No: TA/TK/2016/35

PRA RANCANGAN PABRIK ASETONITRIL DARI PROPILEN DAN AMONIAK KAPASITAS 10.000 TON PER TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia



Oleh:

Nama	**:**	**Muhammad Nur Fauzi**	**Nama**	**:**	**Vivi Lestari**
No. Mahasiswa	**:**	**12 521 017**	**No. Mahasiswa**	**:**	**12 521 098**

JURUSAN TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASETONITRIL DARI PROPILEN DAN AMONIAK KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	**: Muhammad Nur Fauzi**	**Nama**	**: Vivi Lestari**
No. Mahasiswa	**: 12 521 017**	**No.Mahasiswa**	**: 12 521 098**

Yogyakarta, 23 September 2016

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

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



Muhammad Nur Fauzi



Vivi Lestari

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASETONITRIL
DARI PROPILEN DAN AMONIAK
KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Nur Fauzi
No. Mahasiswa : 12521017

Nama : Vivi Lestari
No. Mahasiswa : 12521098

Yogyakarta, 26 September 2016

Pembimbing I,

Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS

Pembimbing II*,

Dyah Retno Sawitri, ST., M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETONITRIL DARI PROPILEN DAN AMONIAK KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Muhammad Nur Fauzi
NIM : 12 521 017

Nama : Vivi Lestari
NIM : 12 521 098

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

Yogyakarta, 4 November 2016

Tim Penguji,

Dra., Kamariah Anwar, M.S
Ketua

Ir., Pratikno Hidayat, M.Sc
Anggota I

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Ir. Drs. Faisal RM, M.T., Ph.D

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **"**PRA RANCANGAN PABRIK ASETONITRIL DARI PROPILEN DAN AMONIAK DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN", disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama di bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayah-Nya.
2. Bapak Faisal RM., Drs., Ir., MSIE., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Ibu Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ayahanda Agus Supriyadi dan Ibunda Iriani Toyib yang tercinta. Aku sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu, yang menjadikan aku selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
6. Ayahanda Amirudin dan Ibunda Ana Fronita yang tercinta. Aku sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu, yang menjadikan aku selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
7. Seluruh dosen teknik kimia UII. yang sudah banyak sekali membagi ilmunya. Kami ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya.
8. Teman – teman seperjuangan : Satrio, Singgih, Adil, Ajeng, Lutfi, Vandi, Yunita, Niken, Winda, Lintang, Vina, Tutus, Farid, Yadi, Tyo, Aldi, Umam, Hariyanto, Nugi, Andre, yang telah mengalami susah senang bersama selama kurang lebih 4 tahun ini.
9. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, September 2016

Penyusun

LEMBAR MOTTO

Berjuang untuk mendapatkan sesuatu, bukan menunggu untuk mendapatkannya

Pangkal dari semua kebaikan di dunia maupun di akhirat adalah takwa kepada Allah SWT (Abu Sulaeman Addarani)

Jadilah kamu manusia yang pada kelahiranmu semua orang tertawa bahagia, tetapi hanya kamu sendiri yang menangis dan pada kematianmu semua orang menangis sedih, tetapi hanya kamu sendiri yang tersenyum (Mahatma Gandhi)

Janganlah senang menjadi sukses dengan pikiran orang lain, tetapi senanglah saat menatap kesuksesan atas usaha yang telah dilakukan dengan pikiran sendiri

Janganlah bersandar pada orang lain, buatlah orang lain yang bersandar pada kita.

Hidup itu seperti Berjudi, Semakin banyak yang di pertaruhkan, maka semakin banyak yang akan didapat.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN ii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING iii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI iv

KATA PENGANTAR v

LEMBAR MOTO viii

DAFTAR ISI ix

DAFTAR TABEL xi

DAFTAR GAMBAR xiii

DAFTAR LAMPIRAN xiv

ABSTRACT xv

BAB I. PENDAHULUAN 1

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Prospek Pasar 2

1.3 Tinjauan Pusataka 6

BAB II. PERANCANGAN PRODUK 17

2.1. Spesifikasi Produk 17

2.2 Spesifikasi Bahan Baku 18

2.3 Bahan Pembantu 19

2.4 Pengendalian Produksi 19

BAB III. PERANCANGAN PROSES 24

3.1. Uraian Proses 24

3.2. Spesifikasi Alat 25

3.3. Perencanaan Produksi 49

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK 54

4.1. Lokasi Pabrik 54

4.2. Tata Letak Pabrik 57

4.3. Tata Letak Mesin/Alat Proses 62

4.4 Alir Proses dan Material 67

4.5 Pelayanan Teknik (*Utilitas*) 77

4.6 Bentuk Perusahaan 92

4.7 Evaluasi Ekonomi 107

BAB V PENUTUP 127

5.1 Kesimpulan 127

5.2 Saran 128

DAFTAR PUSTAKA 130

LAMPIRAN 132

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor *Acetonitrile* di Indonesia 3

Tabel 1.2 Daftar Pabrik *Acetonitrile* 4

Tabel 1.3 Perbandingan proses pembuatan *Acetonitrile* 7

Tabel 1.4 Data tebal standar *head and shell* 9

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik 59

Tabel 4.2. Neraca Massa *overall* 67

Tabel 4.3. Neraca Massa di *furnace* 68

Tabel 4.4. Neraca Massa di reaktor 68

Tabel 4.5. Neraca Massa di *Separator* -01 69

Tabel 4. 6. Neraca Massa di *Separator* -02 70

Tabel 4. 7. Neraca Massa di Menara Destilasi 70

Tabel 4.8 Neraca Panas di Reaktor 71

Tabel 4.9 Neraca Panas di *condenser partial* (CDP-01) 71

Tabel 4.10 Neraca Panas di *condenser partial* (CDP-02) 72

Tabel 4.11 Neraca Panas di *Heat Exchanger*, HE 72

Tabel 4.12 Neraca Panas di *Cooler*, CL-01 72

Tabel 4.13 Neraca Panas di *Cooler*, CL-02 73

Tabel 4.14 Neraca Panas di *Waste Heat Boiler*, WHB 73

Tabel 4.15 Neraca Panas di Menara Destilasi, MD 73

Tabel 4.16 Neraca Panas Total 74
Tabel 4.17 Rincian kebutuhan listrik pabrik Asetonitril 88
Tabel 4.18 Kebutuhan air pembangkit *steam* 88
Tabel 4.19 Kebutuhan air proses 89
Tabel 4.20 Kebutuhan air perkantoran & rumah tangga 90
Tabel 4.21 Gaji Karyawan 104
Tabel 4.23 Jadwal kerja masing – masing regu 106
Tabel 4.23 Harga *index* 109
Tabel 4.24 *Physical plant cost* 117
Tabel 4.25 *Direct plant cost* 118
Tabel 4.26 *Fixed Capital Investment* (FCI) 118
Tabel 4.27 *Direct manufacturing cost (DMC)* 118
Tabel 4.28 *Indirect manufacturing cost (IMC)* 119
Tabel 4.29 *Fixed manufacturing cost (FMC)* 120
Tabel 4.30 *Totalmanufacturing cost (MC)* 120
Tabel 4.31 *Working capital (WC)* 120
Tabel 4.32 *General expense* 121
Tabel 4.33 Total biaya produksi 121
Tabel 4.34 *Total Fixed cost* (Fa) 122
Tabel 4.35 *Variable cost* (Va) 122
Tabel 4.36 *Regulated Fixed cost* (Ra) 122

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik data impor *Acetonitrile* 3

Gambar 1.2 Peta wilayah yang akan didirikan pabrik 5

Gambar 1.3. *Hemispherical dished head* 10

Gambar 1.4 *Ellipherical dished head* 12

Gambar 1.5 *Torispherical flanged and dished head* 12

Gambar 1.6 *Flanged dished head* 13

Gambar 1.7 *Conical head* 14

Gambar 1.8 *Flanged – only head* 15

Gambar 4.1 *Lay out* pabrik skala 1:1100 61

Gambar 4.2 Tata letak alat proses 66

Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif 75

Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif 76

Gambar 4.5 Skema pengolahan air unit utilitas 91

Gambar 4.6 Struktur organisasi..... 94

Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP pabrik Asetonitril..... 126

DAFTAR LAMPIRAN

A. Reaktor

B. Process Engineering Flow Diagram

ABSTRACT

The Acetonitrile plant gives very good prospect, considering the requirement of Acrylic Acid in Indonesia which progressively increase. Acetonitrile factory is planned to be built in Cianjur, West Java, with a planned production capacity is 10.000 tons / year. The factory is planned to hire 145 employees. It required 11,000 m2 of land, including for housing and expansion. Acetonitrile using raw materials 2037,6623 kg / hour of propylene and 1261,7670 kg / hour of ammonia as an ingredient and 10% MoO3 as catalyst.

Acetonitrile is produced by reacting propylene with ammonia in a fixed-bed Adiabatic reactor. The reaction occurs in the gas phase and the process temperature at 496.4 C and 7,12 atm pressure. This reaction uses 10% MoO3 as a catalyst in the active alumina. These products are separated and purified using a separator, and a distillation tower. The final result is a pure acetronitrile 99% liquids. The requirements of utilities are 98429.3586 kg/hour water, 204 kW of electricity. The factory is scheduled to be operated for 330 days / year by working capital of Rp 81,663,255,137 . Percent return on investment (ROI) before tax is 92% and after tax was 46% Pay out (POT) before tax is 1 year and 1.86 years after tax. Break even point (BEP) is 45.24% and the closure point (SDP) is 25.78%

ABSTRAK

Pabrik Asetonitril memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan Asetonitril di Indonesia yang semakin meningkat. Pabrik Asetonitril direncanakan akan dibangun di Cianjur Jawa barat, dengan kapasitas produksi yang direncanakan adalah 10.000 ton/ tahun. Pabrik ini direncanakan akan mempekerjakan 145 karyawan. Untuk itu diperlukan 11.000 m^2 tanah termasuk untuk perumahan dan perluasan. Asetonitril menggunakan bahan baku sebanyak 2037,6623 kg/jam propilen dan 1261,7670 kg/jam amoniak dan 19823,460 kg MoO_3 10% sebagai katalis.

Asetonitril diproduksi dengan mereaksikan propilen dengan amoniak dalam reaktor *fixed-bed* adiabatik. Reaksi terjadi dalam fase gas dan suhu proses pada 496,4 ^oC dan tekanan 7,12 atm. Reaksi ini menggunakan 10% MoO_3 sebagai katalis dalam alumina aktif. Produk ini dipisahkan dan dimurnikan menggunakan separator, dan menara distilasi. Hasil akhir adalah asetonitril dengan kemurnian 99% cairan. Kebutuhan akan utilitas meliputi 98429,3586 kg/jam air, dan 204 kW listrik. Pabrik ini dijadwalkan akan beroperasi selama 330 hari / tahun. Modal kerja sebesar Rp 81.663.255.137. Persen laba atas investasi (ROI) sebelum pajak adalah 92% dan setelah pajak adalah 46% *Pay out* (POT) sebelum pajak adalah 1 tahun dan setelah pajak 1,86 tahun. *Break event point* (BEP) adalah 45,24% dan titik penutupan (SDP) adalah 25,78%.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Memasuki era globalisasi saat ini, Indonesia perlu melakukan pembangunan dalam berbagai bidang, salah satunya adalah bidang Industri Kimia. Hal ini dilakukan dengan tujuan mengurangi ketergantungan impor pada negara lain dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi serta dapat memperluas kesempatan kerja. Industri Kimia dari tahun ke tahun telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan akan bahan baku maupun bahan pembantu semakin meningkat, salah satunya Asetonitril.

Asetonitril (*Ethanenitrile*) adalah salah satu bahan kimia yang cukup penting dalam Industri Kimia, hal ini dikarenakan selain *Acetonitrile* dapat digunakan sebagai bahan baku suatu proses juga dapat digunakan sebagai bahan pendukung suatu proses. Produk-produk kimia yang menggunakan *Acetonitrile* sebagai bahan baku antara lain *: ethylamine, 1-naphthalene, asam asetat, thiamine*, dan lain-lain. Sedangkan industri yang menggunakan *Acetonitrile* sebagai pendukung proses yaitu sebagai solven dalam destilasi ektraktif pemisahan *butadiene* dari C_4- lainnya, sebagai pelarut organik ataupun anorganik seperti $CaCl_2$, $CuCl_2$, $FeCl_2$, $FeCl_3$, KSCN,

$KMnO_4$, $AgNO_3$, $ZnCl_3$, termasuk juga polimer seperti *olefin*, dan *isoprene*. *Acetonitrile* juga digunakan di Industri tekstil, farmasi, *photographi*, dan *spectrophotometry* serta *electrochemistry* (Kirk and Othmer, 1981).

Saat ini di Indonesia sendiri belum terdapat pabrik *Acetonitrile*, untuk memenuhi kebutuhan *Acetonitrile*, Indonesia masih bergantung pada impor dari luar negeri. Negara yang banyak memproduksi *Acetonitrile* salah satunya adalah Jepang. Pabrik *Acetonitrile* memiliki peluang yang cukup baik apabila di dirikan di Indonesia, mengingat ketersediaan bahan baku yang ada. Pendirian pabrik *Acetonitrile* akan sangat menguntungkan bagi pabrik-pabrik yang menggunakan *Acetonitrile* dan juga dapat membuka lapangan pekerjaan bagi warga sekitar yang secara tidak langsung akan meningkatkan kesejahteraan warga, selain itu juga dapat memajukan wilayah tersebut dan peningkatan devisa negara dengan melakukan pengeksporan produk.

1.2 Prospek Pasar

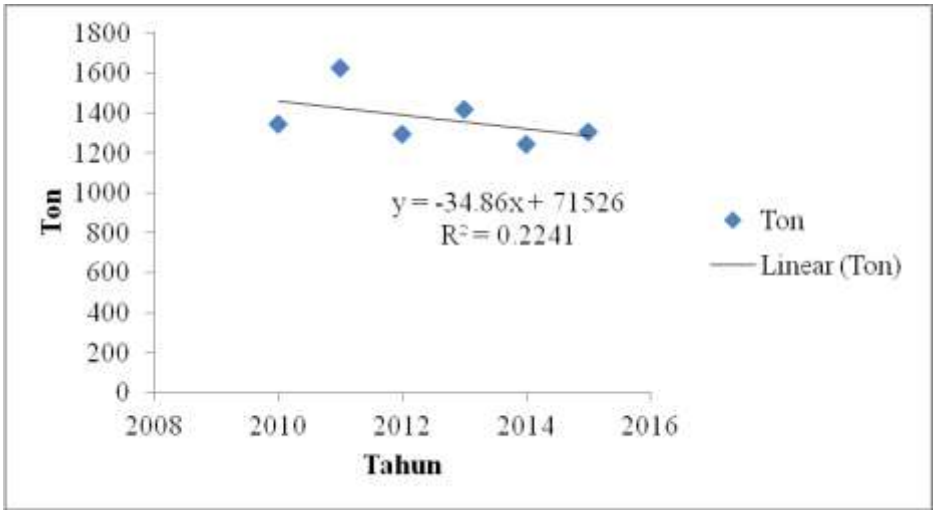
1.2.1 Data Impor Asetonitril

Untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor, perlu didirikan pabrik dengan kapasitas yang memadai. Berikut Tabel 1.1 dan Gambar 1.1 mengenai data impor Asetonitril di Indonesia :

Tabel 1.1 Impor *Acetonitrile* di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/tahun)
2010	1342,092
2011	1625,831
2012	1293,626
2013	1417,142
2014	1242,862
2015	1303,152

(Sumber : BPS 2010 – 2015)



Gambar 1.1 Grafik data impor *Acetonitrile* di Indonesia

Berdasarkan data di atas, diperkirakan kebutuhan *Acetonitrile* di Indonesia pada tahun 2021 adalah :

Y = - 34,86 X + 71526

= (- 34,86 x 2021) + 71526

= 1.008 ton/tahun

1.2.2 Data Pabrik Asetonitril di Dunia

Berikut daftar pabrik Asetonitril yang ada di dunia yang disajikan pada Tabel 1.2 :

Tabel 1.2 Daftar data pabrik Asetonitril

Nama	Kapasitas (2014)	Lokasi
Asehi Kasehi Chemical	9.000	Thailand
Asehi Kasehi Chemical	11.000	Korea Selatan
Asehi Kasehi Chemical	14.000	Jepang

(Sumber : asehi-kasei.co.jp)

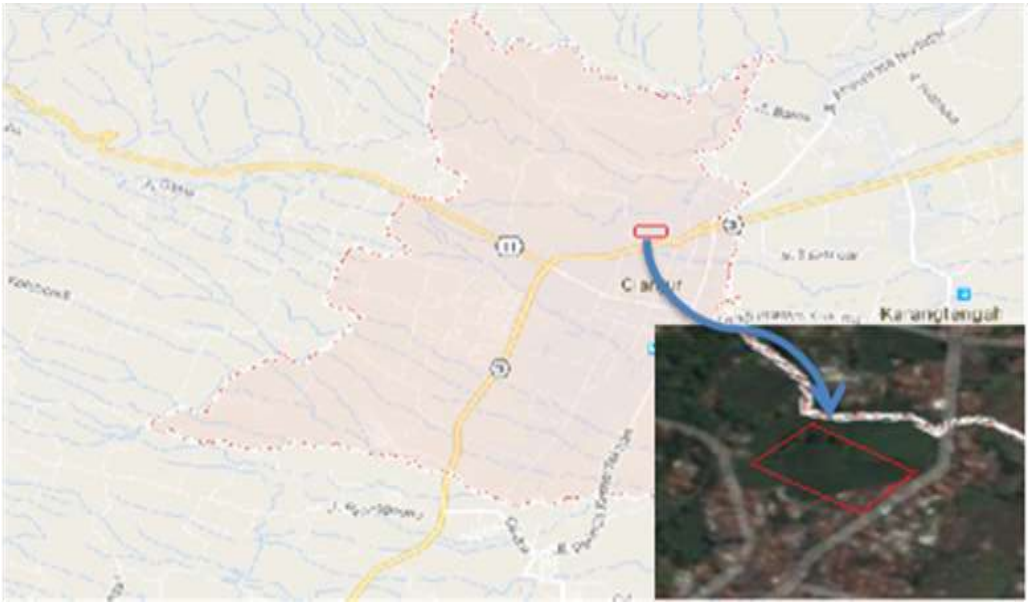
Dengan pertimbangan pabrik yang sudah berjalan dan masih tetap beroperasi sampai saat ini, maka kapasitas pabrik yang akan didirikan ditentukan berdasarkan kapasitas pabrik - pabrik tersebut. Berdasarkan data di atas, kapasitas pabrik berada pada *ranges* 9.000 – 14.000 , maka kapasitas pabrik yang akan dibangun direncanakan sebesar 10.000 ton/tahun. Dengan berdirinya pabrik tersebut diharapkan dapat memenuhi total kebutuhan *Acetonitrile* di Indonesia dan juga dapat mengekspornya ke luar negeri.

1.2.3 Lokasi Pabrik

Pabrik *Acetonitrile* dari *propylene* dan *ammonia* direncanakan akan didirikan di daerah Cianjur, Jawa Barat. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada

pertimbangan terdapatnya banyak pabrik kimia dan tekstil di sekitar wilayah tersebut, serta dekat dengan pelabuhan. Wilayah yang akan direncakan untuk didirikan pabrik Asetonitril dapat dilihat pada Gambar 1.2.

Bahan baku yang banyak terdapat di daerah Jawa Barat juga menjadi pertimbangan. *Ammonia* dapat dibeli di PT Kujang Cikampek, Jawa Barat. Selain itu *Propylene* dibeli di PT Candra Asri Cilegon, Jawa Barat. Selain itu wilayah tersebut memiliki standar upah minumum rata-rata (UMR) yang relatif sangat rendah dan harga tanah yang relatif cukup murah.



Gambar 1.2 Peta wilayah yang akan didirikan pabrik

(Sumber : Google map)

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Tinjuan Proses

Produksi *Acetonitrile* dapat dibuat melalui beberapa cara antara lain :

- Reaksi antara *ethylene* dan *ammonia* dengan katalisator V_2O_5 membentuk *Acetonitrile*.

  Reaksi :

  $$CH_2{=}CH_2 + NH_3 \longrightarrow CH_3CN + 2H_2$$

  Katalisator 10% V_2O_5 dalam alumina

  Suhu 555 °C, tekanan atmosferis

  Konversi maksimum 9,5 %

  (*Industrial and Chemical Engineering* vol 45 no.2, Feb 1953)

- Reaksi antara *Propylene* dan *Ammonia* menggunakan katalisator MoO_3 membentuk *Acetonitrile*.

  Reaksi :

  $$C_3H_6 + NH_3 \longrightarrow CH_3CH_2CN + 2H_2$$

  $$CH_3CH_2CN + H_2 \longrightarrow CH_3CN + CH_4$$

  Katalisator 10% MoO_3 dalam alumina

  Suhu operasi = 496,4 °C

  Tekanan operasi = 7.12 atm

Konversi pembentukan *Acetonitrile* = 37,45 %

(*Industrial and Chemical Engineering* vol 45 no.2, Feb 1953)

Pemilihan proses yang akan digunakan berdasarkan beberapa kriteria seperti nilai ekonomis maupun konversi yang dicapai pada proses tersebut. Maka dari itu, proses yang akan digunakan dalam pembuatan Asetonitril adalah proses dua. Berikut perbandingan proses pembuatan Asetonitril pada Tabel 1.3 :

Tabel 1.3 Perbandingan proses pembuatan *Acetonitrile*

Proses / Pembanding	Proses 1	Proses 2
Bahan Baku	Harga *Ethylene* mahal	Harga *Propylene* lebih murah dibanding harga *Ethylene*
Katalisator	Harga V_2O_5 mahal	Harga MoO_3 lebih murah dari V_2O_5
Konversi	9,5 %	37,45 %

1.3.2 Landasan Teori

1.3.2.1 Asetonitril

Nitrile merupakan suatu senyawa yang mengandung gugus fungsi C-N, terkadang disebut juga senyawa siano atau sianida.

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

1.3.2.2 *Mechanical Design*

Mechanical design bertujuan untuk menentukan dimensi dan konstruksi dari alat akan yang kita rancang agar dapat beroperasi pada kondisi operasi dengan aman. Adapun beberapa parameter penting dalam perhitungan *mechanical design* yaitu bahan konstruksi, jenis *vesse*l dan *head* yang digunakan.

Data yang diperlukan adalah suhu dan tekanan operasi, dimensi kasar, bahan konstruksi yang akan dipakai serta ukuran standar pasar. Perancangan mekanis harus mempertahankan unsur keamanan proses. Oleh karena itu, dipilih bahan konstruksi yang masih aman pada tekanan maksimum operasi, diambil *overdesign* sebesar 20%.

1.3.2.2.1 Tebal *Shell*

Untuk menghitung tebal *shell* maka dapat diperoleh dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0{,}6P} + C$$

(Eq 13.1 P.254, Brownell, 1959)

Keterangan :

ts = tebal dinding *shell* (in)

P = tekanan *design* (psi)

r = (IDs/2) = radius dalam *shell* (in)

E = efisiensi sambungan

f = *allowable working stress* (psi)

c = faktor korosi (in)

Apabila tebal dinding *shell* terhitung diperoleh maka tebal *shell* yang digunakan adalah tebal *shell standard* yang dapat dilihat pada Tabel 1.4. Berikut data tebal *shell* standar :

Tabel 1.4 Data tebal standar *Head and Shell* (*Brownell and Young*, 1979)

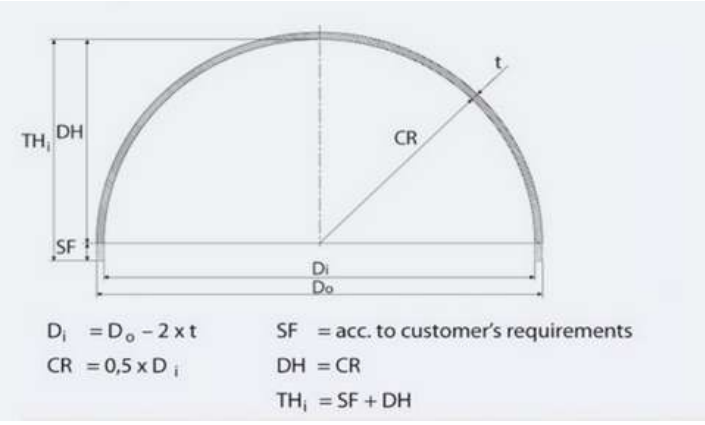
Data tebal standar (*Head & shell*)	
3/16 in	0,1875 in
1/4 in	0,25 in
5/16 in	0,3125 in
3/8 in	0,375 in
7/16 in	0,4375 in
1/2 in	0,5 in
5/8 in	0,625 in
3/4 in	0,75 in
7/8 in	0,875 in
1 in	1 in
1(1/8) in	1,1250 in
1(1/4) in	1,2500 in
1(3/8) in	1,3750 in
1(1/2) in	1,5000 in

1.3.2.2.2 *Head*

Head adalah bagian penutup suatu bejana (*Vessel*) yang penggunaannya disesuaikan dengan tekanan operasi bejana. Tebal dari *head* ini tergantung dengan hasil perhitungan yang ditentukan dari karakteristik yang akan diproses di dalam bagian dalam bejana. Tutup bejana terbagi menjadi 6 bentuk yaitu :

a. Bejana ½ bola (*Hemispherical*)

Suatu tutup bejana setengah bola adalah bentuk yang paling kuat, mampu menahan tekan dua kali dari bentuk tutup *torispherical* dilihat dari ketebalan yang sama. Bagaimanapun biaya pembuatan suatu tutup bejana setengah bola lebih tinggi dibanding dengan tutup berbentuk *torispherical*. Tutup bejana *hermispherical* ini biasanya digunakan pada tekanan tinggi. Bentuk dari bejana *hermispherical* dapat dilihat pada Gambar 1.3.



Gambar 1.3 *Hermispherical dished head*

Dengan :

t : *Wall thickness*

Do : *Outside diameter*

Di : *Inside diameter*

SF : *Straight flange height*

DH : *Dishead height*

TH : *Total height inside*

CR : *Crown radius*

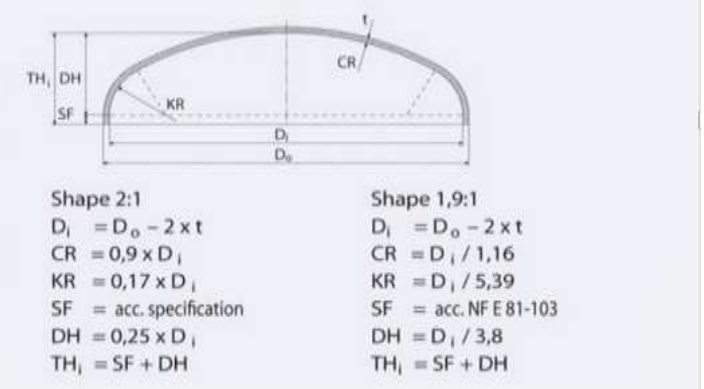
KR : *knuckle radius*

b. Bejana Ellips Piring (*Elliptical dished head*)

Kode spesifikasi untuk *head* ini sudah dibakukan oleh ASME – API (*American Petrolium Institute*) pada konferensi ASME. *Head* tipe ini digunakan pada bejana yang beroperasi pada tekanan > 200 sampai 400 psig. Bentuk dari *Elliptical dished head* dapat dilihat pada Gambar 1.4 dan untuk menghitung ketebalan minimum *Ellipsoidal* dapat digunakan rumus :

$$W = 0.25 \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right)$$

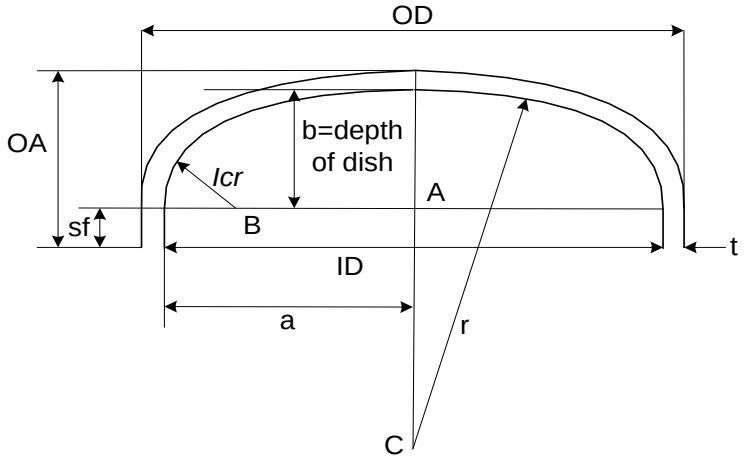
$$t = \frac{P \,.r_c \,.W}{2 \,.f \,.E - 0.2 \,.P} + C$$



Gambar 1.4 Bentuk *head elliperical dished head*

c. *Torispherical* (*ASME Flanged dished head*)

Bentuk *torispherical head* merupakan bentuk *head* yang umum digunakan. *Head* tipe ini digunakan pada bejana yang beroperasi pada tekanan 15 – 200 psig. Berikut Gambar 1.5 yang merupakan bentuk dari *torispherical head* :



Gambar 1.5 *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan ;

th = Tebal *head* (in)

icr = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish* (in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

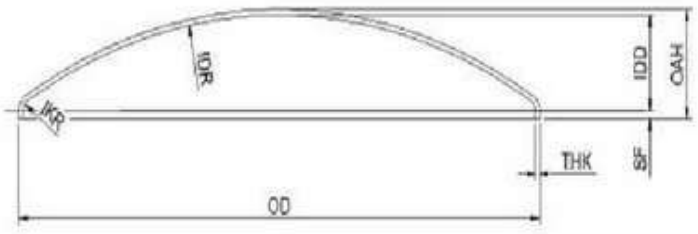
OA = Tinggi *head* (in)

Persamaan minimum ketebalan : (Brownell, P. 254)

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

d. Bejana Piring Standar (*Flanged Standard Dished & Flanged dished heads*)

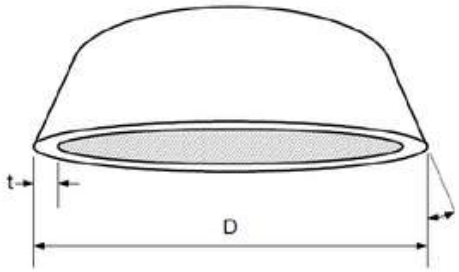
Head jenis ini tidak bisa digunakan untuk tangki yang bertekanan tinggi. Penggunaan umumnya adalah untuk tangki *vertical* dengan tekanan rendah, tangki horizontal untuk fluida yang volatile, dan tangki berdiameter besar yang tekanan uap dan tekanan hidrostatisnya terlalu besar untuk *flanged only head*. Berikut Gambar 1.6 yang merupakan bentuk dari *flanged only head* :



Gambar 1.6 *Flanged dished head*

e. Bejana Konis (*Conical Head*)

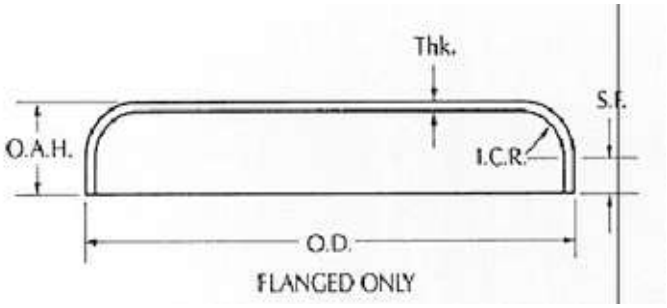
Tutup bejana konis biasanya digunakan sebagai penutup atas pada tangki silinder dengan laju alir yang rendah dan memiliki alas *flat bottom* yang beroperasi pada tekanan atmosfer. Di samping itu juga digunakan sebagai tutup bawah pada alat – alat proses seperti *evaporator, spray dryer, crystallizer, bin hopper,* tangki pemisah dan lain – lain. Bentuk *conical head* dapat dilihat pada Gambar 1.7.



Gambar 1.7 *Conical head*

f. Bejana Datar (*Flanged – Only Head*)

Head jenis ini paling ekonomis dalam pembuatannya, karena hanya membentuk *flange* dengan radius pada *plate* datar. Penggunaannya paling banyak adalah pada tangki bertekanan atmosfer. *Head* ini juga dapat digunakan sebagai dasar dari tangki silinder dengan diameter maksimal 20ft. Bentuk dari *flanged-only head* dapat dilihat pada Gambar 1.8



Gambar 1.8 *Flanged – Only head*

1.3.2.2.3 Perpindahan Panas

a. Konduksi

Konduksi adalah perpindahan panas yang terjadi jika panas mengalir dari tempat yang suhunya lebih tinggi ke suhu yang lebih rendah, tetapi media untuk perpindahan panasnya tidak mengalir ke tempat yang suhunya lebih rendah.

Hukum Fourier :

$$Q = -k.A.\frac{dT}{dx}$$

Dengan : k = Kondukstifitas panas

A = Luas penampang

T = Suhu

x = Tebal

b. Konveksi

Konveksi adalah perpindahan panas yang terjadi jika cairan atau gas yang suhunya tinggi mengalir ketempat yang suhunya lebih rendah, memberikan panasnya pada permukaan yang suhunya lebih rendah.

Hukum Newton :

$$Q = h.A.(T_w - T_\infty)$$

Dengan :

h : koefisien konveksi

(Tw > T∞)

c. Radiasi

Radiasi terjadi karena adanya pancaran elekromagnetik dengan panjang gelombang tertentu, sehingga tidak memerlukan wadah.

Hukum Stefan – Boltzman :

$$Q = \varepsilon.\sigma.A.T^4$$

Dengan : Ɛ : emisivitas bahan

σ : konstanta Stefan – Boltzman (5,56 x 10^{-8})

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

***Acetonitrile* :**

Rumus molekul	: CH_3CN
Berat molekul	: 41 g/gmol
Kenampakan	: cairan tak berwarna
Kemurnian	: 98-99 %
Titik didih	: 81,6 °C
Suhu kritis	: 275 °C
Tekanan kritis	: 47,7 atm
Densitas	: 766 kg/m^3 (cair, 20 °C)
Viskositas	: 0,35 cp (cair, 20 °C)
Kapasitas panas	: 0,54 kcal/kg K (cair, 20 °C)
Panas laten	: 182,93 kcal/kg (titik didih, 1 atm)

(*Perry's Chemical Engineers Hand Book Perry*, 1984)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Propilen

Rumus molekul : C_3H_6

Berat molekul : 42 g/gmol

Kenampakan : Gas tidak berwarna (pada suhu kamar)

Kemurnian : 99 %

Titik didih : -47,5 °C (murni, 1 atm)

Suhu kritis : 92 °C

Tekanan kritis : 45,5 atm

Densitas Cairan : 612 kg/m^3 (pada normal *boiling point*)

(*Perry's Chemical Engineers Hand Book Perry*, 1984)

2.2.2 Amoniak

Rumus molekul : NH_3

Berat molekul : 17 g/gmol

Kenampakan : gas tak berwarna (pada suhu kamar)

Kemurnian : 99 %

Titik didih : -33,5 °C (murni, 1 atm)

Suhu kritis : 133 °C

Tekanan kritis : 112,72 atm

Densitas cairan : 695 kg/m^3 (pada normal *boiling point*)

(*Perry's Chemical Engineers Hand Book Perry*, 1984)

2.3 Bahan Pembantu

Katalisator

Komposisi	: 10 % MoO_3 dalam 90 % *activated alumina*
Rapat massa	: 2,388 g/cm^3
Bentuk	: bola

2.4 Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi bertujuan untuk mengendalikan, mengontrol, dan mengarahkan dalam proses produksi dari bahan baku menjadi hasil dengan biaya yang seminimal mungkin dan waktu yang sesingkat mungkin. Pengawasan bahan baku, bahan setengah jadi, maupun bahan-bahan penunjang mutu proses dapat diawasi di laboratorium maupun dapat diukur dengan alat kontrol sesuai dengan waktu yang ditentukan.

Pengawasan dan pengendalian jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator, alat ini berpusat di *panel room* atau biasa juga disebut dengan *control room*. Apabila terjadi suatu masalah atau gangguan pada proses produksi, baik itu *flow rate*, *level control*, maupun *temperatur control*, yang tidak sesuai dengan setingan alat, maka alat akan memberikan tanda berupa bunyi alarm dan lampu indikator akan menunjukan di mana terjadi masalah tersebut. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus segera diatasi dengan cara settingan dikembalikan ke pengaturan awal.

Apabila penyimpangan tersebut tidak dapat diatasi di dalam *control room*, petugas yang bekerja di *control room* harus memberikan perintah pada operator lapangan untuk melakukan pengecekan.

Beberapa alat kontrol yang digunakan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi pada proses baik pada tekanan maupun temperatur. Dan alat kontrol harus diatur pada kondisi tertentu, antara lain:

- *Flow Rate*

  Merupakan alat yang dipasang dengan tujuan mengatur kecepatan aliran dan jumlah aliran yang lewat pada aliran bahan baku, aliran masuk dan keluar bahan baku.

- *Level Control*

  Merupakan alat yang dipasang pada tangki yang berada di atas tangki, dengan tujuan agar memberikan tanda berupa suara atau lampu menyala apabila belum sesuai dengan kondisi yang sudah diatur.

- *Temperature Control*

  Merupakan alat yang terdapat pada hampir semua alat proses. Apabila suhu yang keluar maupun masuk alat belum sesuai dengan yang diinginkan, akan ada peringatan berupa suara dan lampu indikator akan menyala.

Pengendalian Proses dilakukan terhadap kerja suatu harga supaya memenuhi standar yang telah ditentukan, Maka pengendalian mutu

bertujuan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk sudah memenuhi spesifikasi. Setelah perancangan selesai dan proses produksi mulai dijalankan maka perlu adanya pengawasan dan pengendalian yang baik agar proses berjalan dengan baik dan aman.

Proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang memiliki mutu yang sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Jumlah produksi yang sesuai dengan waktu yang sudah dijadwalkan. Untuk itu diperlukan pengendalian produksi sebagai berikut :

2.4.1 Pengendalian Produksi

Terjadinya penyimpanan produk dengan standar yang ada, dapat tejadi karena kualitas bahan baku yang kurang baik, kesalahan saat proses operasi dan adanya kerusakan alat. Penyimpangan ini dapat diketahui dari analisa pemeriksaan pada bagian laboratorium. Pengendalian kualitas (*Quality control*) pada pabrik *Acetonitrile* ini meliputi :

2.4.1.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku ini dimaksudkan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku tersebut. Pengendalian bahan baku ini bertujuan untuk meguji apakah bahan baku sudah sesuai dengan spesifikasi yang sudah di tentukan. Apabila tidak sesuai dengan spesifikasi

yang sudah ditentukan dengan pihak supplier, maka bahan baku tersebut dapat dikembalikan.

2.4.1.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu dalam proses pembuatan *Acetonitrile* di pabrik ini, harus dianalisa dan diuji di laboratorium, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan tersebut untuk membantu dalam proses produksi.

2.4.1.3 Pengendalian Kualitas Proses

Kadar *Propylene* dan kadar air di dalam *Ammonia* harus dijaga, untuk menjaga kelancaran proses. Maka perlu diadakan pengendalian atau pengawasan bahan selama proses berlangsung.

2.4.1.4 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk perlu dilakukan terhadap produksi *Acetonitrile* ini.

2.4.1.5 Pengendalian Kualitas Pada Waktu Pemindahan

Pengendalian kualitas pada tahap ini adalah pengendalian kualitas saat produk akan dipindahkan dari tangki penampungan ke truk maupun kapal pada proses pengiriman ke konsumen.

2.4.2 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan pada kuantitas dapat terjadi karena keterlambatan bahan baku, kerusakan mesin, perbaikan alat yang terlalu lama,kesalahan operator dan lain-lain. Pengendalian tersebut perlu diidentifikasi dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diatur kembali sesuai dengan kondisi pabrik.

2.4.3 Pengendalian Ketersediaan Bahan Baku

Jika menginginkan hasil produksi berjalan secara maksimal dengan terus menerus, maka bahan baku proses selalu harus tersedia. Untuk itu dipelukan pengendalian bahan proses agar bahan baku selalu tersedia. Cadangan bahan baku harus tersedia minimal untuk pengolahan 7 hari ke depan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Cairan propilen (30 ^{o}C, 19,6 atm) dari tangki penyimpanan, T-01 dan cairan amoniak (30 ^{o}C, 19 atm) dari tangki penyimpanan, T-02 , diturunkan tekanannya masing – masing menjadi 7,12 atm. Selanjutnya gas propilen dan gas amoniak dipanaskan dengan *furnace*, F hingga suhunya 496,4 ^{o}C. Kemudian campuran gas ini diumpankan ke reaktor *fixed bed adiabatic*, R dengan katalisator 10% MoO_3 dalam alumina.

Gas hasil reaktor (496,4 ^{o}C , 7,12 atm) diumpankan ke *waste heat boiler*, WHB untuk didinginkan dengan cepat menggunakan pendingin air (30^{o}C, 7,12 atm) menjadi 89 ^{o}C, 7,12 atm. Air keluaran dari WHB kemudian dimanfaatkan sebagai *steam*.

Hasil dari *waste heat boiler*, WHB kemudian diembunkan dengan kondensor parsial, CDP-01 menjadi 73,65 ^{o}C. Campuran uap dan cairan dari CDP-01 dipisahkan dalam *separator*, SP-01. Hasil bawah dari SP-01 dialirkan ke menara distilasi, MD, sedangkan hasil atas dari SP-01 (73,65 ^{o}C, 7atm) dinaikan terlebih dahulu tekanannya dari 7 atm menjadi 25 atm.

Setelah tekanannya dinaikan, selanjutnya uap diembunkan dengan kondensor, CDP-02. Hasil campuran uap dan cairan dari CDP-02 diumpankan

ke *separator*, SP-02. Hasil atas SP-02 dialirkan ke unit pengolahan lanjutan, sedangkan hasil bawahnya dialirkan kembali (*recycle*) menjadi umpan.

Sebelum diumpankan ke menara distilasi, campuran cair jenuh hasil bawah separator, SP-01 diturunkan tekanannya dari 7 atm menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* dan suhunya dinaikan dari 55,03 ^{o}C menjadi 84,63 ^{o}C menggunakan *heater*, HE. Campuran cair jenuh di MD dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *reboiler*, RB dimana sebagian akan dikembalikan lagi ke menara dan sebagian lagi dialirkan ke unit pengolahan lanjutan. Sedangkan hasil atas menara distilasi diembunkan menggunakan kondensor, CD, kemudian ditampung sementara di *accumulator*, ACC sebagian dialirkan kembali ke menara distilasi (*reflux*) dan sebagiannya yaitu produk didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* , CL-01 sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan T-03.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Reaktor (R)

Tugas : Mereaksikan propilen dan amoniak dengan kecepatan umpan masuk sebesar 6558,5733 kg/jam

Jenis : *Catalytic Fixed bed*

Fasa : Gas

Kondisi Operasi

- Tekanan : 7,12 atm
- Suhu operasi : 496,4 ^{o}C

Katalisator

- Bahan : *Molybdenum trioxide* (MoO_3)
- Bentuk : Bola
- Diameter : 0,3175 cm
- Tinggi bed : 7,81 m
- Berat : 19823,460 kg

Spesifikasi

Bed :

- Diameter : 0,94 m
- Tinggi : 7,81 m

Shell :

- Diameter : 0,97 m
- Tebal : 5/8 in
- Tebal isolasi : 20,68 cm
- Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Tinggi reaktor : 9,17 m

Jumlah : 1 buah

Konversi : 37,45 %

Bahan *shell* : *Carbon steel SA 283 grade C*

Bahan isolasi : asbestos

Harga : US $23,153.4558

3.2.2 Menara Disitilasi (MD)

Fungsi : Memisahkan CH_3CN dari komponen pencampur lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan sebesar 99%

Jenis : *Packed column*

Kondisi Operasi

- Suhu : 81,065 ^oC – 100,9 ^oC
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Packing

- Bahan : *Carbon raschig ring*
- Diameter : 1,25 m

Enriching section

- Tinggi : 5,76 m
- Jumlah *bed* : 1
- Tinggi tiap *bed* : 3,74 m

Stripping section

- Tinggi : 14, 58 m
- Jumlah *bed* : 3
- Tinggi tiap *bed* : 2,67 m

Shell

- Diameter : 1,37 m
- Tebal : 5/16 “
- Tebal isolasi : 3,61 cm
- Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Tinggi menara : 21,21 m

Jumlah : 1 buah

Bahan *shell* : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : US $1,629.05

3.2.3 *Furnace* (F)

Tugas : Memanaskan umpan reaktor sebanyak 6558,5733 kg/jam dari suhu 35 °C menjadi 496,4 °C dengan bahan bakar gas sebanyak 529,69 kg/jam

Jenis : *Furnace box*

Beban panas : 6283841,9395 Btu/jam

Bagian radiasi :

- Panjang = 12 ft
- Jumlah pipa = 26 buah
- Jarak antar pipa = 9 in
- Luas daerah = 733,11 ft^2
- Jumlah *wall tube* = 16 buah
- Jumlah *shield tube* = 10 buah
- Diameter pipa luar = 4.5 in

Bagian konveksi :

- Diameter luar pipa = 4,5 in
- Panjang *tube* = 12 ft
- Jumlah *tube* = 17 buah
- Luas untuk konveksi = 229,321 ft^2

Jumlah alat : 1 buah

Harga : US $54,200

3.2.4 *Separator* (SP-01)

Tugas : memisahkan campuran uap sebanyak 5216,4517 kg/jam dan cairan sebanyak 1342,121 kg/jam

Jenis : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi

T : 73,65 °C

P : 7 atm

Spesifikasi

Diameter dalam, = 53,125 in (135 cm)

Tebal = 1 3/8 in

Tinggi = 156,13 in (397 cm)

Waktu tinggal = 60 menit

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Head

Bentuk =*Elliptical dished head*

Tebal *head* = 3/8 in

Jumlah : 1 buah

Harga : US $9,307.65

3.2.5 *Separator* (SP-02)

Tugas : memisahkan campuran uap sebanyak 560,72 kg/jam dan cairan sebanyak 4655,73 kg/jam

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi

T : 50 °C

P : 25,85 atm

Spesifikasi

Diameter dalam = 34,75 in (91,4 cm)

Tebal = 5/8 in

Tinggi = 117,04 in (297 cm)

Waktu tinggal = 3,6 menit

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Head

Bentuk =*Elliptical dished head*

Tebal *head* = ½ in

Jumlah : 1 buah

Harga : US $3,610.383

3.2.6 *Waste Heat Boiler* (WHB)

Tugas : Mendinginkan campuran keluar reaktor dari suhu 496,4^{o}C menjadi 89^{o}C dengan kecepatan umpan 6558,573 kg/jam

Jenis alat : *Shell and tube boiler*

Beban panas : 6411082,478 Btu/jam

1615592,785 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 415,90 ft^2

Spesifikasi pipa

- Jumlah pipa = 78 buah
- Panjang = 16 ft
- *Pitch* = 1,5625 *in triangular*
- Diameter luar = 1,25 in
- BWG = 16
- *Pass* = 6

Spesifikasi *shell* :

- Diameter dalam = 19,25 in
- *Baffle* = 7,7 in
- *Pass* = 1

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $13,376.10

3.2.7 *Heater* (HE-01)

Tugas : Menaikan suhu campuran cairan keluar *separator* (SP-01) menuju MD-01 dari suhu 55,03^{o}C menjadi 84,63 ^{o}C dengan kecepatan umpan 1342,1214 kg/jam

Jenis alat : *Double pipe*

Beban panas : 94454,06 Btu/jam

23791,96 Kkal/jam

Luas perpindahan panas : 21,56 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Panjang Total = 46,56 ft
- *Outer pipe* = 2 in
- *Inner pipe* = 1 ¼ in
- Jumlah *hairpin* = 2

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $471.06

3.2.8 *Cooler* (CL-01)

Tugas : Mendinginkan hasil atas MD-01 dari suhu 80,93^{o}C menjadi 30 ^{o}C dengan kecepatan umpan 1262,63 kg/jam

Jenis alat : *Double pipe*

Beban panas : 142244,69 Btu/jam

35829,90 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 62,86 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Panjang Total = 144,5 ft
- *Outer pipe* = 2 in
- *Inner pipe* = 1 ¼ in
- Jumlah *hairpin* = 6

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $895.184

3.2.9 *Cooler* (CL-02)

Tugas : Mendinginkan Campuran hasil bawah MD-01 dari suhu 100,9^oC menjadi 30 ^oC dengan kecepatan umpan 79,5 kg/jam

Jenis alat : *Double pipe*

Beban panas : 12676,18 Btu/jam

3192,99 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 22,65 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Panjang Total = 52,06 ft
- *Outer pipe* = 2 in
- *Inner pipe* = 1 ¼ in
- Jumlah *hairpin* = 2

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $485.21

3.2.10 *Condensor Partial* (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan campuran gas hasil reaktor pada suhu 89^oC menjadi suhu 73,65 ^oC dengan kecepatan umpan 6558,57 kg/jam

Jenis alat : *Shell and tube*

Beban panas : 1149762,755 Btu/jam

289740,222 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 243,35 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Jumlah pipa = 106 buah
- Panjang = 12 ft
- *Pitch* = 1 *in triangular*
- Diameter luar = 0,75 in
- BWG = 10
- *Pass* = 2

Spesifikasi *shell* :

- Diameter dalam = 13,25 in
- *Baffle* = 6,625 in
- *Pass* = 1

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $7,089.59351

3.2.11 *Condensor Partial* (CDP-02)

Tugas : Mengembunkan hasil atas separator (SP-01) pada suhu 118 ^{o}C menjadi suhu 50 ^{o}C dengan kecepatan umpan 5216,45 kg/jam

Jenis alat : *Shell and tube*

Beban panas : 3169952,554 Btu/jam

798828,0668 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 591,24 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Jumlah pipa = 112 buah
- Panjang = 16 ft
- *Pitch* = 1,5625 *in triangular*
- Diameter luar = 1,25 in
- BWG = 16
- *Pass* = 4

Spesifikasi *shell* :

- Diameter dalam = 19,25 in
- *Baffle* = 9,625 in
- *Pass* = 1

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $4,346.5285

3.2.12 *Condensor* (CD-01)

Tugas : Mengembunkan campuran gas hasil atas MD dengan kecepatan umpan 1262,626 kg/jam

Jenis alat : *Shell and tube*

Beban panas : 2507694,727 Btu/jam

631939,1 Kkal/jam

Luas perpindahan panas : 431,46 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Jumlah pipa = 138 buah
- Panjang = 16 ft
- *Pitch* = 1 *in triangular*
- Diameter luar = 0.75 in
- BWG = 12
- *Pass* = 2

Spesifikasi *shell* :

- Diameter dalam = 15,25 in
- *Baffle* = 7,625 in
- *Pass* = 1

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $6,128.69551

3.2.13 *Accumulator* (AC-01)

Tugas : Sebagai penampung arus keluaran kondensor (CD) pada menara distilasi. Dengan kecepatan umpan 1250 kg/jam

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi operasi

T = 80,93 °C

P = 1,115 atm

Ukuran

Diameter dalam = 27,625 in (70,16 cm)

Tebal = 3/16 in

Tinggi = 177,48 in (450 cm)

Waktu tinggal = 5 menit

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Head : *Torispherical dished head*

Tebal *head* = 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : US $2,231.95

3.2.14 *Reboiler* (RB-01)

Tugas : Menguapkan cairan yang keluar dari MD-01 sebagai hasi bawah pada suhu 100,9 ^{o}C sampai 101,03 ^{o}C sebanyak 79,4951 kg/jam menggunakan *steam* pada suhu 120 ^{o}C

Jenis alat : *Kettle boiler*

Beban panas : 2507320,225 Btu/jam

632255,8972 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 430,455 ft^2

Spesifikasi pipa :

- Jumlah pipa = 104 buah
- Panjang = 16 ft
- *Pitch* = 1,25 in triangular
- Diameter luar = 1 in
- BWG = 16
- *Pass* = 6

Spesifikasi *shell* :

- Diameter dalam = 17,25 in
- *Baffle* = 6,9 in
- *Pass* = 1

Bahan konstruksi *: Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $8586,275

3.2.15 Kompresor (C)

Tugas : Menaikan tekanan hasil atas *separator* (SP-01) dari 7 atm menjadi 25 atm

Jenis :*centrifugal compressor*

Kapasitas : 258, 2192 kg/jam

Jumlah stage : 2

Speed : 9800 rpm

Motor : 10 Hp

Harga : US $25,029.14

3.2.16 *Expansion valve* (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan cairan propilen dan cairan *recycle* dari tekanan 19,6 atm menjadi 7,12 atm dengan kecepatan umpan 5296,8060 Kg/jam

Jenis : *Globe valve*

Spesifikasi

Valve

- Diameter *valve* : 0,955 in

Pipa

- *Inside diameter* : 1,049 in

- Luas : 0,0006 m^2

Harga : US $43.526

3.2.17 *Expansion valve* (EV-02)

Tugas : Menurunkan tekanan cairan amoniak dari tekanan 19 atm menjadi 7,12 atm dengan kecepatan umpan 1261,7670 Kg/jam

Jenis : *Globe valve*

Spesifikasi

Valve

- Diameter *valve* : 1,1422 in

Pipa

- *Inside diameter* : 1,38 in
- Luas : 0,001 m^2

Harga : US $51.726

3.2.18 *Expansion valve* (EV-03)

Tugas : Menurunkan tekanan campuran cairan hasil bawah *separator* (SP-01) dari tekanan 7,12 atm menjadi 1 atm dengan kecepatan umpan 1342,12 Kg/jam

Jenis : *Globe valve*

Spesifikasi

Valve

- Diameter *valve* : 1,6179 in

Pipa

- *Inside diameter* : 1,61 in
- Luas : 0,0013 m^2

Harga : US $51.726

3.2.19 *Expansion valve* (EPV-04)

Tugas : Menurunkan tekanan campuran cairan hasil bawah *separator* (SP-02) dari 25,4 atm atm menjadi 19,6 atm dengan kecepatan umpan 3259,14 Kg/jam

Jenis : *Globe valve*

Spesifikasi

Valve

- Diameter *valve* : 3,0195 in

Pipa

- *Inside diameter* : 3,068 in
- Luas : 0,0048 m^2

Harga : US $65,97

3.2.20 Pompa (P-01)

Tugas	: Mengalirkan propilen cair dari mobil tangki ke tangki penyimpan, T-01 sebanyak 2.374,743 kg/jam
Jenis	:Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 9,496 m^3/jam
Head	: 8.96 m
Putaran spesifik	: 588,15 rpm
Motor	: 0,75 Hp
Harga	: US $521.462

3.2.21 Pompa (P-02)

Tugas	: Mengalirkan amonia cair dari mobil tangki ke tangki penyimpan, T-02 sebanyak 1.261,90 kg/jam
Jenis	:Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 4,763 m^3/jam
Head	: 15,67 m
Putaran spesifik	: 197,79 rpm
Motor	: 0,75 Hp
Harga	: US $344.7

3.2.22 Pompa (P-03)

Tugas	: Mengalirkan hasil atas MD ke tangki T-03 sebanyak 1.262,62 kg/jam
Jenis	:Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 4,567 m^3/jam
Head	: 6,1 m
Putaran spesifik	: 544,153 rpm
Motor	: 0.25 Hp
Harga	: US $336.12

3.2.23 Pompa (P-04)

Tugas	: Mengalirkan hasil bawah MD ke UPL sebanyak 78,24 kg/jam
Jenis	:Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 0,249 m^3/jam
Head	: 18,64 m
Putaran spesifik	: 54,94 rpm
Motor	: 0.05 Hp
Harga	: US $58.62

3.2.24 Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan produk (*acetonitrile*) ke truk sebanyak 1.262,63 kg/jam

Jenis :Pompa sentrifugal

Kapasitas : 4,238 m^3/jam

Head : 4,95 m

Putaran spesifik : 613,36 rpm

Motor : 0.17 Hp

Harga : US $321.38

3.2.25 Tangki penyimpanan (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku *propylene* cair untuk persediaan selama 10 hari operasi sebanyak 2149,664 m^3

Jenis : *Horizontal vessel* dengan *elliptical dished head*

Kondisi operasi :

- Suhu = 30 °C
- Tekanan = 19,6 atm

Ukuran :

- Diameter = 20 ft (6,10 m)
- Tinggi = 64 ft (19,51 m)
- Tebal = 2 ½ in

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 5 buah

Harga : US $134,619.421

3.2.26 Tangki penyimpanan (T-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku amoniak cair untuk persediaan selama 10 hari operasi sebanyak 992,44 m^3

Jenis : *Horizontal vessel* dengan *elliptical dished head*

Kondisi operasi :

- Suhu = 30 °C
- Tekanan = 19 atm

Ukuran :

- Diameter = 20 ft (6,10 m)
- Tinggi = 56 ft (17 m)
- Tebal = 2 in

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 4 buah

Harga : US $97,687.173

3.2.27 Tangki penyimpanan (T-03)

Tugas : Menyimpan *acetonitrile* cair untuk persediaan selama 10 hari operasi sebanyak 290,21 m^3

Jenis : *Vertical tank, Flat Bottom, Dorm Roof*

Kondisi operasi :

- Suhu = 30 °C
- Tekanan = 1 atm

Ukuran :

- Diameter = 40 ft (12,19 m)
- Tinggi = 18 ft (5,49 m)
- Tebal = ¼ in

Roff :

- Diameter = 40 ft (12,19)
- Tebal = 5/8 in
- Tinggi = 7,28 ft (2,22 m)

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US $ 26,766.24

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perencanaan

Pemilihan kapasitas perencanaan didasarkan pada kebutuhan asetonitril di Indonesia, serta tersedianya bahan baku. Kebutuhan asetonitril dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukan pesatnya perkembangan Industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan asetoniril akan terus meningkat di tahun – tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya Industri – Industri yang menggunakan asetonitril sebagai bahan baku dan bahan tambahan dengan melihat kapasitas pabrik yang telah berdiri. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton per tahun.

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

a. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

   Berdasarkan data statistik yang diterbitkan BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan asetonitril di Indonesia dari tahun ke tahun meningkat.

   Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

   - Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
   - Dapat menghemat devisa negara karena impor asetonitril dapat ditekan seminimal mungkin.

b. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan asetonitril adalah penting dan harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Diharapkan kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi mengingat bahwa bahan baku yaitu propilen dan amoniak diproduksi cukup banyak di Indonesia.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku/Pembantu dan Alat Proses

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

3.3.2.1 Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

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

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi,

misalnya :

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

3.3.2.2 Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

3.3.2.2.1 Bahan Baku

- *Propylene*

Untuk memproduksi *Acetonitrile* 10.000 ton pertahun diperlukan bahan baku *propylene* sebanyak 2037,6623 kg/jam. Kebutuhan bahan baku didapatkan dari perusahaan kimia terdekat dari perencanaan lokasi pabrik yaitu PT.Candra Asri, Cilegon, Jawa Barat.

Pada tahun 2015 produksi *propylene* di PT Candra Asri sebesar 320.000 ton per tahun akan tetapi mengalami peningkatan pada tahun 2016 yaitu menjadi 470.000 ton per tahun. Dengan produksi *propylene* sebesar 470.000 ton pertahun, maka kebutuhan *propylene* dapat terpenuhi. Kemurnian yang digunakan dalam proses produksi yaitu 99,5 % dengan impuritis C_3H_8 (*Propane*).

- Amoniak

Bahan baku amoniak bisa didapatkan dengan mudah karena terdapat dua pabrik di daerah Jawa Barat. Untuk memenuhi kebutuhan amoniak maka bahan baku tersebut di beli di PT. Pupuk Kujang. Amoniak yang dibutuhkan untuk produksi yaitu 1261,1767 Kg/jam dengan kemurnian amoniak yaitu sebesar 99,8 % dan impuritis H_2O 0,02%.

Pemilihan pembelian bahan baku di PT Pupuk Kujang didasarkan pada dekatnya dengan perancanaan lokasi pabrik, yaitu Cikampek, Jawa Barat. PT Pupuk Kujang memproduksi amoniak sebesar 330.000 ton per tahun, maka kebutuhan amoniak dapat terpenuhi.

- Bahan pembantu

Katalis yang digunakan dalam proses pembuatan asetonitril adalah *Molybdenum Oxide* 99% dalam *atived alumina*. Aktifasi MoO_3 yaitu setiap 100 kali siklus dimana setiap siklusnya yaitu 75 jam. Katalis yang dibutuhkan yaitu sebanyak 19823,460 Kg.

3.3.2.2.2 Manusia (tenaga kerja)

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

3.3.2.2.3 Mesin (peralatan)

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Pemilihan lokasi

Pemilihan pendirian lokasi pabrik Asetonitril ini haruslah sudah direncanakan dan dipertimbangkan dengan sangat baik. Ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis sangatlah menguntungkan. Faktor-faktor yang yang telah dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik asetonitril, antara lain :

a. Penyediaan bahan baku

Bahan baku untuk pembuatan produk *Acetonitrile* harus selalu tersedia. Hal ini dikarenakan apabila terjadi ketidaktersediaan bahan baku maka pabrik akan mengurangi produksi, atau bahkan dapat menghentikan produksi sehingga membuat pabrik menjadi rugi. Selain itu, lokasi pendirian pabrik juga dekat dengan pelabuhan sehinga dapat memudahkan pengiriman bahan baku dan dapat mengurangi anggaran transportasi.

b. Pemasaran

Acetonitrile merupakan salah satu bahan kimia yang memiliki harga yang relatif cukup mahal, dibutuhkan dibanyak industri sebagai pelarut

maupun bahan untuk suatu proses produksi. Pendirian pabrik *Acetonitrile* harus dibangun di kawasan industri agar dapat mempermudah dalam proses penjualan hasil produk. Selain itu, pabrik *Acetonitrile* ini juga harus didirikan dekat dengan pelabuhan agar dapat menekan anggaran transportasi dalam hal pemasaran.

c. . Ketersedian energi dan air

Air merupakan kebutuhan yang sangat vital dalam suatu pabrik, baik untuk kebutuhan karyawan, proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air pada umumnya berupa sungai, air tanah, air laut dan air danau. Energi merupakan hal yang sangat penting dalam operasional pabrik, sehingga sumber energi harus terjangkau di seluruh kawasan pabrik.

d. Ketersediaan tenaga kerja

Suatu pabrik haruslah memiliki ketersediaan tenaga kerja yang jujur, terampil, terdidik dan memiliki etos kerja yang baik sehingga memperlancar dalam jalannya proses produksi.

e. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik *Acetonitrile* yang dipilih sebaiknya terletak di daerah yang tidak kesulitan mendapatkan air atau dekat dengan sumber air, jauh dari

gangguan - gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut ambil andil dalam mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dibangun. Masyarakat juga diharapkan memberikan dukungan tehadap pendirian pabrik dan tidak menghalangi proses produksi agar pabrik berjalan dengan optimal.

4.1.2 Faktor Pendukung

Berdasarkan pertimbangan - pertimbangan yang sudah ada, maka dalam perencanaannya pabrik *Acetonitrile* ini akan didirikan di kawasan Industri yang ada di wilayah Cianjur, Kabupaten Ciranjang, Jawa Barat. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

a. Bahan baku propilen bisa didapatkan dengan mudah karena pabrik penghasil propilen masih terletak di Jawa Barat, selain itu amoniak juga bisa didapatkan dengan mudah karena terdapat dua pabrik di daerah Jawa Barat yang memproduksinya.

b. Banyak industri di wilayah tersebut sehingga dapat dengan mudah menjual hasil produksi.

c. Dekat dengan pelabuhan yang akan sangat menguntungkan bagi peusahaan dalam hal impor barang – barang kebutuhan pabrik lainnya dan dalam hal pemasaran *Acetonitrile.*

d. Wilayah Cianjur memiliki banyak sungai

e. Sarana dan prasarana transportasi yang cukup memadai.

f. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah sekitarnya, baik tenaga terdidik maupun tenaga terlatih. Khusus bagi tenaga kasar, akan diambil dari wilayah tersebut

g. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah letak keseluruhan bagian dari pabrik yang meliputi tempat tinggal karyawan, tempat kerja alat, tempat menyimpan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain:

a. Alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses masing - masing dan berdasarkan pertimbangan yang telah dilakukan baik secara teknis maupun taktis, sehingga diperoleh hasil yang lebih efisiens. Letak masing-masing alat produksi disusun secara standar keamanan yang ada sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja.

b. Alat-alat yang berisiko tinggi, seperti alat yang gampang meledak harus diberi jarak yang cukup sehingga pekerja menjadi aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.

c. Letak alat harus mempertimbangkan kondisi ruang yang tersedia, terutama ketika proses perbaikan alat. Dengan memberikan area yang cukup ketika dalam proses pembongkaran dan penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.

d. Sangat diperlukan adanya jalan pintas jika terjadi suatu keadaan darurat dan jalan - jalan dalam kawasan pabrik harus cukup lebar sesuai dengan standar keamanan dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik.

e. Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus berada di tempat yang mudah dijangkau operator.

f. Letak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama.

Tata letak pabrik dan alat dapat dilihat pada gambar 4.1.

Pabrik ini direncanakan akan dibangun di atas tanah dengan luas kurang lebih 11000 m^2, dengan perincian luas tanah dan bangunan pada Tabel 4.1.

- Luas bangunan : 6379 m^2

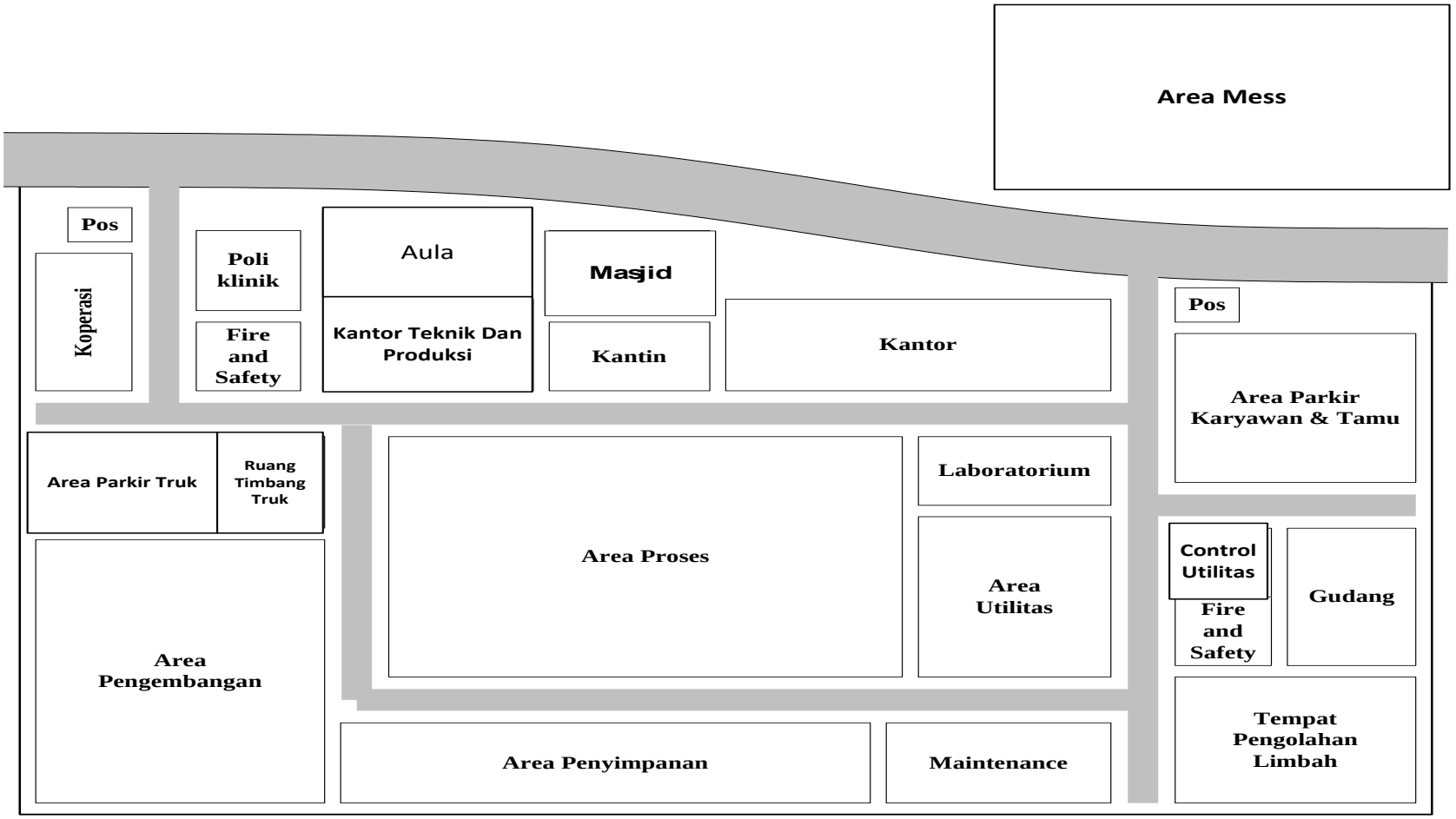
- Tanah tanah : 10979 m^2

Tabel 4.1.Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	**Panjang, m**	**Lebar, m**	**Luas, m^2**
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Maintenance	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192

Tabel 4.1.Perincian luas tanah dan bangunan pabrik (lanjutan)

Lokasi	**Panjang, m**	**Lebar, m**	**Luas, m^2**
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			10979
Luas Bangunan			6379
Total	533	331	10979



Gambar 4.1 *Lay Out* Pabrik Skala 1 : 1100

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses banyak sekali hal yang harus diperhatikan, beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 Aliran bahan baku dan produk

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

4.3.2 Aliran udara

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

4.3.4 Cahaya

Penerangan yang memadai tidak hanya pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi, penerangan seluruh pabrik harus memadai hingga di tempat tinggal karyawan.

4.3.5 Lalu lintas manusia

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

4.3.6 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. Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.2.

4.3.7 Jarak antar alat proses

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

4.3.8 *Maintenance*

Maitenance bertujuan untuk menjaga kondisi alat agar berjalan dengan baik dan optimal, 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 untuk mencegah terjadinya kerusakan saat proses sedang berlangsung, perawatan ini dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan sekitar alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan dengan terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Jika satu alat produksi saja rusak, maka produksi akan terhenti karena proses berjalan dengan kontinyu.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat dan sesuai standar. 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 rusak, kemudian dikembalikan.

b. *Repairing*

   Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang telah rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan, operator akan melaporkan pada bagian *maintenance* dan bagian *maintenance* akan memperbaikinya. Beberapa faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah:

- Bahan baku

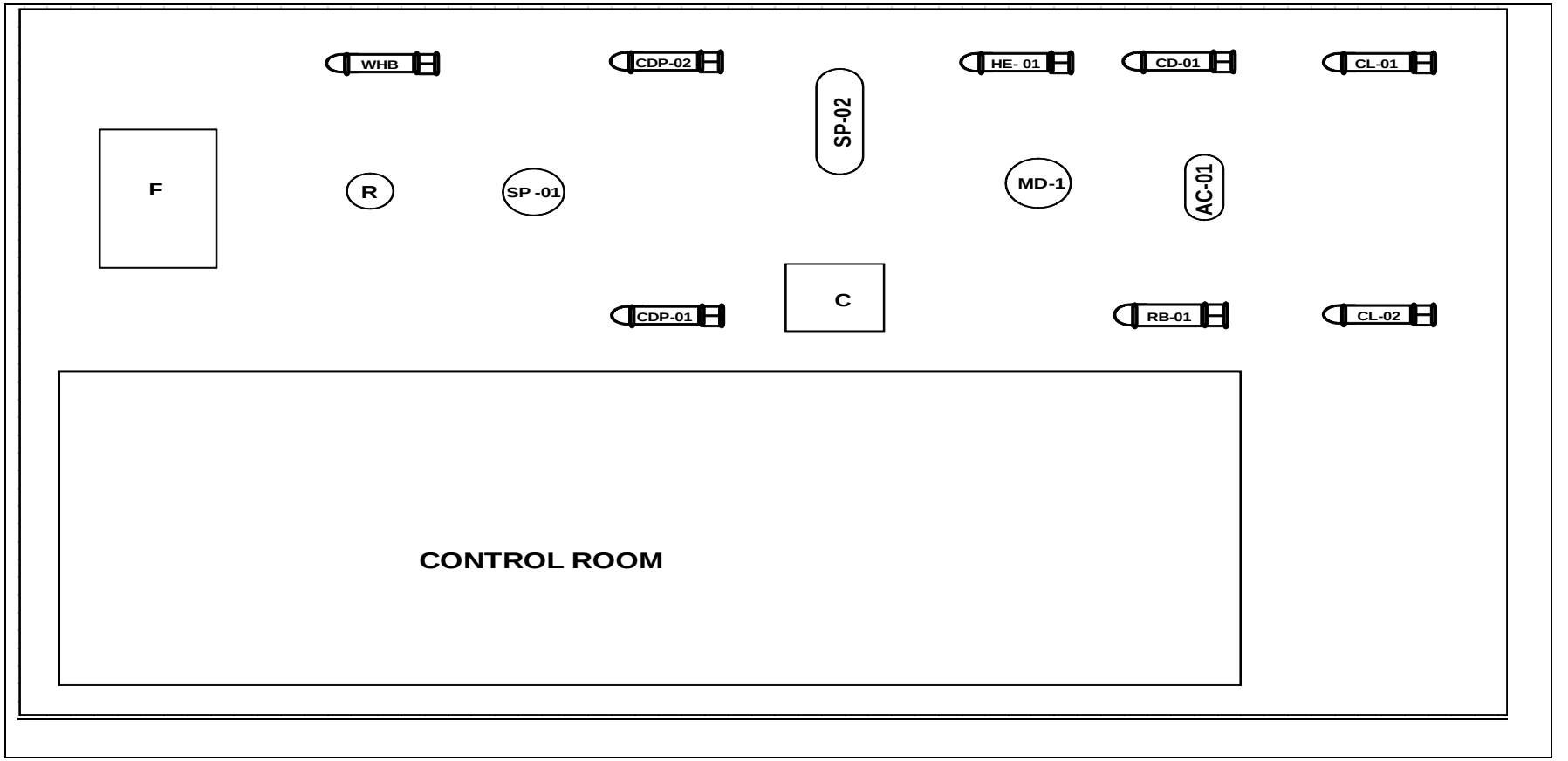
  Penggunaan bahan baku yang tidak sesuai dengan spesifikasi alat dan kurang berkualitas akan menyebabkan adanya kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan. Dampaknya akan terjadi korosi pada alat dan masalah – masalah lainnya

- Umur alat

  Umur alat haruslah sangat diperhatikan, karena semakin tua umur alat maka semakin banyak memerlukan perawatan yang diberikan sehingga menyebabkan perusahaan mengeluarkan anggaran-anggaran perawatan yang lebih.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

a) Proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan aman
b) Penggunaan tempat menjadi lebih efektif dan aman sesuai standar
c) Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.



Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa dan Neraca Panas

4.4.1.1 Neraca Massa (Kg/jam)

Hasil perhitungan neraca massa pada Pra Rancangan Pabrik Asetonitril disajikan pada Tabel 4.2 sampai dengan Tabel 4.7. Berikut hasil perhitungan neraca massa :

Tabel 4.2 Neraca massa *overall*

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
C_3H_6	2027,4740	677,8377
C_3H_8	10,1883	10,1883
NH_3	1259,2435	712,9621
H_20	2,5235	2,5235
CH_4		488,4398
H_2		67,4818
CH_3CN		1251,6270
CH_3CH_2CN		88,3690
Total	3299,4293	3299,4293

Neraca Massa Per Alat

Tabel 4.3 Neraca massa di *furnace* (F)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
C_3H_6	3603,8353	3603,8353
C_3H_8	33,8946	33,8946
NH_3	2917,3905	2917,3905
H_2O	2,5243	2,5243
CH_4		
H_2		
CH_3CN	0,8767	0,8767
CH_3CH_2CN	0,0516	0,0516
Total	6558,5730	6558,5730

Tabel 4.4 Neraca massa di Reaktor (R)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
C_3H_6	3603,8353	2254,1990
C_3H_8	33,8946	33,8946
NH_3	2917,3905	2371,1091
H_20	2,5243	2,5243
CH_4		488,4398

Tabel 4.4 Neraca massa di Reaktor (R) (Lanjutan)

Komponan	**Masuk**	**Keluar**
H_2		67,4818
CH_3CN	0,8767	1252,5037
CH_3CH_2CN	0,0516	88,4206
Total	6558,5730	6558,5730

Tabel 4.5 Neraca massa *Separator* (SP-01)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**	
		Hasil Atas	**Hasil Bawah**
C_3H_6	2254,1990	2254,1990	
C_3H_8	33,8946	33,8946	
NH_3	2371,1091	2371,1091	
H_20	2,5243	0,0011	2,5232
CH_4	488,4398	488,4398	
H_2	67,4818	67,4818	
CH_3CN	1252,5037	1,2525	1251,2513
CH_3CH_2CN	88,4206	0,0737	88,3469
Total	6558,5730	5216,4517	1342,1214
		6558,5730	

Tabel 4.6 Neraca massa *separator* (SP-02)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**	
		Hasil Atas	**Hasil Bawah**
C_3H_6	2254,1990	2,2542	2251,9447
C_3H_8	33,8946	0,0285	33,8661
NH_3	2371,1091	2,3277	2368.7814
H_20	0,0011		0,0011
CH_4	488,4398	488,4398	
H_2	67,4818	67,4818	
CH_3CN	1,2525		1,2525
CH_3CH_2CN	0,0737		0,0737
Total	5216,4517	560,5321	4655,9196
		5216,4517	

Tabel 4.7 Neraca massa menara distilasi (MD)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**	
		Hasil Atas	**Hasil Bawah**
CH_3CN	1251,2513	1250	1,2513
CH_3CH_2CN	88,3469	12,6263	75,7207
H_20	2,5232		2,5232
Total	1342,1214	1262,6263	79,4951
		1342,1214	

4.4.1.1 Neraca Panas (Kkal/jam)

Hasil perhitungan neraca panas Pra Rancangan Pabrik Asetonitril dapat dilihat pada Tabel 4.8 sampai dengan Tabel 4.16. Berikut tabel hasil perhitungan neraca panas :

Tabel 4.8 Neraca panas di reaktor (R)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 1700900,89	Gas keluar = 1750250,26 Panas reaksi = - 49349,37
Total = 1700900,89	Total = 1700900,89

Tabel 4.9 Neraca panas *condensor partial* (CDP-01)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 1238853,128	Gas keluar = 289740,2227 Uap seksi *condensing* = 928305,533 Cair seksi *condensing* = 20807,37254
Total = 1238853,128	Total = 1238853,128

Tabel 4.10 Neraca panas *condensor partial* (CDP-02)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 928305,5	Gas keluar = 798828,0668 Uap seksi *condensing* = 80181,93 Cair seksi *condensing* = 49295,53546
Total = 928305,5	Total = 928305,5

Tabel 4.11 Neraca panas *heat exchanger* (HE)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 22772,72 *Steam* = 47583,9115	Gas keluar = 46564,67233 *Steam* = 237191,956
Total = 70356,63	Total = 70356,63

Tabel 4.12 Neraca panas *cooler* (CL-01)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 35829,89574 Air masuk = 1161259	Gas keluar = 0,208134 Air keluar = 1197088
Total = 1197089	Total = 1197089

Tabel 4.13 Neraca panas *cooler* (CL-02)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 3192,9928 Air masuk = 103485,96	Gas keluar = 0,018547961 Air keluar = 106678,93
Total = 106678,9	Total = 106678,9

Tabel 4.14 Neraca panas *Waste Heat Boiler* (WHB)

Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 1812319 Air masuk = 1474514	Gas keluar = 196725,9 Air keluar = 3090107
Total = 3286832	Total = 3286832

Tabel 4.15 Neraca panas menara distilasi (MD)

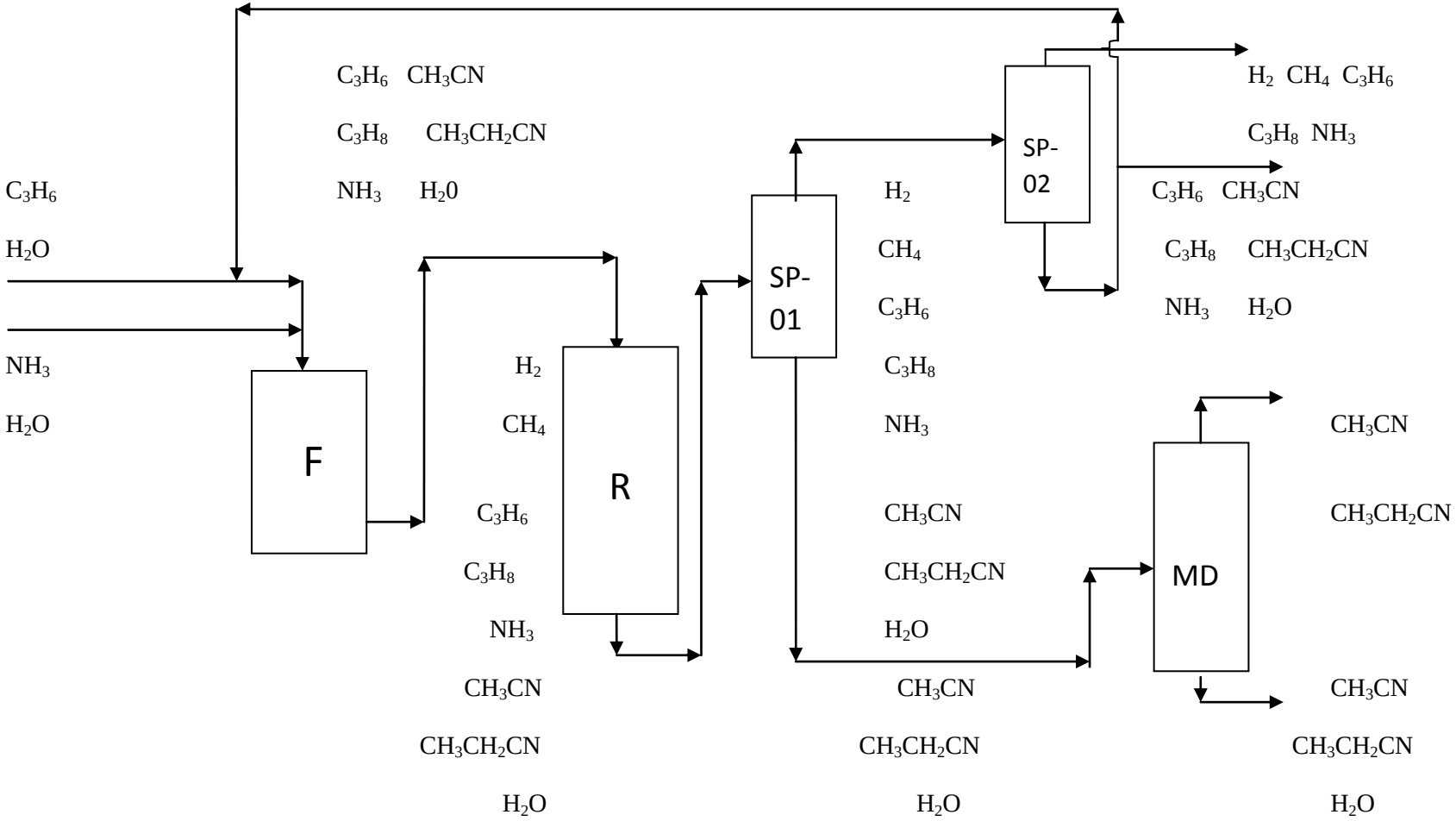
Masuk	**Keluar**
Gas masuk = 29077,105 *Reboiler* = 2645363,21	*Top* Gas keluar = 20815,6111 Kondensor = 2666573,6661 *Bottom* Gas keluar = 7866,64904
Total = 2674440,315	Total = 2674440,315

Tabel 4.16 Neraca panas *overall* (ethalpi pada 298 K, fasa cair)

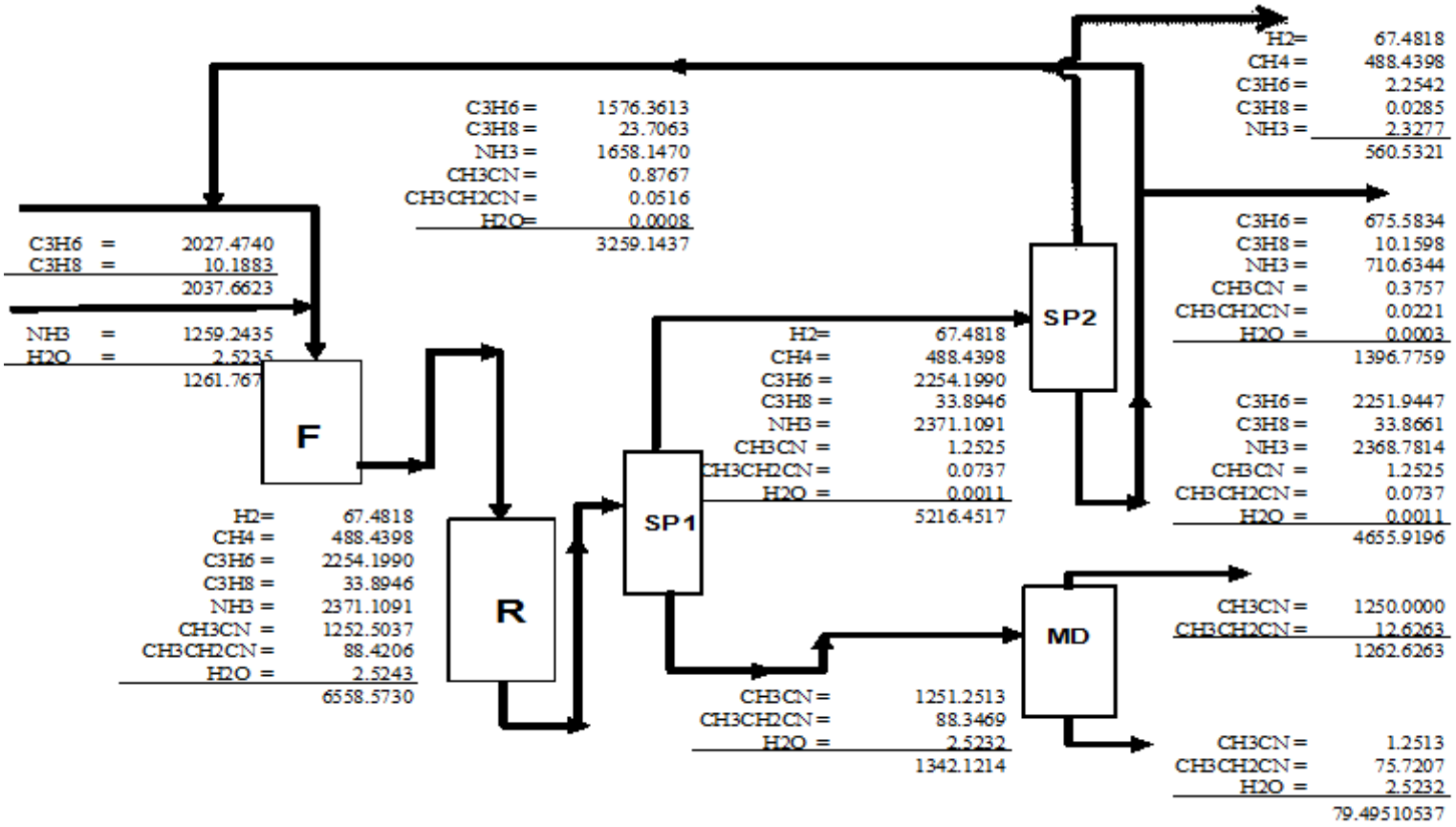
Panas Masuk		Panas Keluar	
Umpan dari tangki 1	1342.36	CL -01	679.394
Umpan dari tangki 2	1445.37	CL -02	43.1692
Furnace	5741.92	WHB	4947.02
Panas Reaksi	11843.9	Gas buang	8119.31
Reaktor	5741.92	CDP-01	4947.02
HE	722.563	CDP 2	4224.45
Reboiler	122.514	CD-01	1927.97
		Arus Produk	679.394
		Arus Limbah	126.685
		Arus *Purging*	1266.09
Total	26960,5	Total	26960,5

4.4.2 Alir Proses

Berikut diagram kualitatif dan diagram kuantitatif yang dapat dilihat pada Gambar 4.3 dan Gambar 4.4 :



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (*Utilitas*)

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

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

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
b. Unit Pembangkit S*team* (*Steam Generation System*)
c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
e. Unit Penyediaan Bahan Bakar

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

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

a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
c. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
d. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

- **Air pendingin**

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

  a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
  b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
  c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volum.
  d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
  e. Tidak terdekomposisi.

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

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

  a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

     Korosi yang terjadi dalam boiler, akan sangat merugikan dikarenakan harga boiler yang cukup mahal. Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2,

H_2S dan NH_3. O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

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

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

- **Air sanitasi.**

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

a. Syarat fisika, meliputi:
   - Suhu : Di bawah suhu udara
   - Warna : Jernih

- Bau : Tidak berbau
- Rasa : Tidak berasa

b. Syarat kimia, meliputi:

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

- **Air minum**

a. Syarat fisika, meliputi :

- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik dalam air
- Tidak mengandung bakteri

4.5.1.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan, seperti pada Gambar 4.5. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System* (LCS) yang terdapat di bak pengendap berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell,ST hal 14).

c. Pengendapan secara kimia

Kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air digumpalkan dan diendapkan dalam tangki pencampur. Tangki pencampur berfungsi mencampur air dengan menambahkan bahan-bahan tawas (alum) 5 % dan soda abu 5% . Sehingga didapatkan air berada dalam *range* pH 6,5-7,5. Waktu tinggal dalam tangki 20-60 menit (Powell,1954). Kemudian air dimasukkan ke *Clarifier* yang berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di tangki pencampur. Waktu tinggal dalam

Clarifier ini berkisar 1 jam. Di dalam *Clarifier* kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke bak saringan pasir *(sand filter)*, yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *Clarifier*. Air dari bak penyaring pasir ini dialirkan ke dalam bak *water pit* . Dalam tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman, kemudian air dialirkan ke dalm *cold basin*, bercampur dengan air dari *cooling tower* lalu dialirkan ke dalam bak air bersih. Sebagian air dari bak air bersih ini digunakan sebagai *make up* air proses.

d. Unit pengolahan air untuk perumahan dan perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari *sand filter* selanjutnya di masuk ke tangki *water pit*. Dalam tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman, yang kemudian didistribusikan untuk keperluan umum yaitu untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik.

4.5.1.2 Unit pengolahan air untuk umpan boiler

Dalam unit ini meliputi :

a. Demineralisasi air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++}, Mg^{2+}, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain.dengan

menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan *reboiler* harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika *steam* digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi *boiler* atau *heat exchanger,* bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2.

Air dari bak air bersih sebagian berfungsi sebagai *make up* umpan *boiler*. Selanjutnya air diumpankan ke tangki *kation exchanger* dan *anion exchanger*. Adapun proses tersebut sebagai berikut :

- *Cation Exchanger*

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

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

Reaksi:

$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$

$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$

Na_2SO_4 (resin) $\longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$

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

Reaksi:

$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$

- *Anion Exchanger*

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

Reaksi:

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$

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

Reaksi:

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2 kemudian dialirkan ke unit *Deaerator*.

b. Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2. Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi. Unit *deaerator* berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam *deaerator* diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan tersebut adalah :

- Hidrazin Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :

  $$2\ N_2H_2 + O_2 \rightleftharpoons 2\ N_2 + 2\ H_2O$$

  Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti CO_2 dihilangkan melalui *stripping* dengan uap air bertekanan rendah.

- Dari *deaerator,* ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan phospat ($Na_3PO_4H_2O$) untuk mencegah terbentuknya kerak *silica* dan kalsium pada *steam drum* dan *tube boiler*. Sebelum diumpankan ke *boiler* air diberi dispersan agar tidak terjadi penggumpalan.

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik kemudian

didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki *water pit*. Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu air ditampung dalam *hot basin*. Kemudian dialirkan ke *cooling tower* lalu ke *cold basin* untuk digunakan kembali sebagai air pendingin proses.

Adapun jumlah air yang diperlukan :

- Air Pendingin = 95664,8386 kg/jam
- Air Umpan Boiler = 1014,52 kg/jam
- Air Keperluan kantor dan rumah tangga = 1750 kg/jam

Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat di*recycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air sebesar = 40218,8394 kg/jam

4.5.1.3 Unit Pembangkit *Steam*

Kebutuhan *steam* untuk pemanas pada, WHB dan HE-01 sebesar 1014,52 kg/jam. Kebutuhan *steam* ini dipenuhi oleh *boiler*. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahannya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler* air dilewatkan dalam *ion exchanger* terlebih dahulu. *Steam* yang dihasilkan dari jenis *fire tube boiler* terdiri atas dua jenis *steam* dengan tekanan 1 atm dan 7,12 atm. Bahan bakar yang

digunakan adalah *fuel oil* sebesar 100,0317 kg/jam yang dibeli dari Pertamina.

4.5.1.4 Unit Penyedia Udara Instrumen

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat – alat kontrol dan bekerja secara pneumatis. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 70 m^3/jam pada tekanan 40 psi. Untuk memenuhi kebutuhan udara tekan digunakan kompresor dengan daya 5 Hp untuk menekan udara lingkungan.

4.5.1.5 Unit Penyedia Listrik

Listrik digunakan untuk pengerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan kantor. Kebutuhan listrik total sebesar 204,5 kWh. Kebutuhan listrik ini, sebagaimana disajikan pada Tabel 4.17 dapat dipenuhi dari PLN. Untuk cadangan apabila suatu saat listrik dari PLN padam maka akan disediakan generator diesel sebagai gantinya, yaitu dengan daya sebesar 240 kWh.

Tabel 4.17 Rincian kebutuhan listrik pabrik Asetonitril

No	Kebutuhan Listrik	kWh
1	Utilitas	134,728
2	Proses	22,596
3	Instrumen	7,866
4	Rumah Tangga	39,330
Total		204,5

4.5.2 Kebutuhan Air

4.5.2.1 Kebutuhan air pembangkit steam dan proses

Hasil perhitungan kebutuhan air *steam* dan proses dapat dilihat pada Tabel 4.18 dan Tabel 4.19.

Tabel 4.18 Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Reboiler	977,65
He-1	36,87
Total	1014,52

Tabel 4.19 Kebutuhan air proses

Nama alat	jumlah (kg/jam)
codensor	31659,0107
*coler*1	4112,596003
cooler 2	3578,383832
cooler 3	318,8888448
codensor	14487,01114
codensor	39941,40334
whb	1567,544717
Total	95664,8386

4.5.2.2 Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari (Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 145 orang

Perincian kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga dapat dilihat pada Tabel 4.20.

Tabel 4.20 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	**Penggunaan**	**Kebutuhan (kg/hari)**
1.	Karyawan	14.500
2	Perumahan	24.000
3.	Laboratorium	500
4.	Bengkel	200
5.	Poliklinik	300
6.	Kantin	1.500
7.	Kebersihan, Pertamanan, dan Lain-lain	1.000
	Jumlah	**42.000**

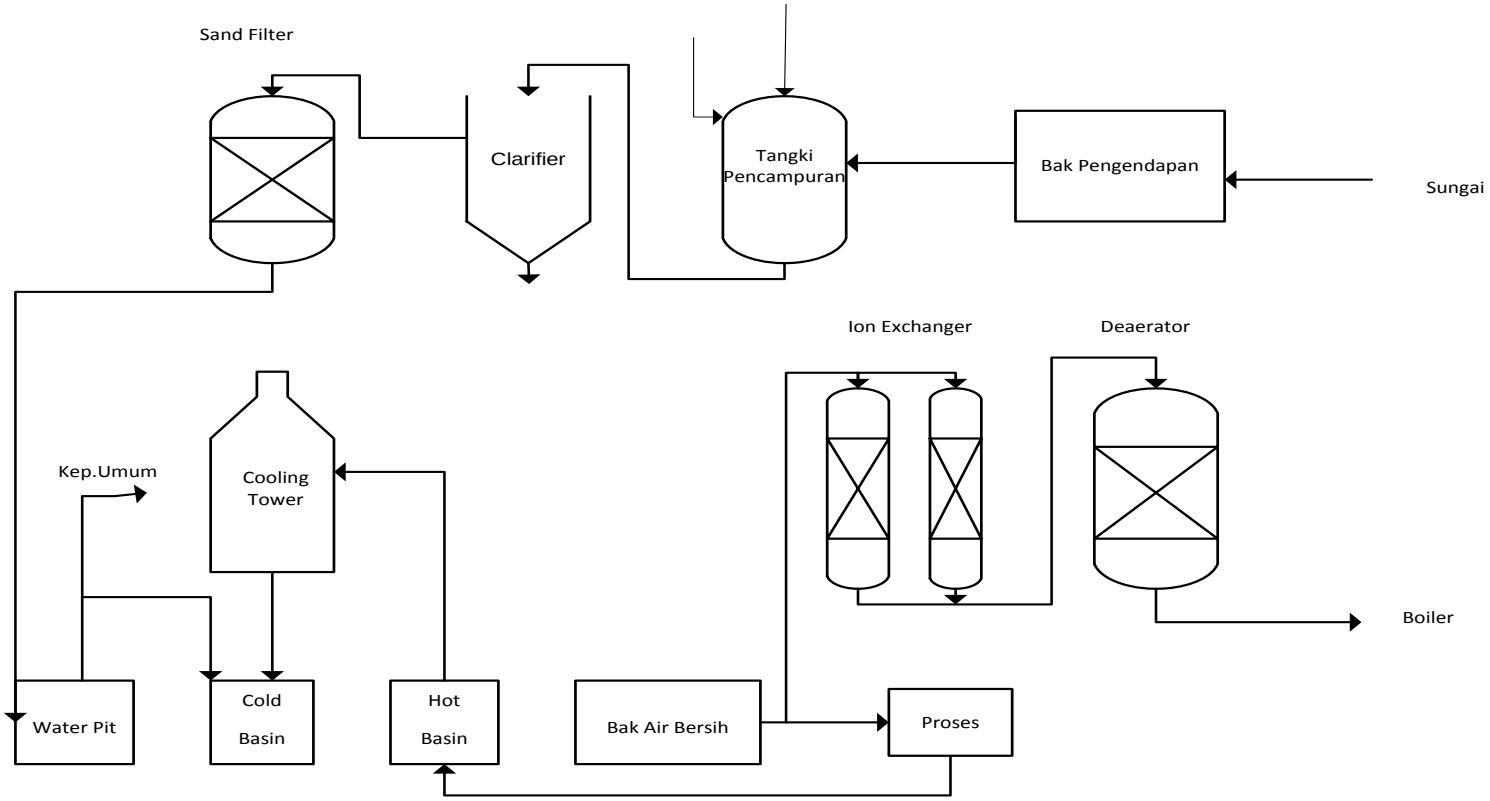
Kebutuhan air total

= (1014,52+ 95664,8386+ **42.000**) kg/jam

= 138679,3586kg/jam

Diambil angka keamanan 10%

= 1,1 x 138679,3586= 152547,2945kg/jam



Gambar 4.5 Skema Pengolahan Air Unit Utilitas

4.6 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Asetonitril ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

4.6.1 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu proses pabrik dengan baik, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan, sebagaimana seperti pada Gambar 4.6. Jenjang karir kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

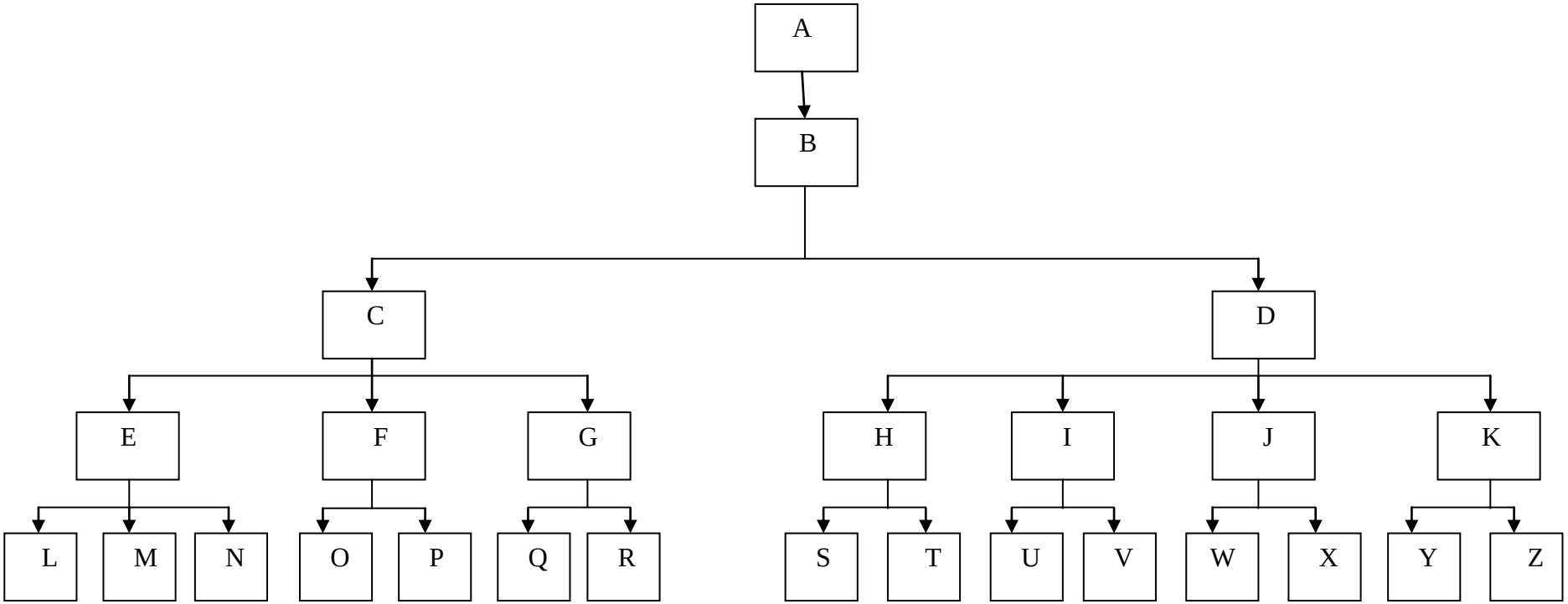
a. Pemegang saham
b. Dewan komisaris
c. Direktur Utama
d. Direktur

e. Kepala Bagian

f. Kepala Seksi

g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi berada pada pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.



Gambar 4.6 Struktur organisasi

Keterangan Gambar :

A : Dewan Komisaris

B : Direktur Utama

C : Direktur Teknik dan Produksi

D : Direktur Keuangan dan Umum

E :Kepala Bagian Proses dan Utilitas

F : Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik

G : Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

H : Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

I : Kepala Bagian Administrasi

J : Kepala Bagian Umum dan keamanan

K : Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

L : Kepala Seksi Proses

M : Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

N :Kepala Seksi Utilitas

O :Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

P : Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Q : Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

R :Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

S : Kepala Seksi Keuangan

T :Kepala Seksi Pemasaran

U :Kepala Seksi Tata Usaha

V : Kepala Seksi Personalia

W : Kepala Seksi Humas

X :Kepala Seksi Keamanan

Y : Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Z :Kepala Seksi Pengolahan Limbah

4.6.2 Tugas dan Wewenang

4.6.2.1 Pemegang saham

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

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
b. Mengangkat dan memberhentikan direktur
c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

4.6.2.2 Dewan komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertaggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.6.2.3 Direktur Utama

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

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah - masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.2.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

- **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

  Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

- **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

- **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

  Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

- **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

  Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

- **Kepala Bagian Administrasi**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

- **Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

- **Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.2.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

- **Kepala Seksi Proses**

  Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

- **Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

- **Kepala Seksi Utilitas**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

- **Kepala Seksi Pemeliharan dan Bengkel**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas proses dan pendukung.

- **Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap ketersediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

- **Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

  Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

- **Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu**

  Tugas : Bertanggung jawab mengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah proses.

- **Kepala Seksi Keuangan**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

- **Kepala Seksi Pemasaran**

  Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

- **Kepala Seksi Tata Usaha**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan internal perusahaan serta tata usaha kantor.

- **Kepala Seksi Personalia**

  Tugas : Bertanggung jawab dalam kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

- **Kepala Seksi Humas**

  Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

- **Kepala Seksi Keamanan**

  Tugas : bertangung jawab dengan kegiatan yang berkaitan dengan masalah keamanan perusahaan.

- **Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

  Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

- **Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

  Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan standar mutu limbah sebelum dibuang.

4.6.3 Catatan

4.6.3.1 Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak mengambil cuti, maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

4.6.3.2 Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

4.6.3.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur hanya dapat dilakukan apabila ada keperluan yang sangat mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

4.6.3.4 Sistem Gaji Karyawan

Pembayaran gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sebelum hari libur. Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.21.

Berikut daftar gaji karyawan :

Tabel 4.21 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	55.000.000,00	55.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Staff Ahli	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag Umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Karyawan Personalia	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Humas	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Keamanan	6	3.000.000,00	18.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Proses	40	4.000.000,00	160.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	4.000.000,00	20.000.000,00
Karyawan Laboratorium	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	4.000.000,00	28.000.000,00

Tabel 4.21 Gaji karyawan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Karyawan Utilitas	10	4.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan KKK	6	4.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Litbang	3	4.000.000,00	12.000.000,00
Sekretaris	5	4.000.000,00	20.000.000,00
Medis	2	8.000.000,00	16.000.000,00
Paramedis	3	6.000.000,00	18.000.000,00
Sopir	6	3.000.000,00	18.000.000,00
Cleaning Service	5	2.000.000,00	10.000.000,00
Total	145		1.027.000.000,00

4.6.3.5 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00
- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.22 sebagai berikut :

Tabel 4.22 Jadwal kerja masing-masing regu

Hari/Regu	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M

Keterangan :

P = Shift Pagi M = Shift Malam S = Shift Siang L = Libur

4.7 Evaluasi Ekonomi

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

a. *Return On Investment*
b. *Pay Out Time*
c. *Discounted Cash Flow*
d. *Break Even Point*
e. *Shut Down Point*

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

- Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

  Meliputi :

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

- Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*)

  Meliputi :

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

- Pendapatan Modal

  Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

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

4.7.1 Penafsiran Harga Peralatan

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

Pabrik Asetonitril beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2021. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa.

Untuk mancari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa, sebagaimana dapat dilihat pada Tabel 4.23.

Harga indeks tahun 2021 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1955 sampai 2021, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.23 Harga index

X (Tahun)	Y (indeks)
1982	314
1987	324
1988	343
1989	355

Persamaan yang diperoleh adalah : y = 5,2069 x - 10010

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2021 adalah:

Jadi indeks pada tahun 2021 = **513,1449**

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = \mathrm{Ey}\,\frac{\mathrm{Nx}}{\mathrm{Ny}} \qquad \text{(Aries \& Newton, 1955)}$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2021

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990)

Nx : *Index* harga pada tahun 2021

Ny : *Index* harga pada tahun referensi (1955, 1990)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Asetonitril = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2021

Kurs mata uang = 1 US$ = Rp 13.500,-

Harga bahan baku (Propilen) = Rp250.546.878.945

Harga bahan baku (Amoniak) = Rp121.417.317.729

Harga bahan pembantu :

Katalis (MoO_3) = 1.129.637.789,28

Harga Jual = Rp553.500.000.000

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

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

Capital investment terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

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

b. Working Capital Investment

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

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

4.7.3.3 *General Expense*

Genaral Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 *Percent Return On Investment*

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

$$\text{ROI} = \frac{Keuntungan}{Fixed\ \text{capital}} \text{ x } 100\,\%$$

4.7.4.2 *Pay Out Time* (POT)

***Pay Out Time* (POT)** adalah :

a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

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

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

4.7.4.3 *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).

b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menetukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 *Shut Down Point*

Shut Down Point (SDP) adalah :

a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).

b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mancapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Acetonitrile* memerlukan rencana *Physical Plant Cost, Direct Plant Cost, Manufacturing Cost,* serta *General Expens.* Hasil rancangan masing–masing disajikan pada Tabel 24 sampai dengan Tabel 36, yaitu sebagai berikut :

Tabel 4.24 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Harga alat	8.121.272.347	601.576
2	Biaya pengangkutan	2.030.318.087	150.394
3	Biaya pemasangan	1.206.159.337	89.345
4	Biaya pemipaan	4.341.120.857	321.565
5	Biaya instrumentasi	2.007.758.997	148.723
6	Biaya listrik	812.127.235	60.158
7	Biaya isolasi	292.516.198	21.668
8	Biaya bangunan	2.605.200.000	192.978
9	Biaya tanah	3.333.900.000	246.956
	Physical Plant Cost (PPC)	24.603.923.387	2.674.339

Tabel 4.25 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Construction Cost* (25%.PEC)	6.187.593.264	458.340
	Total (DPC + PPC)	6.187.593.264	458.340

Tabel 4.26 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Direct Plant Cost (DPC)*	30.937.966.322	2.291.701
2	*Contractors fee* (10%.DPC)	3.093.796.632	229.170
3	*Contigency* (10%.DPC)	3.093.796.632	229.170
	Total	37.125.559.587	2.750.041

Tabel 4.27 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga ($)
1.	*Raw Material*	372.780.470.462	27.613.368,18
2.	*Labor*	12.324.000.000	912.888,89
3.	*Supervisor*	1.232.400.000	91.288,89

Tabel 4.27 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*(lanjutan)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
4.	*Maintenance*	742.511.192	55.000,83
5.	*Plant Suplies*	111.376.679	8.250,12
6.	*Royalty and Patent*	5.602.500.000	415.000,00
7.	Bahan utilitas	7.683.449.862	569.144,43
	Total	400.476.708.194	29.664.941

Tabel 4.28 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Payroll Overhead*	1.848.600.000	136.933
2	*Laboratory*	1.232.400.000	91.289
3	*Plant Overhead*	6.162.000.000	456.444
4	*Packaging n Shipping*	56.025.000.000	4.150.000
	Total IMC	65.268.000.000	4.834.667

Tabel 4.29 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Depresiasi	2.970.044.767	220.003
2.	*Propertay tax*	742.511.192	55.001
3.	Asuransi	371.255.596	27.500
	Total	4.083.811.555	302.505

Tabel 4.30 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Direct Manufacturing Cost*	400.476.708.194	29.664.941
2.	*Indirect Manufacturing Cost*	65.268.000.000	4.834.667
3.	*Fixed Manufacturing Cost*	469.828.519.749	34.802.113
	Total	935.573.227.943	69.301.721

Tabel 4.31 *Working Capital (WC)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Raw Material Inventory*	11.296.377.893	836.769
2.	*Inproses Inventory*	711.861.394	52.730
3.	*Product Inventory*	9.966.059.510	738.227

Tabel 4.31 *Working Capital (WC)*(lanjutan)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
4.	*Extended credit*	16.977.272.727	1.257.576
5.	*Available cash*	42.711.683.614	3.163.828
	Total	81.663.255.137	6.049.130

Tabel 4.32 *General Expense (GE)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Administrasi	14.094.855.592	1.044.063
2.	*Sales expense*	23.491.425.987	1.740.106
3.	*Research*	16.443.998.191	1.218.074
4.	*Finance*	2.375.776.294	175.983
	Total	56.406.056.066	4.178.226

Tabel 4.33 Total biaya produksi

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	*Manufacturing Cost*	469.828.519.749	34.802.113
2.	*General Expense*	56.406.056.066	4.178.226
	Total	526.234.575.814	38.980.339

Tabel 4.34 *Fixed cost (Fa)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1.	Depresiasi	2.970.044.767	220003,3161
2.	*Property tax*	742.511.192	55000,82902
3.	Asuransi	371.255.596	27500,41451
	Total	4.083.811.555	302.505

Tabel 4.35 *Variable cost (Va)*

No	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	*Raw Material*	372.780.470.462	27613368,18
2	*Packing n Shipping*	56.025.000.000	4150000
3	Utilitas	7.683.449.862	569144,4342
4	*Royalties & patents*	5.602.500.000	415000
	Total Va	442.091.420.324	32.747.513

Tabel 4.36 *Regulated cost (Ra)*

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
1	Gaji karyawan	12.324.000.000	912.889
2	*Payroll overhead*	1.848.600.000	136.933
3	*Plant overhead*	1.232.400.000	91.289

Tabel 4.36 *Regulated cost (Ra)*(lanjutan)

No.	**Komponen**	**Harga (Rp)**	**Harga ($)**
4	Supervisi	6.162.000.000	456.444
5	*Laboratorium*	1.232.400.000	91.289
6	*Maintenance*	56.406.056.066	4.178.226
7	*General expense*	742.511.192	55.001
8	*Plant supplies*	111.376.679	8.250,12435
	Total	80.059.343.936	5.930.322

4.7.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk *Acetonitrile* = Rp 56.025.000 /kg

Annual Sales (Sa) = Rp560.250.000.000

Total Cost Rp526.234.575.814

Keuntungan sebelum pajak = Rp34.015.424.186

Pajak Pendapatan = 50%

Keuntungan setelah pajak = Rp 17.007.712.093

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 *Percent Return On Investment* (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 92 %

ROI sesudah pajak = 46 %

4.7.7.2 *Pay Out* (POT)

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

POT sebelum pajak = 1 tahun

POT sesudah pajak = 1.86 tahun

4.7.7.3 *Break Even Point* (BEP)

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

BEP = 45,24 %

4.7.7.4 *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 25,78 %

4.7.7.5 *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp37.125.559.587

Working Capital = Rp81.663.255.137

Salvage Value (SV) = Rp2.970.044.767

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

finance CF = Rp22.353.533.154

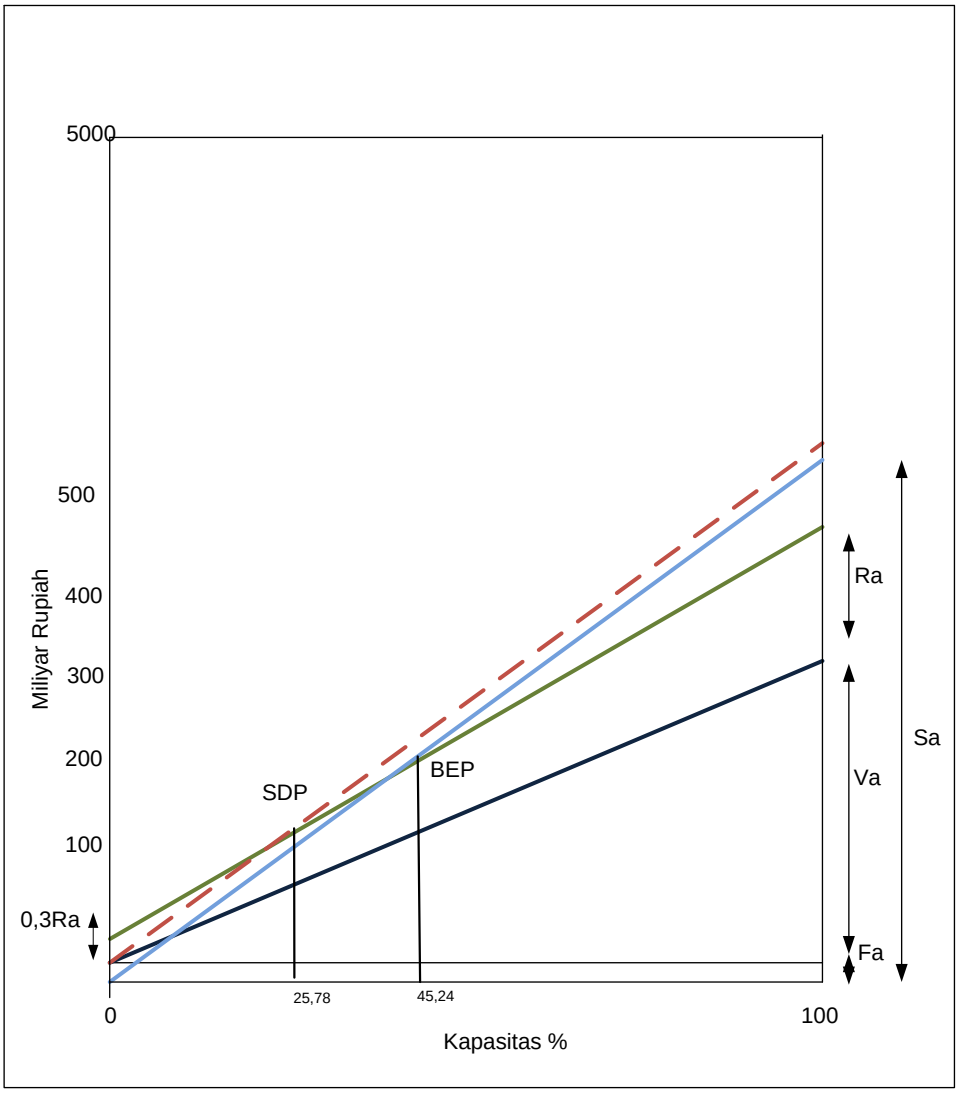
Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i = 19,31 %

Berikut grafik BEP dan SDP yang dapat dilihat pada Gambar 4.7 :



Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP pabrik Asetontril

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan pembahasan Pra Rancangan Pabrik Asetonitril dari Propilen dan Amoniak diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

a. Pembuatan asetonitril dapat diproduksi dengan dua cara yaitu ;
   - Reaksi antara *Ethylene* dan *Ammonia* dengan katalisator V_2O_5 dengan konversi reaksi 9,5 %. Kondisi operasi T= 555 ^{0}C dan P= 1 atm.
   - Reaksi antara *Propylene* dan *Ammonia* dengan katalisator MoO_3 dengan konversi reaksi 37,45 %. Kondisi operasi T= 496^{0}C dan P= 7,12 atm

     (*Industrial and Chemical Engineering* vol 45 no.2, Feb 1953)

b. Cara yang dipilih pada pembuatan Asetonitril yaitu reaksi antara propilen dan amoniak dengan katalisator MoO_3 karena konversi reaksi yang lebih tinggi, bahan baku propilen yang lebih murah dibanding etilen dan katalisator yang digunakan lebih murah dibandingkan dengan V_2O_5.

c. Reaktor yang digunakan dalam proses ini adalah *fixed bed adiabatic* dengan diameter *shell* 0,97 m, tinggi reaktor 9,17 m dan dengan berat katalis 19823,460 Kg.

d. Kemurnian produk yang dihasilkan adalah 99% asetonitril.

e. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 34.015.424.186 dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 17.007.712.093

f. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 92 % dan sesudah pajak sebesar 46%.

g. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1 tahun dan sesudah pajak sebesar 1,86 tahun.

h. *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 45,24 % harga *Shut Down Point* (SDP) sebesar 25,78 %. BEP untuk pabrik kimia umumnya sebesar 40% - 60%.

i. *Discounted Cash Flow* (DFC) , umur pabrik yaitu 10 tahun,

Dari data diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik *Acetonitrile* dari Propilen dan Amoniak cukup menarik untuk didirikan.

5.2 Saran

a. Dalam penentuan kapasitas pabrik diperlukan beberapa pertimbangan penting seperti kebutuhan dalam negeri dan juga mudahnya ketersediaan bahan baku.

b. Pemilihan lokasi pabrik harus melihat beberapa faktor seperti dekatnya dengan lokasi pabrik yang menyediakan bahan baku propilen dan amoniak, sarana dan prasarana transportasi yang memadai serta kebutuhan air.
c. Pemilihan alat proses dapat dilihat dari kondisi operasi serta sifat bahan produksi.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S. and Newton, R.D., *"Chemical Engineering Cost Estimation"*, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York, 1955.

Brown, G.G., *"Unit Operation"*, John Willey and Sons Inc., New York, 1978.

Brownell, L.E. and Young, E.H., "*Process Equipment Design"*, John Willey and Sons Inc., New York, 1959.

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering"*, vol 6., Pergamon Press, Oxpord, 1989.

Denton, W.E. and Bishop, R.B., "*Production acetonirile and Other Low Molecular Weight"*, Ind. Eng. Chem., Vol.45, No.2, p.282 – 286, 1953.

Evans, F.L., "*Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants",* Gulf Publishing Company Inc., Houston, 1974.

Fogler, H.S., "*Element of Chemical Reaction Engineering*"., 3rd Ed., Prentice Hall PTR., New Jersey., 1999.

Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer"*, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York, 1965.

Ludwig, E.E., "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants",* Vol I, II, III, Gulf Publishing Company Inc., Houston, 1964.

Perry, R.H. and Green, D.W., "*Perry's Chemical Engineers Hand Book"*, 6 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore, 1984.

Peter, M.S. and Timmerhouse, K.D., "*Plants Design and Economics for Chemical Engineers*", 3 ed., Mc.Graw Hill Book Company, Kogakusha, Ltd., Tokyo, 1981.

Rase, H.F., "*Chemical Reactor Design for Process Plant "*, John Willey and Sons Inc., New York, 1977.

Smith, J.M., "*Chemical Engineering Kinetics"*, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York, 1981.

Sularso dan Tahara, H., "*Pompa dan Kompresor, Pemilihan, Pemakaian, dan Pemeliharaan*", PT Pramadya Paramitha, Jakarta, 1983.

Treybal, R.E., *"Mass Transfer Operation"*, 3 ed., Mc.Graw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo, 1981.

Ulrich, G.D., *"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics"*, John Willey and Sons, New York, 1984.

Wallas, M.W., "*Reaction Kinetics for Chemical Engineers"*, Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York, 1959.

LAMPIRAN

A

(REAKTOR)

REAKTOR

Tugas : Mereaksikan propilen dan amoniak dengan kecepatan umpan masuk sebesar 6558,5733 kg/jam

.Tipe Alat : Reaktor *Fix Bed Adiabatic*

Kondisi operasi : T = 496,4^{o}C

P = 7.12 atm

Contact time = 14 detik

1. Persamaan Reaksi

Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah reaksi seri, yaitu sebelum membentuk *Acetonitrile*, terbentuk *propionitrile* yang selanjutnya membentuk *Acetonitrile*. Pada percobaan yang telah dilakukan, reaksi dijalankan pada suatu reaktor yang diisi dengan katalisator 10 % MoO_3 pada *activated Alumina*. *(Industiral and Chemical Engineering vol* 45 no.2, Feb 1953)

$$C_3H_6 + NH_3 \longrightarrow CH_3CH_2CN + 2H_2 \text{ …..(1)}$$

$$CH_3CH_2CN + H_2 \longrightarrow CH_3CN + CH_4\text{…...(2)}$$

2. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan *Acetonitrile* berdasarkan reaksi :

$$C_3H_6 + NH_3 \longrightarrow CH_3CN + H_2 + CH_4$$

Data I (*Industrial and Chemical Engineering* vol.45 ,no 2, Feb 1953)

1.Waktu reaksi = 8 detik

2.Suhu operasi = 493.333^{o}C = 920 ^{o}F

3.Perbandingan reaktan = C_3H_6 : NH_3 = 1:2

4.Konversi yang dapat dicapai = 0.194634146

Data II (*Industrial and Chemical Engineering* vol.45 ,no 2, Feb 1953)

1.Waktu reaksi = 8 detik

2.Suhu operasi = 515,555 ^{o}C = 960 ^{o}F

3.Perbandingan reaktan = C_3H_6 : NH_3 = 1:2

4.Konversi yang dapat dicapai = 0.38926893

	C_3H_6	+ NH_3	⟶	CH_3CN +	H_2 +	CH_4
Mula-mula	100	200				
Reaksi	100.XA	100.XA		100.XA	100.XA	100.XA
Hasil	100(1-XA)	200-100XA		100.XA	100.XA	100.XA

Komposisi awal

A = 100 gmol

B = 200 gmol

300 gmol

Tekanan : 6.122 atm

Suhu : 493.33 C

Untuk reaktor *fixed bed*

$$\frac{V}{Fv} = CAo \int_0^{xa} \frac{dXa}{-ra}$$

$$\tau = CAo \int \frac{dXA}{k \quad CA \quad CB}$$

$$\tau = CAo \int \frac{dXA}{k \quad CAo(1-XA) \quad CAo(M-XA)}$$

$$k = \frac{1}{\tau \quad CAo} \int \frac{dXA}{(1-XA) \quad (M-XA)}$$

Data I

Penyelesaian dengan cara Simpson's Rule

$$\Delta X = \frac{0.19463415}{10}$$

$$= 0.01946341$$

Konsentrasi awal A (C_3H_6)

$$CAo = \frac{nAo \quad Pt}{nT \quad RT}$$

$$= \frac{100 \quad x \quad 6.122}{300 \ x \ 82,06 \ x \ 766,33}$$

$$= 2,245 \text{ x } 10^{-5} \text{ gmol/cm}^3$$

Perbandingan reaktan

$$M = \frac{nBo}{nAo} = 2$$

Hasil perhitungan untuk nilai I data 1 dengan metode Simpson Rule dapat dilihat pada Tabel 1.

Tabel 1. Perhitungan nilai I data 1dengan metode Simpson

XA	1/(1-XA)(M-XA)	Simp'	I
0	0,5	x1	0,500000
0,01946	0,514936087	x4	2,059744
0,03893	0,530578623	x2	1,061157
0,05839	0,546974531	x4	2,187898
0,07785	0,564174825	x2	1,128350
0,09732	0,582235056	x4	2,328940
0,11678	0,60121582	x2	1,202432
0,13624	0,621183336	x4	2,484733
0,15571	0,6422101	x2	1,284420
0,17517	0,664375638	x4	2,657503
0,19463	0,687767364	x1	0,687767
			17,582945

$$\int \frac{dXA}{(1-XA)\ (M-XA)} = \frac{\Delta XA}{3}\sum I = \frac{0{,}019463415}{3} \text{ x } 17{,}582945$$

$$= 0{,}114074714$$

Maka $k = \frac{0{,}114074714}{8 \text{ x } 3{,}245 \text{ x}10\text{-}5}$

$= 438{,}384479 \text{ cm}^3\text{/gmol detik}$

Data II

Penyelesaian dengan cara Simpson's Rule

$$\Delta X = \frac{0{,}38926829}{10}$$

$$= 0{,}03892683$$

Konsentrasi awal A (C_3H_6)

$$CAo = \frac{nAo \quad Pt}{nT \quad RT}$$

$$= \frac{100 \quad x \quad 6.122}{300 \ x \ 82{,}06 \ x \ 788{,}556}$$

$$= 3{,}1538 \times 10^{-5} \text{ gmol/cm}^3$$

Perbandingan reaktan

$$M = \frac{nBo}{nAo}$$

$$= 2$$

Hasil perhitungan nilai I menggunakan data 2 dengan metode Simpson's Rule dapat dilihat pada Tabel 2.

Tabel 2. Perhitungan nilai I data 2 dengan metode simpson

XA	1/(1-XA)(M-XA)	Simp'	I
0	0,5	x1	0,500000
0,03893	0,530578623	x4	2,122314
0,05839	0,546974531	x2	1,093949
0,07785	0,564174825	x4	2,256699
0,09732	0,582235056	x2	1,164470
0,11678	0,60121582	x4	2,404863
0,13624	0,621183336	x2	1,242367
0,15571	0,6422101	x4	2,568840
0,17517	0,664375638	x2	1,328751
0,19463	0,687767364	x4	2,751069
0,2141	0,712481567	x1	0,712482
			18,145806

$$\int \frac{dXA}{(1-XA)\quad(M-XA)} = \frac{\Delta XA}{3}\sum I = \qquad \frac{0{,}038926829}{3} \text{ x } 18{,}145806$$

$$= 0{,}235452892$$

Maka $k = \dfrac{0{,}235452892}{8 \text{ x } 3{,}1538 \text{ x} 10^{-5}}$

$= 933{,}198284 \text{ cm}^3\text{/gmol detik}$

Jadi ,

T1 = 788,556 K ⟶ k1 = 933,198284 cm^3/gmol detik

T2 = 766,333 K ⟶ k2 = 439,3844794 cm^3/gmol detik

Persamaan Arhenius

$$k = Ae^{(-E./RT)}$$

atau

$$\ln k = \ln A + \frac{B}{T}$$

ln 933,1988284 = ln A + B/788,556

ln 439,384479 = ln A + B/766,333

0,7532 = B (1/788,556 – 1/766,333)

0,7532 = B -367737 x 10^{-5}

B = - 20483,18804

ln 933,1988284 = ln A + -20483,18804/788,556

6,8386177 = ln A + -12,9756

ln A = 32,8142

A = 1,78248 x 10^{14}

Maka diperoleh :

A = 1,78248 x 10^{14}

B = - 20483,18804

atau k = 1,78248 x 10^{14} exp (- 20483,18804/T) cm^3/gmol detik

3. Stokiometri

Untuk menentukan tekanan parsial gas di sepanjang reaktor maka perlu dihitung terlebih dahulu stokiometri reaksinya, sebagaimana disajikan pada Tabel 3.

$C3H6 + NH_3 \longrightarrow CH_3CH_2CN + 2H_2$ …..(1) S1

$CH_3CH_2CN + H_2 \longrightarrow CH_3CN + CH_4$…...(2) S2

Untuk : A : C_3H_6

B : NH_3

C : CH_3CH_2CN

D : H_2

E : CH_3CN

F : CH_4

I : Inert

Dengan umpan : $F_{Bo} = 2\ F_{Ao}$

Tabel 3 Stokiometri

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
A	F_{AO}	$F_{AO}X$	$F_{AO} - F_{AO}X$
B	$2F_{AO}$	$F_{AO}X$	$2F_{AO} - F_{AO}X$
C	F_{CO}	$F_{AO}X$	$F_{CO} + F_{AO}X.S1$
D	F_{DO}	$F_{AO}X$	$F_{DO} + F_{AO}X\ .(2S1.S2)$
E	F_{EO}	$F_{AO}X$	$F_{EO} + F_{AO}X.S2$
F	F_{FO}	$F_{AO}X$	$F_{FO} + F_{AO}X.S2$
I	FI_O	-	F_{IO}

$N_{TO} = 3F_{AO} + F_{CO} + F_{DO} + F_{EO} + F_{FO} + F_{IO}$

$N_T = F_{AO} - F_{AO}X + 2F_{AO} - F_{AO}X + F_{CO} + F_{AO}X.S1 + F_{DO} + F_{AO}X .(2S1.S2) +$

$F_{EO} + F_{AO}X.S2 + F_{FO} + F_{AO}X.S2 + F_{IO}$

Kemudian dikalkulasi fraksi mol gas disepanjang reaktor :

$$y_{io}=\frac{F_{io}}{F_{Tot}}$$

Dengan y_{io} = fraksi mol komponen i

F_i = mol *flowrate* komponen i (kmol/jam)

F_T = mol *flowrate* total (kmol/jam)

Jadi, tekanan parsial komponen I disepanjang reaktor adalah :

$$P_i = y_i P_T$$

Dengan P_i = tekanan *partial* komponen I (atm)

Y_i = fraksi mol komponen i

P_T = tekanan total sistem (atm)

4. Data Fisis

4.1 Panas reaksi

Reaksi pembentukan *Acetonitrile* dari propilen dan amonia :

Reaksi I : C3H6 + NH_3 ⟶ CH_3CH_2CN + $2H_2$

Panas reaksi dapat dicari menggunakan data persamaan yang dapat dilihat pada Tabel 4.

Tabel 4. Data - data persamaan panas reaksi :

Komponen	A	B	C	D	ΔHf^o
C_3H_6	0,886	5,601E-02	-2,771E-05	5,266E-09	4,88
NH_3	6,524	3,692E-03	4,078E-06	-2,830E-09	-10,92
CH_3CN	4,892	2,857E-02	-1,073E-05	7,650E-10	21
H_2	6,483	2,215E-03	-3,298E-06	1,826E-09	0
CH_4	5,052	1,694E-02	6,179E-06	-6,811E-09	-48,08

Sumber : (Chemichal Properties Handbook : Carl. Yaws)

$$\Delta Hr_{298} = \Delta Hf_p^o - \Delta Hf_R^o$$

$$\Delta Hr_{298} = (\Delta Hf^\circ_{CH3CN} + \Delta Hf^\circ_{H2} + \Delta Hf^\circ_{CH4}) - (\Delta Hf^\circ_{C3H6} + \Delta Hf^\circ_{NH3})$$

$$\Delta Hr_{298} = -21{,}04 kj/mol$$

Panas reaksi pada suhu T :

$$\Delta HR_T = \Delta Hr_{298} + \int (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\Delta Hr_T = -2140 + 9{,}017(T - T_{ref}) + \frac{-1{,}20.10^{-2}\left(T^2 - T^2{}_{ref}\right)}{2} +$$

$$\frac{-1{,}578.10^{-5}\left(T^3 - T^3{}_{ref}\right)}{3} + \frac{-6{,}656.10^{-9}\left(T^4 - T^4{}_{ref}\right)}{4} +$$

Reaksi 2 : $C_3H_6 + NH_3 \longrightarrow CH_3CH_2CN + 2H_2$

Panas reaksi dapat dicari menggunakan data persamaan yang dapat dilihat pada Tabel 5.

Tabe 5. Data data persamaan panas reaksi :

Komponen	A	B	C	D	ΔHf^o
C_3H_6	0,886	5,601E-02	-2,771E-05	5,266E-09	4,88
NH_3	6,524	3,692E-03	4,078E-06	-2,830E-09	-10,92
CH_3CH_2CN	3,679	5,363E-02	-2,628E-05	4,667E-09	12,1
H_2	6,483	2,215E-03	-3,298E-06	1,826E-09	0

Sumber : (Chemichal Properties Handbook : Carl. Yaws)

$$\Delta Hr_{298} = \Delta Hf_p^o - \Delta Hf_R^o$$

$$\Delta Hr_{298} = (\Delta Hf^\circ_{CH3CH2CN} + \Delta Hf^\circ_{H2}) - (\Delta Hf^\circ_{C3H6} + \Delta Hf^\circ_{NH3})$$

$$\Delta Hr_{298} = 18.14 kj/mol$$

Panas reaksi pada suhu T :

$$\Delta HR_T = \Delta Hr_{298} + \int (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\Delta Hr_T = 18140 + 9{,}235\left(T - T_{ref}\right) + \frac{1{,}64.10^{-3}\left(T^2 - T^2{}_{ref}\right)}{2} +$$

$$\frac{-9{,}244.10^{-6}\left(T^3 - T^3{}_{ref}\right)}{3} + \frac{5{,}883.10^{-9}\left(T^4 - T^4{}_{ref}\right)}{4} +$$

4.2 z umpan masuk reaktor

- **Berat molekul campuran, Tc umpan dan Pc umpan**

  Hasil perhitungan berat molekul campuran, suhu kritis dan tekanan kritis dapat dilihat pada tabel 6, yaitu sebagai berikut :

Tabel 6. Perhitungan berat molekul campuran

Komponen	BM	Yi	Pc (atm)	Tc (K)	w	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi.w
C_3H_6	42	0.332	45.530	364.76	0.142	13.949	15.122	121.148	40.237
C_3H_8	44	0.003	41.938	369.82	0.152	0.131	0.125	1.103	0.003
NH_3	17	0.664	111.314	404.65	0.252	11.292	73.941	268.793	178.548
H_20	18	0.001	217.683	647.13	0.345	0.010	0.118	0.351	0.000
CH_3CH_2CN	55	0.000	41.306	564.4	0.325	0.000	0.000	0.000	0.000
H_2	2	0.000	12.959	33.18	-0.22	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_3CN	41	0.000	47.702	545.5	0.338	0.000	0.000	0.000	0.000
CH_4	16	0.000	45.441	190.58	0.011	0.000	0.000	0.000	0.000
Total		1	563.873	3120.02	1.345	25.383	89.306	391.394	218.788

Diperoleh : Tc umpan = 391, 394 K

Pc umpan 89,03 atm

- **Z masuk reaktor**

  Tr = T/Tc = 1,966

  Pr = P/Pc = 0,0797

  Pr/Tr = 0,04

  Dari harga Tr dan Pr, berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66 (Smith van Ness) :

$$B^{\cap} = \frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = B^{\cap}\frac{\mathrm{Pr}}{Tr} \qquad Z = 1 + \left(\frac{BP}{RT}\right)\left(\frac{\mathrm{Pr}}{Tr}\right)$$

$$B^o = 0.083 - \frac{0.422}{Tr^{1.6}} \qquad B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}}$$

Tabel 7 merupakan hasil perhitungan nilai z, yaitu sebagai berikut :

Tabel 7. Hasil perhitungan nilai z

Komponen	**Yi**	**Tr**	**Pr**	**Bo**	**B1**	**BPc/RTc**	**Pr/Tr**	**Z**	**Yi.Z**
C_3H_6	0.332	2.110	0.156	-0.045	0.132	-0.026	0.074	0.998	0.331
C_3H_8	0.003	2.081	0.170	-0.048	0.131	-0.028	0.082	0.998	0.003
NH_3	0.664	1.902	0.064	-0.068	0.127	-0.036	0.034	0.999	0.663
H_20	0.001	1.189	0.033	-0.237	0.056	-0.217	0.028	0.994	0.001
CH_3CH_2CN	0.000	1.364	0.172	-0.174	0.092	-0.144	0.126	0.982	0.000
H_2	0.000	23.195	0.549	0.080	0.139	0.050	0.024	1.001	0.000
CH_3CN	0.000	1.411	0.149	-0.160	0.098	-0.127	0.106	0.987	0.000
CH_4	0.000	4.038	0.157	0.038	0.139	0.039	0.039	1.002	0.000
Total	1.000	37.289	1.451	-0.613	0.914	-0.489	0.512	7.960	0.999

Diperoleh : Z umpan masuk reaktor = 0,998

BM campuran = 25,382 kg/kmol

4.3 Volume gas masuk reaktor

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P}$$

Keterangan : Vg = Laju alir *volumetric*, cm^3/s

n = mol umpan, mol/s

R = Konstanta gas, cm^3.atm/gmol.K

T = Temperatur, K

P = tekanan, atm

Diperoleh : Vg = 635532,4508 cm^3/s

4.4 Densitas umpan

Campuran gas masuk reaktor diasumsikan sebagai gas ideal sehingga :

$$PV = nRT$$

$$PV = \frac{m}{BMg} R.T \qquad P.BMg = \frac{m}{V} R.T$$

$$PBMg = \rho_g.R.T \qquad \rho_g = \frac{P.BM_g}{R.T}$$

Atau densitas gas umpan campuran $\rho_g = \frac{P.BM_g}{R.TZ}$

Dengan : ρ_g = densitas campuran gas (kg/m˘)

P = Tekanan total gas, atm

BMg = Berat molekul campuran gas (kg/kmol)

R = 0,08206 (atm.m^3/kmol.K)

T = suhu gas (K)

Diperoleh : ρ_g = 0,002866208 gr/cm^3

4.5 Viskositas gas

Harga viskositas gas diperoleh dari data data pada Tabel 8 dan dengan persamaan berikut :

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

μ gas = centipoise

Tabel 8. Data-data persamaan viskositas gas

Komponen	A	B	C
C_3H_6	-7.23	3.42E-01	-9.45E-05
C_3H_8	-5.462	3.27E-01	-1.07E-04
NH_3	-7.874	3.67E-01	-4.47E-06
H_20	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05
CH_3CH_2CN	-15.409	2.56E-01	-3.09E-05
H_2	27.758	2.12E-01	-3.28E-05
CH_3CN	-1.384	2.52E-01	-2.46E-05
CH_4	3.844	4.01E-01	-1.43E-04

Sumber : (Chemichal Properties Handbook : Carl. Yaws)

Sedangkan untuk viskositas campuran gas :

$$\mu_g = \frac{\sum y_1.\mu_1 BM^{0,5}}{\sum y_i BM^{0,5}}$$ (perry, 1984)

Dengan yi = fraksi mol komponen i

μi = viskositas gas i

BMi = berat molekul komponen i

Diperoleh : 0,000973 gr/cm.s

5. Perancangan Reaktor

Percobaan yang dilakukan oleh Denton dan Bishop, pada suatu reaktor tabung yang diisi dengan katalisator 10 % MoO_3 pada *activated* alumina, pada suhu sekitar 760 K. Sedangkan keaktifan katalisator tidak mengalami penurunan setelah 100 kali siklus, kecuali adanya penutupan karbon pada permukaan katalisator yang diregenerasi setiap 75 jam dengan udara.

5.1 Ukuran Butiran Katalisator

Katalisator yang digunakan adalah 10 % MoO_3 dalam *activated alumina* dengan *specific gravity* 3,98. Bentuk partikel yang dipilih adalah bola dengan diameter 0,3175" (diameter untuk partikel bola yang biasa digunakan adalah 1/16" – ½" (Smith, 1981)).

Percobaan Colburn untuk perbandingan antara koefisien transfer panas pada pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong pada berbagai variasi perbandingan diameter katalis dan diameter pipa dinyatakan sebagai berikut (Smith, 1981).

dP/dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hP/ht	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dari hasil percobaan diatas dipilih dP/dt = 0,15, karena memberikan nilai hP/ht yang paling besar (transfer panas yang baik)

Untuk menentukan porositas, dapat dilihat pada fig. 222 (Brown, 1978) hubungan antara porositas dan dP/dt. Porositas yang diperoleh pada dP/dt = 0,15 adalah 0,4.

Hubungan antara *bulk dinsity* (ρ_B) dan densitas partikel (ρ_p) sebagai berikut (Walas, 1959) :

$$\rho_B = \rho_p \,.\, (1 - \varepsilon) = 3{,}98 \,.\, (1 - 0{,}4) = 2{,}194 \text{ g/ml}$$

5.2 Diameter Reaktor

Diameter reaktor ditentukan dengan *flowrate* massa gas masuk reaktor, diameter partikel dan viskositas. *Flowrate* massa gas masuk reaktor ditentukan dengan persamaan berikut :

$$Re = \frac{Fre \,.\, Dp \,.\, Gt}{\mu}$$

Dengan : Re : Bilangan renold

Dp : Diameter partikel

μ : Viskositas gas

Gt : kecepatan massa persatuan luas

Kemudian luas penampang reaktor dapat diperoleh dari persamaan :

$$At = \frac{G}{Gt}$$

Dengan : At : luas penampang reaktor (cm^2)

G : kecepatan massa (kg/s)

Gt : kecepatan massa persatuan luas ($kg/s.cm^2$)

Diperoleh hasil

At = 6873,156 cm^2

D bed = 94 cm

5.3 Jumlah Katalis (W)

Kesetimbangan mol

$$F_{Ao}\frac{dX}{dW} = -r'A \qquad \text{……..1}$$

Dengan laju reaksi :

$$-r'_A = \frac{P_A}{R.T}\;\frac{P_B}{R.T} \qquad \text{……..2}$$

$$-r'_A = k\,(C_{Ao}\,R\,T)\,(C_{Bo}\,R\,T)$$

$$-r'_A = k\,(RT)^2\,C_A\,C_B \qquad \text{……..3}$$

Stokiometri

Untuk fase gas :

$$\upsilon = \upsilon_o(1+\varepsilon X)\left(\frac{P}{P_o}\right)$$

$$C_A = \frac{F_A}{\upsilon} = \frac{C_{Ao}(1-X)}{1+\varepsilon X}.\left(\frac{P}{P_o}\right) \qquad \text{……..4}$$

$$C_B = \frac{F_B}{\upsilon} = \frac{C_{Ao}(2-X)}{1+\varepsilon X}.\left(\frac{P}{P_o}\right) \qquad \text{……..5}$$

Kombinasi laju reaksi dan konsentrasi

$$-r'A = k(RT)^2\left[\frac{C_{Ao}(1-X)}{1+\varepsilon X}\left(\frac{P}{P_o}\right)\right]\left[\frac{C_{Ao}(2-X)}{1+\varepsilon X}\left(\frac{P}{P_o}\right)\right] \qquad \text{……..6}$$

$$= k\frac{(C_{Ao}RT)^2}{(1+\varepsilon X)^2}\left(\frac{P}{P_o}\right)^2(1-X)(2-X) \qquad \text{……..7}$$

untuk stokiometri feed, M = 2

$$-r'_A = kP_{Ao}{}^2 \cdot \frac{(1-X)(2-X)}{(1+\varepsilon X)^2}\cdot\left(\frac{P}{P_o}\right)^2$$

$$= k'\frac{(1-X)(2-X)}{(1+\varepsilon X)^2}\left(\frac{P}{P_o}\right)^2 \qquad \text{……..8}$$

Dimana , $k' = kP_{Ao}{}^2 (2)$

Design equation

Hubungan anatara P dan W dimana ƐX << 1 adalah

$$\frac{P}{P_o} = (1-\alpha W)^{1/2}$$

(Eq. 4-33, Fogler)

Kombinasi persamaan 8 dan Eq. 4-33 :

$$= k'\frac{(1-X)(2-X)}{(1+\varepsilon X)^2}\left[(1-\alpha W)^{\frac{1}{2}}\right]^2 = k'\frac{(1-X)(2-X)}{(1+\varepsilon X)^2}(1-\alpha W) \qquad \text{……..9}$$

Kombinasi persamaan 8 dan persamaan 1 :

$$F_{Ao}\frac{dX}{dW} = -r'A \quad = k'\frac{(1-X)(2-X)}{(1+\varepsilon X)^2}(1-\alpha W)$$

Memisahkan variabel untuk membentuk integral yields

$$\int_0^X \frac{F_{Ao(1+\varepsilon X)^2 dX}}{k'(1-X)(2-X)} = \int_0^W (1-\alpha W)dW$$

Hasil integral

$$\frac{F_{Ao}}{k'}\left[(1+\varepsilon X)^2\left(-\frac{1}{x}+\frac{1}{2}x\right)-2\left(\varepsilon+\varepsilon^2 x\right)\left(\frac{1}{8}x^2\right)+2\varepsilon^2\left(\frac{1}{12}x^3\right)\right]=\frac{1}{2\alpha}\left[1-(1-\alpha W)^2\right]$$

…….10

$$W=\frac{1-\left[1-\left(2\alpha F_{Ao}/k'\right)\left\{(1+\varepsilon X)^2\left(-\frac{1}{x}+\frac{1}{2}x\right)-2\left(\varepsilon+\varepsilon^2 x\right)\left(\frac{1}{8}x^2\right)+2\varepsilon^2\left(\frac{1}{12}x^3\right)\right\}\right]^{1/2}}{\alpha}$$

…….11

Parameter

F_{Ao} = 85,8056 kmol/jam = 189,1687 lbmol/jam

F_{Tot} = 258,3497 kmol/jam = 569,5630 lbmol/jam

Dengan fraksi mol :

$$y_{Ao}=\frac{F_{Ao}}{F_{Tot}}$$

y_{Ao} = 0.3321

$$\varepsilon = y_{Ao}\delta$$

Ɛ = 0.9964

Tekanan parsial gas :

$$P_{Ao} = y_{Ao}P_o$$

P_{Ao} = 2,3648 atm

Dengan nilai k = 488.7291 cm^3/gr.cat.s.K

k’ = 1.01192E+11 lbmol/lbcat.jam

$$W = \frac{1-\left[1-\left(2\alpha F_{Ao}/k'\right)\left\{(1+\varepsilon X)^2\left(-\frac{1}{x}+\frac{1}{2}x\right)-2\left(\varepsilon+\varepsilon^2 x\right)\left(\frac{1}{8}x^2\right)+2\varepsilon^2\left(\frac{1}{12}x^3\right)\right\}\right]^{1/2}}{\alpha}$$

$$W = \frac{1-(1+6.53)\alpha F_{Ao}/k')^{1/2}}{\alpha} \qquad \text{…....12}$$

Menghitung nilai α

$$\alpha = \frac{2\beta_o}{A_C(1-\Phi)\rho_c P_o}$$

$$\beta_o = \left[\frac{G.(1-\Phi)}{gc.\rho_o.Dp.\Phi^3}\right] x \left[\frac{150(1-\Phi)\mu}{Dp}+1.75G\right]$$

Dengan, Ac = *section area,* ft^2

G = kecepatan massa persatuan luas, lbm/ft^2h

Φ = porositas

ρ_c = densitas katalis, lb/ft^3

ρ_o = densitas gas, lb/ft^3

P_o = tekanan sistem, atm

DP = diameter partikel, ft

gc = 4,17 x 10^8, $lbm.ft/h^2lbf$

μ = viskositas gas lb/ft.h

diperoleh : α = 2,28815 x 10^{-5} / lb cat

substitusi ke persamaan 11

$$W = \frac{1-(1+6.53)\alpha F_{Ao}/k')^{1/2}}{\alpha}$$

diperoleh banyaknya katalis (W) = 43703,2839 lb atau 19823459,94 gr

5.4 Tinggi bed (L) dan waktu tinggal

5.4.1 Tinggi bed (L)

Panjang reaktor dapat ditentukan dengan menentukan volume reaktor

$$Volume = \frac{W}{\rho cat}$$

Dengan W = banyaknya katalis, lb

Pc = densitas katalis, lb/ft^3

$$L = \frac{V}{Atot}$$

Keterangan : L = panjang reaktor, ft atau m

V = volum reaktor, ft^3

Atot = luas total reaktor, ft^2

Diperoleh V = 319,0797 ft^3 atau 90353,05 m^3

L = 25,642 ft atau 7,82 m

5.4.2 Waktu tinggal

$$t = \frac{vol.}{Vgas}$$

Dengan t = waktu tinggal, s

Vol. = volume reaktor cm^3

V gas = kecepatan gas cm^3/s

Diperoleh t = 14 s

6. *Mechanical Design* Reaktor

Mechanical design bertujuan untuk menentukan dimensi dan konstruksi dari reaktor yang kita rancang agar dapat beroperasi pada kondisi operasi dengan aman. Adapun beberapa parameter penting dalam perhitungan *mechanical design* yaitu bahan konstruksi, jenis *vesse*l dan *head* yang digunakan.

Data yang diperlukan adalah suhu dan tekanan operasi, dimensi kasar reaktor, bahan konstruksi yang akan dipakai serta ukuran standar pasar. Kondisi operasi reaktor adalah pada suhu 769,6 K dan tekanan 7,12 atm. Perancangan mekanis reaktor harus mempertahankan unsur keamanan proses. Oleh karena itu, dipilih bahan konstruksi yang masih aman pada tekanan maksimum operasi, diambil *overdesign* sebesar 20%.

Jenis *head* yang akan digunakan adalah *torispherical dished head* karena *vessel* berada pada *range* tekanan 15-200psig (Brownell and Young 1959).

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel*. *Carbon steel* adalah bahan konstruksi yang biasa digunakan karena harga yang murah dan banyak tersedia, sehingga bahan ini paling banyak dipakai. Alasan lain pemilihan adalah karena bahan baku tidak korosif. Secara spesifik jenis *carbon steel* yang digunakan adalah *carbon steel type SA-283 grade C* karena suhu dan tekanan operasi yang digunakan cukup tinggi, sehingga memerlukan tebal *plate* yang cukup besar, (Brownell and Young, 1959).

Perhitungan *mechanical design* reaktor *fixed bed* meliputi :

1. Pemilihan bahan dan tebal *shell*
2. Jenis, tinggi dan tebal *head*
3. *Grid support* dan inert katalisator

4. Diameter lubang pemasukan umpan dan pengeluaran hasil
5. Bahan dan tebal isolasi

6.1 Tebal *shell*

Data perhitungan :

Tekanan oeprasi : 7,12 atm atau 104,664 psi

Tekanan desain : 8,544 atm atau 125,6 psi (*overdesign* 20%)

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0{,}6P} + C$$ **(**Eq 13.1 P.254, Brownell, 1959)

Keterangan : ts = tebal dinding *shell* (in)

P = tekanan desain (psi)

r = (IDs/2) = radius dalam *shell* (in)

E = efisiensi sambungan

f = *allowable working stress* (psi)

c = faktor korosi (in)

Bahan konstruksi *: Carbon steel SA 283 Grade C* (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur yang kuat)

f = 12650 psi (tabel 13.1, P. 251, Brownell, 1959)

E = 0,85 (tabel 13.2, P. 254, Brownell, 1959)

c = 0,25 in

- Diperoleh : ts = 0,6853 in atau 17,4 mm
- Dipilih tebal *shell* standar (5/8) = 0,625 in atau 15,875 mm
- Diameter luar *shell* :

  ODs = IDs + 2 (tebal *shell*) = (0,94 x 39,36996) in + (2 x 0,625) in

  = 38,258in

  Dari tabel 5.7, P 89, Brownell, 1959, dipilih OD standar = 40 in

  Sehingga diameter dalam *shell* = OD standar – 2 (tebal *shell*)

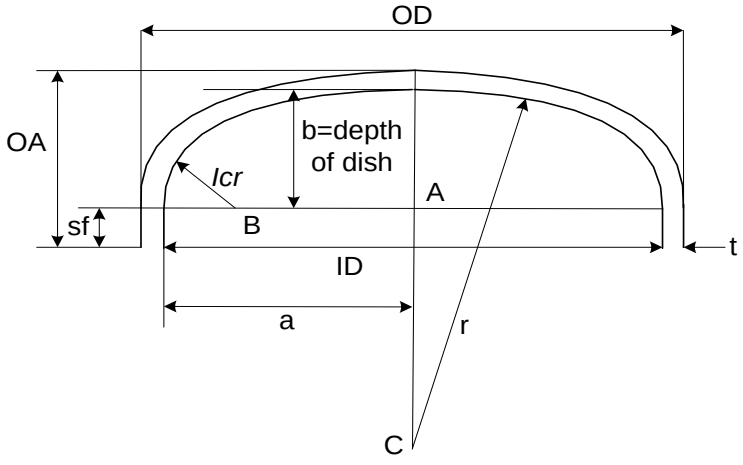
  = 40 in – (2 x 0,625) in

  = 38,75 in

6.2 Jenis,tinggi dan tebal *head*

6.2.1 Jenis dan tebal *head*

Jenis *head* yang digunakan pada reaktor adalah *torispherical head*, dengan bentuk seperti pada Gambar 1.



Gambar 1. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan ;

th = Tebal *head* (in)

icr = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish* (in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = Tinggi head (in)

- Persamaan minimum ketebalan : (Brownell, P. 254)

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

- Diperoleh : tH = 0,4415 in atau 11,2143 mm

- Dipilih *head* standar (5716) = 0,4375 in atau 11,1125 mm

6.2.2 Tinggi head

Dari tabel 5.7 P.89, Brownell and Young, 1959 :

ODs = 40 in

tH = 0,4375 in

IDs = 36,75 in

Didapat :

icr = 2,5 in

r = 40 in

a = IDS/2 = 19,38 in

AB = a- icr = 16,88 in

BC = r – icr = 37,50 in

AC = $(BC^2-AB^2)^{0,5}$= 33,49 in

b = r – AC = 6,51 in

Dari tabel 5.6, P.88 Brownell and Young, 1959, didapat sf = 1,5 – 3,5 in

Perancangan digunakan sf = 2 in

Maka, hH = tH + b + sf

hH = (0,4375 + 6,51 + 2) in

hH = 8,95 in

atau = 0,2273 m

6.3 Tebal *grid support* dan inert katalisator

6.3.1 Tebal *grid support*

Grid support berfungsi untuk menyanggga tumpukan katalis dan mencegah kelebihan *pressure drop*. Desain yang biasa digunakan adalah piringan berlubang (*perforlated paltte*) dan piringan bergelombang (*slotted plate*). *Support* dirancang untuk tahap terhadap korosi sehingga dipilih *carbon stell, cast iron, atau cast ceramic*, (Rase, 1977).

Dipilih desain *grid support* berupa *perfolated plate* dari bahan *carbon stell* SA 283 *grade* C dengan asumsi :

$$Ap = \frac{1}{2} A_{shell}$$

$$Ap = \frac{1}{2}\left(\frac{\pi}{4} ID_s^{\,2}\right)$$

Diperoleh : 0,38 m^2

6.3.2 Inert katalisator

Di atas penyangga ditempatkan bola-bola inert (keramik/alumina) dengan tebal 3" sampai 6", sebagaimana telah tersaji pada Tabel 9. Inert katalisator berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan untuk mencegah kontaminasi *bed* dari bahan – bahan yang tak diinginkan. Dipilih inert dari bahan alumina dengan penyusunan sistem *cubic*.

Densitas alumina = 3950 kg/m^3

Menurut Rase (1977), penyusunan bola inert diatas *bed* dimulai dengan :

a. 6" *layer* bola inert berukuran 1"
b. 6" *layer* bola inert berukuran ½"

Dan untuk susunan bola inert dibawah *bed* (dan diatas *grid support*) berurutan sebagai berikut :

a. 3" *layer* bola inert berukuran ¼ "
b. 4" *layer* bola inert berukuran ½ "
c. 5" *layer* bola inert berukuran ¾ "

Kemudian dicari porositas masing-masing *layer* untuk selanjutnya dikalkulasi berat inert pada masing-masing *layer* tersebut .

Tabel 9. Perhitungan massa inert pada tiap *layer*

	Layer 1	**layer 2**	**layer 3**	**layer 4**	**layer 5**
Ukuran inert (in)	1.000	0.500	0.250	0.500	0.750
Tebal *layer* (in)	6.000	6.000	3.000	4.000	5.000
d bed/d partikel	37.008	74.016	148.032	74.016	49.344
e (porositas)	0.518	0.522	0.524	0.522	0.520
Volume *layer*, m3	0.200	0.200	0.100	0.133	0.166
rho *bulk* , kg/m3	1902.624	1887.673	1880.039	1887.673	1895.201
Massa Inert, Kg	379.954	376.968	187.816	251.249	315.361

Massa inert total : 1511,35 kg

Massa katalis :19823,46 kg

Berat total katalis yang harus disangga *grid support* adalah 21334,81 kg

Beban berat :

$$F = m\left(\frac{g}{gc}\right)$$

Dengan : g : 9,807 m/s^2

gc : 1 kg.m/N.s^2

Diperoleh : F : 209230,47 N

Tekanan yang dialami *grid support* : P = F / A_p

Diperoleh : P : 550268,2079 Pa

Atau 79.81 psi

Tekanan desain : *overdesain* 20% = 1,2 (P_{Grid})

= 95,77 psi

Tebal *perforated plate* (*grid support*) dicari dengan persamaan :

$$tp = IDs\left(\frac{3P_G}{16f}\right)^{1/2}$$

Keterangan :

tp = tebal *grid support*, in

IDs = diameter dalam *shell*, in

P_G = tekanan desain yang pada *grid support*, psi

f = tegangan maksimum yang diijinkan pada bahan *grid*, psi

Diperoleh : tp = 1,33 in

Tebal *grid* standar : 1,375 in

6.4 Tinggi reaktor

Tinggi *head*	= 8,95 in
Tinggi ruang kosong atas	= 5 in
Lapisan inert 1	= 6 in
Lapisan inert 2	= 6 in
Tinggi tumpukan katalis	=307,707 in
Lapisan inert 3	= 3 in
Lapisan inert 4	= 4 in
Lapisan inert 5	= 5 in
Tebal *grid support*	= 1,3745 in
Tinggi ruang kosong bawah	= 5 in
Tinggi *head (bottom)*	= 8,95 in

Maka tinggi total reaktor adalah 360,98 in atau 9,17 m

6.5 Isolasi

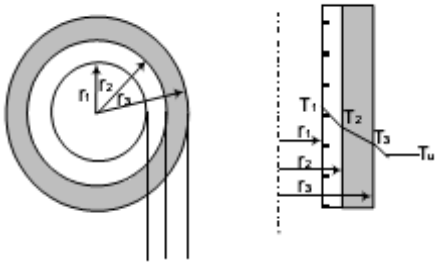
6.5.1 Bahan isolasi

Isolator digunakan adalah *asbestos and bonding* karena temperatur operasi didalam distilasi besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator.

Perpindahan panas yang melewati dinding menara adalah perpindahan panas dari sinar matahari secara radiasi, panas dari udara luar secara konveksi, kemudian melalui dinding isolasi dan dinding tangki secara konduksi.

6.5.2 Bahan konstruksi

Bahan konstruksi adalah *carbon steel.* (perry, 1984). Perpindahan panas konsuksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti pada Gambar 2 berikut ini:



Gambar 2. Sistem isolasi reaktor

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahan dihitung dengan hukum Fourier dan A = 2πL, diperoleh :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_U)}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{k_1} + \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{k_2}}$$ (Holfman, 1997, pers. 2-9)

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan diatas dapat ditulis sebagai :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_U)}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{k_1} + \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$ (Holfman, 1997, pers. 2-9)

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan maka diperoleh :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_U)}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{k_s} + \frac{\ln \frac{r_2 + x}{r_2}}{k_{is}} + \frac{1}{(h_c + h_r)(r_2 + x)}}$$

Keterangan :

x = Tebal isolasi, m

r1 = Jari-jari dalam tangki, m

r1 = Jari-jari dalam tangki, m

r2 = Jari-jari luar tangki, m

r3 = Jari-jari luar isolasi, m

T1 = Temperatur permukaan tangki bagian dalam, K

T2 = Temperatur permukaan tangki bagian luar, K

T3 = Temperatur luar isolasi, K

Tu = Temperatur udara, K

Ks = Konduktifitas termal tangki, W/m.K

Kis = Konduktivitas termal isolasi , W/m.K

hc = Koefisien konveksi (W/m.K)

hf = Koefisien radiasi (W/m.K)

keadaan *steady state* QC = (QD+QR)

Asumsi :

1. Keadaan *steady state*
2. Suhu udara luar = 30 ^{o}C
3. Suhu dinding luar isolator = 60 ^{o}C

Data perhitungan :

T_1 = 496,4 C atau 769,55 K atau 925,4 F

T_2 = 233,2 C atau 506,35 K

T_3 = 60 C atau 333,15 K atau 140 F

T_4 = 30 C atau 303,15 K atau 289,33 F

*Bahan isolasi asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern)

kis = 0,1755 W/ m K

e = 0,96

**carbon steel* :

ks = 38,1389 W/m.K

*Sifat – sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman, 1988. Daftar A-5)

Tf = 318, 15 K

υ = 0,00001753 m^2/s

k = 0,02762 W / m.K

Pr = 0,704007

β = 0,003143 K^{-1}

μ = 0,00001929 kg/ms

g = 9,8 m/s^2

r1 = 18,375 in atau 0,4667 m

r2 = 19 in atau 0,4826 m

L = 8,3 m

6.5.3 Tebal isolator

Konduksi

$$Q_B = \frac{2.\pi.ks.L.(T_1 - T_2)}{\ln\left(r_2 / r_1\right)}$$

Q_B = 69169,99 x (T_1-T_2) .....a

$$Q_C = \frac{2.\pi.kis.L.(T_2 - T_3)}{\ln\left(r_3 / r_2\right)}$$

Q_C = 10,1050 x (T_2-T_3)/ln(r^2+x/r^2) .....b

Konveksi

$$Gr = \frac{g.\beta.(T_3 - T_4).L^3}{\upsilon^2}$$

Diperoleh : Gr = 2,3178 x 10^{12}

Gr.Pr = 1,6318 x 10^{12}

$$h = 1.31*(\Delta T)^{1/3}$$

1 *hc* = 4,0705 W/m.K

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_u)$$

Q_D = 7031,4074 x r_3 ……c

Radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^{\,4} - T_U^{\,4})$$

Q_R= 12136,5429 x r3 ……d

Kemudian nilai x di *trial* dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat :

Diperoleh :

Q_D = 5035,3013 W

Q_R = 8691,1690 W

Q_C = 1376,0051 W

Sehingga , x = 0,208116 m atau 20,8116 cm

6.6 Man Hole

Man hole digunakan untuk pembersihan reaktor. Besarnya diameter *man hole* harus didesain sedemikian rupa sehingga saat pembersihan reaktor teknisi dapat masuk ke dalam reaktor untuk membersihkan isi dalam reaktor. Pada reaktor ini dipakai diameter *man hole* dengan ukuran standar 20 in

6.7 Pipa pemasukan dan pengeluaran

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Keterangan : D opt = Diameter optimum

G = Kecepatan gas

ρ = Densitas gas umpan campuran

dimana :

$$\rho = \frac{P \,.BM}{R\,T}$$

6.7.1 Pipa feed

T : 769,6 K

P : 7,12 atm

R : 0,08205746 m^3.atm/Kmol.K

Hasil perhitungan berat molekul campuran di *feed* dapat dilihat pada Tabel 10.

Tabel 10. Perhitungan berat molekul campuran di *feed*

Komponen	**BM**	**Input (kg/jam)**	**kmol/jam**	**Yi**	**yi.BM**
Propylene	42	3603.835	85.806	0.332	13.949
Propane	44	33.894	0.770	0.003	0.131
Ammonia	17	2917.391	171.611	0.664	11.292
Air	18	2.525	0.140	0.001	0.010
Propionitrile	55	0.052	0.001	0.000	0.000
Hidrogen	2	0.000	0.000	0.000	0.000
Acetonitrile	41	0.877	0.021	0.000	0.003
Metana	16	0.000	0.000	0.000	0.000
Total		6558.573	258.350	1.000	25.386

Diperoleh : G = 1,8218 kg/s

ρ = 2,8629 kg/m3

maka, D opt = 272,845 mm atau 10,7419 in

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal. 844) :

ID = 10,02 in

OD = 10,75 in

NPS = 10

Sch.no = 40

6.7.2 Pipa pengeluaran

T : 769,6 K

P : 7,12 atm

R : 0,08205746 m^3.atm/Kmol.K

Hasil perhitungan berat molekul campuran di pengeluaran dapat dilihat pada Tabel 11.

Tabel 11. Perhitungan berat molekul campuran di gas keluar

Komponen	**BM**	**Ouput(kg/jam)**	**kmol/jam**	**yi**	**yi.BM**
Propilen	42	2254.199	53.671	0.185	7.760
Propane	44	33.894	0.770	0.003	0.117
Amoniak	17	2371.109	139.477	0.480	8.163
Air	18	2.525	0.140	0.000	0.009
Propionitril	55	88.421	1.608	0.006	0.304
Hidrogen	2	67.482	33.741	0.116	0.232
Asetonitril	41	1252.504	30.549	0.105	4.312
Metana	16	488.440	30.527	0.105	1.681
Total		6558.573	290.484	1.000	22.578

Diperoleh : G = 1,8218 kg/s

ρ = 2,5462 kg/m3

maka, D opt = 284,9046 mm atau 11,2181 in

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal. 844) :

ID = 10,02 in

OD = 10,75 in

NPS = 10

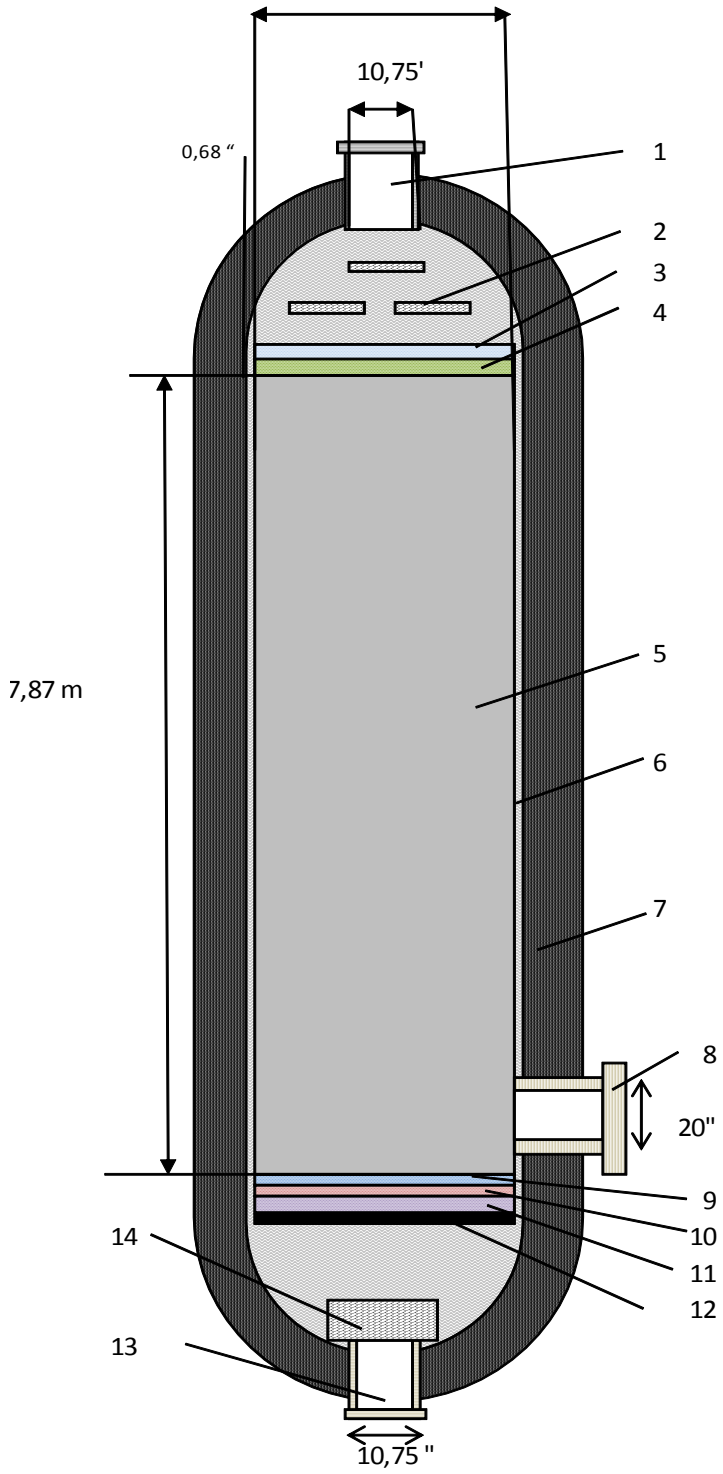
Sch.no = 40

6.8 Desain reaktor

Berikut desain reaktor *fixed bed adiabatic* yang tersaji pada Gambar 3 :

Keterangan :

1. Noozle inlet reaktan
2. Distributor
3. Bola inert 1
4. Bola inert ½
5. Katalis
6. Reaktor shell
7. Isolator
8. Manhole
9. Bola inert 1/4
10. Bola inert 1/2
11. Bola inert ¾
12. Grid support
13. Nozzle outlet
14. Sekat pengeluaran



Gambar 3. Desain reaktor

LAMPIRAN

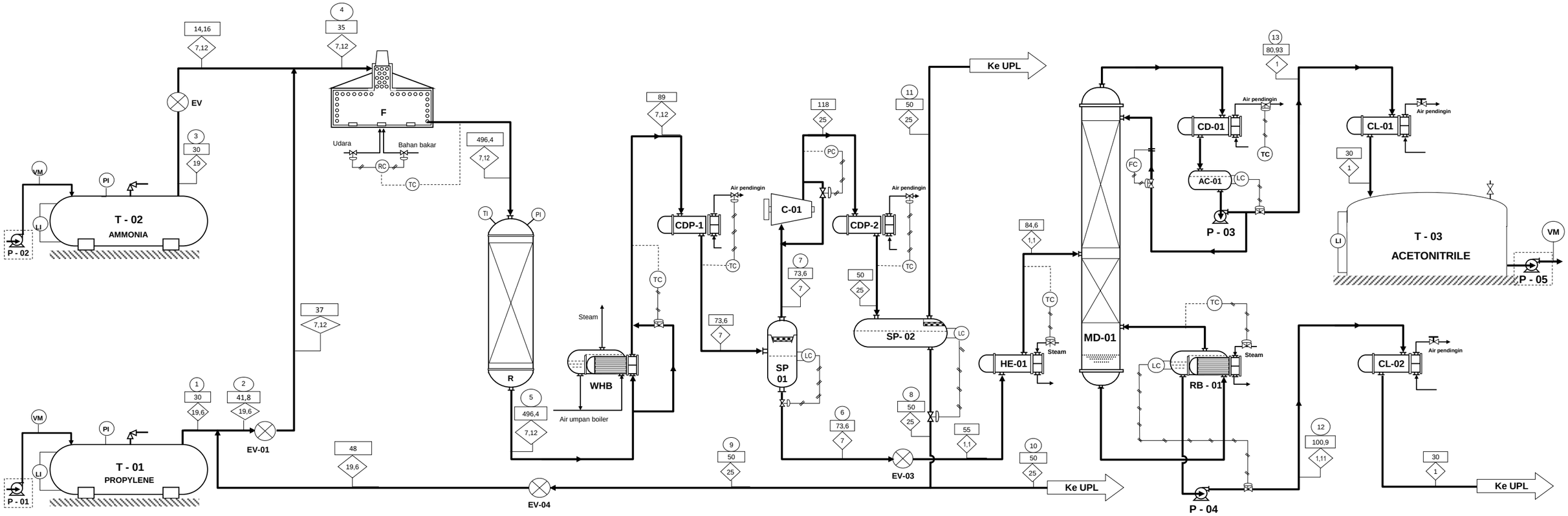
B

(PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK ACETONITRILE DARI PROPYLENE DAN AMMONIA

KAPASITAS PRODUKSI : 10.000 TON / TAHUN



ARUS MASSA (Kg/Jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	H_2					67.48		67.48				67.48		
2	CH_4					488.44		488.44				488.44		
3	C_3H_6	2027.47	3603.84		3603.84	2254.20		2254.20	2251.9	1576.36	675.58	2.25		
4	C_3H_8	10.19	33.89		33.89	33.89		33.89	33.9	23.71	10.16	0.03		
5	NH_3		1658.15	1259.24	2917.39	2371.11		2371.11	2368.8	1658.15	710.63	2.33		
6	CH_3CN		0.88		0.88	1252.50	1251.25	1.25	1.3	0.88	0.38		1.25	1250.00
7	CH_3CH_2CN		0.05		0.05	88.42	88.35	0.07	0.1	0.05	0.02		75.72	12.63
8	H_2O		0.00	2.52	2.52	2.52	2.52	0.00	0.0	0.00	0.00		2.52	
	JUMLAH	2037.66	5296.81	1261.77	6558.57	6558.57	1342.12	5216.45	4655.92	3259.14	1396.78	560.53	79.50	1262.63

KETERANGAN

AC	Accumulator	LC	Level Controller
CD	Condenser	LI	Level Indicator
CL	Cooler	PI	Pressure Indicator
C	Compressor	RC	Rasio Controller
HE	Heater	TC	Temp. Controller
MD	Menara Distilasi	VM	Volume Meter
P	Pompa	FC	Flow Controller
R	Reaktor		Nomor Arus
RB	Reboiler		Temperatur (℃)
SP	Separator		Tekanan (Atm.)
EV	Expantion Valve		Pipa
T	Tangki		Udara Tekan
			Sambungan Listrik

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
Y O G Y A K A R T A

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ACETONITRILE DARI PROPYLENE DAN AMMONIA
KAPASITAS PRODUKSI : 10.000 TON / TAHUN

Dikerjakan oleh :
1 Muhammad Nur Fauzi (12 521 017)
2 Vivi Lestari (12 521 098)

Dosen Pembimbing :
1 Dra. Kamariah, M.S.
2 Dyah Retno Savitri, S.T., M.Eng.