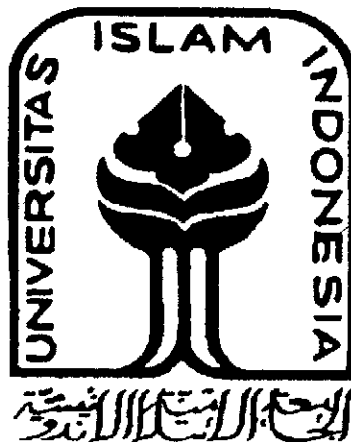


**PRA RANCANGAN
PABRIK ACETONITRILE DARI ASAM ASETAT DAN
AMONIA
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : Sri Mulyo

No. Mahasiswa : 02 521 252

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2008**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ACETONITRILE DARI ASAM ASETAT DAN AMONIA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Sri Mulyo

No. Mahasiswa : 02 521 252

Yogyakarta, Februari 2008

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Pembimbing I

Pembimbing II



(Ir. Agus Taufiq M.Sc.)



(Ir. Muhadi Ayub W. M.Eng.)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA-RANCANGAN PABRIK KIMIA ACETONITRILE DARI ASAM ASETAT DAN AMONIA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :
Nama : Sri Mulyo
No Mahasiswa : 02 521 252

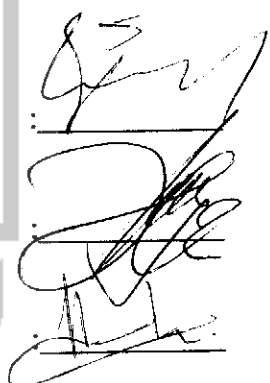
Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Jogyakarta, 03 Maret 2008

Tim Penguji
Ir Agus Taufiq, M.Sc

Dalyono, S.Teks., MSI., CText ATI

DR. Hasnah Muin, SU



Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra Hj Kamariah Anwar, MS

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini.

Tugas Akhir yang berjudul Pra Rancangan Pabrik **Acetonitrile dari Asam asetat dan Amonia dengan Kapasitas 10.000 Ton / Tahun** ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesaikannya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Ir.Agus Taufiq dan Bapak Ir.Muhadi Ayub selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia
3. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI
4. Kedua orang tua dan keluarga, terutama ibunda tercinta yang telah memberikan dukungan, semangat serta iringan doa yang tulus selama

DAFTAR ISI

| | |
|--|------|
| Halaman Judul..... | i |
| Halaman Pengesahan Pembimbing | ii |
| Halaman Pengesahan Penguji | iii |
| Halaman Pernyataan..... | iv |
| Kata Pengantar | v |
| Daftar Isi..... | vii |
| Daftar Gambar..... | viii |
| Abstrak | x |
| Abstract | xi |
| BAB I. PENDAHULUAN | |
| 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik..... | 1 |
| 1.2 Tinjauan Pustaka | 3 |
| BAB II. PERANCANGAN PRODUK | |
| 2.1 Spesifikasi Produk..... | 5 |
| 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Dan Bahan Pembantu..... | 5 |
| 2.3 Pengendalian Kualitas | 7 |
| BAB III. PERANCANGAN PROSES | |
| 3.1 Uraian Proses..... | 10 |
| 3.2 Spesifikasi Alat Proses | 12 |

| | |
|-----------------------------------|----|
| 3.3 Perencanaan Produksi..... | 34 |
| 3.4 Neraca Massa | 35 |
| 3.5 Neraca Panas | 36 |
| BAB IV. PERANCANGAN PABRIK | |
| 4.1 Lokasi Pabrik..... | 39 |
| 4.2 Tata Letak Pabrik | 40 |
| 4.3 Tata Letak Alat Proses | 43 |
| 4.4 Utilitas | 46 |
| 4.5 Organisasi Perusahaan..... | 65 |
| 4.6 Analisa Ekonomi..... | 83 |
| BAB V. KESIMPULAN | |
| DAFTAR PUSTAKA | |
| LAMPIRAN | |



ABSTRAK

Kebutuhan acetonitrile makin meningkat seiring dengan peningkatan industri kimia di Indonesia. Acetonitrile tersebut banyak digunakan sebagai bahan intermediate pada industri fiber, industri parfum, industri pestisida, industri plastik, untuk sebagai solvent baik zat organik, an organik maupun polimer. Pabrik rencana didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dengan bahan baku asam asetat dan amonia. Pabrik direncanakan didirikan di Bekasi Jawa Barat, karena telah tersedianya sarana penunjang dengan baik.

Reaktor yang digunakan adalah Fixed Bed Multitube, dengan kondisi operasi: temperatur 500 °C dan tekanan 5 atm dengan katalisator silika alumina. Reaksi berlangsung pada fase uap, bersifat eksotermis. Proses pembuatan acetonitrile berlangsung dalam 3 tahap, yaitu: tahap penyiapan bahan baku, tahap tahap reaksi dan tahap pemisahan dan pemurnian produk.

Kebutuhan utilitas: air sebanyak 127.465,25 kg/jam, steam sebanyak 2.817,175 kg/jam, listrik 169,68 Kwh dan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan mesin diesel sebesar 312,12 gallon/th.

Pabrik direncanakan menempati tanah seluas 30 hektar dengan modal tetap Rp. 100.436.294.586,61,- dan modal kerja Rp. 100.436.294.586,61,- dengan keuntungan setelah pajak Rp. 9.612.665.106,02,-. *Pay out time* sebelum pajak 2,57 tahun dan setelah pajak 4,62 tahun. *Return on Investment* sebelum pajak 30,91 % dan sesudah pajak 15,45 %. *Discounted cash flow rate of return* sebesar 23,99 %. *Break Event Point (BEP)* 49,73 % dan *Shut Down Point (SDP)* 34,26 %.

Berdasarkan resiko pabrik yang tergolong berisiko rendah serta dari hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik acetonitrile dari asam asetat dan amonia dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG

1.1.1 PENDIRIAN PABRIK

Indonesia merupakan negara yang sedang berkembang dan mengarah pada industrialisasi. Oleh karena itu sangat dibutuhkan pembangunan pabrik – pabrik baru yang memproduksi barang jadi dan bahan kimia yang lebih berguna dan menguntungkan, salah satu industri kimia di Indonesia yang sampai saat ini masih kurang mencukupi kebutuhan dalam negeri yaitu industri acetonitrile.

Acetonitrile dengan rumus kimia CH_3CN merupakan senyawa yang berbentuk cairan tidak berwarna dengan aroma yang sedikit harum. Asetoniril tersebut banyak digunakan sebagai bahan intermediate pada industri fiber, industri parfum, industri pestisida, industri plastik, untuk sebagai solvent baik zat organik, an organik maupun polimer.

Diperkirakan industri acetonitrile ini akan menguntungkan karena bahan baku industri ini banyak terdapat di Indonesia. Sehingga diharapkan dengan berdirinya industri ini akan dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan juga diekspor untuk menambah devisa negara.

1.1.2 KAPASITAS PRODUKSI

Penentuan kapasitas pabrik acetonitrile berorientasi pada kebutuhan acetonitrile di Indonesia. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan acetonitrile,

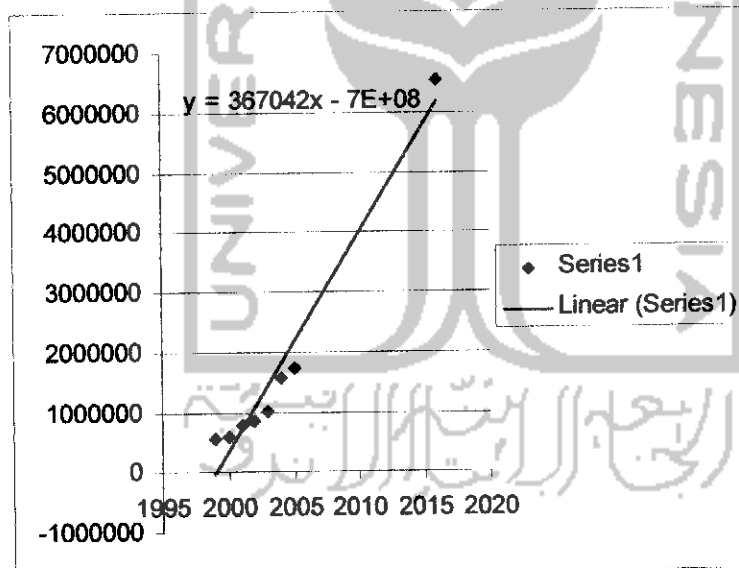


Indonesia mengimpor dari Jepang, Hongkong, Taiwan dan China. Data impor acetonitrile dapat dilihat seperti dalam tabel berikut.

Tabel 1. Data Perkembangan Impor Acetonitril di Indonesia.

| Tahun | Impor (Kg / Tahun) |
|-------|-----------------------|
| 1999 | 570.439 |
| 2000 | 585.310 |
| 2001 | 797.842 |
| 2002 | 838.532 |
| 2003 | 1.025.245 |
| 2004 | 1.578.361 |
| 2005 | 1.715.632 |

Sumber : Biro Pusat Statistik Jogjakarta, Th. 2005



Dari data dan grafik di atas dapat diketahui kebutuhan acetonitrile di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut di atas, maka ditentukan kapasitas pabrik acetonitrile sebesar 10.000 ton/tahun.



1.2. TINJAUAN PUSTAKA

Nitrile merupakan suatu senyawa yang mengandung gugus fungsi $C \equiv N$ kadang-kadang disebut juga sebagai senyawa siano atau sianida. Beberapa nitrile diberi nama menurut nama trivial, untuk asam karboksilat dengan mengganti imbuhan asam at menjadi akhiran nitrile. Gugus siano ini mengandung ikatan rangkap 3 (tiga) dengan ikatan sigma dan 2 ikatan phi.

(Fessenden, 1989)

Acetonitrile (CH_3CN) adalah senyawa yang tidak berwarna dengan aroma yang sedikit harum. Acetonitrile mudah larut dalam air dan beberapa senyawa organik lainnya. Beberapa gas juga mempunyai kelarutan yang tinggi terhadap acetonitrile misalnya HCl, olefin, hidrokarbon, halida, SO_2 dan H_2S . (Kirk Othmer, 1964)

Proses pembuatan nitrile secara umum antara lain dengan mereaksikan asam karboksilat atau ester dengan amonia kemudian hasil reaksi ini diembunkan untuk mendapatkan nitrile. Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Proses ini dapat juga dilakukan dengan fase uap pada suhu 300–500 ° C.

Pembuatan acetonitrile dapat dilakukan dengan beberapa cara antara lain:

1. Asetilen dan amonia dengan katalis alumina (bauksit) pada suhu 350°C.



2. Dengan mereaksikan methane dengan cyanogen chlorida dengan proses kontinyu dan waktu tinggal yang singkat dalam fase uap pada suhu 350 ° C dan tekanan normal. Reaksinya :



3. Dalam fase uap dan proses kontinyu pada suhu 400 – 500 ° C dan tekanan atmosferis dari reaksi asam asetat dan dan amonia dan meggunakan silika alumina sebagai katalis. Reaksinya :



(Longmans Inc.,1983)

Dipilih point ke tiga untuk pra rancangan pabrik acetonitrile, karena pertimbangan bahan baku yang mudah didapat, dan berdasarkan referensi pabrik yang sudah ada menggunakan bahan baku asam asetat dan amonia, kemudian konversi yang tercapai juga lebih besar dari reaksi pertama dan kedua.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI PRODUK

- **Acetonitrile**

| | | |
|-----------------------------|---|-----------------------|
| Rumus Molekul | : | CH ₃ CN |
| Kenampakan | : | Cairan tidak berwarna |
| Berat Molekul | : | 41.05 |
| Titik didih | : | 81.75 °C |
| Titik Lebur | : | -41 °C |
| Titik Kritis | : | 274.7 °C |
| Tekanan Kritis | : | 47.08 atm |
| Viskositas (25°C) (cp) | : | 0.347 |
| Kemurnian (%) | : | 98 |
| Density (25°C, 1 atm) (g/l) | : | 0.779 |

2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN BAHAN PEMBANTU

- **Amonia**

| | | |
|---------------|---|--------------------|
| Rumus Molekul | : | NH ₃ |
| Kenampakan | : | Gas tidak berwarna |
| Berat Molekul | : | 17.03 |
| Titik didih | : | -33.43 °C |



| | | |
|-----------------------------|---|-----------------------|
| Titik Lebur | : | -77.71 °C |
| Titik Kritis | : | 132.43 °C |
| Tekanan Kritis | : | 111.30 atm |
| Viskositas (25°C) (cp) | : | 0.135 |
| Kemurnian (%) | : | 99 |
| Density (25°C, 1 atm) (g/l) | : | 0.602 |
| • CH₃COOH | | |
| Rumus Molekul | : | CH ₃ CN |
| Kenampakan | : | Cairan tidak berwarna |
| Berat Molekul | : | 60.05 |
| Titik didih | : | 117.90 °C |
| Titik Lebur | : | 16.70 °C |
| Titik Kritis | : | 319.56 °C |
| Tekanan Kritis | : | 57.10 atm |
| Viskositas (25°C) (cp) | : | 1.132 |
| Kemurnian (%) | : | 99 |
| Density (25°C, 1 atm) (g/l) | : | 1.043 |
| • Air | | |
| Rumus Molekul | : | H ₂ O |
| Kenampakan | : | Cairan tidak berwarna |
| Berat Molekul | : | 18 |



| | | |
|-----------------------------|---|---------------------------------------|
| Titik didih | : | 100 °C |
| Titik Lebur | : | 0 °C |
| Titik Kritis | : | 374.13 °C |
| Tekanan Kritis | : | 217.61 atm |
| Viskositas (25°C) (cp) | : | 0.911 |
| Kemurnian (%) | : | 100 |
| Density (25°C, 1 atm) (g/l) | : | 1.027 |
| • Katalis | | |
| Rumus Molekul | : | $\text{SiO}_2 \text{ AL}_2\text{O}_3$ |
| Jenis | : | Silika Alumina |
| Berat Molekul | : | 162 |
| Bentuk | : | Pellet |
| Density | : | 1,0 g/ml |

2.3 PENGENDALIAN KUALITAS

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.



Beberapa alat yang dijalankan yaitu control terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses terhadap kerja suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

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

1. Pengendalian Kualitas

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

2. Pengendalian Kuantitas

Terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu juga perlu adanya waktu tertentu.



4. Pengendalian Bahan Proses

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





BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. URAIAN PROSES

Proses pembuatan acetonitrile dari asam asetat dan amonia dapat dibagi menjadi tiga tahap yaitu :

3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku.

Bahan baku asam asetat yang dibeli dari PT. Asidatama disimpan dalam tangki penampung (T-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dari tangki penampung, asam asetat dialirkan menuju reaktor (R-01). Sebelum masuk reaktor amonia dialirkan ke vaporizer (VP-01) untuk diubah menjadi fase gas pada suhu 181 °C dan tekanan 5 atm kemudian dipisahkan dalam separator (SP-01) pada suhu 181°C.

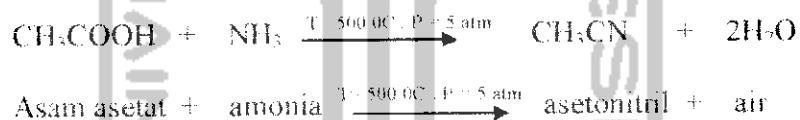
Bahan baku amonia yang dibeli dari PT. Kujang disimpan dalam tangki penampung (T-02) pada suhu 30 °C dan tekanan 19,33 atm. Kemudian dari tangki penampung, amonia dialirkan menuju reaktor (R-01). Sebelum masuk reaktor amonia dialirkan ke vaporizer (VP-02) untuk diubah menjadi fase gas pada suhu 49 °C dan tekanan 19,33 atm kemudian dipisahkan dalam separator (SP-02) pada suhu 49 °C. Selanjutnya tekanan amonia diturunkan dari tekanan 19,33 atm menjadi 5 atm.



Asam asetat pada suhu 181 °C dan tekanan 5 atm dicampur dengan amonia pada suhu 49 °C dan tekanan 5 atm dan amonia recycle pada suhu 82 °C dan tekanan 5 atm. Kemudian campuran yang mempunyai suhu campuran 110 °C dan tekanan 5 atm tersebut dipanaskan dalam HE-01 menjadi suhu 350 °C kemudian dipanaskan lagi dalam HE-02 menjadi suhu 500 °C dan dialirkan ke dalam reaktor (R-01).

3.1.2 Tahap Proses.

Reaktor yang dipergunakan adalah reaktor fixed bed multiturbular dengan bantuan katalisator silika alumina. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi merupakan reaksi endotermis, sehingga proses reaksi berjalan dengan baik apabila ditambahkan panas dari luar. Sebagai sumber panas diperoleh dari udara panas yang mengalir melalui dinding shell dalam reaktor. Kondisi operasi dalam reaktor pada suhu 500 °C dan tekanan 5 atm. Perbandingan mol asam asetat dan amonia adalah 1 : 4,5.

3.1.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk.

Produk keluar reaktor adalah asetonitril, sisa amonia, sisa asam asetat dan air dimana semuanya dalam fase gas. Gas keluar reaktor dimanfaatkan panasnya untuk memanasi vaporizer (VP-01) dan HE-01 kemudian didinginkan dalam CL-01 menjadi suhu 150 °C. Selanjutnya diembunkan dalam kondensor



parsial dan diturunkan tekanannya dari tekanan 4,5 atm menjadi tekanan 1,5 atm dan pisahkan dalam separator pada suhu 82 °C Hasil atas separator berupa gas yang terdiri dari amonia, sedikit asetonitril dan air direcycle ke dalam reaktor untuk mengurangi jumlah umpan segar amonia. Hasil bawah separator berupa air, asetonitril dan asam asetat, selanjutnya dialirkan ke dalam menara distilasi. Sebelum diumpankan ke MD-01 cairan hasil bawah separator dipanaskan dalam HE-03 menjadi suhu 97 °C. Kondisi umpan MD-01 pada suhu 97 °C dan tekanan 1.05 atm. Kondisi operasi atas MD-01 pada suhu 81 °C dan tekanan 1atm. Kondisi operasi bawah MD-01 pada suhu 103 °C dan tekanan 1,1 atm. Hasil atas menara distilasi mengandung produk utama yaitu asetonitril 98,99%w dengan impurities air yang kemudian didinginkan dalam CL-02 dan disimpan dalam tangki penampung (T-03) pada suhu 35 ° C dan tekanan 1 atm. Hasil bawah menara distilasi berupa asam asetat, air dan sedikit asetonitril dialirkan ke unit pengolahan limbah.

3.2 SPESIFIKASI ALAT PROSES

3.2.1 Spesifikasi Alat-alat Proses

1. Reaktor

Fungsi = Mereaksikan gas ammonia sebanyak 7650 kg/jam dengan gas asam asetat sebanyak 6000 kg/jam menjadi asetonitrile dengan katalis silika alumina.

Jenis = Fixed Bed Multitube



Suhu = 500 °C
Tekanan = 5 atm
Ukuran = Diameter = 10,95 ft
Tinggi = 16 ft
Tebal shell = 2 3/16 in
Tebal head = 2 in
Bahan = Stainless steel SA 167 grade 3
Jumlah = 1
Harga = \$ 265,151

2. Separator Asam Asetat (SP-01)

Fungsi = Memisahkan fase uap dan fase cair asam asetat yang terbentuk didalam Vaporizer (VP-01) pada suhu 181,86°C dan tekanan 5,1 atm dengan kecepatan umpan 2455,8037 kg/jam.

Jenis = Vertikal Drum Separator
Ukuran = Diameter = 1,5050 ft
Panjang = 6,02 ft
Tinggi cairan = 3 ft
Tinggi ruang kosong = 3,015 ft
Tebal shell = 3/16
Tebal head = 3/16
Bahan = Stainless steel



Jumlah = 1
Harga = \$ 5,303

3. Separator Amonia (SP-02)

Fungsi = Memisahkan fase uap dan fase cair amonia yang terbentuk didalam Vaporizer (VP-02) pada suhu $49,93^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 19,3 atm dengan kecepatan umpan 661,0828 kg/jam.

Jenis = Vertikal Drum Separator.

Ukuran = Diameter = 0,5590 ft
Panjang = 3,18 ft
Tinggi cairan = 1,47 ft
Tinggi ruang kosong = 1,7120 ft
Tebal shell = 5/16
Tebal head = 5/16

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1
Harga = \$ 5,303

4. Separator (SP-03)

Fungsi = Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam kondensor pada suhu $82,5381^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1,5 atm dengan kecepatan umpan 4459,3276 kg/jam.

Jenis = Horizontal Drum Separator.

Ukuran = Diameter = 3,562 ft



| | | |
|----------------------------|---|---------------|
| | Panjang | = 13,225 ft |
| | Tinggi cairan | = 2,801 ft |
| | Tinggi ruang kosong | = 0,760 ft |
| | Tebal shell | = 3/16 |
| | Tebal head | = 3/16 |
| Bahan | = Stainless steel SA 167 grade 3 | |
| Jumlah | = 1 | |
| Harga | = \$ 20,682 | |
| 5. Menara Destilasi | | |
| Fungsi | = Memisahkan CH_3CN , H_2O dan CH_3COOH yang keluar dari separator dengan kecepatan umpan 2493,4580 kg/jam. | |
| Jenis | = Sieve Plate Distillation Tower | |
| Ukuran | = Tinggi menara | = 14,46 m |
| | = Diameter atas menara | = 1,481 m |
| | = Diameter bawah menara | = 1,288 m |
| | Tebal shell | = 3/16 |
| | Tebal head | = 3/16 |
| | Jumlah plate | = 43 plate |
| | Diameter lubang | = 5,00 mm |
| | Jumlah lubang | = 2653 lubang |
| Bahan | = Stainless steel | |
| Jumlah | = 1 | |



Harga = \$ 296,439

6. Vaporizer (VP-01)

Fungsi = Menguapkan asam asetat sebagai umpan reactor dari suhu 60,37°C menjadi 181,86°C dengan kecepatan umpan 2455,8037 kg/jam.

Jenis = Shell & Tube Vaporizer.

Beban panas = 1214505,9630 kkal/jam

Luas Transfer = 159,7315 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan Umpan masuk = 5402,7660 lb/jam

Kecepatan Steam Jenuh = 4013,3950 lb/jam

| SHELL | | TUBE | |
|----------|---------|---------|---------------------|
| ID shell | = 10,00 | ID | = 0,62 |
| Nt | = 40 | OD | = 0,75 |
| Pass | = 1 | BWG | = 16 |
| | | Pitch | = 1 in ² |
| | | Panjang | = 16 |
| | | Pass | = 4 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 10,076

7. Vaporizer (VP-02)

Fungsi = Menguapkan amonia sebagai umpan reactor dari suhu 33,986°C menjadi 49,93°C dengan kecepatan umpan 528,8662 kg/jam.

Jenis = Shell & Tube Vaporizer.



Beban panas = 214915,797 kkal/jam
 Luas Transfer = 44.0263 ft²
 Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 661,0828 kg/jam
 Kecepatan steam jenuh = 410,0263 lkg/jam

| SHELL | | TUBE | |
|----------|---------|---------|---------------------|
| ID shell | = 17,25 | ID | = 0,62 |
| Nt | = 26 | OD | = 0,75 |
| Pass | = 1 | BWG | = 16 |
| | | Pitch | = 1 in ² |
| | | Panjang | = 8 |
| | | Pass | = 2 |

Bahan = Stainless steel
 Jumlah = 1
 Harga = \$ 19,621

8. Condensor Partial (CDP)

Fungsi = Mengembunkan uap campuran yang keluar dari reactor dari suhu 150°C menjadi 82,5381°C dengan pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C, dengan kecepatan umpan 4459,3279 kg/jam.

Jenis = Shell & Tube Desuperheater Condensor
 Beban panas = 1199645,5 kkal/jam
 Luas Transfer = 1227,212 ft²
 Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 4459,3279 kg/jam
 Kecepatan Steam Jenuh = 59982,27 kg/jam



| SHELL | TUBE |
|---------------|---------------------------|
| ID shell = 25 | ID = 0,48 |
| Nt = 394 | OD = 0,75 |
| Pass = 1 | BWG = 10 |
| | Pitch = 1 in ² |
| | Panjang = 16 |
| | Pass = 2 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 47,727

9. Condensor (CD)

Fungsi = Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD pada suhu 81,9788°C dengan pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C, dengan kecepatan umpan 6077,3630 kg/jam.

Jenis = Shell & Tube Condensor

Beban panas = 1133403,25 kkal/jam

Luas Transfer = 606,88 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 13469,2 lb/jam

Kecepatan steam Jenuh = 124674,36 klb/jam

| SHELL | TUBE |
|------------------|---------------------------|
| ID shell = 19,25 | ID = 0,62 |
| Nt = 220 | OD = 0,75 |
| Pass = 1 | BWG = 16 |
| | Pitch = 1 in ² |
| | Panjang = 12 |
| | Pass = 2 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1



Harga = \$ 28,106

10. Reboiler (RB)

Fungsi = Menguapkan sebagian hasil bawah menara disilasi (MD) pada suhu 103,0642°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 140°C.

Jenis = Shell & Tube Kettle Reboiler

Beban panas = 1129116,25 kkal/jam

Luas Transfer = 669,2487 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 9009,321 kg/jam

Kecepatan steam jenuh = 5162,004 kg/jam

| SHELL | | TUBE | |
|----------|---------|---------|---------------------|
| ID shell | = 21,25 | ID | = 0,62 |
| Nt | = 270 | OD | = 0,75 |
| Pass | = 1 | BWG | = 16 |
| | | Pitch | = 1 in ² |
| | | Panjang | = 12 |
| | | Pass | = 2 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 31,818

11. Heater (HE-01)

Fungsi = Memanaskan umpan yang masuk ke reactor dari suhu 167,94°C menjadi suhu 350°C dengan pemanas gas keluar reactor pada suhu 507,0114°C dengan kecepatan umpan sebesar 4459,3279 kg/j.



Jenis = Shell & Tube Heat Exchanger

Beban panas = 497222,5 kkal/jam

Luas Transfer = 168,22 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 4459,3279 kg/jam

Kecepatan steam jenuh = 4013,395 kg/jam

| SHELL | | TUBE | |
|----------|------|---------|---------|
| ID shell | = 12 | ID | = 0,62 |
| Nt | = 68 | OD | = 0,75 |
| Pass | = 2 | BWG | = 16 |
| | | Pitch | = 1 in2 |
| | | Panjang | = 16 |
| | | Pass | = 4 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 20,947

12. Heater (HE-02)

Fungsi = Memanaskan umpan gas reactor dari suhu 350°C menjadi suhu 500°C dengan pemanas udara panas pada suhu 550°C dengan kecepatan umpan sebesar 4459,3279 kg/j.

Jenis = Shell & Tube Heat Exchanger

Beban panas = 409066,6250 kkal/jam

Luas Transfer = 961,6860 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 4459,3279 kg/j

Kecepatan steam jenuh = 67636,680 kg/j



| SHELL | TUBE |
|------------------|---------------|
| ID shell = 23,25 | ID = 0,62 |
| Nt = 308 | OD = 0,75 |
| Pass = 2 | BWG = 16 |
| | Pitch = 1 in2 |
| | Panjang = 16 |
| | Pass = 4 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 530.303

13. Heater (HE-03)

Fungsi = Memanaskan hasil dari separator dari suhu 82,5381°C menjadi suhu 103,0642°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 140°C dengan kecepatan umpan sebesar 2493,4589 kg/j.

Jenis = Double Pipe Heat Exchanger

Beban panas = 28034,16 kkal/jam

Luas Transfer = 12,4806 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 2493,4589 kg/jam

Kecepatan steam jenuh = 60,5934 kg/jam

| INNER PIPE | ANNULUS |
|------------------------|------------------------|
| ID pipa = 1,61 | ID pipa = 2,05 |
| OD pipa = 1,90 | OD pipa = 2,380 |
| Flow Area = 2,035 | BWG = 16 |
| Surface Area = 0,497 | Pressure Drop = 0,5056 |
| Pressure Drop = 3,2690 | Panjang = 12 |
| Panjang = 12 | |

Bahan = Stainless steel



Jumlah = 1
 Harga = \$ 2,174

14. Cooler (CL-01)

Fungsi = Mendinginkan campuran keluar reactor dari suhu 353,9°C dengan pendingin dowterm A masuk pada suhu 75°C dengan kecepatan umpan sebesar 4459,3279 kg/j.

Jenis = Double Pipe Heat Exchanger

Beban panas = 57348,85 kkal/jam

Luas Transfer = 83,3323 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 4459,3279 kg/jam
 Kecepatan steam jenuh = 1770,4508 kg/jam

| TUBE | | ANULUS | |
|---------|---------|---------|---------|
| OD | = 4,58 | OD | = 6,625 |
| ID | = 4,026 | ID | = 6,065 |
| Hairpin | = 1 | Panjang | = 12 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 6,364

15. Cooler (CL-02)

Fungsi = Mendinginkan campuran keluar menara distilasi (MD) dari suhu 35°C dengan pendingin air masuk pada suhu 30°C dengan kecepatan umpan sebesar 1262,6263 kg/j.

Jenis = Shell & Tube Heat Exchanger



Beban panas = 31902,4670 kkal/jam
 Luas Transfer = 241,8752 ft²
 Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 1262,6263 kg/jam
 Kecepatan steam jenuh = 1595,1230 kg/jam

| SHELL | TUBE |
|---------------|---------------------------|
| ID shell = 12 | ID = 0,62 |
| Nt = 68 | OD = 0,75 |
| Pass = 2 | BWG = 16 |
| | Pitch = 1 in ² |
| | Panjang = 10 |
| | Pass = 4 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 25,985

16. Cooler (CL-03)

Fungsi = Mendinginkan campuran keluar menara distilasi (MD) dari suhu 103,0642°C menjadi suhu 35°C dengan pendingin air masuk pada suhu 30°C dengan kecepatan umpan sebesar 1230,838 kg/j.

Jenis = Shell & Tube Heat Exchanger

Beban panas = 80010,500 kkal/jam

Luas Transfer = 108,3562 ft²

Umpan dan Pemanas = Kecepatan umpan masuk = 1230,838 kg/jam

Kecepatan steam jenuh = 4000,525 kg/jam



| SHELL | | TUBE | |
|----------|------|---------|--------|
| ID shell | = 8 | ID | = 0,62 |
| Nt | = 40 | OD | = 0,75 |
| Pass | = 2 | BWG | = 16 |
| | | Pitch | = 1 in |
| | | Panjang | = 12 |
| | | Pass | = 4 |

Bahan = Stainless steel

Jumlah = 1

Harga = \$ 15,909

17. Pompa (P-01)

Fungsi = Mengalirkan asam asetat dari mobil tangki menuju tangki asam asetat (T-01) dengan kecepatan umpan sebesar 33551,68 kg/j.

Jenis = Pompa Sentrifugal

Pemilihan Pipa = IPS = 2,0

Sch No. = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Kapasitas Pompa = 140,892 gpm

Head Pompa = Friction head = 15,30 m

Pressure head = -0,10 m

Velocity head = 0,00 m



| | | | |
|-------------------------|-------------|---|------------|
| | Static head | = | 8,03 m |
| Putaran pompa | = | Kecepatan putar | = 1750 rpm |
| | | Effisiensi motor | = 0,80 |
| Motor Standard | = | 7,50 Hp | |
| Jumlah | = | 2 | |
| Harga | = | \$ 6,894 | |
| 18. Pompa (P-02) | | | |
| Fungsi | = | Mengalirkan ammonia dari mobil tangki menuju tangki ammonia (T-02) dengan kecepatan sebesar 20562,87 kg/j | |
| Jenis | = | Pompa Sentrifugal | |
| Pemilihan Pipa | = | IPS | = 2,0 |
| | | Sch.No. | = 40 |
| | | OD | = 2,380 in |
| | | ID | = 2,067 in |
| Kapasitas Pompa | = | 140,89 gpm | |
| Head Pompa | = | Friction head | = 12,56 m |
| | | Pressure head | = -0,10 m |
| | | Velocity head | = 0,00 m |
| | | Static head | = 24,080 m |
| Putaran pompa | = | Kecepatan putar | = 1750 rpm |
| | | Effisiensi motor | = 0,80 |
| | | Motor standard | = 7,50 Hp |



Jumlah = 2
Harga = \$ 6,894

19. Pompa (P-03)

Fungsi = Mengalirkan hasil dari tangki (T-01) menuju separator (SP-01) dengan kecepatan sebesar 1964,6420 kg/j.

Jenis = Pompa Sentrifugal

Pemilihan Pipa = IPS = 0,75
Sch No. = 40
OD = 1,050 in
ID = 0,824 m

Kapasitas Pompa = 8,25 gpm

Head Pompa = Friction head = 1,5521 m
Pressure head = 39,3091 m
Velocity head = 0,00 m
Static head = 1,835 m

Putaran pompa = Kecepatan putar = 1750 rpm

Effisiensi motor = 0,80

Motor standard = 7,50 Hp

Jumlah = 2

Harga = \$ 2,652



20. Pompa (P-04)

Fungsi = Mengalirkan hasil dari tangki (T-02) menuju separator (SP-02) dengan kecepatan sebesar 1964,6420 kg/j.

Jenis = Pompa Sentrifugal

Pemilihan Pipa = IPS = 0,5

Sch.No. = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa = 3,624 gpm

Head Pompa = Friction head = 1,0042 m

Pressure head = -0,10 m

Velocity head = 0,00 m

Static head = 0,969 m

Putaran pompa = Kecepatan putar = 2900 rpm

Effisiensi motor = 0,80

Motor standard = 0,5 Hp

Jumlah = 2

Harga = \$ 2,652

21. Pompa (P-05)

Fungsi = Mengalirkan hasil dari separator (SP-03) menuju menara distilasi dengan kecepatan sebesar 2493,45kg/j.

Jenis = Pompa Sentrifugal



Pemilihan Pipa = IPS = 0.75
Sch.No. = 40
OD = 1,050 in
ID = 0.824 in
Kapasitas Pompa = 12.327 gpm
Head Pompa = Friction head = 2,7204 m
Pressure Head = -5,8994 m
Velocity head = 0,00 m
Static head = 14,460 m
Putaran pompa = Kecepatan putar = 2900 rpm
Effisiensi motor = 0,80
Motor standard = 0,5 Hp
Jumlah = 2
Harga = \$ 3,341

22. Pompa (P-06)

Fungsi = Mengalirkan hasil dari accumulator menuju menara distilasi dengan kecepatan sebesar 6077,2827 kg/j

Jenis = Pompa Sentrifugal

Pemilihan Pipa = IPS = 1,5
Sch.No. = 40
OD = 1,900 in
ID = 1,610 in



Kapasitas Pompa = 34,122 gpm
Head Pompa = Friction head = 1,0496 m
Pressure head = -0,100 m
Velocity head = 0,00 m
Static head = 14,460 m
Putaran pompa = Kecepatan putar = 2900 rpm
Efisiensi motor = 0,80
Motor standard = 7,50 Hp
Jumlah = 2
Harga = \$ 4,242

23. Pompa (P-07)

Fungsi = Mengalirkan hasil dari reboiler menuju unit pengolahan limbah (UPL) dengan kecepatan sebesar 1230,8326 kg/j.

Jenis = Pompa Sentrifugal

Pemilihan Pipa = IPS = 0,5

Sch No. = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Kapasitas Pompa = 5,420 gpm

Head Pompa = Friction head = 2,1176 m

Pressure head = -0,100 m

Velocity head = 0,00 m



| | | |
|-------------------------|---|------------------------------------|
| | Static head | = 1 m |
| Putaran pompa | = Kecepatan putar | = 2900 rpm |
| Effisiensi motor | = | 0,80 |
| Motor standard | = | 0,5 Hp |
| Jumlah | = | 2 |
| Harga | = | \$ 2,652 |
| 24. Pompa (P-08) | | |
| Fungsi | = Mengalirkan asetonitrile dari tangki produk (T-03) dengan | kecepatan sebesar 25093,1211 kg/j. |
| Jenis | = | Pompa Sentrifugal |
| Pemilihan Pipa | = IPS | = 2 |
| | Sch.No. | = 40 |
| | OD | = 2,380 in |
| | ID | = 2,067 in |
| Kapasitas Pompa | = | 140,89 gpm |
| Head Pompa | = Friction head | = 13,7407 m |
| | Pressure head | = -0,100 m |
| | Velocity head | = 0,00 m |
| | Static head | = 1 m |
| Putaran pompa | = Kecepatan putar | = 1750 rpm |
| Effisiensi motor | = | 0,80 |
| Motor standard | = | 3 Hp |



Jumlah = 2
 Harga = \$ 6,894

25. Compressor

Fungsi – Menaikkan tekanan gas recycle dari separator dari 1,5 atm menjadi 5 atm dengan kecepatan umpan 1965,8690

kg/j

Type alat = Centifugal Compressor

Kondisi Operasi = $P_1 = 1,5 \text{ atm}$
 $T_1 = 355,5381 \text{ } ^\circ\text{K} = 82,5381 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $P_2 = 5 \text{ atm}$
 $T = 463,35 \text{ } ^\circ\text{K} = 190,35 \text{ } ^\circ\text{C}$

Jumlah gas yang ditekan (W) – 1965,8690 kg/j

Efisiensi politropis = 1,120

Jumlah stage = 1 stage

Head compressor = 42496,695 ft/stage

Jumlah wheel tiap stage = 5

Kecepatan spesifik = 9800

Digunakan motor penggerak – 100 hp

Jumlah = 1

Harga = \$ 63,636



26. Accumulator (Acc)

Fungsi – Menampung sementara hasil atas menara distilasi yang akan direcycle ke dalam menara dan sebagian lagi sebagai produk dengan waktu tinggal 10 menit.

Jenis – Tangki Silinder Horisontal

Kondisi Operasi = Suhu = $81,9788^{\circ}\text{C}$

Tekanan = 1,1 atm

Kecepatan Umpan = 6077,3628 kg/j

Densitas Umpan = 0,7869 kg/l

Waktu Tinggal = 0,17 jam

Ukuran = Diameter = 0,95 m

Tinggi = 1,9 m

Tebal shell = 3/16 in

Tebal head = 3/16 in

Bahan = Stainless steel SA 167 grade 3

Jumlah = 1

Harga = \$ 11,136

27. Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-01)

Fungsi = Menyimpan asam asetat pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 1 bulan, kecepatan umpan 1964,6420 kg/jam.

Jenis – Tangki silinder vertikal.



| | | | | |
|--------|---|--------------------------------|---|-----------|
| Ukuran | = | Diameter | = | 16,0610 m |
| | | Tinggi | = | 8,0305 m |
| | | Tebal shell | = | 8/16 in |
| | | Tebal head | = | 3/16 in |
| Bahan | = | Stainless steel SA 167 grade C | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Harga | = | \$ 530,303 | | |

28. Tangki Penyimpanan Amonia (T-02)

| | | | | |
|--------|---|---|---|------------|
| Fungsi | = | Menyimpan amonia pada suhu 30°C dengan tekanan 19,33 atm dengan waktu tinggal 1 bulan, kecepatan umpan 528,8662 kg/jam. | | |
| Jenis | = | Tangki silinder horizontal. | | |
| Ukuran | = | Diameter | = | 6,02 m |
| | | Tinggi | = | 24,08 m |
| | | Tebal shell | = | 2 10/16 in |
| | | Tebal head | = | 2 7/16 in |
| Bahan | = | Stainless steel SA 167 grade C | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Harga | = | \$ 461,363 | | |



29. Tangki Produk (T-03)

Fungsi = Menyimpan produk hasil atas menara distilasi pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 1 bulan

Jenis = Tangki Silinder Vertikal

Ukuran - Diameter = 15,220 m

Tinggi = 7,613 m

Tebal shell = 7/16 in

Tebal head = 3/16 in

Bahan = Stainless steel SA 167 grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 477,272

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

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

3.4 Neraca Massa

Kapasitas : 10.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis : 1 jam



Table 3.1 neraca massa Reaktor

| Komponen | Masuk | Keluar |
|----------------------|-----------|-----------|
| CH ₃ COOH | 1944.9955 | 97.2498 |
| NH ₃ | 2479.8693 | 1956.3413 |
| H ₂ O | 19.4500 | 19.4500 |
| CH ₃ CN | 0 | 1262.6263 |
| 2 H ₂ O | 0 | 1108.6475 |
| Total | 4444.3148 | 4444.3148 |

Table 3.3 neraca massa separator

| Komponen | Masuk | Keluar | |
|----------------------|-----------|-----------|-----------|
| | | Atas | Bawah |
| CH ₃ COOH | 97.2498 | 0.0000 | 97.2498 |
| NH ₃ | 1956.3413 | 1956.3413 | 0.0000 |
| H ₂ O | 19.4500 | 0.9725 | 18.4775 |
| CH ₃ CN | 1262.6263 | 63.1313 | 1199.4949 |
| 2 H ₂ O | 1108.6475 | 55.4324 | 1053.2151 |
| Total | 4444.3148 | 2075.8775 | 2368.4373 |
| | | 4444.3148 | |

Table 3.4 neraca massa menara destilasi

| Komponen | Masuk | Keluar | |
|----------------------|-----------|-----------|-----------|
| | | Atas | Bawah |
| CH ₃ CN | 1199.4949 | 1187.5000 | 11.9949 |
| 2 H ₂ O | 1053.2151 | 10.5322 | 1042.6829 |
| CH ₃ COOH | 97.2498 | 0.0000 | 97.2498 |
| H ₂ O | 18.4775 | 0.0000 | 18.4775 |
| Total | 2368.4373 | 1198.0322 | 1170.4051 |
| | | 2368.4373 | |



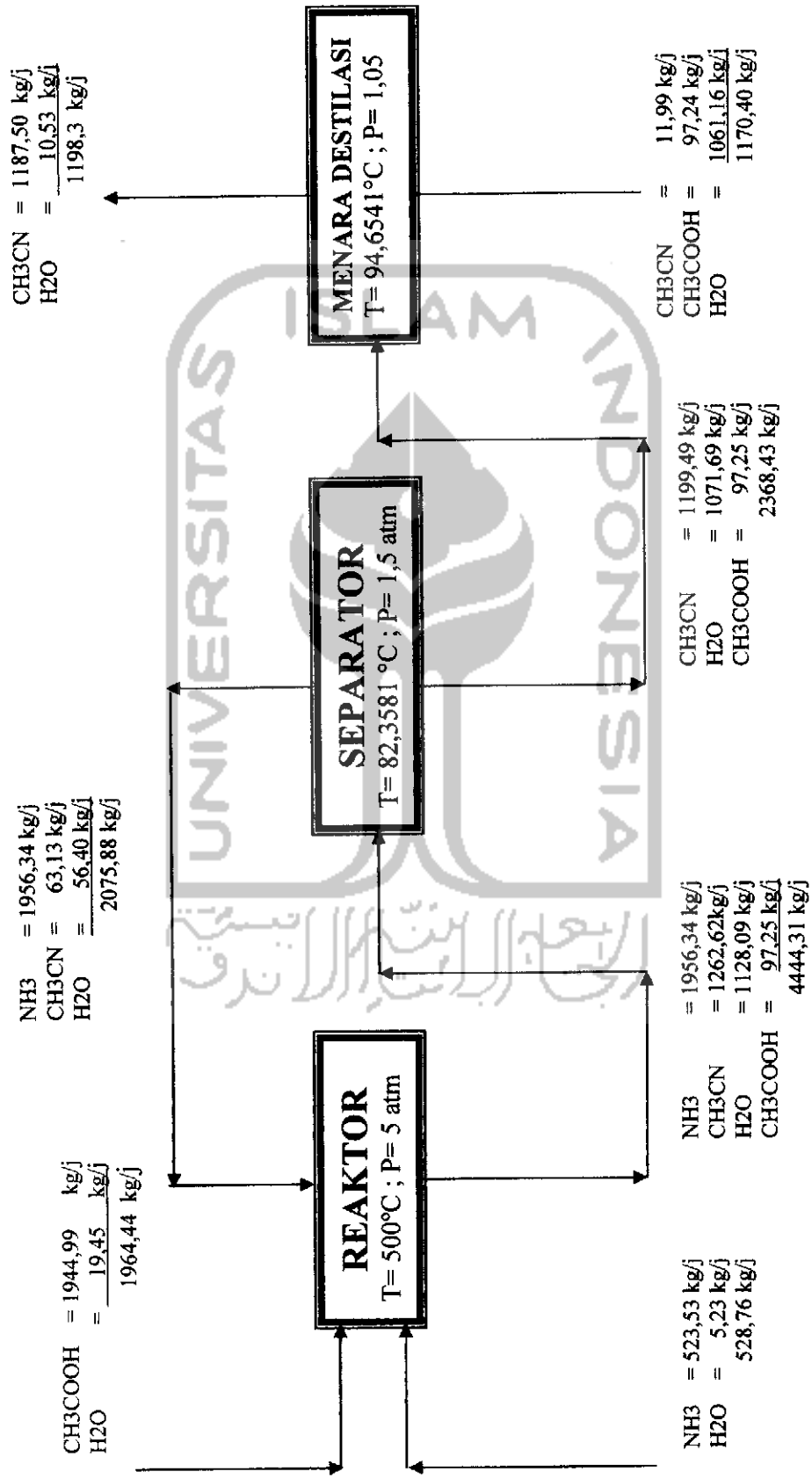
3.5 Neraca Panas

Table 3.5 Neraca Panas Reaktor

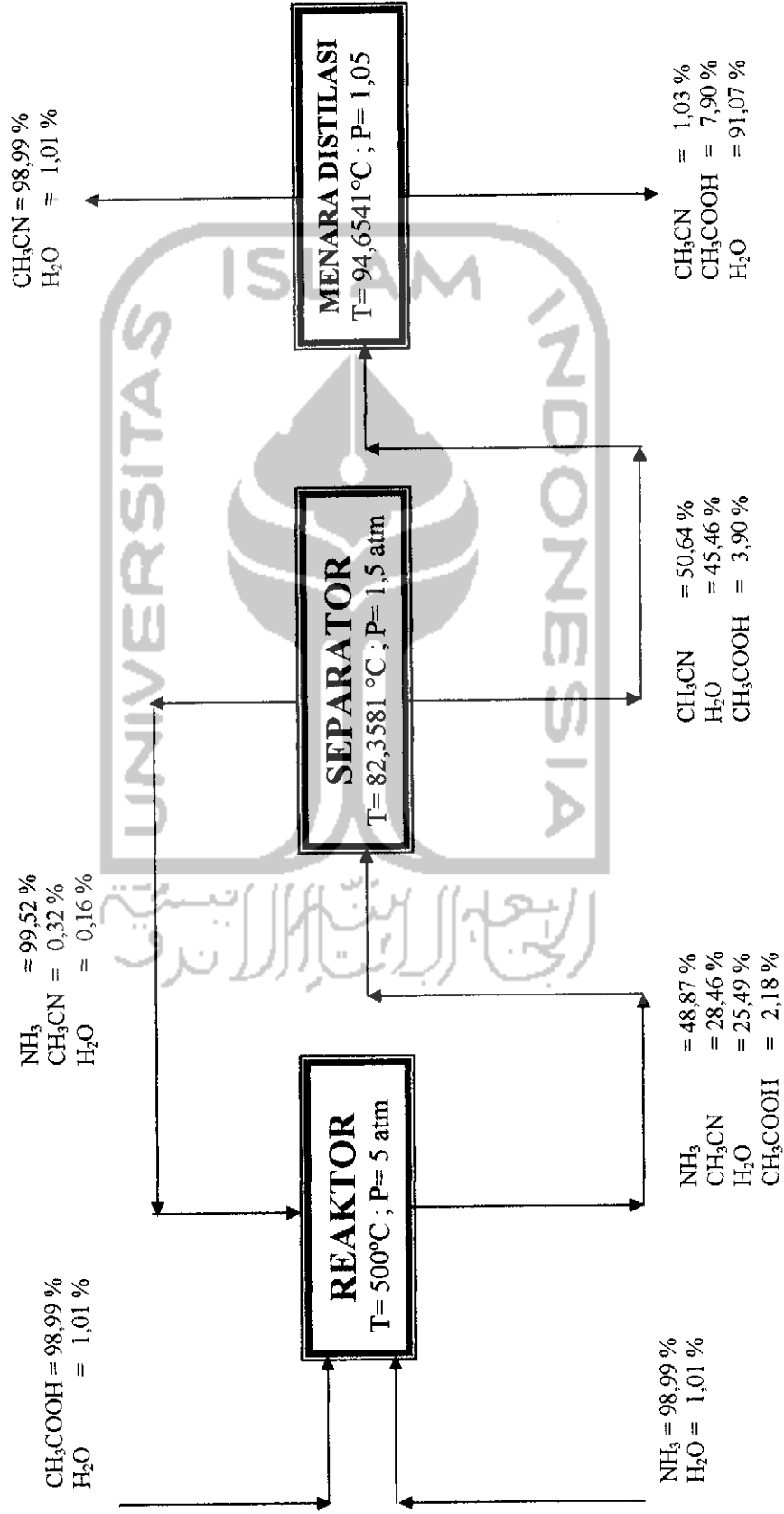
| Jenis | Panas Masuk (Kcal/j) | Panas Keluar (Kcal/j) |
|-----------------|-------------------------|--------------------------|
| Panas Umpan | 420228,5938 | - |
| Panas Reaktor | 295186,1563 | - |
| Panas Reaksi | - | 486703,5000 |
| Panas Pendingin | - | 201876,1406 |
| Panas Hilang | - | 26835,1074 |
| Total | 715414,7500 | 715414,7500 |

Tabel 3.6 Neraca Panas Menara Distilasi

| Jenis | Panas Masuk (Kcal/j) | Panas Keluar (Kcal/j) |
|------------------------------|-------------------------|--------------------------|
| Panas Umpan | 134746,12 | - |
| Panas Reboiler | 1129116,29 | - |
| Panas Pengembunan Hasil Atas | - | 1133403,25 |
| Panas Hasil Atas | - | 38693,53 |
| Panas Hasil Bawah | - | 91765,63 |
| Total | 1263862,41 | 1263862,41 |



Gambar. 3.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang penting dalam pendirian pabrik. Banyak faktor yang mempengaruhi kondisi ideal suatu lokasi pabrik, sehingga pabrik dapat mendatangkan keuntungan jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau memperbesar pabrik.

Pendirian pabrik asetoni-tril direncanakan didirikan di Bekasi Jawa Barat dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku.

Bahan baku asetoni-tril adalah asam asetat dan amonia. Asam asetat diperoleh dari PT. Asidatama Jawa Tengah dan amonia diperoleh dari PT. Kujang, Jawa Barat. Lokasi pabrik mendekati sumber bahan baku amonia karena amonia merupakan bahan bertekanan tinggi sehingga resiko dapat ditekan.

2. Letak Pasar.

Lokasi pabrik dekat dengan konsumen produk yang dihasilkan sehingga memudahkan dalam hal pemasaran produk. Asetoni-tril merupakan bahan intermediate pembuatan fiber, parfum dan pestisida. Maka kota Bekasi merupakan pertimbangan daerah pemasaran, sebab di daerah tersebut



terdapat industri lain yang berhubungan dengan penggunaan asetonitril sebagai bahan baku industri.

3. Ketersediaan Utilitas.

Utilitas yang diperlukan seperti air dan tenaga listrik relatif mudah dipenuhi karena lokasi pabrik terletak di kawasan industri. Kebutuhan air diambil dari sungai Cikarang sedang kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan generator.

4. Sarana Transportasi.

Bekasi merupakan kota yang berada dekat dengan kota-kota besar seperti Jakarta dan Tangerang, dimana sarana transportasi telah tersedia.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja.

Kebutuhan tenaga kerja dapat terpenuhi dengan mudah mengingat Jawa Barat merupakan propinsi yang padat penduduknya.

6. Kebijakan pemerintah

Kebijakan pengembangan industri berhubungan dengan pemerataan, kesempatan kerja serta hasil-hasil pembangunan sehingga Bekasi merupakan daerah yang disiapkan untuk memberikan dukungan bagi pengembangan industri bagian barat.

4.2 tata letak pabrik

Tata letak unit adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik



effisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas barang dan proses.

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

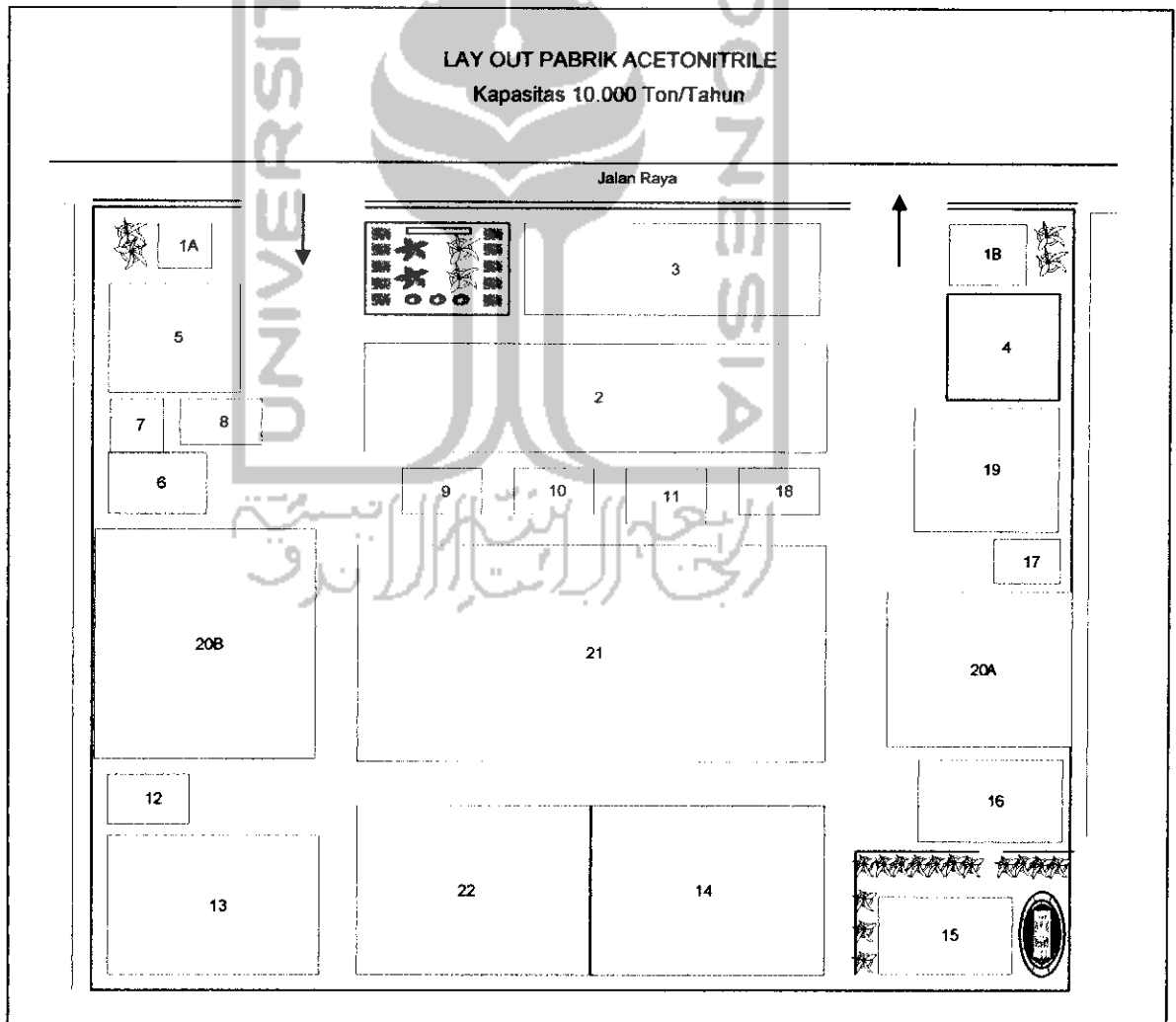
1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.
2. Daerah proses
Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.
3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
4. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan unit

| No | Bangunan | Luas (m ²) |
|----|------------------------------|------------------------|
| 1 | Ruang kendali | 100 |
| 2 | Laboratorium | 100 |
| 3 | Bengkel | 300 |
| 4 | Gudang Alat | 400 |
| 5 | Gudang | 400 |
| 6 | Tempat Parkir | 400 |
| 7 | Pos Penjagaan | 50 |
| 8 | Koperasi Karyawan dan Kantin | 200 |
| 9 | Kantor Induk Organisasi | 400 |
| 10 | Kantor Bagian Produksi | 200 |
| 11 | Poliklinik | 100 |
| 12 | Kantor LKKK | 400 |



| | | |
|---------------|-----------------------------|--------------|
| 13 | Masjid | 300 |
| 14 | Kantor Keamanan | 50 |
| 15 | Pembangkit Listrik | 200 |
| 16 | Panel-panel Instrumen | 100 |
| 17 | Proses Area Pabrik | 11500 |
| 18 | Utilitas | 3500 |
| 19 | Lahan Perluasan | 5250 |
| 20 | Mess | 300 |
| 21 | Jalan dan taman | 500 |
| 22 | Area Parkir Truk Pengangkut | 5250 |
| Jumlah | | 30000 |



Gambar 4.1. Lay out pabrik



Keterangan :

- | | |
|----------------------------|-----------------------------------|
| 1A.Pos keamanan. | 12. Kontrol utilitas. |
| 1B.Pos keamanan. | 13. Utilitas. |
| 2.Kantor pusat perusahaan. | 14. Area perluasan. |
| 3 Area parkir. | 15. Mesh. |
| 4 Ruang serba guna. | 16. Quality control. |
| 5 Mesjid. | 17. Gudang bahan kimia. |
| 6 Koperasi. | 18. Kontrol proses. |
| 7 Kantin. | 19. Kantor produksi. |
| 8 Klinik. | 20A. Penyimpanan produk. |
| 9 Pemadam kebakaran. | 20B. Penyimpanan bahan baku. |
| 10 Gudang. | 21. Area proses. |
| 11 Bengkel. | 22. Area Parkir Tangki Pengangkut |

4.3 Tata letak alat proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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



3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

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

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. Maintenance

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



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

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Biaya material dikendalikan lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya faktor yang tidak penting.
- c. Jika tata letak peralatan proses sudah benar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.



4.4 Utilitas

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, uap, listrik dan bahan bakar, dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar dan listrik.

A. Air

A.1. Kebutuhan Air

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik, yaitu sungai Cikarang yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi : pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi, deaerasi. Kebutuhan air pabrik asetone nitril terdiri dari :

1. Kebutuhan air untuk air pendingin.

Air pendingin harus bebas dari kotoran-kotoran dan partikel halus. Untuk keperluan ini diambil dari bak penampung air bersih. Untuk menjaga agar suhu air tetap 30°C maka digunakan cooling tower.

Air pendingin yang diperlukan sebanyak 122.248,078 kg/j.

2. Kebutuhan air untuk boiler.

Air yang digunakan harus bebas dari kotoran-kotoran dan partikel halus sehingga setelah melewati saringan pasir, air masih harus diolah dengan kation exchanger dan anion exchanger kemudian dihilangkan gas-gas terlarut dengan deaerator.

Kebutuhan air untuk boiler sebanyak 2.817,175 kg/j.



3. Kebutuhan air untuk kantor dan rumah tangga.

Air yang digunakan harus memenuhi persyaratan kesehatan yaitu jernih, tidak berbau dan bebas dari kuman/bakteri. Untuk keperluan ini diambil sebagian dari penampung air bersih kemudian ditambahkan klorin ke dalamnya.

Kebutuhan air untuk kantor dan rumah tangga sebanyak 2.400 kg/j.

Jadi total kebutuhan air sebanyak 127.465,25 kg/j

A.2. Syarat-Syarat Air

1. Air Pendingin.

Air dapat digunakan secara langsung sebagai air pendingin setelah disaring terlebih dahulu agar endapan kasar, sampah, dan binatang lain tidak terikut. Adapun syarat – syarat air pendingin yaitu :

1. Stabil dalam proses pendinginan.
2. Kemampuan membawa panas swbagai panas sensibel
3. Efek korosi sekecil mungkin
4. Menjamin kelancaran aliran

2. Air Pembangkit Steam

Syarat –syarat air pembangkit steam :

1. Air lunak / bebas sadah.
2. Babas dari kandunagn logam dan mineral.
3. Babas dari kandungan gas – gas tersuspensi.



3. Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

Air yang akan digunakan untuk kebutuhan rumah tangga dan kantor harus aman untuk dikonsumsi. Syarat – syarat yang harus dipenuhi yaitu :

1. Jernih / tidak berwarna.
2. Tidak berasa
3. Tidak berbau
4. Bersih / sehat / bebas bakteri.
5. Bebas dari kandungan logam berat.

A.3. Pengolahan Air

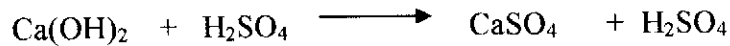
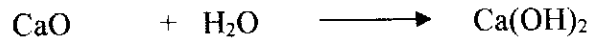
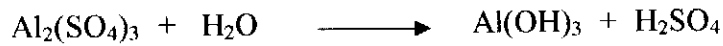
Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik, yaitu sungai Cikarang yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

1. Pengendapan

Pengendapan dilakukan dalam bak pengendap awal yang terbuat dari beton. Tujuannya untuk mengendapkan kotoran – kotoran kasar dalam air yang berupa lumpur, pasir dan kotoran – kotoran lain secara gravitasi.

2. Penggumpalan

Penggumpalan dilakukan dalam clarifier dengan menambahkan bahan – bahan kimia seperti tawas, kapur dan poly elektrolit yang berfungsi untuk menggumpalkan senyawa – senyawa yang tersuspensi, kemudian diendapkan. Pada tahap ini terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Reaksi yang terjadi yaitu :



3. Penyaringan

Penyaringan dilakukan dalam bak beton yang berisi pasir dan batu kerikil yang berfungsi untuk menyaring kotoran – kotoran yang menggumpal di dalam air yang baru terendapkan.

4. Demineralisasi

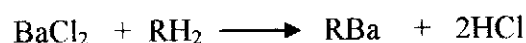
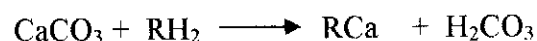
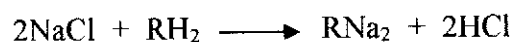
Khusus untuk air umpan boiler perlu pengolahan lebih lanjut untuk menghilangkan kandungan mineral dalam air yang dapat merusak boiler yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi. Pada kondisi tersebut garam mineral akan membentuk kerak yang menempel pada dinding boiler sehingga kecepatan transfer panas akan berkurang.

Unit demineralisasi ini terdiri dari kation exchanger untuk mengikat ion – ion positif dalam air dan anion exchanger untuk mengikat ion – ion negatif yang terkandung dalam air, dimana keduanya berbentuk tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butiran resin.

a. Kation Exchanger

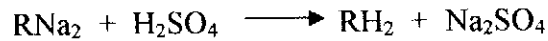
Resin yang digunakan : Jenis C - 300 dengan notasi RH_2

Reaksi yang terjadi :





Bila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 2%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



b. Anion Exchanger

Resin yang digunakan : Jenis C - 500P dengan notasi $R(OH)_2$

Reaksi yang terjadi :



Bila resin sudah jenuh, dilakukan pencucian menggunakan larutan $NaOH$ 4 %. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah



5. Deaerasi

Deaerasi dilakukan untuk melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O_2 dan CO_2 , agar tidak terjadi korosi dan kerak di dalam boiler. Selanjutnya air umpan boiler ditampung dalam tangki air umpan boiler yang di dalamnya ditambahkan bahan - bahan yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler yaitu :



1. Hidrazin (N_2H_4)

Berfungsi untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada boiler dengan kadar 5 ppm.

2. NaH_2PO_4

Berfungsi untuk mencegah timbulnya kerak pada boiler dengan kadar 12-17 ppm.

B. Steam

Pabrik asetonitril menggunakan steam yang digunakan pada :

| | |
|------------------|------------------|
| Reboiler | = 2.346,365 kg/j |
| Vaporizer (V-02) | = 410,217 kg/j |
| HE-03 | = 60,593 kg/j |
| Jumlah | = 2.817,175 kg/j |

C. Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan oleh pabrik untuk menggerakkan motor pada alat-alat proses dan alat-alat utilitas, penerangan dan bengkel sebesar 196,68 Kwatt. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN sebesar 200 kwatt dan generator cadangan berkekuatan 275 Hp dengan bahan bakar minyak diesel.

D. Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar minyak diesel untuk menggerakkan generator sebesar 312,37 gallon/th. Kebutuhan fuel oil untuk bahan bakar boiler sebanyak 928.076,19 kg/th.

1. Air yang hilang = $2817,175 \text{ Kg/j} \times 10\% \text{ Steam} = 281,72 \text{ kg/j}$



2. Air make up sebelum blowdown clarifier

$$= 3341,9503 + 281,72 + 417,7438 + 2400 \text{ kg/j} = 6441,4141 \text{ kg/j}$$

3. Air yang hilang pada saat blow down clarifier (w_{CL})

$$\text{Air yang hilang} = 6441,4141 \text{ kg/j} \times 2,5\% = 161,0354 \text{ kg/j}$$

4. Air yang hilang karena digunakan (w_{RT})

$$\text{Air yang hilang} = \text{air rumah tangga dll} = 2400 \text{ kg/j}$$

E. Air Make Up

$$\begin{aligned} \text{Air make up} &= w_{CT} + w_B + w_{CL} + w_{RT} \\ &= (417,7438 + 281,72 + 161,0354 + 2400 + 3341,9503) \text{ kg/jam} \\ &= 6602,4495 \text{ kg/j} = 6,6024 \text{ m}^3/\text{j} \end{aligned}$$

F. Alat – Alat Utilitas

1. Pompa 1 (PU - 01)

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

kecepatan 7269,231 kg/j

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 32,005 gpm

Kecepatan Putar = 1250 rpm

Power motor = 1,50 Hp

Brake Horse Power = 0,994 Hp

Jumlah pompa = 2

Harga = \$ 2,121



2. Bak Pengendap Awal 1 (Bu-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 12 jam.

Panjang = 8 m

Lebar = 4 m

Dalam = 3 m

Bahan = Beton Cor

Jumlah = 1

Harga = Rp. 40.000.000,-

3. Bak Pengendap Awal 2 (Bu-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 24 jam.

Panjang = 12 m

Lebar = 6 m

Dalam = 3 m

Bahan = Beton Cor

Jumlah = 1

Harga = Rp. 40.000.000,-

4. Pompa 2 (PU - 01)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal 2 (BU - 02) menuju menuju tangki flokulasi (TF-01) dengan kecepatan 7269,231 kg/j

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 32,005 gpm



| | |
|-------------------|------------|
| Kecepatan Putar | = 1750 rpm |
| Power motor | = 3 Hp |
| Brake Horse Power | = 2,048 Hp |
| Jumlah pompa | = 2 |
| Harga | = \$ 2,121 |

5. Tangki Tawas (TU - 01)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan Tawas 5 % yang akan diumpangkan
kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 0,62 kg/j

Jenis : Tangki Silinder vertikal

Panjang = 2,4 m

Diameter = 2,4 m

Bahan = Carbon SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 37,121

6. Tangki Air Kapur (TU - 02)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan kapur 5 % yang akan diumpangkan
kedalam clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 1,08 kg/j

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Panjang = 2,8 m

Diameter = 2,8 m

Bahan = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 42,424



7. Tangki Poly elektrolit (TU - 03)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan Poly elektrolit 5 % sebagai umpan clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 0,004 kg/j.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Panjang = 0,6 m

Diameter = 0,6 m

Bahan = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 5,303

8. Tangki Flokulator (TF)

Fungsi : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01) dengan kecepatan total 23925,52 kg/j.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Diameter = 2,4 m

Tinggi = 2,4 m

Bahan = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 37,121

9. Pompa 3 (PU - 03)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL - 01) dengan kecepatan 7269,231 kg/j

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 32,005 gpm



| | |
|-------------------|------------|
| Kecepatan Putar | = 1750 rpm |
| Power motor | = 0,75 Hp |
| Brake Horse Power | = 0,5 Hp |
| Jumlah pompa | = 2 |
| Harga | = \$ 2,121 |

10. Clarifier (CL)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal dengan waktu tinggal 8 jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal dengan Conical Bottom Head

Panjang = 5 m

Diameter = 3 m

Tinggi Cone = 1 m

Bahan = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 53,030

11. Saringan Pasir (SPU - 01)

Fungsi : Menyaring kotoran - kotoran yang telah menggumpal dalam air.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Panjang = 5,13 m

Diameter = 1,1 m

Bahan = Beton Cor

Jumlah = 1

Harga = \$ 21,477



12. Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

Fungsi : Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU -01) dengan waktu tinggal 12 jam.

| | |
|---------|--------------------|
| Panjang | = 8 m |
| Lebar | = 4 m |
| Dalam | = 3 m |
| Bahan | = Beton Cor |
| Jumlah | = 1 |
| Harga | = Rp. 40.000.000,- |

13. Pompa 4 (PU - 04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU - 03) menuju proses demineralisasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga dan air pendingin dengan kecepatan 7091,933 kg/j

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 31,225 gpm

Kecepatan Putar = 1750 rpm

Power motor = 0,75 Hp

Brake Horse Power = 0,49 Hp

Jumlah pompa = 2

Harga = \$ 1,856

14. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-04)

Fungsi : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih dengan waktu tinggal 24 jam.



Jenis : Tangki Silinder Vertikal
Panjang = 4,45 m
Diameter = 4,45 m
Bahan = Carbon Steel SA-238 Grade C
Jumlah = 1
Harga = \$ 90,151

15. Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali dari suhu 50⁰C menjadi 30⁰C.

Jenis : Deck Tower
Luas Penampang = 241,2499 ft²
Power motor = 10 Hp
Bahan konstruksi = kayu dan baja
Jumlah = 1
Harga = \$ 100,757

16. Pompa 5 (PU - 05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan 122248,078 kg/j.

Jenis : Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa = 538,242 gpm
Kecepatan Putar = 1500 rpm
Power motor = 15 Hp
Brake Horse Power = 10,45 Hp



Jumlah pompa = 2
Harga = \$ 8,485

17. Pompa 6 (PU - 06)

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju cooling tower (CT)
dengan kecepatan 122248,078 kg/j.

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 538,242 gpm

Kecepatan Putar = 1500 rpm

Power motor = 15 Hp

Brake Horse Power = 10,45 Hp

Jumlah pompa = 2

Harga = \$ 8,485

18. Kation Exchanger (KE)

Fungsi : Mengikat ion - ion positif yang ada dalam air lunak.

Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin : Jenis C - 300 dengan notasi RH₂

Volume Resin = 0,165 ft³

Diameter = 0,22 m

Tinggi = 0,121 m

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 10,076



19. Pompa 7 (PU - 07)

Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger (KE) menuju anion exchanger (AE) dengan kecepatan 281,717 kg/j.

Jenis : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa = 1,240 gpm

Kecepatan Putar = 1750 rpm

Power motor = 0,5 Hp

Brake Horse Power = 0,01 Hp

Jumlah pompa = 2

Harga = \$ 1,326

20. Anion Exchanger (AE)

Fungsi : Mengikat ion - ion negatif yang ada dalam air lunak.

Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir - butir resin penukar ion.

Resin : Jenis C - 500P dengan notasi $R(OH)_2$

Volume Resin = 0,165 ft³

Diameter = 0,22 m

Tinggi = 0,121 m

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 9,545

21. Pompa 8 (PU - 08)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger (AE) menuju deaerator dengan kecepatan 281,717 kg/j.



| | | |
|-------------------|---|------------------|
| Jenis | : | Centrifugal Pump |
| Kapasitas Pompa | = | 1,240 gpm |
| Kecepatan Putar | = | 1750 rpm |
| Power Motor | = | 0,5 Hp |
| Brake Horse Power | = | 0,01 Hp |
| Voltage | = | 220 - 240 volt |
| Jumlah Pompa | = | 2 |
| Harga | = | \$ 1,326 |

22. Deaerator (D)

| | | |
|------------------|---|--|
| Fungsi | : | Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O_2, CO_2 . |
| Alat | : | Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara countercurrent |
| Diameter | = | 0,332 m |
| Tinggi | = | 2,222 m |
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA-238 Grade C |
| Jumlah | = | 1 |
| Harga | = | \$ 41,364 |

23. Pompa 9 (PU - 09)

| | | |
|-----------------|---|--|
| Fungsi | : | Mengalirkan air dari deaerator (D) menuju boiler (BLU) dengan kecepatan 2817,175 kg/j. |
| Jenis | : | Centrifugal Pump |
| Kapasitas Pompa | = | 12,404 gpm |



| | | |
|-------------------|---|----------|
| Kecepatan Putar | = | 1750 rpm |
| Power motor | = | 0,75 Hp |
| Brake Horse Power | = | 0,71 Hp |
| Jumlah pompa | = | 2 |
| Harga | = | \$ 1,670 |

24. Tangki Air Umpan Boiler (TU-05)

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal.

Diameter = 4,689 m

Tinggi = 4,689 m

Bahan konstuksi = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 116,667

25. Boiler (BLU)

Fungsi : Membangkitkan steam jenuh tekanan 52,44 psia pada suhu 230 °F sebanyak 2817,175 kg/j.

Jenis : Ketel uap jenis water tube boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25 % condensat direcycle

Kebutuhan Bahan Bakar = 117,18 kg/j

Jumlah = 1

Harga = \$ 84,848



26. Tangki Bahan Bakar (TU-06)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

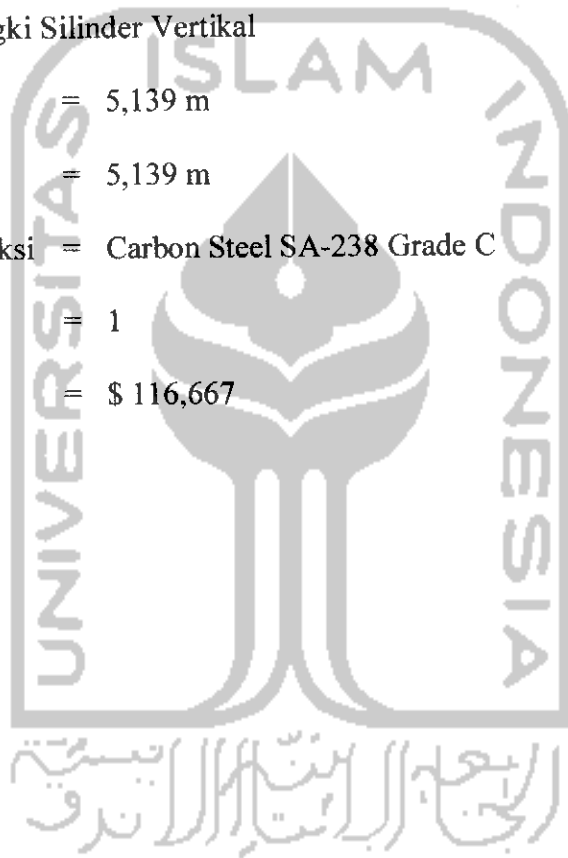
Diameter = 5,139 m

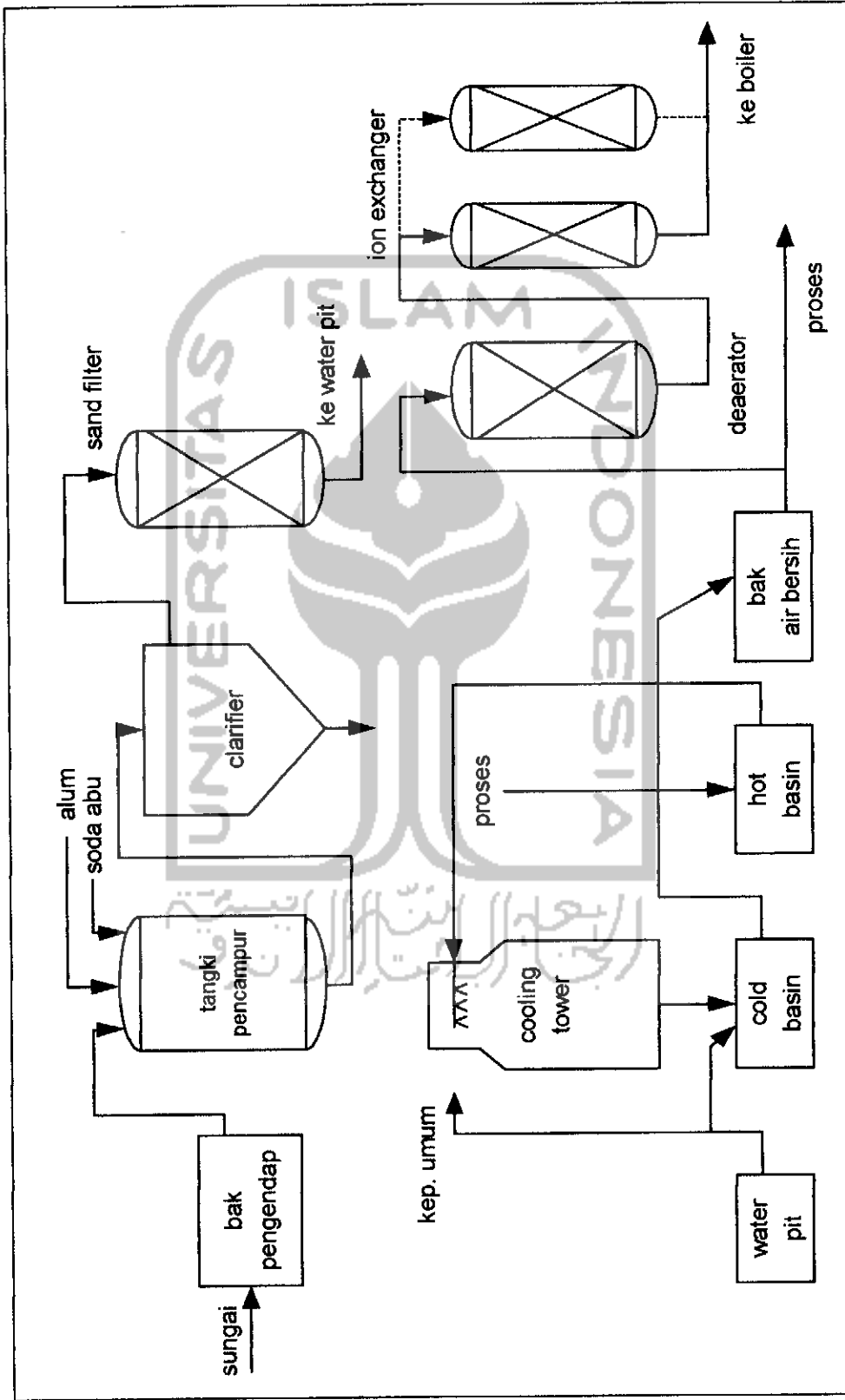
Tinggi = 5,139 m

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-238 Grade C

Jumlah = 1

Harga = \$ 116,667





Gambar 4.2 Tata Letak Alat – alat Utilitas



4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat, yaitu:

- 1) Perusahaan perorangan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
- 4) Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan pabrik ethanol dari etilen dan air adalah perseroan terbatas (PT). PT merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan sahamnya dan tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan perusahaan atau PT tersebut. Orang yang memiliki saham berarti telah menyetor modal ke perusahaan



dan berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap- tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk PT ini berdasarkan pada beberapa faktor, antara lain:

- 1) Mudah mendapat modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan 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 stafnya dan karyawan perusahaan.
- 5) Efisiensi manajemen
Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi, seperti direktur utama.
- 6) Lapangan usaha lebih luas
Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Ciri – ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang - Undang Hukum Dagang.



2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
4. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.5.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur Organisasi Line

Di dalam sturuktur ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya dengan satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak,



seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

c. Struktur Organisasi Line dan Staff

Staf merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Maka struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sangat jelas. 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 bidang tertentu. Staf ahli akan memberikan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

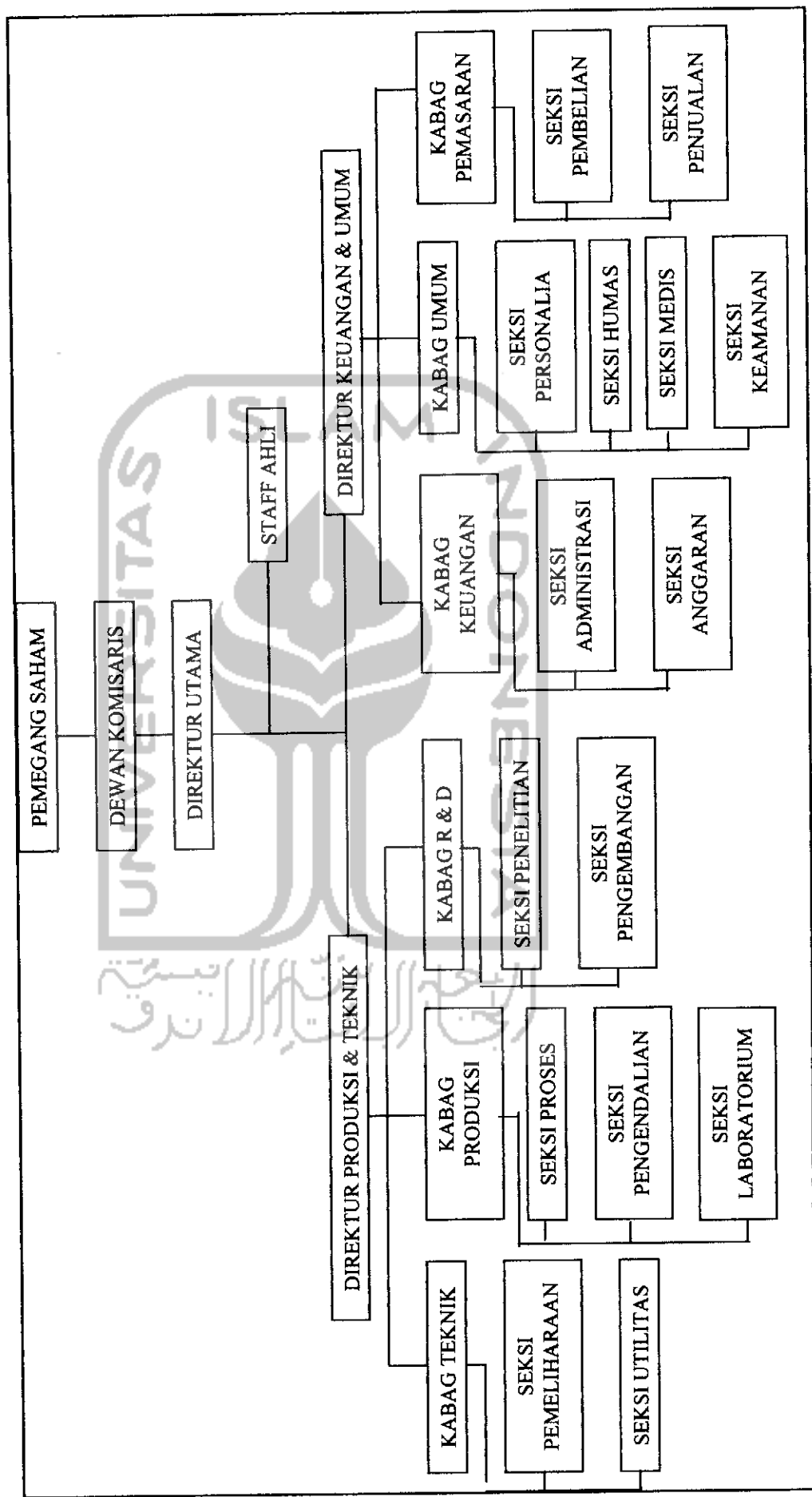


2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi adalah:

1. Persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain lebih jelas.
2. Penempatan pegawai lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan lebih terarah.
4. Turut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.3 Struktur Organisasi Perusahaan



4.5.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali. Pada rapat tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan komisaris yang dipimpin komisaris utama merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris:

1. Menilai dan menyetujui rencana dewan direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi.
3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal yang penting.
4. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.



3. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dibidangnya.

Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut:

Tugas direktur utama antara lain:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepada bagian yang menjadi bawahannya.



Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- Bertanggungjawab pada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. 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 utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran dalam bidang hukum.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bidang tersebut.

Kepala bagian terdiri dari:



1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi:

a. Seksi proses

Tugas seksi Proses:

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

b. Seksi pengendalian

Tugas seksi pengendalian:

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

c. Seksi pengembangan proses

d. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan produk.
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi.



2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian teknik membawahi :

A. Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

B. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas:

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

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

a. Seksi perencanaan

Tugas seksi perencanaan:

- Merencanakan besarnya produksi yang akan dicapai pabrik
- Merencanakan kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli



b. Seksi pembelian

Tugas seksi pembelian:

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

c. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi:

a. Seksi administrasi

Tugas seksi admistrasi:

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

b. Seksi kas

Tugas seksi kas:

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran tentang keuntungan masa depan
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan



5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi:

A. Seksi personalia

Tugas seksi personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerjaan serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja tenang dan dinamis
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

B. Seksi humas

Tugas seksi humas :

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

C. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik dan perusahaan



- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

D. Seksi komunikasi

Tugas seksi komunikasi :

- Menyelenggarakan semua sistem komunikasi di area pabrik
- Menjalin hubungan dengan penyelenggara telekomunikasi pihak lain

6. Kepala Seksi

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

4.5.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik ethanol ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.



3. Karyawan borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Tabel Gaji Karyawan Pabrik per Bulan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan |
|--------------|------------------|------------|--------------------|
| 1 | Direktur Utama | 1 | 20.000.000 |
| 2 | Staff Ahli | 3 | 45.000.000 |
| 3 | Direktur | 2 | 30.000.000 |
| 4 | Sekretaris | 3 | 6.000.000 |
| 5 | Ka Bagian | 5 | 60.000.000 |
| 6 | Seksi Medis | 2 | 8.000.000 |
| 7 | Ka Seksi | 12 | 102.000.000 |
| 8 | Ka Shift | 26 | 104.000.000 |
| 9 | Pegawai Staff I | 12 | 36.000.000 |
| 10 | Pegawai Staff II | 10 | 25.000.000 |
| 11 | Operator | 56 | 105.000.000 |
| 12 | Security | 12 | 24.600.000 |
| 13 | Cleaning Service | 8 | 6.400.000 |
| 14 | Sopir | 6 | 6.000.000 |
| Total | | 159 | 580.000.000 |

4.5.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ethanol direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down, sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua bagian yaitu:

4.5.6 Karyawan non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, dan bagian administrasi.



4.57 Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan keamanan produksi. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

4.5.6 Pembagian Jabatan

- | | | |
|---------------------------------|---|----------------------|
| 1. Direktur utama | : | Sarjana Teknik Kimia |
| 2. Direktur teknik dan produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| 3. Direktur keuangan dan umum | : | Sarjana Ekonomi |
| 4. Kepala bagian produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| 5. Kepala bagian teknik | : | Sarjana Teknik |
| 6. Kepala bagian keuangan | : | Sarjana Ekonomi |
| 7. Kepala bagian pemasaran | : | Sarjana Ekonomi |
| 8. Kepala bagian umum | : | Sarjana Hukum |
| 9. Kepala sift | : | Diploma-3 |
| 10. Pegawai Staff | : | Diploma-3 |
| 11. Operator | : | Diploma-3 |
| 12. Security | : | SLTA |
| 13. Cleaning Service | : | SLTP |



4.5.6 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel Perincian Jumlah Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah |
|----|-----------------------------------|------------|
| 1 | Direktur utama | 1 |
| 2 | Direktur teknik dan produksi | 1 |
| 3 | Direktur keuangan dan umum | 1 |
| 4 | Staff ahli | 3 |
| 5 | Sekretaris | 3 |
| 6 | Kepala bagian pemasaran | 1 |
| 7 | Kepala bagian keuangan | 1 |
| 8 | Kepala bagian teknik | 1 |
| 9 | Kepala bagian produksi | 1 |
| 10 | Kepala bagian umum | 1 |
| 11 | Kepala seksi humas | 1 |
| 12 | Kepala seksi keamanan | 1 |
| 13 | Kepala seksi pembelian | 1 |
| 14 | Kepala seksi pemasaran | 1 |
| 15 | Kepala seksi administrasi | 1 |
| 16 | Kepala seksi kas | 1 |
| 17 | Kepala seksi proses | 1 |
| 18 | Kepala seksi pengendalian | 1 |
| 19 | Kepala seksi laboratorium | 1 |
| 20 | Kepala seksi utilitas | 1 |
| 21 | Kepala seksi personalia | 1 |
| 22 | Karyawan personalia | 4 |
| 23 | Karyawan humas | 2 |
| 24 | Karyawan keamanan | 6 |
| 25 | Karyawan pembeli | 4 |
| 26 | Karyawan pemasaran | 6 |
| 27 | Karyawan administrasi | 4 |
| 28 | Karyawan kas | 2 |
| 29 | Karyawan pengendali | 8 |
| 30 | Karyawan laboratorium | 10 |
| 31 | Karyawan utilitas | 11 |
| 32 | Karyawan research and development | 3 |
| 33 | Karyawan proses | 50 |
| 34 | Kepala regu | 12 |
| 35 | Pesuruh dan cleaning service | 6 |
| 36 | Sopir | 6 |
| | Jumlah | 159 |



4.5.6 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor untuk meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja

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

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.



- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi

- Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.

4.6 Analisa Ekonomi

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

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

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

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:



- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.6.1. Penaksiran Harga Peralatan

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

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

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

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

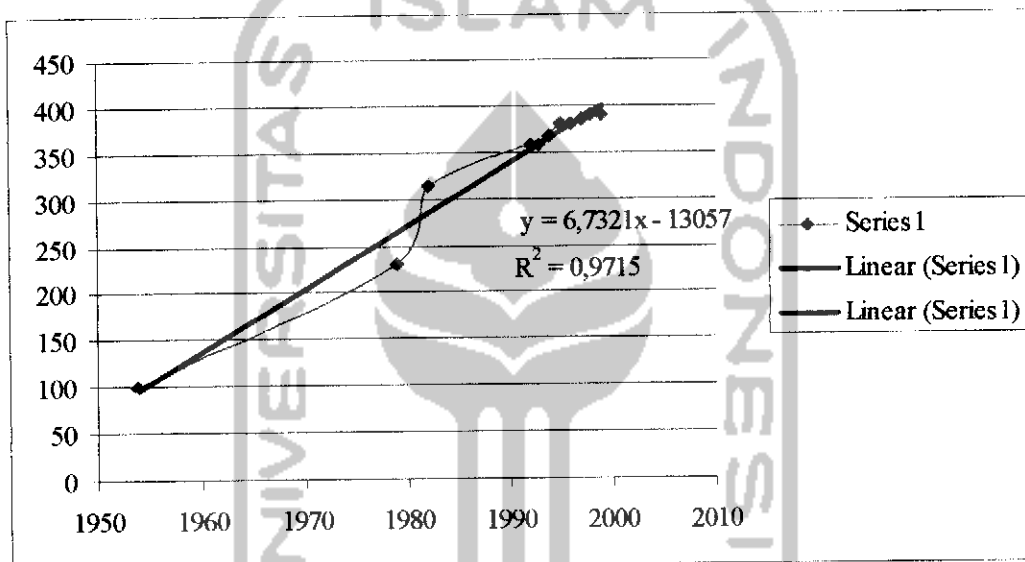
Table Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun

| Tahun | X (Tahun) | Y (Index) |
|-------|-----------|-----------|
| -1 | -2 | -3 |
| 1954 | 1 | 100 |
| 1979 | 2 | 230 |
| 1982 | 3 | 315 |
| 1992 | 4 | 358,2 |
| 1993 | 5 | 359 |
| 1994 | 6 | 368.1 |



| | | |
|------|----|----------|
| 1995 | 7 | 381,1 |
| 1996 | 8 | 381,7 |
| 1997 | 9 | 386,5 |
| 1998 | 10 | 389,5 |
| 1999 | 11 | 390,6 |
| 2003 | 12 | 427,3963 |
| 2010 | 13 | 474,521 |

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



Gambar 4.4. Grafik Index Harga

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

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

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = Kapasitas alat B.



x = Eksponen.

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

4.6.2 Dasar Perhitungan

| | |
|--------------------|---|
| Kapasitas Produksi | = 10.000 ton/tahun |
| Satu tahun operasi | = 330 hari |
| Umur pabrik | = 10 tahun |
| Pabrik didirikan | = 2010 |
| Kurs mata uang | = 1 US\$ = Rp 10.000 (KR, 20 Juli 2006) |

4.6.3 Perhitungan Biaya

4.6.3.1 Capital Investment

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

Capital investment meliputi:

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

4.6.3.2 Manufacturing Cost

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



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

4.6.3.2 General Expense

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

4.6.3 Analisa Kelayakan

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

4.6.3.1 Percent Return of Investment (ROI)

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

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



FCI = *Fixed Capital Investment*

4.6.3.2 Pay Out Time (POT)

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

4.6.3.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

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

4.6.3.4 Break Even Point (BEP)

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

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*



4.6.3.5 Shut Down Point (SDP)

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

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

4.6.4 Hasil Perhitungan

4.6.4.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel *Fixed Capital Investment*

| No | Type of Capital Investment | US \$ | Rupiah (Rp) |
|-----|-------------------------------------|----------------------|--------------------------|
| (1) | (2) | (3) | (4) |
| 1 | <i>Delivered Equipment</i> | 2.839.522,30 | - |
| 2 | <i>Equipment Instalation</i> | - | 588.555.531,429 |
| 3 | <i>Piping</i> | - | 680.517.333,214 |
| 4 | <i>Instrumentation</i> | - | 55.177.081,071 |
| 5 | <i>Insulation</i> | - | 91.961.801,786 |
| 6 | <i>Electrical</i> | - | 91.961.801,786 |
| 7 | <i>Buildings</i> | - | 18.840.000.000 |
| 8 | <i>Land and Yard Improvement</i> | | 16.000.000.000 |
| No | Type of Capital Investment | US \$ | Rupiah (Rp) |
| 9 | <i>Utilities</i> | | 964.134.519,91 |
| | <i>Physical Plant Cost</i> | 6.483.672,04 | 40.184.383.933,86 |
| 10 | <i>Engineering and Construction</i> | 1.296.734,41 | 8.036.876.786,77 |
| | <i>Direct Plant Cost</i> | 7.780.406,44 | 48.221.260.720,63 |
| No | Type of Capital Investment | US \$ | Rupiah (Rp) |
| 11 | <i>Contractor's Fee</i> | 311.216,26 | 1.928.850.428,83 |
| 12 | <i>Contingency</i> | 1.945.101,61 | 12.055.315.180,16 |
| | <i>Fixed Capital</i> | 26,954,052.60 | 99.662.653.417.85 |

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 10.000,00

Total Fixed Capital Investment dalam rupiah

= Rp. 62.205.426.329,61 + Rp. 38.230.868.257

= Rp. 100.436.294.586,61



4.6.4.2 Modal Kerja (Working Capital)

Tabel 4.11. Working Capital

| No | Type of Expenses | US \$ | Rupiah (Rp) |
|-----|-------------------------------|-------|-----------------------|
| (1) | (2) | (3) | (4) |
| 1 | <i>Raw Material Inventory</i> | - | 9.290.465.730 |
| 2 | <i>In Process Inventory</i> | - | 208.462.326 |
| 3 | <i>Product Inventory</i> | - | 1.433.178.489 |
| 4 | <i>Extended Credit</i> | - | 15.833.333.802 |
| 5 | <i>Available Cash</i> | - | 11.465.427.910 |
| | Total Working Capital | - | 38.230.868.257 |

Sehingga Total Working Capital :

= Rp. 62.205.426.329,61 + Rp. 38.230.868.257

= Rp. 100.436.294.586,61

4.6.4.3 Biaya Produksi Total (Total Production Cost)

A. Manufacturing Cost

Tabel 4.12. Manufacturing Cost

| No | Type of Expenses | US \$ | Rupiah (Rp) |
|-----|------------------------------------|-------|---------------------------|
| (1) | (2) | (3) | (4) |
| 1 | <i>Raw Materials</i> | - | 4000 |
| 2 | <i>Labor Cost</i> | - | 6.660.000.000 |
| 3 | <i>Supervision</i> | - | 666.000.000 |
| 4 | <i>Maintenance</i> | - | 1.244.108.527 |
| 5 | <i>Plant Supplies</i> | - | 186.616.279 |
| 6 | <i>Royalties and Patents</i> | - | 1.900.000.056 |
| 7 | <i>Utilities</i> | - | 11.617.744.343 |
| | Direct Manufacturing Cost | - | 124.469.592.234,82 |
| 1 | <i>Payroll and Overhead</i> | - | 999.000.000 |
| 2 | <i>Laboratory</i> | - | 666.000.000 |
| 3 | <i>Plant Overhead</i> | - | 3.330.000.000 |
| 4 | <i>Packaging and Shipping</i> | - | 1.900.000.056,240 |
| | Indirect Manufacturing Cost | - | 6.895.000.056,24 |
| 1 | <i>Depreciation</i> | - | 4.976.434.106,37 |
| 2 | <i>Property Taxes</i> | - | 622.054.263,30 |
| 3 | <i>Insurance</i> | - | 622.054.263,30 |
| | Fixed Manufacturing Cost | - | 6.220.542.632,96 |
| | Total Manufacturing Cost | - | 137.585.134.924,02 |



Sehingga Total Manufacturing Cost :

$$= \text{Rp.} 124.469.592.234,82 + \text{Rp.} 6.895.000.056,24 + \text{Rp.} 6.220.542.632,96$$

$$= \text{Rp.} 137.585.134.924,02$$

B. General Expense

Tabel 4.13. General Expense

| No | Type of Expenses | US \$ | Rupiah (Rp) |
|------------------------|------------------|-------|--------------------------|
| (1) | (2) | (3) | (4) |
| 1 | Administration | - | 5.700.000.168,720 |
| 2 | Sales | - | 9.500.000.281,200 |
| No | Type of Expenses | US \$ | Rupiah (Rp) |
| 3 | Research | - | 6.650.000.196,840 |
| 4 | Finance | - | 11.339.539.841,17 |
| General expense | | - | 33.189.540.487,93 |

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp} 170.774.675.411,95 \end{aligned}$$

4.6.4.4 Keuntungan (Profit)

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

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp.} 190.000.005.624$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp.} 170.774.675.411,95$$

Pajak keuntungan sebesar 50%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp.} 19.225.330.212,05$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp.} 9.612.665.106,02$$

4.6.4.5 Analisa Kelayakan

1. Persent Return of Investment (ROI)

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



- ◆ ROI sebelum Pajak = 30,91 %
- ◆ ROI setelah Pajak = 15,45 %

2. Pay Out Time (POT)

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

- POT sebelum Pajak = 2,57 tahun
- POT setelah Pajak = 4,26 tahun

3. Break Even Point (BEP)

$$\text{Fixed Manufacturing Cost (Fa)} = \text{Rp. } 6.220.542.632,96$$

$$\text{Variabel Cost (Va)} = \text{Rp. } 117.612.867.485,48$$

$$\text{Regulated Cost (Ra)} = \text{Rp. } 45.942.265.293,51$$

$$\text{Penjualan Produk (Sa)} = \text{Rp. } 190.000.005.624$$

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

$$BEP = 49,73 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 34,26 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

$$\text{Fixed Capital (FC)} = \text{Rp. } 62.205.426.329,61$$

$$\text{Working Capital (WC)} = \text{Rp. } 38.230.868.257$$

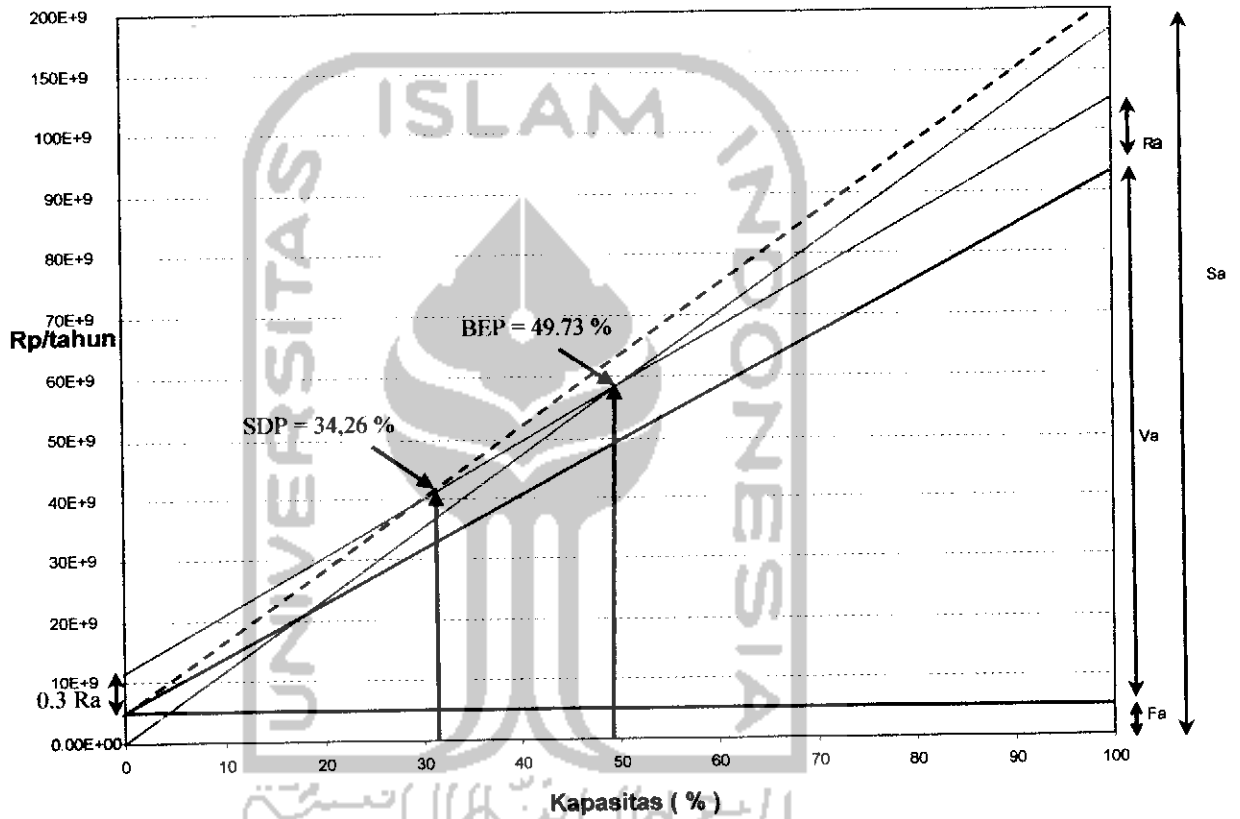
$$\text{Cash Flow (CF)} = \text{Rp. } 25.928.639.053,56$$



Salvage Value (SV) = Rp. 6.220.542.632,961

DCFR = 23,99 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 9 %



Gambar 8 Grafik Total Cost dan Sales pada Berbagai Kapasitas



BAB V

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi pabrik *acetonitrile* pada kapasitas 10.000 ton/tahun diperoleh hasil sebagai berikut:

1. Keuntungan (sebelum pajak) : Rp.19.225.330.212,05
2. Keuntungan (setelah pajak) : Rp. 9.612.665.106,02
3. ROI (sebelum pajak) : 30.91 %, Minimum 11 % (*Aries & Newton, 1954*)
4. ROI (setelah pajak) : 15.45 %
5. POT (sebelum pajak) : 2,57 tahun
6. POT (setelah pajak) : 4,26 tahun, Maksimum 5 tahun (*Aries & Newton, 1954*)
7. BEP : 49.73 % (40% - 60%)
8. SDP : 34.26 % < BEP
9. DCFR : 23,99 % > bunga Bank (1,5x bunga bank)
10. Zakat : Rp.240,316,628 (2,5% dari keuntungan setelah pajak)

Berdasarkan evaluasi ekonomi diatas, maka pabrik yang akan didirikan beresiko rendah dan dapat disimpulkan bahwa pabrik *acetonitrile* dari asam setat dan amonia dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

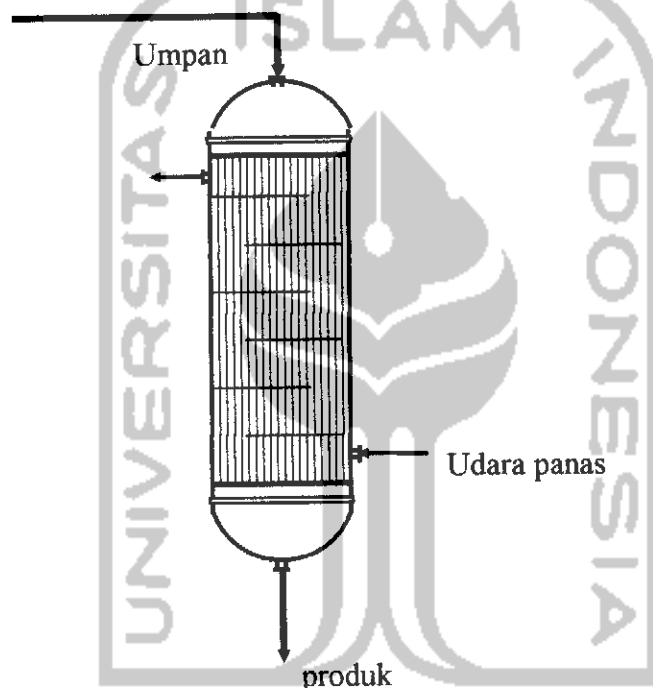
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Graw-Hill Book Co., New York.
- Brown, G.G., 1978, "*Unit Operation*", 14th printing, Modern Asia ed., John Wiley and Sons, inc., Tokyo.
- Brownell, I.E., and Young, E.H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley and sons, inc., New York.
- Cabe, Mc. W. L., and Smith, J.C., 1967, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", McGraw-Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., and Sinnott, R.K., 1986, "*Chemical Engineering*", 2nd printed, Pergamon Press Oxford.
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", International ed, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer D.F., 1948, "*Encyclopedia of Chemical Technology*" vol.7, The Interscience Encyclopedia, inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", 2nd ed., vol. I, II, III, Gulf Publishing Company, Houston.
- Perry, R.H., 1984, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 6 ed., Mc Graw Hill Book Co., Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1981, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineering*", 3th ed, Mc Graw hill Book Co., Inc, New York.
- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*" Mc Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Reid, R.C., Praunitz, J.M., and Sherwood, T.K., 1977, "*The Properties of Gasses and Liquids*", 3th ed., McGraw Hill Book Company, New York.
- Smith, J.M., and Van Ness, M.C., 1953, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 4th ed, John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Sularso dan Tahara, H., 1991, "*Pompa dan Kompresor*", Pradnya Paramitra, Jakarta.
- Wallas, S.M., 1988, "*Chemical Process Equipment*", Departement of Chemical and Petroleum Engineering", University of Kansas.
- Treybal, R.E., "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed. International Studio Edition, McGraw Hill Book, Kogakusha, Tokyo, 1981



REAKTOR

Tugas : Mereaksikan gas amonia sebanyak 2479.8693 kg/jam dengan gas asam asetat sebanyak 1944.9955 kg/jam membentuk asetonitrile dengan katalis silika alumina.

Type : Fixed bed multitubular.



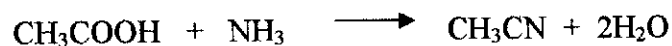
Kondisi operasi $T = 500^{\circ}\text{C}$.
 $P = 5 \text{ atm}$.

A. Neraca Massa

1. Umpan masuk.

| | | |
|--------------------------|---|-------------------|
| CH_3COOH | = | 1944.9955 kg/jam. |
| NH_3 | = | 2479.8693 kg/jam. |
| H_2O | = | 19.4500 kg/jam. |
| CH_3CN | = | 63.1313 kg/jam. |
| | | ----- + |
| | | 4507.4461 kg/jam. |

2. Reaksi.

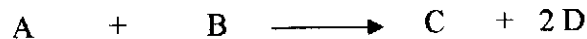




Katalis : $\text{SiO}_2\text{Al}_2\text{O}_3$.

Konversi : 0,95 terhadap CH_3COOH .

Reaksi dapat ditulis



Pada saat konversi = x_A

$$n_A = n_{A0} (1 - x_A)$$

$$n_B = n_{B0} - n_{A0} x_A$$

$$n_C = n_{C0} + n_{A0} x_A$$

$$n_D = n_{D0} + 2 n_{A0} x_A$$

$$\text{-----} +$$

$$n_t = n_A + n_B + n_C + n_D$$

maka pada konversi $x_A = 0,95$ diperoleh hasil reaksi

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 97.2498 \text{ kg/jam.}$$

$$\text{NH}_3 = 632.1236 \text{ kg/jam.}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1910.877 \text{ kg/jam.}$$

$$\text{CH}_3\text{CN} = 1867.1957 \text{ kg/jam.}$$

$$\text{-----} +$$

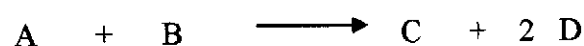
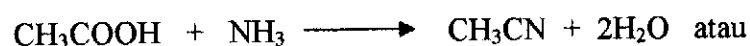
$$4507.4461 \text{ kg/jam.}$$

B. Konstanta Kecepatan Reaksi

Data kinetik dari Marshall Sittig diperoleh

1. Perbandingan $\text{NH}_3 / \text{CH}_3\text{COOH} = 4,5$
2. Suhu ($^{\circ}\text{C}$) = 450 – 700, diambil $T = 575$
3. Θ (dt) = 1,5 – 16, diambil $\Theta = 8,75$
4. Konversi ($X_A, \%$) = 0,95 %
5. Tekanan (Atm) = 1,5

Reaksi yang terjadi :



Asumsi :



- Karena koefisien persamaan reaksi merupakan bilangan yang sederhana (bulat), maka kecepatan reaksi dapat didekati dengan persamaan kecepatan reaksi orde dua yaitu :

$$\frac{-dCA}{dT} = k \cdot CA \cdot CB$$

- Reaksi berjalan ke kanan secara endotermis.

Untuk reaktor ideal alir pipa:

$$\begin{aligned} \theta &= CAo \int \frac{dx_A}{-r_A} \\ &= CAo \int \frac{dx_A}{k \cdot CA \cdot CB} \\ &= CAo \int \frac{dx_A}{k \cdot CAo^2 (1-x_A) (M-x_A)} \\ &= \frac{1}{k \cdot CAo} \int \frac{dx_A}{(1-x_A) (M-x_A)} \end{aligned}$$

jika $CAo = \frac{nAo}{nt} \cdot \frac{Pt}{RT}$

Maka

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{1}{k \cdot \left(\frac{nAo}{nt} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)} \int \frac{dx_A}{(1-x_A) (M-x_A)} \\ &= \frac{nt \cdot R \cdot T}{k \cdot nAo \cdot Pt} \int \frac{dx_A}{(1-x_A) (M-x_A)} \end{aligned}$$

Sehingga konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung, yaitu

$$k = \frac{nt \cdot R \cdot T}{\theta \cdot nAo \cdot Pt} \int \frac{dx_A}{(1-x_A) (M-x_A)}$$

dimana :

k : konstanta kecepatan reaksi

Nt : mol total

nAo : mol A mula-mula

R : konstanta gas ideal

T : suhu (° K)



P_t : tekanan total (atm)

x_A : konversi

$$M : \text{rasio umpan} = \frac{n_{Bo}}{n_{Ao}} = \frac{4,5}{1}$$

Maka :

$$k = \frac{n_t \cdot R \cdot T}{\theta \cdot n_{Ao} \cdot P_t} \int \frac{dx_A}{(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$k = \frac{\left(\frac{180,9116 \text{ kgmol}}{3600 \text{ dtk}} \right) \left(82,06 \frac{\text{cm}^3 \text{ atm}}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \right) (575 + 273)^0 \text{ K}}{(8,75 \text{ dt}) \left(\frac{32,4166 \text{ kgmol}}{3600 \text{ dt}} \right) (1,5 \text{ atm})} \int \frac{dx_A}{(1-x_A)(4,5-x_A)}$$

$$k = 29588,7839 \int \frac{dx_A}{(1-x_A)(4,5-x_A)} \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol} \cdot \text{dt}}$$

Penyelesaian secara numeris dengan metode simpson rule.

$$\text{Maka } \int \frac{dx_A}{(1-x_A)(4,5-x_A)} = \frac{\Delta x}{3} \sum I$$

Tabel 2. Tabel Penyelesaian Metoda Simpson Rule.

| No | X_A | $\frac{1}{(1-x_A)(4,5-XA)}$ | x | I |
|----|--------|-----------------------------|---|--------|
| 1 | 0 | 0,2222 | 1 | 0,2222 |
| 2 | 0,0950 | 0,2508 | 4 | 1,0034 |
| 3 | 0,1900 | 0,2864 | 2 | 0,5729 |
| 4 | 0,2850 | 0,3318 | 4 | 1,3273 |
| 5 | 0,3800 | 0,3915 | 2 | 0,7830 |
| 6 | 0,4750 | 0,4732 | 4 | 1,8929 |
| 7 | 0,5700 | 0,5918 | 2 | 1,1835 |
| 8 | 0,6650 | 0,7784 | 4 | 3,1135 |
| 9 | 0,7600 | 1,1141 | 2 | 2,2282 |
| 10 | 0,8550 | 1,8921 | 4 | 7,5682 |
| 11 | 0,9500 | 5,6338 | 1 | 5,6338 |



$$\Sigma I = 25,5289$$

Jadi

$$\int \frac{dx_A}{(1-x_A)(4,5-x_A)} = \frac{\Delta x}{3} \Sigma I$$

$$= \frac{0,095}{3} (25,5289) = 0,8084$$

Sehingga konstanta kecepatan reaksi untuk kasus 1 diperoleh :

$$k = (29588,7839) (0,8084) \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.dt}}$$

$$k = 23919.9753 \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.dt}}$$

Sesuai dengan Ten Degrees Rule maka setiap kenaikan suhu 10°C maka Konstanta kecepatan reaksi menjadi dua kali lipat :

$$\text{Pada } T_1 = 575^\circ\text{C} = 848^\circ\text{K} \text{ diperoleh } k_1 = 23919.9753 \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.dt}}$$

$$\text{Pada } T_2 = 585^\circ\text{C} = 858^\circ\text{K} \text{ diperoleh } k_2 = 24202.0505 \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.dt}}$$

Bila didekati dengan persamaan arrhenius.

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

$$\ln k = \ln A - \frac{E}{RT}$$

bila $\frac{E}{R} = b$, maka

$$\ln k = \ln A - \frac{b}{T}$$

maka akan diperoleh

$$\ln k_1 = \ln A - \frac{b}{T_1}$$

$$\ln k_2 = \ln A - \frac{b}{T_2}$$

$$\ln (k_1 - k_2) = \frac{b}{T_1} - \frac{b}{T_2}$$



$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{b}{T_1} - \frac{b}{T_2}$$

$$b = \frac{\ln \frac{k_1}{k_2}}{\frac{1}{848} - \frac{1}{858}}$$

$$b = 852,7357 \text{ K}$$

$$b = \frac{E}{R}$$

$$E = 852,7357 \text{ K} \times 0,08206 \text{ cal/gmol K}$$

$$\ln k_1 = \ln A - \frac{E}{R \cdot T_1}$$

$$\ln 23919,9753 \frac{\text{cm}^3}{\text{gmol} \cdot \text{dt}} = \frac{69,9755 \text{ cal/gmol}}{1,9873 \text{ kkal/kmol} \cdot 858 \text{ K}}$$

$$10,0825 = \ln A - 0,0495$$

$$\ln A = 10,0416$$

$$A = 2306,7$$

$$A = 2360,7 \times 1000 / 3600$$

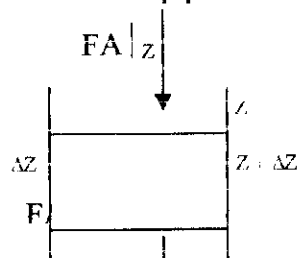
$$A = 640,7500$$

Jadi nilai konstanta kecepatan reaksi :

$$k = 640,7500 \cdot e^{\frac{-69,2259}{T}}$$

C. Neraca Massa pada Elemen Volum

Ditinjau untuk satu pipa



Persamaan Neraca Massa pada elemen volum pada keadaan steady state :

Input - Output = Accumulasi

$$FA|_Z - (FA|_{Z+\Delta Z} + (-r_A) dV) = 0$$



Bila $dV = \frac{\pi}{4} Di^2 \cdot \epsilon \cdot \Delta Z$, maka

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} + (rA) \left(\frac{\pi}{4} Di^2 \cdot \epsilon \cdot \Delta Z \right) = 0$$

$$-(FA|_{Z+\Delta Z} - FA|_Z) = (-rA) \frac{\pi}{4} Di^2 \cdot \epsilon \cdot \Delta Z$$

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{-\Delta FA}{\Delta Z} = (-rA) \frac{\pi}{4} Di^2 \cdot \epsilon \cdot \Delta Z$$

$$\frac{-dFA}{dZ} = \frac{k \cdot CA \cdot CB \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot \epsilon}{4}$$

$$FA_0 \frac{dx_A}{dz} = \frac{k \cdot CA \cdot CB \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot \epsilon}{4}$$

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{k \cdot CA \cdot CB \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot \epsilon}{4 FA_0}$$

$$\text{Jika } CA = \frac{n_A}{nt} \frac{Pt}{RT} = \frac{n_{A0}(1-x_A) Pt}{nt RT}$$

$$CB = \frac{n_B}{nt} \frac{Pt}{RT} = \frac{n_{A0} (4,5 - x_A) Pt}{nt RT}$$

maka

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{A0} Pt}{nt RT} \right)^2 k \cdot (1-x_A)(4,5-x_A) \pi Di^2 \epsilon}{4 FA_0}$$

dimana :

$\frac{dx_A}{dz}$ = perubahan konversi per satuan panjang.

x_A = konversi

FA_0 = kecepatan molar A (gmol / dtk)

Di = diameter dalam pipa (m)

n_{A0} = mol A mula – mula (gmol)

k = konstanta kecepatan reaksi

ϵ = porositas katalis

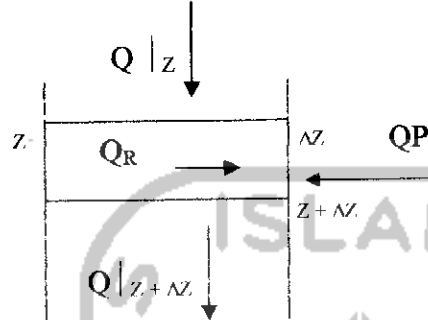
R = konstanta gas ideal



T = suhu

D. Neraca Panas pada Elemen Volum

Ditinjau untuk satu pipa



Persamaan Neraca Panas pada elemen volum pada keadaan Steady State :

Input - output = acc

$$(Q|_z + Q_P) - (Q|_{z+\Delta Z} + Q_R) = 0$$

$$\{(\sum mC_p)(T|_z - T_R) + UA(T_s - T)\} - \{(\sum mC_p)(T|_{z+\Delta Z} - T_R) + (\Delta H_{RT})(-r_A)(V)\} = 0$$

$$\text{Bila } -r_A = \frac{\text{mol A yang bereaksi}}{(\text{vol})(\text{wkt})} = \frac{1}{V} \frac{dn_A}{dt}$$

$$\text{Jika } n_A = n_{A_0}(1 - x_A), \text{ maka } \frac{dn_A}{dt} = n_{A_0} \frac{dx_A}{dt}$$

$$\text{Jadi } -r_A = \frac{1}{V} n_{A_0} \frac{dx_A}{dt} \text{ atau } \frac{1}{V} n_{A_0} \Delta x_A$$

$$\{(\sum mC_p)(T|_z - T_R) + UA(T_s - T)\} - \{(\sum mC_p)(T|_{z+\Delta Z} - T_R) + (\Delta H_{RT})\left(\frac{1}{V} n_{A_0}\right.$$

$$\Delta x_A)(V)\} = 0$$

$$(\sum mC_p)(T|_z - T_R) + UA(T_s - T) - (\sum mC_p)(T|_{z+\Delta Z} - T_R) - \Delta H_{RT} n_{A_0} \Delta x_A = 0$$

$$(\sum mC_p)(T|_z - T|_{z+\Delta Z}) + UA(T_s - T) - \Delta H_{RT} n_{A_0} \Delta x_A = 0$$

Bila $A = \pi D_0 \Delta Z$ maka

$$(\sum mC_p)(T|_z - T|_{z+\Delta Z}) + U \pi D_0 \Delta Z (T_s - T) - \Delta H_{RT} n_{A_0} \Delta x_A = 0$$

atau

$$\frac{(\sum mC_p)(T|_z - T|_{z+\Delta Z}) + U \pi D_0 \Delta Z (T_s - T) - \Delta H_{RT} n_{A_0} \Delta x_A}{\Delta Z} = 0$$

ΔZ



$$(\sum m C_p) \left(\frac{\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_{RT} n_{A0} \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} - U \pi D_0 (T_s - T)$$

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta T}{\Delta Z} = \frac{- \Delta H_{RT} n_{A0} \frac{dx_A}{dz} - U \pi D_0 (T_s - T)}{(\sum m C_p)}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{- \Delta H_{RT} n_{A0} \frac{dx_A}{dz} - U \pi D_0 (T_s - T)}{(\sum m C_p)}$$

dimana :

$\frac{dT}{dZ}$ = perubahan suhu per satuan panjang

ΔH_{RT} = panas reaksi pada suhu T

n_{A0} = mol A mula-mula

$\frac{dx}{dz}$ = perubahan konversi per satuan panjang

U = overall head transfer

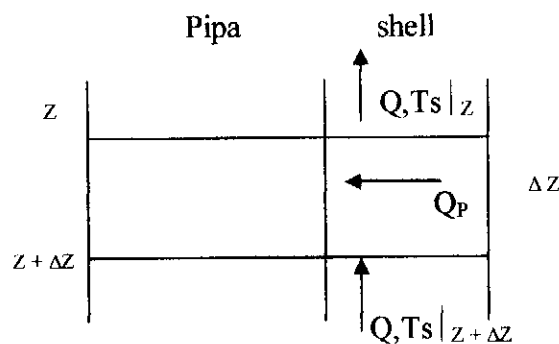
D_0 = diameter luar pipa

$(\sum m C_p)$ = kapasitas panas

T_R = Suhu Referensi

T_s = Suhu pemanas

E. Neraca Panas Pemanas pada Elemen Volum



Persamaan Neraca Panas pemanas pada keadaan Steady State :

$$\text{Input} - \text{output} = \text{Acc}$$



$$(\Sigma mCp)_{pmanas} (Ts|_{Z+\Delta Z} - T_R) - \{(\Sigma mCp)_{pmanas} (Ts|_{Z-T_R}) + (UA(Ts - T))\} = 0$$

$$(\Sigma mCp)_{pmanas} (Ts|_{Z+\Delta Z} - Ts|_Z) - UA(Ts - T) = 0$$

$$(\Sigma mCp)_{pmanas} (Ts|_{Z+\Delta Z} - Ts|_Z) - U \pi D_0 \Delta Z (Ts - T) = 0$$

$$(\Sigma mCp)_{pmanas} (Ts|_{Z+\Delta Z} - Ts|_Z) = U \pi D_0 \Delta Z (Ts - T)$$

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta Ts}{\Delta Z} = \frac{U \pi D_0 (Ts - T)}{(\Sigma mCp)_{pmanas}}$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \pi D_0 (Ts - T)}{(\Sigma mCp)_{pmanas}}$$

dimana :

$$\frac{dT_s}{dZ} = \text{perubahan suhu pemanas per satuan panjang}$$

U = overall luas transfer

Ts = suhu pemanas

T = suhu gas

(ΣmCp)_{pmanas} = kapasitas panas pemanas

F. Pressure Drop

Pressure drop gas dalam pipa berkatalis dapat diperkirakan dengan persamaan

11.6 Rase hal 492

$$\frac{gc \cdot dp}{\mu dz} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu}{Dp^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{G}{Dp}$$

persamaan diatas dapat ditulis

$$fk = 1,75 + 150 \left(\frac{1-\epsilon}{Dp \cdot G/\mu} \right)$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{fk \cdot G^2}{Dp \cdot \rho \cdot gc} \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right)$$

dimana : $\frac{dp}{dz}$ = perubahan tekanan per satuan panjang

fk = faktor friksi

G = kecepatan massa per satuan

Dp = diameter partikel

ρ = densitas gas



- gc = konstanta gravitas
 ε = porositas katalis

G. Sifat-sifat Fisis

1. PANAS REAKSI (Δ H_R)

Panas reaksi dihitung berdasarkan selisih panas pembentukan (ΔH_f) pada suhu referensi 25 ° C ditambah nilai integrasi beda kapasitas panas.

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

$$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0) \text{ produk} - (\Delta H_f^0) \text{ reaktan}$$

Reaksi :



Tabel Panas Reaksi.

| Komponen | ΔH _f ⁰ | a | b . 10 ⁻³ | c . 10 ⁻⁵ | d . 10 ⁻⁹ |
|----------------------|------------------------------|-------|----------------------|----------------------|----------------------|
| CH ₃ COOH | - 104,72 | 1,156 | 6,083 | - 4,187 | 1,182 |
| NH ₃ | - 10,96 | 6,524 | 5,692 | 0,4078 | - 2,83 |
| CH ₃ CN | 19,81 | 4,892 | 28,37 | - 1,073 | 0,765 |
| H ₂ O | - 57,798 | 7,701 | 0,4595 | 0,2521 | - 0,859 |

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta H_R^0 &= (- 57,798 + 19,81) - (- 104,72 + (- 10,96)) \\ &= 77,692 \text{ kkal / gmol} = 77692 \text{ kkal / kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{RT} &= \Delta H_R^0 + \int_{298}^T (\Delta C_p a + \Delta C_p b T + \Delta C_p c T^2 + \Delta C_p d T^3) dT \\ &= 77692 \int_{298}^T (4,913 + 17,0545 \cdot 10^{-3} T - 4,6001 \cdot 10^{-5} T^2 - 1,742 \cdot 10^{-9} T^3) dT \\ &= 77692 \left\{ 4,913 (T - 298) + \frac{1}{2} (17,0545 \cdot 10^{-3} (T^2 - 298^2) + 1/3(-4,6001 \cdot 10^{-5} (T^3 - 298^3) + 1/4(-1,742 \cdot 10^{-9} (T^4 - 298^4))) \right\} \end{aligned}$$

2. KAPASITAS PANAS (Cp_cal/(gmol K), T_K)

Kapasitas panas merupakan fungsi suhu yaitu

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= 1,156 + 0,06807 T - 4,18 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,182 \cdot 10^{-8} T^3 \\ \text{NH}_3 &= 6,524 + 0,005692 T + 4,078 \cdot 10^{-6} T^2 + 2,83 \cdot 10^{-9} T^3 \\ \text{CH}_3\text{CN} &= 4,892 + 0,02857 T - 1,073 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,65 \cdot 10^{-10} T^3 \\ \text{H}_2\text{O} &= 7,701 + 0,0004595 T + 2,521 \cdot 10^{-6} T^2 - 8,59 \cdot 10^{-10} T^3 \end{aligned}$$

3. KONDUKTIVITAS PANAS (K_cal/mK, T_K)

$$\text{CH}_3\text{COOH} = \left[(14,52) x \left(\frac{T+273}{594,4} \right) - (5,14) \right]^{2/3} x \left(\frac{10^{-6}}{1,5147} \right) x (\text{cp CH}_3\text{COOH})$$

$$\text{NH}_3 = \left[(14,52) x \left(\frac{T+273}{405,6} \right) - (5,14) \right]^{2/3} x \left(\frac{10^{-6}}{0,484} \right) x (\text{cp NH}_3)$$

$$\text{CH}_3\text{CN} = \left[(14,52) x \left(\frac{T+273}{548} \right) - (5,14) \right]^{2/3} x \left(\frac{10^{-6}}{1,3926} \right) x (\text{cp CH}_3\text{CN})$$



$$H_2O = \left[(14,52) \times \left(\frac{T+273}{647,3} \right) - (5,14) \right]^{2/3} \times \left(\frac{10^{-6}}{0,3449} \right) \times (cp \text{ H}_2\text{O})$$

4. VISKOSITAS (μ gram/dt cm, T_K)

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 600,94 \left[\left(\frac{1}{T+273} \right) - \left(\frac{1}{306,21} \right) \right] \times 0,1$$

$$\text{NH}_3 = 349,04 \left[\left(\frac{1}{T+273} \right) - \left(\frac{1}{169,63} \right) \right] \times 0,1$$

$$\text{CH}_3\text{CN} = 334,91 \left[\left(\frac{1}{T+273} \right) - \left(\frac{1}{210,05} \right) \right] \times 0,1$$

$$\text{H}_2\text{O} = 658,25 \left[\left(\frac{1}{T+273} \right) - \left(\frac{1}{283,16} \right) \right] \times 0,1$$

H. Overall Heat Transfer

1. Koefisien transfer panas pipa luas (m) dari persamaan 6 – 2 Kern diperoleh

$$Hi = 0,027 \left(\frac{Dp \cdot Gt}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{Di} \right)$$

Dimana :

Dp = diameter partikel katalis

Di = diameter dalam pipa

k = konduktivitas termal

μ = viskositas gas

Cp = panas jenis gas

Gt = kecepatan massa per satuan luas

Hi = koefisien transfer panas pipa dalam

$$Hio = Hi \frac{ID}{OD}$$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (Ho)

Dari persamaan 6 - 3 Kern

$$Ho = 0,36 \left(\frac{Dc \cdot Gp}{\mu} \right)^{0,55} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{kp} \right)^{0,33} \left(\frac{kp}{Dc} \right)$$

Dimana

Ho = koefisien transfer panas

Dc = diameter equivalent

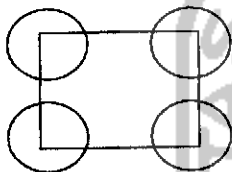
Gp = kecepatan massa pemanas per satuan luas



- μ = viskositas pemanas
- K_p = konduktivitas termal pemanas
- C_p = panas spesifik pemanas

3. Lay out pipa dalam reaktor

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar Pt^2



1 pipa menempati luasan = Pt^2

maka luas total penampang reaktor (over design 10%) (A_s) = $1,1 \cdot N_t \cdot Pt^2$

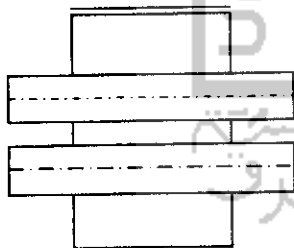
Dimana :

A_s = luas penampang shell

N_t = jumlah pipa

Pt = pitch

4. Flow area dalam shell



$$a_s = \frac{ID_s \cdot B \cdot C^1}{Pt}$$

dimana B = jarak baffle

C^1 = clearance

Pt = pitch

ID_s = diameter dalam shell

a_s = flow area shell

5. Diameter Equivalent (D_e)

Diameter equivalent dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam shell bila dipandang sebagai pipa

$$D_e = \frac{(Pt^2 \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4})}{\pi \cdot D}$$



$$De = \frac{4 Pt^2 - \pi OD^2}{4 \pi OD}$$

6. Diameter shell

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa.

$$\text{Luas shell} = A_s = 1,1 Nt Pt^2$$

Diameter shell :

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 A_s}{\pi}}$$

7. Katalisator

- jenis = silika alumina
- formula = $SiO_3Al_2O_3$
- bentuk = pellet
- ukuran = $D = 0,3175 \text{ cm.}$
 $H = 0,3175 \text{ cm.}$
- bulk density = $1,0 \text{ g / cc.}$
- umur katalis = 2 bulan.

8. Diameter partikel (DP)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalent dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis.

$$\begin{aligned} V_{\text{katalis}} &= \frac{\pi D^2}{4} H \\ &= \frac{\pi 0,3175^2}{4} 0,3175 = 0,0251 \text{ cm}^3. \end{aligned}$$

$$V_{\text{bola}} = V_{\text{katalis}}$$

$$V_{\text{bola}} = \frac{\pi D_p^3}{6}$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{V_b \cdot 6}{\pi}}, \quad V_b = \text{Volume Katalis.}$$



$$= \sqrt[3]{\frac{0,0251 \cdot 6}{\pi}} = 0,3633 \text{ cm.}$$

I. Pemilihan Pipa

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi diteliti oleh Colburn (smith, P.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada pipa kosong.

| | | | | | | |
|-------|------|-----|------|-----|------|------|
| Dp/Dt | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 | 0,30 |
| Hw/h | 5,5 | 7 | 7,8 | 7,5 | 7,0 | 6,6 |

Dimana :

Dp/Dt = rasio diameter katalis per diameter pipa.

Hw/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data di atas diperoleh (Hw/h) max terjadi pada 7,8 pada Dp/Dt 0,15

$$Dp/Dt = 0,15$$

$$Dt = Dp / 0,15$$

$$Dt = \frac{0,3633}{0,15} \text{ cm} = 2,422 \text{ cm.}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panas baik, dengan ukuran standar

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

$$OD = 1,66 \text{ in} = 4,2164 \text{ cm}$$

$$ID = 1,38 \text{ in} = 3,5052 \text{ cm}$$

$$\text{Sch. N} = 40$$

$$\text{Flow area per pipa} = 1,5 \text{ in}^2$$



J. Jumlah Pipa

Jumlah pipa ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis. Dalam suatu reaksi harus terjadi tumbukan molekul optimum (well mixed) keadaan diatas terjadi bila pada keadaan turbulent yaitu bilangan reynold di atas 3100.

$$\text{Sphericity } \phi = \frac{\text{Luasareabola}}{\text{Luasareakatalis}}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas area bola} &= \pi D_p^2 \\ &= \pi (0,3633)^2 \\ &= 0,4144 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas area katalis} &= \pi D \cdot H + 2 \frac{\pi D^2}{4} \\ &= \pi (0,3175 \times 0,3175) + \frac{1}{2} \pi (0,3175)^2 \\ &= 0,3165 + 0,1583 \\ &= 0,4748 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

$$\text{maka } \phi = \frac{0,4144}{0,4748} = 0,8728$$

Dari fig 223 Brown diperoleh porosity (ϵ) = 0.36

1. Jumlah pipa maksimum.

jumlah pipa maksimum bila fluida dalam pipa pada keadaan turbulent minimum
 $Re = 3100$.

$$Re = \frac{F_{Re} \cdot D_p \cdot Gt}{\mu}$$

Dari fig 219 diperoleh $F_{Re} = 50$

$$\text{Viskositas gas} = 0,0215 \text{ cp} = 0,000215 \text{ gr/cm dt}$$

maka

$$3100 = \frac{50 \cdot 0,3633 \cdot Gt}{0,000215}$$

$$Gt = 0,0367 \text{ gr/dt cm}^2$$

$$\text{Kecepatan gas} = 4507,4461 \text{ kg/j}$$



$$= 1252,0684 \text{ gr/dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} = A_o &= \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \\ &= \frac{\pi (3,5052)^2}{4} 0,36 \\ &= 3,4721 \text{ cm}^2 / \text{pipa} \\ \text{Luas total A} &= \frac{1252,0684 \text{ gr/dt}}{0,0367 \text{ gr/dt cm}^2} \\ &= 34124,2637 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

jadi jumlah pipa maksimum

$$\begin{aligned} N_{t \text{ max}} &= \frac{34124,2637 \text{ cm}^2}{3,5052 \text{ cm}^2 / \text{pipa}} \\ &= 9735,3257 \text{ pipa} \\ &= 9735 \text{ pipa.} \end{aligned}$$

2. Jumlah pipa minimum

Jumlah pipa minimum terjadi pada kecepatan linier maksimum gas dalam pipa mencapai

$$V_{\text{max}} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g D_p}{3\rho_g(f_D)}}$$

dengan nilai $g = 981 \text{ cm/dt}^2$

$$\rho_{\text{bulk}} = 1,0 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_g = \frac{P_{B \text{ avg}}}{RT} = \frac{(1,5)(247729)}{(82,06)(848)} = 0,00053$$

$$f_D = 1,8 \text{ (fig.70 Brown hal 76)}$$

maka :

$$V_{\text{max}} = \sqrt{\frac{4(1,0 - 0,00053)(981)(0,3633)}{3(0,00053)(1,8)}} \text{ cm/s} = 703,0300 \text{ cm/s}$$

$$\text{Kecepatan gas masuk reaktor} = 4507,4461 \text{ kg/jam}$$



$$= 1252,0684 \text{ gr/dt}$$

$$\text{Kecepatan volumetrik gas (Vt)} = \frac{Wg}{\rho g}$$

$$= \frac{1252,0684}{0,00053} = 2362393,1342 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

$$\text{Luas penampang (Ao)} = \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \epsilon = \frac{\pi (3,5052)^2}{4} \cdot 0,36$$

$$= 3,4721 \text{ cm}^2 / \text{pipa}$$

$$V_o = A_o \times V_{\text{max}}$$

$$= (3,4721) (703,0300)$$

$$= 2440,9905 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

$$Nt \text{ min} = \frac{Vt}{V_o} \text{ pipa}$$

$$= \frac{2362393,1342}{2440,9905} = 967,8010 \text{ pipa} = 968 \text{ pipa.}$$

K. Mechanical Design

1. Tebal Shell

Bahan = Stainless steel SA 176 grade 3

Tekanan design (p) = 70,66 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 424,01 in

$$\text{Tebal Shell (t shell)} = \frac{p \cdot r_i}{s \cdot e - 0,4 \cdot p} + c$$

$$= \frac{(70,66) (424,01)}{(18750) (0,85) - (0,4)(70,66)} + 0,125$$

$$= 2,010 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell 2 3/16 in



2. Tebal Head

| | |
|-----------------------|---|
| Bentuk head | = Elliptical Dished Head |
| Bahan | = Stainless steel SA 176 grade 3 |
| Tekanan design (p) | = 70,66 psi |
| Allowable stress | = 18750 psi |
| Efisiensi sambungan | = 0,85 |
| Faktor korosi | = 0,125 in |
| Jari-jari tangki | = 424,01 in |
| Tebal Head (t head) | $= \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0,2 \cdot p} + c$ $= \frac{(0,885)(70,66)(848,02)}{(2)(18750)(0,85) - (0,2)(70,66)} + 0,125$ $= 1,789 \text{ in}$ |

Dipilih tebal head 2 in

3. Ukuran Pipa

Diameter Optimum pipa berdasarkan Pers. 15 Peters, hal.525

a. Pipa Pemasukan Umpan Reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Umpan} &= 9168,673 \text{ lb/j} \\ \text{Densitas Umpan } (\rho) &= 0,1128 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Diameter inside (Di)} &= 2,2 \cdot (G/1000)^{0,45} \cdot \rho^{(-0,31)} \\ &= 2,2 \cdot (9168,673 / 1000)^{0,45} \cdot 0,1128^{(-0,31)} \\ &= 11,729 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran = 12,00 in

b. Pipa Pengeluaran Hasil Reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan hasil} &= 9168,673 \text{ lb/j} \\ \text{Densitas hasil} &= 0,0875 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Diameter inside (Di)} &= 2,2 \cdot (G/1000)^{0,45} \cdot \rho^{(-0,31)} \\ &= 2,2 \cdot (9168,673 / 1000)^{0,45} \cdot 0,0875^{(-0,31)} \\ &= 12,691 \text{ in} \end{aligned}$$



Dipakai pipa dengan ukuran = 12,00 in

c. Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Pemanas Udara :

Kecepatan Pemanas Udara = 77000 lb/j

Densitas Pemanas Udara = 1,1837 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Diameter inside (Di)} &= 2,2 \cdot (L/1000)^{0,45} \cdot \rho^{(-0,31)} \\ &= 2,2 \cdot (77000/1000)^{0,45} \cdot 1,1837^{(-0,31)} \\ &= 14,745 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran = 14,00 in

4. Tebal Isolasi

Diameter shell = 10,95 ft

Tinggi shell = 16,00 ft

Tebal shell = 0,167 ft

Luas permukaan head = 226,05 ft²

Luas permukaan shell = 550,31 ft²

Total luas permukaan = 776,35 ft²

Suhu permukaan isolasi = 104 °F = 564 °R

Suhu dalam reaktor = 968 °F = 1428 °R

Suhu udara lingkungan = 86 °F = 546 °R

Konduktifitas thermal dinding shell = 26 Btu ft/(j ft² F)

Digunakan Isolasi Fine Diatomaceous earth powder

Konduktifitas thermal isolasi = 0,0140 Btu ft/(j ft² F)

$$\begin{aligned} \text{Koeffisien transfer panas konveksi (hc)} &= 0,19 [T_w - T_u]^{1/3} \\ &= 0,19 [564 - 546]^{1/3} \\ &= 4,9794087 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{loss}} = \frac{A \cdot (T_1 - T_u)}{\left[\frac{t_1}{k_1} + \frac{t_2}{k_2} + \frac{1}{(hr + hc)} \right]}$$



$$Q_{\text{Loss}} = \frac{(776,355)(986-86)}{\left[\frac{0,167}{26} + \frac{T_{\text{is}}}{0,014} + \frac{1}{4,9794} \right]}$$

$$\left[\frac{0,167}{26} + \frac{T_{\text{is}}}{0,014} + \frac{1}{4,9794} \right] = \frac{(776,355)(968-86)}{355794,125}$$

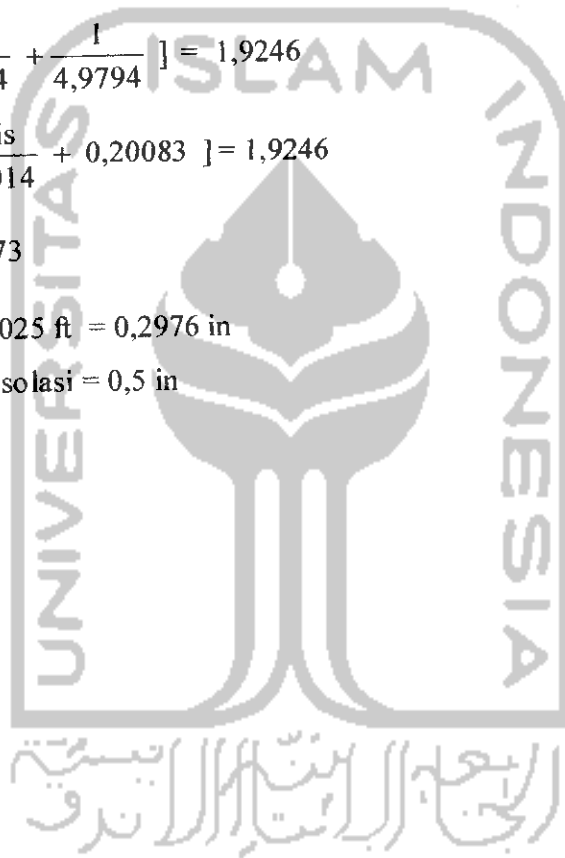
$$\left[\frac{0,167}{26} + \frac{T_{\text{is}}}{0,014} + \frac{1}{4,9794} \right] = 1,9246$$

$$\left[0,00644 + \frac{T_{\text{is}}}{0,014} + 0,20083 \right] = 1,9246$$

$$\frac{T_{\text{is}}}{0,014} = 1,7173$$

$$T_{\text{isolasi}} = 0,025 \text{ ft} = 0,2976 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai tebal Isolasi} = 0,5 \text{ in}$$





PROGRAM REAKTOR

```
'OPEN "o", 1, "z:\qb3\Mul-Yo\Mulfix.bas"
10 CLS
20 N = 3000
40 MS = 18000
50 C = 500
60 D = 520
70 DOU = 4.2164: DI = 3.5052: Pt = 1.25 * DOU
80 CL = Pt - DOU
90 DE = (4 * (Pt ^ 2 - (3.14 * DOU ^ 2 / 4))) / (3.14 * DOU)
92 Ass = N * Pt ^ 2 * 0.866
   ID = (4 * Ass / 3.14) ^ .5
100 BS = ID / 5
110 AT = 3.14 / 4 * DI ^ 2: ASi = ID * CL * BS / Pt
120 PRINT
   PRINT " +-----+"
   PRINT " | REAKTOR FIXED BED |"
   PRINT " +-----+"
   PRINT
   PRINT USING " Jumlah pipa = ##### pipa"; N
130 PRINT USING " Diameter luar pipa = #.### cm"; DOU
140 PRINT USING " Diameter dalam pipa = #.### cm"; DI
150 PRINT USING " Pitch = #.### cm"; Pt
170 PRINT USING " Diameter Shell = #.### m"; ID / 100
   PRINT USING " Jumlah Pemanas = ##### kg/j"; MS
180 PRINT : PRINT
185 PRINT
190 DP = .635
200
fff = 1262.6263# / 3895
   : BMA = 60 'CH3COOH
   : BMB = 17 'NH3
   : BMC = 41 'CH3CN
   : BMD = 18 'H2O
'KECEPATAN MASUK MASING-MASING GAS (KGMOL/JAM)
   FAIO = 1944.9955# / BMA * fff
   FBIO = 2479.8693# / BMB * fff
   FCIO = 63.1313# / BMC * fff
   FDIO = 19.4500# / BMD * fff

FAO = FAIO / 3.6 / N: FBO = FBIO / 3.6 / N
```



```

FCO = FCIO / 3.6 / N; FDO = FDIO / 3.6 / N
FTO = FAO + FBO + FCO + FDO
BMRT = (FAO / FTO) * BMA + (FBO / FTO) * BMB + (FCO / FTO) * BMC +
(FDO / FTO) * BMD
GT = FTO * BMRT / AT; GS = MS / ASi
PRINT "  KECEPATAN MASSA MASUK REAKTOR"
PRINT
PRINT "+-----+"
PRINT "| Komponen | Kgmol /jam | Kg / jam |"
PRINT "+-----+"
PRINT USING "| CH3COOH | #####.#### | #####.##### |"; FAIO; FAIO *
BMA
PRINT USING "| NH3 | #####.#### | #####.##### |"; FBIO; FBIO * BMB
PRINT USING "| CH3CN | #####.#### | #####.##### |"; FCIO; FCIO * BMC
PRINT USING "| H2O | #####.#### | #####.##### |"; FDIO; FDIO * BMD
PRINT "+-----+"
PRINT USING " Total | #####.#### | #####.##### |"; FTO * 3.6 * N; FTO *
BMRT * 3.6 * N
INPUT "", A$
PRINT
M = BMRT
FA = FAO
FB = FBO
FC = FCO
FD = FDO
FE = FEO
GOSUB 7000
Qo1 = QTOT * 3.6 * N
INPUT "", p$

PRINT
PRINT
PRINT "  KONDISI AWAL"
A = 0: B = 0: E = 5: F = 1
PRINT "  +-----+"
PRINT USING " | Suhu gas masuk = ### °C |"; C
PRINT USING " | Suhu pemanas keluar = ### °C |"; D
PRINT USING " | Tekanan awal = ## atm |"; E
PRINT USING " | Increment tebal katalis = # cm |"; F
PRINT "  +-----+"
PRINT
INPUT "", p$
PRINT "  +-----+"

```



```

PRINT " |L(cm)| Xa | T(c) | Td (c)| P(atm) |"
PRINT " +-----+-----+-----+-----+-----!"
PRINT USING "|####|#.####|###.##|####.#|##.###"; A; B; C; D; E
620 GA = A: XA = B: TC = C: TD = D: GE = E: GOSUB 910
630 K1 = dx: L1 = T: M1 = S: N1 = p
640 XA1 = B + K1 * F:
    TC1 = C + L1 * F:
    TD1 = D + M1 * F:
    GE1 = E + N1 * F
    XA = XA1
    TC = TC1
    TD = TD1
    GE = GE1
650 GOSUB 910
660 K2 = dx: L2 = T: M2 = S: N2 = p
    DXA = (K1 + K2) / 2
    DTC = (L1 + L2) / 2
    DTD = (M1 + M2) / 2
    DGE = (N1 + N2) / 2
    XA = B + DXA * F
    TC = C + DTC * F
    TD = D + DTD * F
    GE = E + DGE * F
680 GOSUB 910
690 K3 = dx: L3 = T: M3 = S: N3 = p
700 XA2 = B + K3 * F: TC2 = C + L3 * F: TD2 = D + M3 * F: GE2 = E + N3 * F
    IF (ABS(XA2 - XA1) < .0001) THEN IF ABS(TC2 - TC1) < 1 THEN 710
    XA = XA2
    TC = TC2
    TD = TD2
    GE = GE2
    GOTO 650
710 A = A + F
    C = TC2
    B = XA2
    D = TD2
    E = GE2
    no = no + 1
    Qre = Q1 * F * N * 3.6 + Qre
    Ql = Q2 * F * N * 3.6 + Ql

    IF no = 5 THEN 800
790 IF B >= .95 THEN 870
    
```



```

GOTO 620
800 PRINT USING "| ##### | #.##### | ###.## | #####.# | ##.### |"; A; B; C; D; E; no =
0
860 GOTO 620
870 PRINT USING "| ##### | #.##### | ###.## | #####.# | ##.### |"; A; B; C; D; E
PRINT " +-----+"
PRINT
PRINT
PRINT " KECEPATAN MASSA GAS KELUAR REAKTOR"
PRINT
XA = .95
FA = FAO * (1 - XA)
FB = FBO - (FAO * XA)
FC = FAO * XA + FCO
FD = 2 * FAO * XA + FDO
FT = FA + FB + FC + FD + FE
YA = FA / FT; YB = FB / FT; YC = FC / FT; YD = FD / FT; YE = FE / FT
M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD + BME * YE
PRINT " +-----+"
PRINT " | Komponen | Kgmol/jam | Kg / jam |"
PRINT " +-----+"
PRINT USING " | CH3COOH | #####.#### | #####.##### |"; FA * 3.6 * N;
FA * 3.6 * BMA * N
PRINT USING " | NH3 | #####.#### | #####.##### |"; FB * 3.6 * N; FB
* 3.6 * BMB * N
PRINT USING " | CH3CN | #####.#### | #####.##### |"; FC * 3.6 * N;
FC * 3.6 * BMC * N
PRINT USING " | H2O | #####.#### | #####.##### |"; FD * 3.6 * N; FD
* 3.6 * BMD * N
PRINT " +-----+"
PRINT USING " Total #####.#### | #####.##### |"; FT * 3.6 * N; FT
* 3.6 * M * N
INPUT "", A$
PRINT
PRINT " Enthalpi Hasil reaksi : "
PRINT
GOSUB 7000
Qo2 = QTOT * 3.6 * N
INPUT "", A$
PRINT
PRINT
PRINT " NERACA PANAS : "
PRINT

```




```

PRINT "   MASUK :           KELUAR : "
PRINT
PRINT " 1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor   1. Enthalpi hasil reaksi:"
PRINT USING "Qs1 = #####.### Kcal/jam   Qs2 = #####.###
Kcal/jam"; Qo1; Qo2
    Ql = (Qo2 + Qre) - Qo1
    Qloss = .1 * Ql
    Qp = Ql + Qloss
PRINT "2. Beban Panas Reaktor           2. Panas Reaksi "
PRINT USING "Qp= #####.### Kcal/jam   Qr= #####.### Kcal/jam":
Qp; Qre
PRINT "           3. Panas Hilang "
PRINT USING "           Qloss = #####.### Kcal/jam"; Qloss
PRINT " -----"
PRINT USING " #####.### Kcal/jam   #####.### Kcal/jam"; Qo1 +
Qp: (Qo2 + Qre + Qloss)
PRINT
PRINT
PRINT "   Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh : "
PRINT
PRINT USING "   Jumlah pipa       = ##### pipa"; N
PRINT USING "   Diameter Shell    = #.### m"; ID / 100
PRINT USING "   Jumlah Pemanas    = ##### Kg/j"; MS
PRINT USING "   Panjang katalis   = ###.# m"; A / 100
PRINT USING "                   = ###.# ft"; A / 100 / .3048
HH = 16
PRINT USING "   Panjang Pipa      = ###.# m"; HH * .3048
PRINT USING "                   = ###.# ft"; HH
PRINT
CLOSE
890 PRINT "SELESAI"
900 END
910 'KOMPOSISI GAS (GMOL/JAM)
FA = FAO * (1 - XA)
FB = FBO - (FAO * XA)
FC = FAO * XA + FCO
FD = 2 * FAO * XA + FDO
FT = FA + FB + FC + FD
YA = FA / FT: YB = FB / FT: YC = FC / FT: YD = FD / FT
M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD

970 'KAPASITAS PANAS GAS (CAL/GMOL.K)
    
```



$$\begin{aligned} \text{CPA} &= 1.156 + .06087 * (\text{TC} + 273) - 4.187\text{E-}05 * (\text{TC} + 273)^2 + 1.182\text{E-}08 * (\text{TC} \\ &+ 273)^3 \\ \text{CPB} &= 6.524 + .005692 * (\text{TC} + 273) + 4.078\text{E-}06 * (\text{TC} + 273)^2 - 2.83\text{E-}09 * (\text{TC} \\ &+ 273)^3 \\ \text{CPC} &= 4.892 + .02857 * (\text{TC} + 273) - 1.073\text{E-}05 * (\text{TC} + 273)^2 + 7.65\text{E-}10 * (\text{TC} \\ &+ 273)^3 \\ \text{CPD} &= 7.701 + .0004595 * (\text{TC} + 273) + 2.521\text{E-}06 * (\text{TC} + 273)^2 - 8.59\text{E-}10 * \\ &(\text{TC} + 273)^3 \\ \text{CPM} &= (\text{YA} * \text{CPA}) + (\text{YB} * \text{CPB}) + (\text{YC} * \text{CPC}) + (\text{YD} * \text{CPD}) \end{aligned}$$

'KAPASITAS PEMANAS (CAL/GMOL.K)

$$\text{CPP} = .3$$

'RAPAT MASSA CAMPURAN GAS

$$\text{RM} = \text{E} * \text{M} / (\text{TC} + 273) / 82.06$$

$$\text{V} = \text{GT} / \text{RM} * 60 / 30.48 / .36$$

'VISKOSITAS GAS (gr/dt.cm)

$$\text{VA} = (10^{(600.94 * ((1 / (\text{TC} + 273)) - (1 / 306.21)))) * .01$$

$$\text{VB} = (10^{(349.04 * ((1 / (\text{TC} + 273)) - (1 / 169.63)))) * .01$$

$$\text{VC} = (10^{(334.91 * ((1 / (\text{TC} + 273)) - (1 / 210.05)))) * .01$$

$$\text{VD} = (10^{(658.25 * ((1 / (\text{TC} + 273)) - (1 / 283.16)))) * .01$$

$$\text{VM} = \text{YA} * \text{VA} * \text{SQR}(\text{BMA}) + \text{YB} * \text{VB} * \text{SQR}(\text{BMB}) + \text{YC} * \text{VC} * \text{SQR}(\text{BMC}) \\ + \text{YD} * \text{VD} * \text{SQR}(\text{BMD})$$

$$\text{VR} = \text{VM} / (\text{YA} * \text{SQR}(\text{BMA}) + \text{YB} * \text{SQR}(\text{BMB}) + \text{YC} * \text{SQR}(\text{BMC}) + \text{YD} * \\ \text{SQR}(\text{BMD}))$$

'VISKOSITAS PEMANAS (gr/dt.cm)

$$\text{VP} = (35.5898 - .004212 * \text{D}) * .01$$

'THERMAL KONDUKTIVITAS (CAL/JAM.M.K)

$$\text{TIA} = 594.4^{(1/6)} * \text{BMA}^{(1/2)} / 57.1^{(2/3)}$$

$$\text{TIB} = 405.6^{(1/6)} * \text{BMB}^{(1/2)} / 111.3^{(2/3)}$$

$$\text{TIC} = 548^{(1/6)} * \text{BMC}^{(1/2)} / 47.7^{(2/3)}$$

$$\text{TID} = 647.3^{(1/6)} * \text{BMD}^{(1/2)} / 217.6^{(2/3)}$$

$$\text{KA} = ((14.52 * (\text{TC} + 273) / 594.4) - 5.14)^{(2/3)} * (.000001 / \text{TIA}) * \text{CPA}$$

$$\text{KB} = ((14.52 * (\text{TC} + 273) / 405.6) - 5.14)^{(2/3)} * (.000001 / \text{TIB}) * \text{CPB}$$

$$\text{KC} = ((14.52 * (\text{TC} + 273) / 548) - 5.14)^{(2/3)} * (.000001 / \text{TIC}) * \text{CPC}$$

$$\text{KD} = ((14.52 * (\text{TC} + 273) / 647.3) - 5.14)^{(2/3)} * (.000001 / \text{TID}) * \text{CPD}$$

$$\text{KM} = \text{YA} * \text{KA} * (\text{BMA}^{.333}) + \text{YB} * \text{KB} * (\text{BMB}^{.333}) + \text{YC} * \text{KC} * (\text{BMC} \\ ^{.333}) + \text{YD} * \text{KD} * (\text{BMD}^{.333}) + \text{YE} * \text{KE} * (\text{BME}^{.333}) + \text{YF} * \text{KF} * (\text{BMF} \\ ^{.333}) + \text{YG} * \text{KG} * (\text{BMG}^{.333}) + \text{YH} * \text{KH} * (\text{BMH}^{.333})$$



$$KM = KM / (YA * (BMA ^ .333) + YB * (BMB ^ .333) + YC * (BMC ^ .333) + YD * (BMD ^ .333) + YE * (BME ^ .333) + YF * (BMF ^ .333) + YG * (BMG ^ .333) + YH * (BMH ^ .333))$$

'KONDUKTIVITAS PEMANAS (CAL/JAM.M.K)

$$KP = (.084333 - .00005807\# * (D + 273))$$

'PERHITUNGAN PANAS

$$RE = GT * DP * 50.9 / VR$$

$$HI = (.027 * KM * (RE) ^ .8 * (CPM * VR / KM) ^ (1 / 3)) / DI$$

$$HIO = HI * DI / DOU$$

$$RS = DE * GS / VP$$

$$PR = CPP * VP / KP$$

$$HO = .36 * KP / DE * RS ^ .55 * PR ^ .333$$

$$UC = (HIO * HO) / (HIO + HO)$$

$$UD = UC / (11.06557 * UC + 1)$$

1360 'KECEPATAN REAKSI

$$1370 kcp = 1.6041E+30 * EXP(-50432.8847\# / (TC + 273))$$

$$1420 HR1 = 19894.2 + (12.614 * ((TC + 273) - 298) - .03707 / 2 * ((TC + 273) ^ 2 - 298 ^ 2) + .0000321 / 3 * ((TC + 273) ^ 3 - 298 ^ 3) - 9.8E-09 / 4 * ((TC + 273) ^ 4 - 298 ^ 4))$$

'PERSAMAAN DIFFERENSIAL

$$RR = 82.06$$

$$TT = TC + 273$$

$$CA0 = (FAO / FTO * E / RR / TT) ^ 2$$

$$dx = (3.14 * DI ^ 2 * .36 * kcp * CA0 * (1 - XA) * (4.5 - XA)) / (4 * FAO)$$

$$Q1 = (HR1) * dx * FAO$$

$$Q2 = (UD * 3.14 * DOU * (TD - TC))$$

$$T = (Q2 - Q1) / (CPM * FT)$$

$$S = ((UD * 3.14 * DOU * (TD - TC) * 3.6 * N) / (MS * CPP))$$

$$FK = (150 * (1 - .43) * (VM) / (DP * GT) + 1.75) / 100$$

$$p = (GT) ^ 2 * (1 - .43) * FK$$

$$p = -(p / ((DP) * (RM) * 981 * .43 ^ 3))$$

1530 RETURN

7000

$$FT = FA + FB + FC + FD + FE$$

$$TC = C$$

GOSUB 8000

RETURN

8000



```

CPA = 1.156 + .06087 * (TC + 273) - 4.187E-05 * (TC + 273) ^ 2 + 1.182E-08 *
(TC + 273) ^ 3
CPB = 6.524 + .005692 * (TC + 273) + 4.078E-06 * (TC + 273) ^ 2 - 2.83E-09 *
(TC + 273) ^ 3
CPC = 4.892 + .02857 * (TC + 273) - 1.073E-05 * (TC + 273) ^ 2 + 7.65E-10 *
(TC + 273) ^ 3
CPD = 7.701 + .0004595 * (TC + 273) + 2.521E-06 * (TC + 273) ^ 2 - 8.59E-10 *
(TC + 273) ^ 3
CPM = (YA * CPA) + (YB * CPB) + (YC * CPC) + (YD * CPD)

qs1 = FA * CPA * (TC - 25)
QS2 = FB * CPB * (TC - 25)
QS3 = FC * CPC * (TC - 25)
QS4 = FD * CPD * (TC - 25)
QS5 = FE * CPE * (TC - 25)
QTOT = qs1 + QS2 + QS3 + QS4 + QS5
PRINT
PRINT USING " Suhu operasi = ###.## C"; TC
PRINT " Suhu refferensi = 25 C "
PRINT " +-----+"
PRINT " |Komponen | Kgmol /jam | Cp | Qs = MCp(T-T0)| "
PRINT " +-----+"
PRINT USING " | CH3COOH | #####.#### | ###.#### | #####.#### | "; FA *
3.6 * N; CPA; qs1 * 3.6 * N
PRINT USING " | NH3 | #####.#### | ###.#### | #####.#### | "; FB * 3.6 *
N; CPB; QS2 * 3.6 * N
PRINT USING " | CH3CN | #####.#### | ###.#### | #####.#### | "; FC * 3.6 *
N; CPC; QS3 * 3.6 * N
PRINT USING " | H2O | #####.#### | ###.#### | #####.#### | "; FD * 3.6 *
N; CPD; QS4 * 3.6 * N
PRINT " +-----+"
PRINT USING " Total #####.#### | #####.#### "; FT * 3.6 *
N; QTOT * 3.6 * N
RETURN
    
```

HASIL PROGRAM REAKTOR

```

+-----+
^ REAKTOR FIXED BED ^
+-----+
    
```



Jumlah pipa = 3000 pipa
 Diameter luar pipa = 4.216 cm
 Diameter dalam pipa = 3.505 cm
 Pitch = 5.271 cm
 Diameter Shell = 3.032 m
 Jumlah Pemanas = 18000 kg/j

KECEPATAN MASSA MASUK REAKTOR

| ^a Komponen | ^a Kgmol /jam | ^a Kg / jam |
|-----------------------------------|-------------------------|-----------------------|
| ^a CH ₃ COOH | 10.5084 | 630.50128 |
| ^a NH ₃ | 47.2876 | 803.88916 |
| ^a CH ₃ CN | 0.4991 | 20.46502 |
| ^a H ₂ O | 0.3503 | 6.30503 |
| Total | 58.6454 | 1461.16052 |

Suhu operasi = 500,00 C

Suhu referensi = 25 C

| ^a Komponen | ^a Kgmol /jam | ^a Cp | ^a Qs = MCp(T-T ₀) |
|---------------------------------|-------------------------|-----------------|--|
| CH ₃ COOH | 10.5084 | 28.6495 | 143003.1250 |
| ^a NH ₃ | 47.2876 | 12.0535 | 270740.7813 |
| ^a CH ₃ CN | 0.4991 | 20.9185 | 4959.6587 |
| ^a H ₂ O | 0.3503 | 9.1658 | 1525.0304 |
| Total | 58.6454 | | 420228.5938 |



| | | | | |
|------------------|---------------------|---------------------|--------------------|--------------------|
| ^a 50 | ^a 0.0586 | ^a 523.81 | ^a 526.2 | ^a 4.989 |
| ^a 55 | ^a 0.0659 | ^a 524.12 | ^a 526.6 | ^a 4.988 |
| ^a 60 | ^a 0.0734 | ^a 524.44 | ^a 526.9 | ^a 4.987 |
| ^a 65 | ^a 0.0809 | ^a 524.75 | ^a 527.3 | ^a 4.986 |
| ^a 70 | ^a 0.0885 | ^a 525.07 | ^a 527.6 | ^a 4.985 |
| ^a 75 | ^a 0.0963 | ^a 525.39 | ^a 528.0 | ^a 4.984 |
| ^a 80 | ^a 0.1042 | ^a 525.72 | ^a 528.3 | ^a 4.983 |
| ^a 85 | ^a 0.1121 | ^a 526.05 | ^a 528.7 | ^a 4.982 |
| ^a 90 | ^a 0.1202 | ^a 526.39 | ^a 529.1 | ^a 4.980 |
| ^a 95 | ^a 0.1284 | ^a 526.73 | ^a 529.5 | ^a 4.979 |
| ^a 100 | ^a 0.1368 | ^a 527.07 | ^a 529.9 | ^a 4.978 |
| ^a 105 | ^a 0.1452 | ^a 527.42 | ^a 530.2 | ^a 4.977 |
| ^a 110 | ^a 0.1538 | ^a 527.77 | ^a 530.6 | ^a 4.976 |
| ^a 115 | ^a 0.1625 | ^a 528.13 | ^a 531.0 | ^a 4.975 |
| ^a 120 | ^a 0.1713 | ^a 528.50 | ^a 531.4 | ^a 4.974 |
| ^a 125 | ^a 0.1802 | ^a 528.86 | ^a 531.9 | ^a 4.973 |
| ^a 130 | ^a 0.1893 | ^a 529.24 | ^a 532.3 | ^a 4.972 |
| ^a 135 | ^a 0.1986 | ^a 529.62 | ^a 532.7 | ^a 4.971 |
| ^a 140 | ^a 0.2079 | ^a 530.00 | ^a 533.1 | ^a 4.969 |
| ^a 145 | ^a 0.2174 | ^a 530.39 | ^a 533.6 | ^a 4.968 |
| ^a 150 | ^a 0.2270 | ^a 530.79 | ^a 534.0 | ^a 4.967 |
| ^a 155 | ^a 0.2368 | ^a 531.19 | ^a 534.5 | ^a 4.966 |
| ^a 160 | ^a 0.2468 | ^a 531.60 | ^a 534.9 | ^a 4.965 |
| ^a 110 | ^a 0.1538 | ^a 527.77 | ^a 530.6 | ^a 4.976 |
| ^a 115 | ^a 0.1625 | ^a 528.13 | ^a 531.0 | ^a 4.975 |
| ^a 120 | ^a 0.1713 | ^a 528.50 | ^a 531.4 | ^a 4.974 |
| ^a 125 | ^a 0.1802 | ^a 528.86 | ^a 531.9 | ^a 4.973 |
| ^a 130 | ^a 0.1893 | ^a 529.24 | ^a 532.3 | ^a 4.972 |
| ^a 135 | ^a 0.1986 | ^a 529.62 | ^a 532.7 | ^a 4.971 |



| | | | | |
|------------------|---------------------|---------------------|--------------------|--------------------|
| ^a 140 | ^a 0.2079 | ^a 530.00 | ^a 533.1 | ^a 4.969 |
| ^a 145 | ^a 0.2174 | ^a 530.39 | ^a 533.6 | ^a 4.968 |
| ^a 150 | ^a 0.2270 | ^a 530.79 | ^a 534.0 | ^a 4.967 |
| ^a 155 | ^a 0.2368 | ^a 531.19 | ^a 534.5 | ^a 4.966 |
| ^a 160 | ^a 0.2468 | ^a 531.60 | ^a 534.9 | ^a 4.965 |
| ^a 165 | ^a 0.2568 | ^a 532.01 | ^a 535.4 | ^a 4.964 |
| ^a 170 | ^a 0.2671 | ^a 532.43 | ^a 535.9 | ^a 4.963 |
| ^a 175 | ^a 0.2774 | ^a 532.86 | ^a 536.3 | ^a 4.962 |
| ^a 180 | ^a 0.2880 | ^a 533.29 | ^a 536.8 | ^a 4.961 |
| ^a 185 | ^a 0.2987 | ^a 533.73 | ^a 537.3 | ^a 4.959 |
| ^a 190 | ^a 0.3095 | ^a 534.17 | ^a 537.8 | ^a 4.958 |
| ^a 195 | ^a 0.3205 | ^a 534.63 | ^a 538.3 | ^a 4.957 |
| ^a 200 | ^a 0.3317 | ^a 535.09 | ^a 538.9 | ^a 4.956 |
| ^a 205 | ^a 0.3431 | ^a 535.55 | ^a 539.4 | ^a 4.955 |
| ^a 210 | ^a 0.3546 | ^a 536.02 | ^a 539.9 | ^a 4.954 |
| ^a 215 | ^a 0.3662 | ^a 536.50 | ^a 540.4 | ^a 4.953 |
| ^a 220 | ^a 0.3781 | ^a 536.99 | ^a 541.0 | ^a 4.951 |
| ^a 195 | ^a 0.3205 | ^a 534.63 | ^a 538.3 | ^a 4.957 |
| ^a 200 | ^a 0.3317 | ^a 535.09 | ^a 538.9 | ^a 4.956 |
| ^a 205 | ^a 0.3431 | ^a 535.55 | ^a 539.4 | ^a 4.955 |
| ^a 210 | ^a 0.3546 | ^a 536.02 | ^a 539.9 | ^a 4.954 |
| ^a 215 | ^a 0.3662 | ^a 536.50 | ^a 540.4 | ^a 4.953 |
| ^a 220 | ^a 0.3781 | ^a 536.99 | ^a 541.0 | ^a 4.951 |
| ^a 225 | ^a 0.3901 | ^a 537.49 | ^a 541.5 | ^a 4.950 |
| ^a 230 | ^a 0.4023 | ^a 537.99 | ^a 542.1 | ^a 4.949 |
| ^a 235 | ^a 0.4146 | ^a 538.50 | ^a 542.7 | ^a 4.948 |
| ^a 240 | ^a 0.4271 | ^a 539.02 | ^a 543.3 | ^a 4.947 |
| ^a 245 | ^a 0.4398 | ^a 539.54 | ^a 543.8 | ^a 4.946 |
| ^a 250 | ^a 0.4526 | ^a 540.08 | ^a 544.4 | ^a 4.945 |



| | | | | |
|------------------|---------------------|---------------------|--------------------|--------------------|
| ^a 255 | ^a 0.4656 | ^a 540.62 | ^a 545.0 | ^a 4.943 |
| ^a 260 | ^a 0.4788 | ^a 541.17 | ^a 545.6 | ^a 4.942 |
| ^a 265 | ^a 0.4921 | ^a 541.73 | ^a 546.3 | ^a 4.941 |
| ^a 270 | ^a 0.5055 | ^a 542.30 | ^a 546.9 | ^a 4.940 |
| ^a 275 | ^a 0.5191 | ^a 542.88 | ^a 547.5 | ^a 4.939 |
| ^a 280 | ^a 0.5329 | ^a 543.46 | ^a 548.2 | ^a 4.938 |
| ^a 285 | ^a 0.5467 | ^a 544.05 | ^a 548.8 | ^a 4.937 |
| ^a 290 | ^a 0.5607 | ^a 544.66 | ^a 549.4 | ^a 4.935 |
| ^a 295 | ^a 0.5748 | ^a 545.27 | ^a 550.1 | ^a 4.934 |
| ^a 300 | ^a 0.5891 | ^a 545.89 | ^a 550.8 | ^a 4.933 |
| ^a 305 | ^a 0.6034 | ^a 546.51 | ^a 551.4 | ^a 4.932 |
| ^a 265 | ^a 0.4921 | ^a 541.73 | ^a 546.3 | ^a 4.941 |
| ^a 270 | ^a 0.5055 | ^a 542.30 | ^a 546.9 | ^a 4.940 |
| ^a 275 | ^a 0.5191 | ^a 542.88 | ^a 547.5 | ^a 4.939 |
| ^a 280 | ^a 0.5329 | ^a 543.46 | ^a 548.2 | ^a 4.938 |
| ^a 285 | ^a 0.5467 | ^a 544.05 | ^a 548.8 | ^a 4.937 |
| ^a 290 | ^a 0.5607 | ^a 544.66 | ^a 549.4 | ^a 4.935 |
| ^a 295 | ^a 0.5748 | ^a 545.27 | ^a 550.1 | ^a 4.934 |
| ^a 300 | ^a 0.5891 | ^a 545.89 | ^a 550.8 | ^a 4.933 |
| ^a 305 | ^a 0.6034 | ^a 546.51 | ^a 551.4 | ^a 4.932 |
| ^a 310 | ^a 0.6178 | ^a 547.15 | ^a 552.1 | ^a 4.931 |
| ^a 315 | ^a 0.6322 | ^a 547.80 | ^a 552.8 | ^a 4.930 |
| ^a 320 | ^a 0.6467 | ^a 548.45 | ^a 553.5 | ^a 4.928 |
| ^a 325 | ^a 0.6612 | ^a 549.11 | ^a 554.1 | ^a 4.927 |
| ^a 330 | ^a 0.6758 | ^a 549.78 | ^a 554.8 | ^a 4.926 |
| ^a 335 | ^a 0.6903 | ^a 550.46 | ^a 555.5 | ^a 4.925 |
| ^a 340 | ^a 0.7048 | ^a 551.14 | ^a 556.2 | ^a 4.924 |
| ^a 345 | ^a 0.7192 | ^a 551.83 | ^a 556.9 | ^a 4.922 |
| ^a 350 | ^a 0.7336 | ^a 552.53 | ^a 557.5 | ^a 4.921 |



| | | | | |
|------------------|---------------------|---------------------|--------------------|--------------------|
| ^a 410 | ^a 0.8874 | ^a 561.08 | ^a 565.0 | ^a 4.907 |
| ^a 415 | ^a 0.8976 | ^a 561.76 | ^a 565.5 | ^a 4.906 |
| ^a 420 | ^a 0.9074 | ^a 562.43 | ^a 566.0 | ^a 4.904 |
| ^a 425 | ^a 0.9165 | ^a 563.09 | ^a 566.5 | ^a 4.903 |
| ^a 430 | ^a 0.9251 | ^a 563.72 | ^a 566.9 | ^a 4.902 |
| ^a 435 | ^a 0.9331 | ^a 564.34 | ^a 567.3 | ^a 4.901 |
| ^a 440 | ^a 0.9405 | ^a 564.93 | ^a 567.7 | ^a 4.899 |
| ^a 445 | ^a 0.9473 | ^a 565.49 | ^a 568.1 | ^a 4.898 |
| ^a 448 | ^a 0.9511 | ^a 565.82 | ^a 568.3 | ^a 4.897 |

+-----+

KECEPATAN MASSA GAS KELUAR REAKTOR

+-----+

| ^a Komponen | ^a Kgmol /jam | ^a Kg / jam |
|-----------------------------------|-------------------------|------------------------|
| ^a CH ₃ COOH | ^a 0.5254 | ^a 31.52507 |
| ^a NH ₃ | ^a 37.3047 | ^a 634.17920 |
| ^a CH ₃ CN | ^a 10.4821 | ^a 429.76544 |
| ^a H ₂ O | ^a 20.3162 | ^a 365.69077 |

+-----+

| | | |
|-------|---------|------------|
| Total | 68.6283 | 1461.16052 |
|-------|---------|------------|

ENTHALPI HASIL REAKSI :

Suhu operasi = 565.82 C

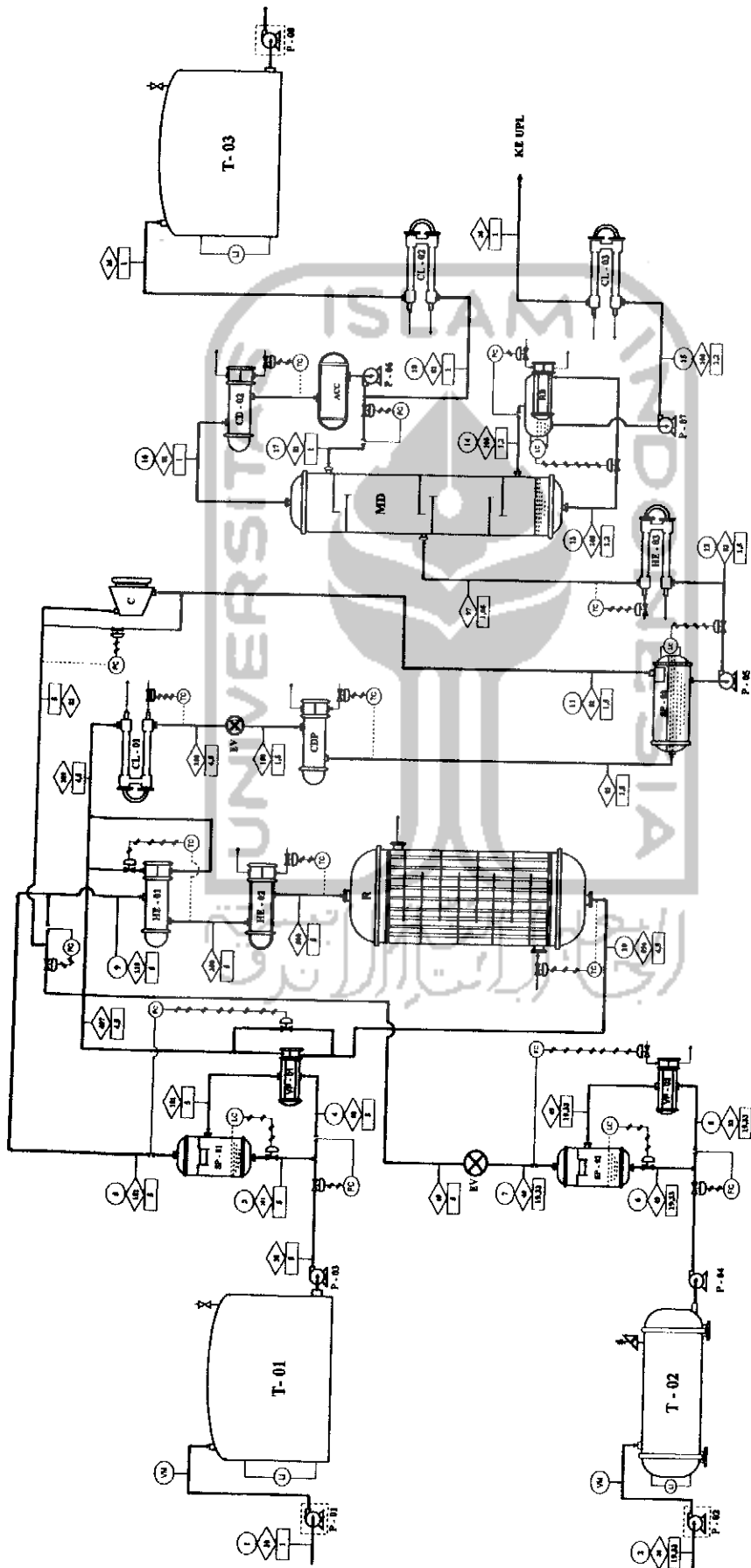
Suhu refferensi = 25 C

+-----+

| ^a Komponen | ^a Kgmol /jam | ^a Cp | ^a Qs = MCp(T-T ₀) |
|-----------------------------------|-------------------------|----------------------|--|
| ^a CH ₃ COOH | ^a 0.5254 | ^a 29.7307 | ^a 8448.1377 |
| ^a NH ₃ | ^a 37.3047 | ^a 12.4976 | ^a 252139.7500 |



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ACETONITRILE (CH₃CN) DARI ASAM ASETAT (CH₃COOH) DAN AMONIA (NH₃)
KAPASITAS 10.000 TON /TAHUN



UNIVERSITAS PADJARAN
 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS ENGINEERING
 UNIVERSITAS PADJARAN
 JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK ACETONITRILE (CH₃CN) DARI ASAM ASETAT (CH₃COOH) DAN AMONIA (NH₃) KAPASITAS 10.000 TON /TAHUN

Dibuat oleh
 NAMA : Z. BUDI MULYO
 Dosen Pembimbing : I. P. AGUS TAPPO
 3. P. MUBAR ATYUS WARIKTO Mulyo

KETERANGAN

| | | | | | |
|-----|------------------|----|--------------|----|---------------------|
| ACC | Accumulator | P | Pump | LC | Level Control |
| C | Compressor | R | Reboiler | L | Level Indicator |
| CD | Condenser | RB | Reboiler | TC | Temperature Control |
| XV | Expansion Valve | SP | Separator | | No Alarm |
| HE | Heater | T | Tangki | | Temperature |
| MD | Motor Driven | VP | Vaporizer | | Titik Panas |
| PC | Pressure Control | FC | Flow Control | | Air Pressure |
| | | | | | Piping |
| | | | | | Electric Conductor |

| NERACA MASSA | | NO. ARUS MASSA (KG/JAM) | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---------------|----------------------|-------------------------|--------------|--------------|---------------|---------------|--------------|--------------|--------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|-------------|---------------|---------------|--------------|---------------|--|
| KOMPONEN | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | |
| 1 | CH ₃ COOH | 194,49 | | 46,23 | 241,23 | 194,49 | | | 97,24 | 97,24 | | | | | | | | | | |
| 2 | H ₂ O | 10,48 | 3,53 | 4,01 | 34,46 | 14,44 | 1,32 | 5,29 | 4,61 | 14,44 | 132,69 | 84,08 | 187,16 | 160,12 | 84,87 | 114,50 | 14,63 | 4,21 | 11,04 | |
| 3 | NH ₃ | | 23,27 | | | | 13,82 | 23,27 | 44,47 | 194,34 | 194,34 | | | | | | | | | |
| 4 | CH ₃ CN | | | | | | | | | | | 182,63 | 63,33 | 117,94 | 6,36 | 12,36 | 137,26 | 89,27 | 154,87 | |
| JUMLAH | | 194,44 | 49,77 | 49,14 | 244,81 | 194,49 | 13,22 | 49,52 | 49,31 | 444,31 | 207,57 | 244,31 | 244,31 | 177,94 | 84,3 | 122,86 | 139,43 | 89,29 | 137,98 | |





LEMBAR PERSEMBAHAN

Thank's To :

- ➡ **Allah S.W.T** Alhamdulillahirobil'alamiin, syukur kupanjatkan kepadamu ya Allah atas segala limpahan rahmat, karunia baik jasmani maupun rohani serta hidayah dalam setiap tetapan langkah yang aku jalani, semoga langkah hidup mahlukMu yang kecil ini selalu kau ridhoi..
- ➡ **Nabi Muhammad S.a.w** sebagai suri tauladan dalam menjalani hidup
- ➡ Karunia terindah dalam hidupku Kedua orang tuaku tercinta, **Bapak** dan **Ibuku** "aku selalu merindukanmu bunda kehadiranmu tak pernah terlupakan" atas semua usaha dan iringan doa untuk anakmu ini "maafkan anakmu" tak mampu menemani saat – saat terakhirmu & membalas semuanya dan semua kesalahan selama ini..dan dan my best brother tercinta **Mas Wawan** I'm finish now he..terima kasih untuk support dan doanya, upzss kelupa'an **Mba Iela** welcome to my family..kapan ngasih ponakan neh?He..he..my little sister **Fiki Rizki Rahmawati** belajar yang rajin y..
- ➡ Keluarga di **Brebes, jogja** dan **Surabaya** yang tak bisa disebutkan atu-atu thanks buat kritik dan sarannya selama masa kuliah walau kadang menyakitkan hehe..
- ➡ Ponakan dan adik – adiku tercinta **d Wulan, Lia, thole", nia, Eni, echi, deison, Kelvin, Kiki, Santi, Che2, Fitri, D gatot, lia, Cahyo, harmadi** telah warnai hidupku dijogja thanks tuk support dan gelak tawa..disetiap langkah bersama, dan adik-2 dan ponakanku di brebes yang g bisa disebutin semua..
- ➡ My First love "**LUpiT**" **Indriyanti**" aku belajar tentang arti sebuah kasih sayang darimu terima kasih telah menemani masa – masa tersulit dalam hidupku..walau tuhan tak menyatukan kita ku tetap mengingat masa - masa **B 217A N** bersamamu..semoga kebahagiaan selalu meyertaimu

Benar katamu "Kau Ta

Akan Terganti..”, and **Mama** I’m glad to see you ma tiada lelap tidurku tanpa guyon manismu semua terasa sepi setelah kau pergi..

- ➡ **G 4970 S** “my black high speed” bersama menemani petualangan diri ini, secangkir **Es Teh Djarum Super** teman setia dalam kesendirian & **G 4332 JG** teman dalam menyelesaikan kuliah, jasa yang tiada terkira..
- ➡ Teman dikala sepi **Pupita Eryani** jogja kita selalu merindukan kita..hee..thank’s dah jadi teman pertamaku dijogja.. **Dian Arsitek** thanks telah temani masa – masa sepi KPku “ya Buat apa lulus lama - lama..**Oneng** atas doa dan sharingnya, **Pita** atas guyon dan spiritnya, **Syifa** buat smsnya moga aku bisa nyusul k papua seperti keinginanmu..**Mey** buat spirit dan ngingetin kuliah huaha... **Khafud, Toto, Burchank, Dede, Imam, Anggar, Sugeng, & ex anak-2 Smunsabes** Yang g Bisa disebutin Atu2 “ ”
- ➡ Saudara2 at “**ILyas Bourding House**” faiszal “pak Lurah”, Hamim “ pa’ Dukuh”, She Boaz “pa’ RT”, mba Chici “I can’t understand when you ask me ; where is the love??”, mba anis , minul, diazseng, gondrong, atia “my big man, Aku iso nyusul kan ndul”, om Yayan, Budi on 7, anang, Ro’is “the little brother..& “**Koplak Bourding House**” eko, andi, a hong, mbok Bini, anggi, parto, Rudi, udin, n’ last but not least “**Sardjoyo BH** “Happy Sarno, Adi Katro, Andjar, Mas Jo, Thosin & Gerry, Eko, Monyong I’m fhnis now..sebuah kebanggaan menjadi bagian dari kalian kapan touring lagi??
- ➡ Saudara **D Class** pepen, D-Mas, milkiman, madil, ragos, novi, gatot bowo, arif, ferry, udin, boss igun, pupung, ferry, yudha, niko, HAHA...Rasmadi, jengkol, Reza Where are u man? My best friends vilia, ully, ida, dennis, eta, devi, ninu’, dwi, cesil, irma, saritem, pecel lely, meri, bu guru santi, eva, dian, nia nganjuk.
- ➡ Sahabat kampusku teman seperjuanganku **C-leng** dunia terasa sepi bila kehilangan kita..anak Tekkim ’02 penghuni terakhir **Deden** “Mun Ek nantang belajar heula”, **Bajuri, Ipuk** “ya ampyun”, **Danang, Berry** “dhuancuk” “I get Spirit From u