - X_A}{M(1-X_A)}$$

Dimana: $X_A = 0,95$

$t = 1$ jam (Sumber: Faith and Keyes, 1984, hal 179)

Tabel A.1.Data Kecepatan Volumetrik Umpan Total

Komposisi	Berat Umpan (kg/jam)	Berat Molekul (kg/kmol)	Mol Umpan (kmol/jam)	ρ (kg/L)
C_4H_9OH	1428,2038	74	19,3001	0,81
CH_3COOH	1273,8034	60	21,2301	1,0492
H_2O	7,3024	18	0,0290	1
H_2SO_4	2,8448	98	0.0918	1,836
Total	2712,1544			

$$FV = \frac{1425,2038}{0,81} + \frac{1273,8034}{1,0492} + \frac{7,3024}{1} + \frac{2,8448}{1,836} + \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/L}}$$
$$= (1763,2146 + 1214,0711 + 7,3024 + 1,5497)$$
$$= 2986,1378 \text{ L / jam}$$

$$C_{AO} = C_{C_4H_9OH} ; \quad C_{BO} = C_{CH_3COOH}$$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol umpan } C_4H_9OH}{\text{Kec. Volumetrik umpan total}}$$

$$= \frac{19,3001 \text{ kmol/jam}}{2986,1378 \text{ L/jam}}$$

$$= 6,4632 \text{ mol/L}$$

$$C_{BO} = \frac{\text{mol umpan } CH_3COOH}{\text{Kec. Volumetrik umpan total}}$$

$$= \frac{21,2301 \text{ kmol/jam}}{2986,1378 \text{ L/jam}}$$

$$= 7,1095 \text{ mol/liter}$$

$$M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$$

$$= \frac{7,1095}{6,4632}$$

$$= 1,1000 \text{ J}$$

Sehingga harga k dapat ditentukan sebagai berikut :

$$k = \frac{1}{C_{AO} \cdot t (M - 1)} \quad \text{Ln} \left[\frac{M - X_A}{M (1 - X_A)} \right]$$

$$= \frac{1}{6,4632 \text{ mol/L} \times 1 \text{ jam}(1,1 - 1)} \quad \text{Ln} \left[\frac{1,1 - 0,95}{1,1 (1 - 0,95)} \right]$$

$$= 1,55 \text{ liter/mol jam}$$

$$= 1,55 \text{ m}^3/\text{kmol jam}$$

Jadi harga k pada $t = 100^\circ\text{C}$ sebesar 1,55 liter/mol jam

- Menentukan volume reaktor dan waktu tinggal

➤ Untuk 1 RATB

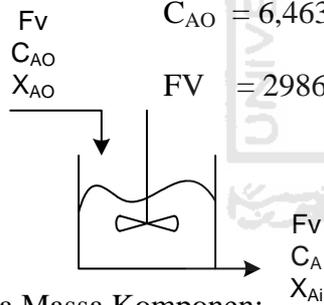
Diketahui $k = 1,55 \text{ liter/mol jam}$

$X_{A1} = 0,95$

$M = 1,1$

$C_{AO} = 6,4632 \text{ mol/liter}$

$FV = 2986,1378 \text{ liter / jam}$



Neraca Massa Komponen:

Input – Output – yang bereaksi = Acc

$$Fv \cdot C_{AO} - Fv \cdot C_A - (-r_A) V = 0$$

$$Fv (C_{AO} - C_A) = (-r_A) V$$

$$\frac{(C_{AO} - C_{A1})}{(-r_A)} = \frac{V}{Fv}$$

Dimana

$$C_{A1} = (C_{AO} (1 - (X_{A1} - X_{AO})))$$

$$(-r_A) = k C_{A1} C_{B1} \rightarrow \text{orde 2}$$

$$= k C_{AO}(1 - X_{A1})(C_{BO} - C_{AO} X_{A1})$$

$$= k C_{AO}^2 (1-X_{A1})(M-X_{A1})$$

$$M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$$

$$\left(\frac{V}{FV} \right)_1 = \frac{C_{AO} - (1-X_{AO}) - C_{AO} (1-X_{A1})}{k C_{AO}^2 (1-X_{A1})(M-X_{A1})}$$

$$\left(\frac{V}{FV} \right)_1 = \frac{C_{AO} (X_{A1} - X_{AO})}{k C_{AO}^2 (1-X_{A1})(M-X_{A1})}$$

$$\left(\frac{V}{FV} \right)_1 = \frac{(X_{A1} - X_{AO})}{k C_{AO} (1-X_{A1})(M-X_{A1})}$$

Volume cairan dalam reaktor:

$$V = \frac{FV \cdot X_A}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_A) (M - X_A)}$$

$$= \frac{2986,1378 \times 0,95 \text{ liter / jam}}{1,55 \text{ liter/mol jam} \cdot 6,4632 \text{ mol/liter} \cdot (1 - 0,95)(1,1 - 0,95)}$$

$$= \frac{2836,8309 \text{ Ltr / jam}}{0,075135 \text{ Ltr}^2/\text{jam}}$$

$$= 37756,51167 \text{ liter}$$

$$\theta = \frac{V}{FV}$$

$$= 37756,51167 \text{ liter}$$

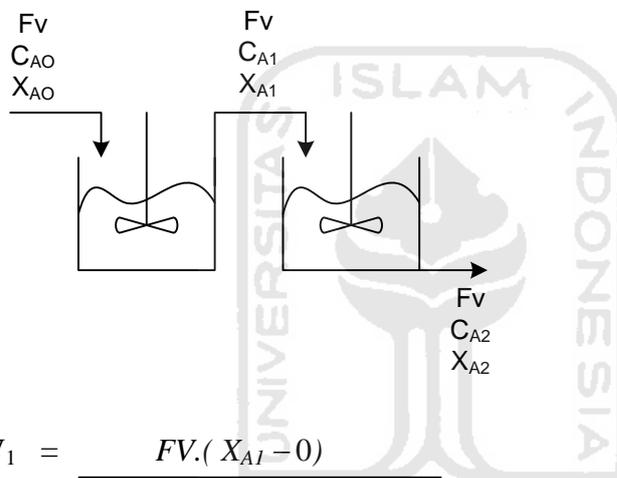
$$2986,1378 \text{ liter / jam}$$

$$= 12,6439 \text{ jam}$$

Jadi, untuk 1RATB didapat volume reaktor sebesar 37756,51167 liter dan waktu tinggal sebesar 12,6439 jam.

➤ Untuk 2 RATB

Dengan $X_A = 0$; $X_{A1} = \dots?$; $X_{A2} = 0,95$



$$V_1 = \frac{FV.(X_{A1} - 0)}{k.C_{AO} \cdot (1 - X_{A1}).(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{FV.(0,95 - X_{A1})}{k.C_{AO} \cdot (1 - 0,95).(M - 0,95)}$$

Berdasarkan trial diperoleh $X_{A1} = 0,8325$

$$V_1 = V_2 = 5028,5584 \text{ liter}$$

$$\theta = \frac{V}{FV}$$

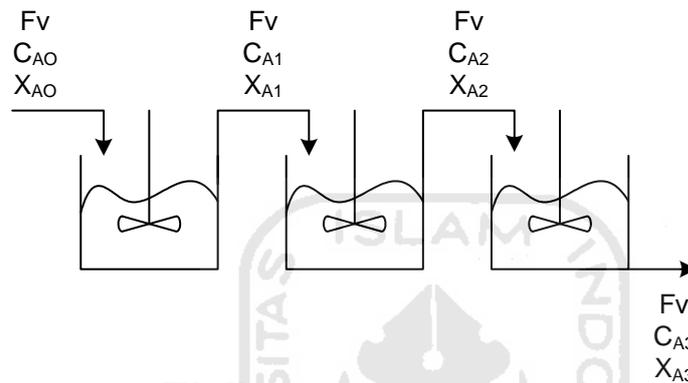
$$= \underline{5028,5584 \text{ liter}}$$

$$2986,1378 \text{ liter / jam}$$

$$= 1,684 \text{ jam}$$

➤ Untuk 3 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \dots?$; $X_{A2} = \dots?$; $X_{A3} = 0,95$



$$V_1 = \frac{FV \cdot (X_{A1} - 0)}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})}$$

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

$$V_3 = \frac{FV \cdot (0,95 - X_{A2})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - 0,95) \cdot (M - 0,95)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$$X_{A1} = 0,7323$$

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

$$V_1 = V_2 = V_3 = 2217,2243 \text{ liter}$$

$$\theta = \frac{V}{FV}$$

$$FV$$

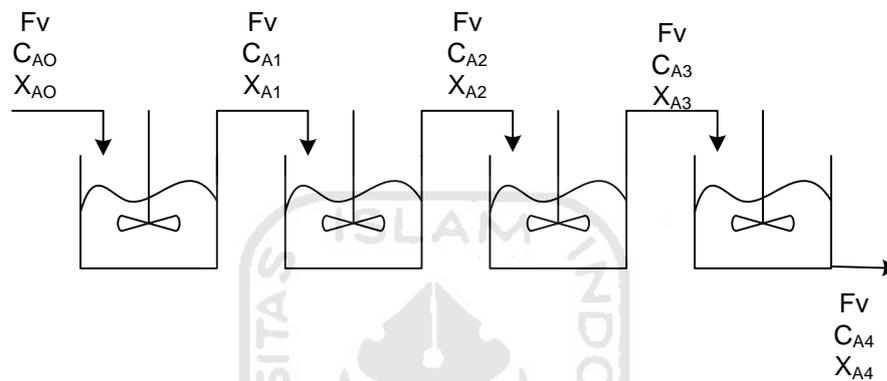
$$= 2217,2243 \text{ liter}$$

$$2986,1378 \text{ liter / jam}$$

$$= 0,7425 \text{ jam}$$

➤ Untuk 4 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \dots?$; $X_{A2} = \dots?$; $X_{A3} = \dots?$; $X_{A4} = 0,95$



$$V_1 = \frac{FV \cdot (X_{A1} - 0)}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})}$$

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

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

$$V_4 = \frac{FV \cdot (0,95 - X_{A3})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - 0,95) \cdot (M - 0,95)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$$X_{A1} = 0,6049$$

$$X_{A2} = 0,8451$$

$$X_{A3} = 0,9158$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 1359,4099 \text{ liter}$$

$$\theta = \frac{V}{FV}$$

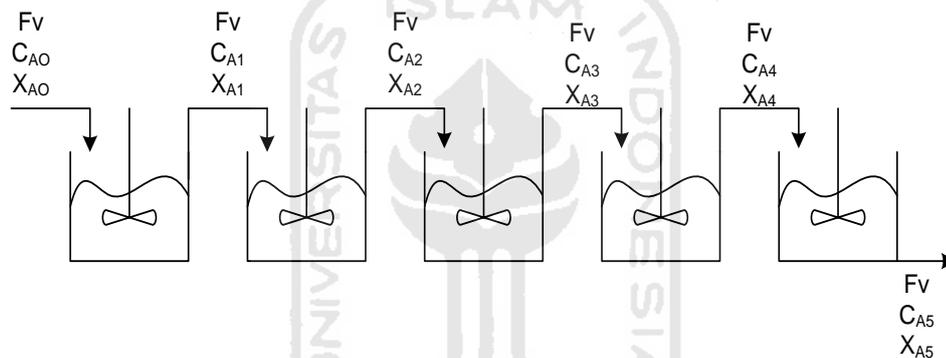
$$FV$$

$$= \frac{1359,4099 \text{ liter}}{2986,1378 \text{ liter / jam}}$$

$$= 0,4552 \text{ jam}$$

➤ Untuk 5 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \dots?$; $X_{A2} = \dots?$; $X_{A3} = \dots?$; $X_{A4} = \dots?$; $X_{A5} = 0,95$



$$V_1 = \frac{FV \cdot (X_{A1} - 0)}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1}) \cdot (M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{FV \cdot (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A2}) \cdot (M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{FV \cdot (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A3}) \cdot (M - X_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{FV \cdot (X_{A4} - X_{A3})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A4}) \cdot (M - X_{A4})}$$

$$V_5 = \frac{FV \cdot (0,95 - X_{A4})}{k \cdot C_{AO} \cdot (1 - 0,95) \cdot (M - 0,95)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$$X_{A1} = 0,6123$$

$$X_{A2} = 0,8025$$

$$X_{A3} = 0,8838$$

$$X_{A4} = 0,9257$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 964,9952 \text{ liter}$$

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{V}{FV} \\ &= \frac{964,9952 \text{ liter}}{2986,1378 \text{ liter / jam}} \\ &= 0,3232 \text{ jam} \end{aligned}$$

Menghitung harga total reaktor dengan menggunakan persamaan “ Six Tenth Factor “

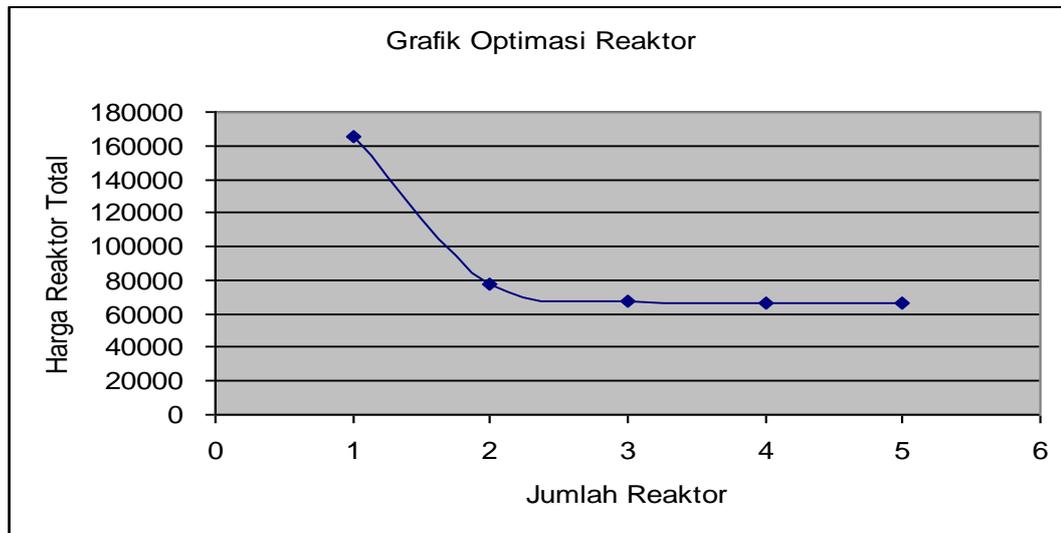
$$H = n \cdot K \cdot V^{0,6}; \text{ Karena } K = \text{Konstanta, maka}$$

$$H = n \cdot V^{0,6}$$

(Data harga total tiap reaktor ditampilkan pada tabel optimasi reaktor)

Tabel A.2. Hasil Perhitungan Optimasi Reaktor

Jumlah reactor (n)	Konversi (X)	Vol. tiap reaktor (Lt)	Harga Total	Waktu tinggal (jam)
1	$X_1 = 0,95$	37756,51167	82251,3105	12,6439
2	$X_1 = 0,8325$ $X_2 = 0,95$	5028,5584	49073,1349	1,6840
3	$X_1 = 0,7323$ $X_2 = 0,8942$ $X_3 = 0,95$	2217,2243	45035,4748	0,7425
4	$X_1 = 0,6049$ $X_2 = 0,8451$ $X_3 = 0,9158$ $X_4 = 0,95$	1359,4099	44773,1820	0,4552
5	$X_1 = 0,6123$ $X_2 = 0,8025$ $X_3 = 0,8838$ $X_4 = 0,9257$ $X_5 = 0,95$	964,9952	45565,1484	0,3232



Grafik A.1 Jumlah reaktor (n) Vs Harga Reaktor (H)

Oleh karena itu dari grafik A.1 Jumlah reaktor (n) Vs Harga Reaktor (H) maka dipilih 3 reaktor karena pengelolaan perawatan alat reaktor dan pengoperasiannya juga lebih mudah .

PERANCANGAN REAKTOR

❖ Menentukan Ukuran Reaktor (Untuk 3 Reaktor)

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap butanol dan asam asetat

Dari data perhitungan diperoleh :

$$K = 1550 \text{ liter/kgmol jam}$$

$$C_{AO} = 0,0064632 \text{ kgmol/liter}$$

$$M = 1,1$$

$$X_{A1} = 0,7323$$

$$FV = 2986,1378 \text{ liter/jam}$$

Reaktor yang digunakan RATB.

Volume cairan dalam reaktor

$$V = \frac{Fv (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0} (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V = \frac{2986,1378 \text{ liter/jam} \times 0,7323}{1,55 \text{ liter}/(\text{mol jam}) \times 6,4632 \text{ mol/liter} \times (1 - 0,7323) \times (1,1 - 0,7323)}$$

$$= 2217,5713 \text{ liter}$$

$$= 2.2175713 \text{ m}^3$$

Perancangan yang dibuat ini memiliki over design 20 % sehingga volume reaktor menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= 1,2 \times V_L \\ &= 1,2 \times 2.2175713 \text{ m}^3 \\ &= 2,6611 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipilih tangki silinder tegak, dengan H:D = 1,5 : 1

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (H/D) \cdot D + \pi \cdot D^2 \cdot D}{4}$$

Maka :

$$\begin{aligned} D &= \left[\frac{V_t}{(\pi/4 \times H/D) + (\pi/12)} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{2,6611 \text{ m}^3}{(3,14/4 \times 1,5) + 3,14/12} \right]^{1/3} = 1,2248 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, H} &= (1,5 \times 1,2248 \text{ m}) \\ &= 1,8372 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka diperoleh ukuran reaktor

$$\text{Diameter} = 1,2248 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1,8372 \text{ m}$$

Sehingga ;

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= \frac{1}{2} \times (\pi/12) \times D^3 \\ &= 0,5 \times 3,14/12 \times (1,2248)^3 \\ &= 0,2404 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= (\text{vol/over design}) - \text{Volume cairan dalam} \\ \text{head} &= (2,6611 / 1,2) - 0,2404 \text{ m}^3 \\ &= 1,9768 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= \text{volume cairan dibadan Reaktor} : \text{luas} \\ &= \frac{1,9768 \text{ m}^3}{3,14 \times (1,2248 \text{ m})^2 / 4} \\ &= 1,1776 \text{ m} \end{aligned}$$

❖ Menghitung tebal dinding reaktor

$$\text{Persamaan yang dipakai : } t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \dots\dots(P.254. Brownell, 1959)$$

Dengan :

t = Tebal dinding reaktor minimum, in

P = Tekanan, psi : $1,5 \times 14,7 \times 2 = 44,1$ psi

E = Efisiensi sambungan las = 0,85

f = Tekanan maksimal yang diijinkan, psi = 18750 psi

C = Korosi yang diijinkan, in = 0,125

r = Jari-jari reaktor = 0,5 x 48,2210 in = 24,1105 in

Bahan konstruksi reaktor = Carbon Steel SA 178 Grade C

(Brownell, LE & Young, EH, 1979)

$$t = \frac{44,1 \text{ psi} \times 24,1105 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 44,1 \text{ psi})} + 0,125$$
$$= 0,1917 \text{ in}$$

Jadi tebal shell minimum yang dibutuhkan adalah 0,1917 in maka dipilih

tebal shell standar = 1/4 in

❖ Menghitung Ukuran Head dan Botton Reaktor

ID shell = 1,2248 m = 48,2210 in = 4,0168 ft

OD shell = 48,2210 in + 2 (1/4 in) = 48,7210 in

Dari table (5.7 Brownell, LE & Young EH) untuk OD, maka

r = 54

icr = 3_{1/4}

t = 1/4 in

$$\text{Cek } t \text{ min Head} = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,885 \times 44,1 \text{ psi} \times 2 \times 24,1105 \text{ in}}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 44,1 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,059 \text{ in} \end{aligned}$$

$t > t_{\min}$ plat dapat dipakai

$$a = \text{jari-jari dalam shell} = 0,5 \times ID = 0,5 \times 48,2210 \text{ in} = 24,1105 \text{ in}$$

$$sf = 6 \text{ in (table 5.8 Brownell P.93)}$$

$$BC = r - icr = 54 - 3_{1/4} = 50,75 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr = 24,1105 \text{ in} - 3_{1/4} = 20,8605 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AC = \sqrt{(50,75 \text{ in})^2 - (20,8605 \text{ in})^2} = 46,2645 \text{ in}$$

$$b = \text{Tinggi head} = r - AC = (54 - 46,2645 \text{ in}) = 7,7355 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf$$

$$= 1/4 \text{ in} + 7,7355 \text{ in} + 6 \text{ in}$$

$$= 13,9855 \text{ in} = 0,3552 \text{ m}$$

$$\text{Volume head, } V_H = 4,9 \cdot 10^{-5} \times ID^3$$

$$= 4,9 \cdot 10^{-5} \times (48,2210 \text{ in})^3$$

$$= 5,4942 \text{ in}^3 = 0,0032 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume flange, } V_{sf} = \pi/4 \cdot ID^2 \cdot (sf/12)$$

$$= 3,14/4 \times (48,2210 \text{ in})^2 \times (6 \text{ in} / 12)$$

$$= 0,5282 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume total reaktor, } V_{HT} = V_H + V_{sf}$$

$$= (0,0032 \text{ ft}^3 + 0,5282 \text{ ft}^3)$$

$$= 0,5314 \text{ ft}^3 = 0,0151 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell, } V_s &= V_r - (2 \cdot V_{HT}) \\ &= 2,6611 \text{ m}^3 - (2 \times 0,0151 \text{ m}^3) \\ &= 2,6309 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi shell, } H_s &= \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot ID^2} \\ &= \frac{4 \times 2,6309 \text{ m}^3}{3,14 \times (1,2248 \text{ m})^2} \\ &= 2,7363 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam shell, } L &= \frac{4 \cdot (V - V_{HT})}{\pi \times ID^2} \\ &= \frac{4 \cdot (2,2176 \text{ m}^3 - 0,0151 \text{ m}^3)}{3,14 \times (1,2248 \text{ m})^2} \\ &= 2,2908 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2 \cdot OA \\ &= 2,7363 \text{ m} + 2 \cdot (0,3552 \text{ m}) \\ &= 3,4467 \text{ m}\end{aligned}$$

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

2. Torispherical Flanged & Dished Head

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

3. Elliptical Dished Head

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

4. Hemispherical Head

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas. (P. 87 Brownell, 1959)

Sehingga berdasarkan literatur diatas dan tekanan operasi yang digunakan maka dipilih bentuk *Torispherical Flanged & Dished Head*.

Keterangan Gambar

ID = Diameter dalam reaktor

OD = Diameter luar reaktor

t = Tebal head

r = Jari-jari disk

icr = Jari-jari dalam sudut disk

b = Tinggi head

sf = *Straight Flange*

❖ **Menghitung Ukuran dan Power Pengaduk**

Dipilih pengaduk turbin dengan 6 flate blades (Foust, P.573)

Jumlah baffle = 4

Data pengaduk

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 ; \frac{Z_L}{D_i} = 2,7 - 3,9 ; \frac{Z_i}{D_i} = 0,75 - 1,3$$

Ukuran Pengaduk

$$\text{Diameter impeller} = D_i/3 = 1,2248 \text{ m}/3 = 0,4083 \text{ m} = 1,3396 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi impeller} &= D_i \times 0,2 = 0,4083 \text{ m} \times 0,2 = 0,0817 \text{ m} \\ \text{Lebar pengaduk} &= 0,25 \times D_i = 0,25 \times 0,4083 \text{ m} = 0,1021 \text{ m} \\ \text{Lebar baffle} &= 0,17 \times D_i = 0,17 \times 0,4083 \text{ m} = 0,0694 \text{ m} \\ \text{Panjang sudu} &= \frac{0,4083 \text{ m}}{4} \\ &= 0,1021 \text{ m} \\ \text{Lebar sudu} &= \frac{0,4083 \text{ m}}{5} \\ &= 0,0817 \text{ m}\end{aligned}$$

Diambil

$$Z_i/D_i = 1$$

Putaran 3,05 rps

Effisiensi = 80 %

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan bilangan Reynold dalam reaktor

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 \times N \times \rho}{\mu_{mix}}$$

Dengan

$$\rho = \frac{2712.1544 \text{ kg/jam}}{2,2172 \text{ m}^3 / \text{jam}}$$

$$= 1223,234 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1223,234 \text{ kg/m}^3$$

$$= 56,7019 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas komponen pada $T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\mu_{\text{Butil Alkohol}} = 0,34 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{Asam Asetat (80\%)}} = 0,46 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{Air}} = 0,18 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{Butil Asetat}} = 0,19 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{Asam Sulfat (80\%)}} = 1,5684 \text{ Cp}$$

$$\frac{1}{\mu_{\text{Campuran}}} = \sum (x_i/\mu)$$

$$\begin{aligned} &= (0,5124/0,34) + (0,3742/0,46) + (0,1056/0,18) + (0,0068/0,19) + \\ &(0,0009/1,5684) \\ &= 2,9436 \text{ Cp} \\ \mu_{\text{mix}} &= 0,3397 \text{ Cp} \\ &= 0,8221 \text{ lb/ft.jam} = 0,0204 \text{ kg/m.menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D_i^2 \times N \times \rho}{\mu_{\text{mix}}} \\ &= \frac{(0,4083 \text{ m})^2 \times 3,05 \text{ rps} \times 1223,234 \text{ kg/m}^3}{0,0204 \text{ kg/m.menit}} \\ &= 30488,8346 \end{aligned}$$

Dari gambar 8,8 Rase untuk 6 blade turbin dengan $N_{\text{Re}} > 10$ maka harga $N_p = 5,5$

$$P = \frac{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g_c}$$

$$\frac{(3,05 \text{ rps})^3 \times (1,3396 \text{ ft})^5 \times 56,7019 \text{ lb/ft}^3 \times 5,5}{550 \times 32,2 \text{ ft/detik}}$$
$$= 2,8311 \text{ Hp}$$

Diambil efisiensi motor = 80 %, maka

$$P = \frac{2,8311 \text{ Hp}}{0,8}$$
$$= 3,5389 \text{ Hp}$$

Power yang digunakan sesuai dengan NEMA yaitu 4 Hp

PERANCANGAN ALAT PEMANAS

Neraca Panas :

- Kondisi operasi reaktor
- Reaktor bekerja *isothermal*

Kapasitas panas (cp) dari komponen – komponen :

Cp C ₄ H ₉ OH	= 151	Kal/gmol °C	= 0,695	Kkal/Kg °C
Cp H ₂ SO ₄	= 40,0086	Kal/gmol °C	= 0,365	Kkal/Kg °C
Cp H ₂ O	= 14,602	Kal/gmol °C	= 1,08	Kkal/Kg °C
Cp C ₄ H ₉ CH ₃ COO	= 176,8112	Kal/gmol °C	= 0,2384	Kkal/Kg °C
Cp CH ₃ COOH	=		= 0,53	Kkal/Kg °C

Panas pembentukan masing – masing komponen :

$\Delta H_{f 298 \text{ K}}$,	C ₄ H ₉ OH	= -79,61	Kal/gmol
	H ₂ SO ₄	= -193,69	Kal/gmol

H ₂ O	= - 68,317	Kal/gmol
C ₄ H ₉ CH ₃ COO	= - 117,72	Kal/gmol
C _p CH ₃ COOH	= - 116,2	Kal/gmol

a. Panas masuk umpan 1

Suhu umpan masuk = 100 °C = 373 °K

Suhu referensi = 25 °C = 298 °K

$\Delta T = 298 \text{ °K} - 373 \text{ °K}$

= -75 °K

Komponen	Mol umpan (Kmol/jam)	C _p Kkal/kgC	M.C _p . ΔT Kkal/jam
C ₄ H ₉ OH	151,1039	0,695	-7876,2941
H ₂ O	317,9483	1,08	-25753,8103
CH ₃ COOC ₄ H ₉	2001,9403	0,2384	-35794,6925
Jumlah	2470,9925		-69424,7969

b. panas masuk umpan 2

Komponen	Mol umpan (Kmol/jam)	C _p Kkal/kgC	M.C _p . ΔT Kcal/jam
CH ₃ COOH	238,3170	0,53	-9473,1022
Jumlah	238,3170		-9473,1022

c. panas masuk umpan 3

Komponen	Mol umpan (Kmol/jam)	Cp Kcal/kmol.k	M.Cp. ΔT Kcal/jam
H ₂ SO ₄	2,8448	0,365	-77,8764
Jumlah	2,8448		-77,8764

d. panas massa keluar

Suhu hasil reaksi keluar = 100 °C = 373 °K

Suhu referensi = 25 °C = 298 °K

ΔT = 373 °K – 298 °K

= 75 °K

Komponen	Mol umpan (Kmol/jam)	Cp Kkal/kgK	M.Cp. ΔT Kkal/jam
C ₄ H ₉ OH	71,4102	0,695	22319,2019
CH ₃ COOH	173,7005	0,53	8245,8337
H ₂ O	337,3333	1,08	186957,5859
H ₂ SO ₄	2,8448	0,365	289,5372
CH ₃ COOC ₄ H ₉	2126,8657	0,2384	237383,91
Jumlah	2712,1544		455196,0687

e. Panas reaksi

Dari literature diperoleh :

$$\Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH} = - 76,91 \text{ kcal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH} = - 116,2 \text{ Kcal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = - 68,32 \text{ Kcal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 = - 117,72 \text{ Kcal/kmol}$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= \Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} - \Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH} + \Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH}$$

$$= (- 117,72 + (- 68,32)) - (- 116,2 + (- 76,91)) \text{ Kcal/kmol}$$

$$= 9,7726 \text{ Kcal/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_p &= T_{ref} \int_{T_{ref}}^{T_{out}} \sum_{i=1}^n m_i \cdot C_{pi} \cdot dT \\ &= 1053,01034 \text{ Kcal/jam } ^\circ\text{k} \times (298 - 373) ^\circ\text{k} \\ &= -78975,7755 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= T_{ref} \int_{T_{ref}}^{T_{out}} \sum_{i=1}^n m_i \cdot C_{pi} \cdot dT \\ &= 1014,094364 \text{ Kcal/jam } ^\circ\text{k} \times (373 - 298) ^\circ\text{k} \\ &= 76057,0773 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas :

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
Q ₁	-78975.7755	Q ₂	76057.0773
ΔHr	155042.6254	Qpemanas	9.7726
Total	76066.8499	Total	76066.8499

4.5 Merancang Koil Pemanas Reaktor

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

Nilai koefisien perpindahan panas pada RATB dengan *baffle* didinginkan dengan koil dipakai persamaan 20.4 kern p. 722

$$hc = \frac{0.87k}{Dt} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{\frac{2}{3}} \left[\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14}$$

Dimana : $\left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} = 1$

hc = koefisien transfer panas cairan, Btu/jam. ft². °F

Dt = diameter reaktor, ft = 1,2248 m = 4,0183 ft

k = konduktivitas panas, Btu/jam. ft. °F = 0,76 Btu/jam.Ft2. °F

Cp = kapasitas panas larutan, Btu/lb. °F = 1,6709 Btu/lb. °F

L = diameter putar pengaduk, ft = 1,3389 ft

N = kecepatan putar pengaduk, rph = 3rps = 13115 rph

ρ = densitas campuran, lb/ft³ = 56,702 lb/ft3

μ = viskositas campuran, lb/jam ft = 0,7871 lb/jam. ft

μ_w = viskositas air, lb/ jam ft = 0,6923 lb/jam. ft

$$Cp = \sum Cpi \cdot Xi$$

$$k = \sum ki.Xi$$

$$hc = \frac{0,87 \times 0,76}{3,9615} \left[\frac{1,3289^2 \times 13115 \times 56,702}{0,7871} \right]^{2/3} \left[\frac{1,6709 \times 0,7871}{0,76} \right]^{1/3} \left[\frac{0,7871}{0,6923} \right]^{0.14}$$

$$hc = 2804,1968 \text{ Btu/jam. ft}^2. \text{ }^\circ\text{F}$$

▪ Menghitung Kebutuhan Steam

Sebagai pemanas digunakan steam uap jenuh dengan suhu masuk (t_1) = 132,2 °C (270 °F) dan suhu keluar (t_2) = 132,2 °C (270 °F)

Sifat-sifat air pada $T_f = 270$ °F adalah

$$\rho = 994,032 \text{ kg/m}^3 = 62,0729 \text{ lb/ft}^3$$

$$cP = 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$H_{fg} = 931,8 \text{ BTU/lb}$$

$$V_g = 10,061 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Panas yang dibutuhkan :

$$Q_p = 283068,15 \text{ kkal/jam} = 1123286,3 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan steam :

$$W_s = \frac{Q_p}{H_f}$$

$$W_s = \frac{1123286,3 \text{ Btu/jam}}{931,8 \text{ BTU/lb}} = 1205,502 \text{ lb/jam}$$

Debit Air Pendingin

$$qv = \frac{W_s}{1/V_g}$$

$$F_{vp} = \frac{1205,502 \text{ lb} / \text{jam}}{1/(10,061 \text{ ft}^3 / \text{s})} = 12128,5506 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,36904 \text{ ft}^3/\text{s}$$

▪ **Menghitung Luas Penampang Aliran (A)**

Harga kecepatan linier steam untuk $P_s < 100$ psia, $(v) = 50-100$ ft/s (Coulson, p. 534). Dipilih harga kecepatan linier steam $(v) = 60$ ft/s

$$A = \frac{F_{vp}}{v} = \frac{\pi}{4} (ID)^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{vp}}{\pi \cdot v}}$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 3,36904 \text{ ft}^3 / \text{s}}{\pi \times 60 \text{ ft} / \text{s}}} = 0,0715 \text{ ft} = 0,8584 \text{ in}$$

Dipakai koil standar 1/8 in dari table 11 Kern hal 844 sehingga didapat :

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$ID = 0,215 \text{ in} = 0,0179 \text{ ft}$$

Luas penampang aliran A :

$$A = \frac{\pi}{4} (0,215 \text{ in})^2 = 0,0362 \text{ in}^2 = 0,0023 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas per panjang = $0,0067 \text{ ft}^2/\text{ft}$

▪ **Menghitung Mass velocity (V)**

$$G_s = \frac{W_s}{A} = \frac{1205,502 \text{ lb} / \text{jam}}{0,0023 \text{ ft}^2} = 524131,3044 \text{ lb}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

$$V = \frac{G_s}{\rho} = \frac{524131,3044 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2}{62 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 8453,7307 \text{ ft}/\text{jam} = 2,3483 \text{ ft}/\text{s}$$

▪ Menghitung h_i dan h_o

Re dalam pipa

$$Re_i = \frac{ID \times G_s}{\mu} = \frac{0,0179 \text{ ft} \times 524131,3044 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2}{0,6923 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{jam}} = 13551,8566$$

Untuk $T = 270^\circ\text{F}$ diperoleh $h_i = 1800 \text{ Btu} / \text{jam} \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Fig. 25 Kern)

$$h_o = h_{ix} \frac{ID}{OD} = 1800 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times \frac{0,0179 \text{ ft}}{0,0337 \text{ ft}} = 955,5556 \text{ Btu} / \text{jam} \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

▪ Menghitung harga LMTD

Suhu masuk reaktor = $100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$

Suhu keluar reaktor = $100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$

Suhu air masuk = $132,2^\circ\text{C} = 270^\circ\text{F}$

Suhu air keluar = $130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_4) - (T_2 - T_3)}{\ln \left[\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3} \right]}$$
$$= 55,96^\circ\text{F}$$

▪ Menghitung U_c dan U_d

a. Clean overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_c \times h_o}{h_c + h_o} = \frac{2804,1968 \times 955,5556}{2804,1968 + 955,5556} = 712,6975 \text{ Btu} / \text{jam}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

b. Dirty Overall Coefficient (U_d)

R_d minimum = $0,0010 \text{ jam} \text{ ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{Btu}$ (tabel 12, Kern)

$$h_d = \frac{1}{R_d \text{ min}} = \frac{1}{0,001} = 1000 \text{ Btu} / \text{jam}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Ud = \frac{hdXu_c}{hd + U_c} = \frac{1000 \times 712,6975}{1000 + 712,6975} = 416,1257 \text{ Btu/jam}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

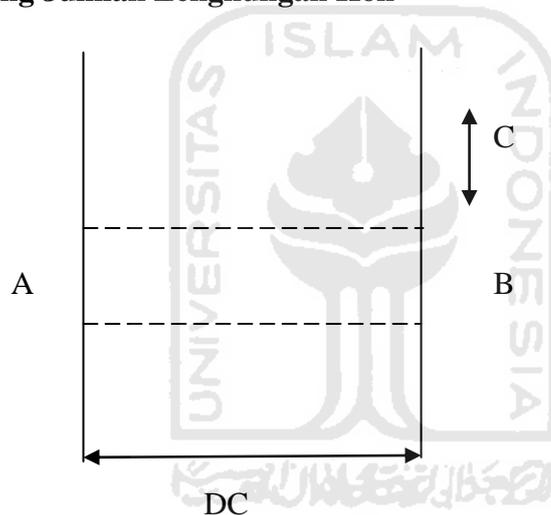
▪ **Menghitung Luas Perpindahan Panas**

$$A = \frac{Q_p}{Ud \times LMTD} = \frac{5613,7397}{416,1257 \times 55,96} = 0,2216 \text{ ft}^2$$

▪ **Menghitung Panjang Koil**

$$L = \frac{A_{design}}{A^t} = 35,0785 \text{ ft}$$

▪ **Menghitung Jumlah Lengkungan Koil**



Diameter Helix

$$DC = 0,8 \times (ID \text{ Reaktor}) = 0,8 \times 1,2248 \text{ m} = 0,9798 \text{ m} = 3,2146 \text{ ft}$$

$$AB = DC = 3,2146 \text{ ft} = 0,9798 \text{ m}$$

Jarak antar gulungan koil

$$y = \text{OD koil} = 0,0337 \text{ ft} = 0,0102 \text{ m}$$

$$BC = y = 0,0337 \text{ ft} = 0,0102 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 - (BC)^2} = \sqrt{(3,2146)^2 + (0,0337)^2} = 3,2148 \text{ ft} = 0,9799 \text{ m}$$

$$\text{Keliling Busur AB} = \frac{1}{2} \times \pi \times AB = \frac{1}{2} \times \pi \times 3,2146 = 5,0469 \text{ ft} = 1,5383 \text{ m}$$

$$\text{Keliling Busur AC} = \frac{1}{2} \times \pi \times AC = \frac{1}{2} \times \pi \times 3,2148 = 5,0472 \text{ ft} = 1,5384 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling Lingkaran Koil} &= \text{Keliling Busur AB} + \text{Keliling Busur AC} \\ &= 5,0469 \text{ ft} + 5,0472 \text{ ft} \\ &= 10,0941 \text{ ft} = 3,0767 \text{ m} \end{aligned}$$

Jumlah lengkungan Koil (N)

$$N = \frac{35.0785}{10.0941} = 3,4752 = 4 \text{ lilitan}$$

$$\text{Tinggi Tumpukan Koil} = y \times N = 0,0337 \text{ ft} \times 4 \text{ lilitan} = 0,1348 \text{ ft} = 0,0411 \text{ m}$$

- Tinggi koil total

$$\text{Diambil jarak koil} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} H &= H_{\text{min}} + (N_t - 1) \times P_t / 12 \\ &= 0,0337 \text{ ft} + (14 - 1) \times 2 / 12 \\ &= 0,5337 \text{ ft} = 0,1627 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi koil

Tinggi cairan setelah ada koil (Z_c)

$$\begin{aligned} Z_c &= \frac{V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{reaktor}}} = \frac{V_c + (0,25 \times \pi \times OD^2 \times L)}{0,25 \times \pi \times ID^2} \\ &= \frac{8,1321 + (0,25 \times \pi \times 0,0337^2 \times 35.0785)}{0,25 \times \pi \times (1,3396)^2} \\ &= 7.8174 \text{ ft} \end{aligned}$$

▪ Menghitung Pressure Drop Koil

Factor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re}_t)^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(471,0055)^{0,42}} = 0,0145$$

$$\Delta P = \frac{f \times G_s^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times S \times \phi_t}$$

Dimana : S = Spesifik Gravity = 62 lb/ft

L = Panjang Koil = 35,0785 ft

G_s = 524131,3044 lb/jam.ft²

f = faktor friksi = 0,0145

$$\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,19} = 1,0246$$

$$\Delta P = \frac{0,0145 \times 524131,3044^2 \times 35,0785}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0179 \times 62 \times 1,0246} = 2,3459 \text{ psi}$$

Syarat ΔP cairan dalam tube < 10 psi, maka $\Delta P = 2,3459$ psi memenuhi syarat.

• Menentukan Ukuran Pipa

diameter pipa optimum :

untuk aliran turbulen, $\text{Re} > 2100$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \cdot \text{Fv}^{0,45} \cdot r^{0,13} \quad (\text{Timmerhause, p.496})$$

Untuk aliran viscous, $\text{Re} < 2100$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \cdot \text{Fv}^{0,36} \cdot r^{0,18} \quad (\text{Timmerhause, p.496})$$

Dimana ;

$D_{i\ opt}$ = diameter pipa optimum, in

F_v = kecepatan aliran massa fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

μ = viscositas fluida, cP

A. Menentukan ukuran pipa Umpan C₄H₉OH

$$\rho = 0.81 \text{ kg/liter} = 50.5667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 2.498 \text{ cP} = 0.0017 \text{ lb/s.ft}$$

$$\text{Massa C}_4\text{H}_9\text{OH} = 1428.2038 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} F_v &= 1763.2146 \text{ liter/jam} \\ &= 0.0173 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

diperkirakan aliran dalam pipa adalah Turbulen, maka $N_{re} > 2100$.

sehingga digunakan persamaan :

$$\begin{aligned} D_{i\ opt} &= 3.9 \cdot F_v^{0.36} \cdot \rho^{0.18} = 3,9 \times (0,0173)^{0,36} \times (50,5667)^{0,18} \\ &= 1,0463 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran :

$$\text{IPS} = \text{jadi } 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1.9 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.61 \text{ in} = 0.0409 \text{ m}$$

$$A' = 2.04 \text{ in}^2 = 0.0179 \text{ ft}^2$$

$$\text{No. Sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan linier } (v) = \frac{F_v}{A'} = 0.9666 \text{ ft/s}$$

$$N Re = \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu} = 3906.6094$$

Karena $Re > 2100$, maka asumsi aliran Turbulen terpenuhi (Benar)

B. Menentukan Ukuran Pipa Umpan CH_3COOH

$$\rho = 1.0492 \text{ kg/liter} = 65.4406 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1.016 \text{ cP} = 0.0007 \text{ lb/s.ft}$$

$$Fv = 1214.0711 \text{ liter/jam} = 0.0119 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah Turbulen, maka $Nre > 2100$

digunakan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \rho^{0.18} \\ &= 3.9 \times (0.0119)^{0.36} \times (65.4406)^{0.18} \\ &= 0.9147 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran :

$$\text{IPS} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1.66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.38 \text{ in} = 0.03501 \text{ m}$$

$$A' = 1.5 \text{ in}^2 = 0.0132 \text{ ft}^2$$

$$\text{No. Sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan linier } (v) = \frac{Fv}{A'} = 0.9051 \text{ ft/s}$$

$$N Re = \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu} = 9976.8219$$

Karena $Re > 2100$, maka asumsi aliran Turbulen terpenuhi (Benar)

C. Menentukan Ukuran Pipa Umpan H_2SO_4

$$\rho = 1.8357 \text{ kg/liter} = 114.4960 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.88 \text{ cP} = 0.0006 \text{ lb/s.ft}$$

$$F_v = 1.5497 \text{ liter/jam} = 1.52021\text{E-}05 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah Viscous, maka $N_{re} < 2100$

$$\begin{aligned} \text{digunakan persamaan : } D_{i \text{ opt}} &= 3.9 \cdot F_v^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times (1,52021\text{E-}05)^{0.45} (114.4960)^{0.13} \\ &= 0.1687 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa :

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 0.75 \text{ in} \\ \text{OD} &= 1.05 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0.824 \text{ in} = 0.0209 \text{ m} \\ \text{A}' &= 0.534 \text{ in}^2 = 0.0047 \text{ ft}^2 \\ \text{No. Sch} &= 40 \end{aligned}$$

Kecepatan linier $(v) = \frac{F_v}{A'}$ = 0.0033 ft/s

$$N_{Re} = \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu} = 43.14701131$$

Karena $Re < 2100$, maka asumsi aliran Viscous terpenuhi (Benar)