

TA/TK/2016/40

**PRA RANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI
AMONIAK DAN TOLUEN
DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Yunita Eviyanti

Nama : Ayu Kumala Rezeki

NIM : 12521014

NIM : 12521047

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

2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan dibawah ini :

Nama : Yunita Eviyanti

Nama : Ayu Kumala Rezeki

NIM : 12521014

NIM : 12521047

Yogyakarta, 19 September 2016

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

Demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



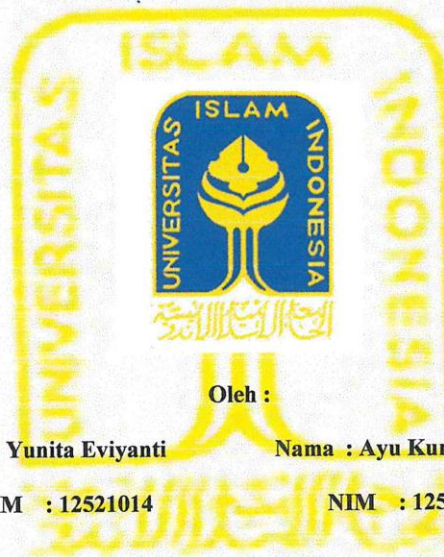
Yunita Eviyanti
NIM.12521014



Ayu Kumala Rezeki
NIM.12521047

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BENZONITRILE DARI
AMONIAK DAN TOLUENE
DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Yunita Eviyanti

Nama : Ayu Kumala Rezeki

NIM : 12521014

NIM : 12521047

Yogyakarta, 19 September 2016

Pembimbing I


Ir. Bachrun Sutrisno., M.Sc

Pembimbing II


Khamdan Cahyari, S.T, M.Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI
AMONIAK DAN TOLUEN
DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Yunita Eviyanti Nama : Ayu Kumala Rezeki
No.Mahasiswa : 12521014 No.Mahasiswa : 12521047

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Statu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta,

Tim Penguji ,

Ir.Bachrun Sutrisno.,M.Sc
Ketua

Lilis Kistriyani,S.T.,M.Eng
Anggota I

Nur Indah Fajar Mukti,S.T.,M.Eng
Anggota II

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


Ir.Drs.Faisal R M, MSIE.,Ph.D

iv

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIAK DAN TOLUEN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku 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 dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Dr. Drs. Imam DjatiWidodo, M.Eng.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Ir. Bachrun Sutrisno.,M.Sc, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Bapak Khamdan Cahyari,ST.,M.Sc, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Kedua orang tua yang selalu memberikan bantuan moril dan materil, motivasi,serta doa yang tiada henti-hentinya kepada penyusun.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman – teman Teknik Kimia 2012 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.

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

Wassalamu 'alaikumWr.,Wb.

Yogyakarta, 31 oktober 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

Lembar Judul Perancangan Pabrik	i
Lembar Pernyataan Keaslian Perancangan Pabrik	ii
Lembar Pengesahan Dosen Pembimbing	iii
Lembar Pengesahan Penguji	iv
Kata Pengantar	v
Daftar Isi	vii
Daftar Tabel	ix
Daftar Gambar	xii
Abstract	xiii
Intisari	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Masalah.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	11
2.1 Spesifikasi Produk	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	12

2.3 Katalis	14
2.4 PengendalianProduksi	14
2.5 Pengendalian Kualitas.....	16
BAB III PERANCANGAN PROSES	19
3.1 Uraian Proses.....	19
3.2 Spesifikasi Alat	22
3.3 Perencanaan Produksi	61
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	62
4.1 Lokasi Pabrik.....	62
4.2 Tata Letak Pabrik	66
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses	68
4.4 Alir Proses dan Material.....	71
4.5 Pelayanan Teknik (utilitas).....	98
4.6 Organisasi Perusahaan.....	132
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	155
BAB V PENUTUP	169
5.1 Kesimpulan.....	170
DAFTAR PUSTAKA	171
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Nilai Import Melamin	4
Tabel 1.2 Nilai Import Benzonitril.....	5
Tabel 2.1 Spesifikasi Katalis.....	14
Tabel 4.1 Luas Area Pabrik Benzonitril.....	67
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	71
Table 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	72
Tabel 4.4 Neraca Massa Separator.....	73
Tabel 4.5 Neraca Massa Decanter.....	74
Tabel 4.6 Neraca Massa MenaraDestilasi	75
Tabel 4.7 Neraca Massa Absorber	75
Tabel 4.8 Neraca Massa Stripper	77
Tabel 4.9 Neraca Massa Decanter 02.....	78
Tabel 4.10 Neraca Panas Vaporizer Toluene	79
Tabel 4.11 Neraca Panas Vaporizer Amoniak	79
Tabel 4.12 Neraca Panas Heater UmpanReaktor.....	80
Tabel 4.13 Neraca Panas HE-04	80
Tabel 4.14 Neraca Panas HE-05	82
Tabel 4.15 Neraca Panas HE-06	83
Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor	85
Tabel 4.17 Neraca Panas CL-01.....	86

Tabel 4.18 Neraca Panas CL-02.....	87
Tabel 4.19 Neraca Panas Separator.....	88
Tabel 4.20 Neraca Panas Absorber	88
Tabel 4.21 Neraca Panas HE Umpan MD	91
Tabel 4.22 Neraca Panas Menara Destilasi.....	92
Tabel 4.23 Neraca Panas Condensor MD	92
Tabel 4.24 Neraca Panas Heater Umpan Stripper.....	93
Tabel 4.25 Neraca Panas Menara Stripper.....	94
Tabel 4.26 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	105
Tabel 4.27 Kebutuhan Air Pendingin.....	106
Tabel 4.28 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	108
Tabel 4.29 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	109
Tabel 4.30 Kebutuhan Listrik Alat Kontrol dan Penerangan.....	109
Tabel 4.31 Siklus Pergantian Shift.....	142
Tabel 4.32 Jabatan dan Persyaratan.....	143
Tabel 4.33 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	147
Tabel 4.34 Physical Plant Cost.....	158
Tabel 4.35 Direct Plant Cost.....	159
Tabel 4.36 Fixt Capital Investment.....	160
Tabel 4.37 Direct Manufacturing Cost.....	160
Tabel 4.38 Indirect Manufacturing Cost.....	161
Tabel 4.39 Fixed Manufacturing Cost.....	161
Tabel 4.40 Total Manufacturing Cost.....	162

Tabel 4.41 Total Working Capital.....	162
Tabel 4.42 Total General Expense.....	163

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Melamin.....	4
Gambar 1.2 Kebutuhan Benzonitril	5
Gambar 1.3 Production Flow	8
Gambar 4.1 Peta dan Lokasi Untuk Pembangunan Pabrik	65
Gambar 4.2 Tata Letak Alat.....	70
Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik	71
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif	95
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif	96
Gambar 4.6 Struktur Organisasi.....	151
Gambar 4.7 Grafik Evaluasi Ekonomi	168

Abstract

Benzonitrile (C_7H_5N) is a chemical that is widely used in the chemical industry. Benzonitrile used as synthetic materials benzoguanamine which is a derivative of melamine, as a supporting material in the manufacture of protective coating and molding resins. Benzonitrile prepared by reacting toluene and ammonia with the aid of air (O_2) with V_2O_5 catalyst at a temperature of $325^\circ C$ and a pressure of 3 atm in a fixed bed catalytic reactor. Benzonitrile mill is designed with a capacity of 80.000 tons / year. The raw material required is toluene as much as 99,5% 82993,284 tonnes / year, as much as 99,6% of the ammonia 17701.2 tons / year, and the resulting product in the form of benzonitrile 99,7% to 80.000 tons / year. The factory premise are planned in Semarang, Central Java and was built on land with an area of 35.000 m^2 . The utilities required are 1446506 m^3 / year of water supply, 711,473 kW of electricity, 1172,6326 kg/h fuel oil and fuel (diesel) as much as 67,5127 kg /hour. The form of the selected company is a Limited Liability Company (PT), with line and staff organizational structure, with consideration of ease in obtaining capital, management, and development prospect are more favorable. Systems based on the division of employee working hours of employee shift and non-shift. Economic evaluation shows that pre-tax profit of Rp 214.627.466.434,56 , after tax Rp 107.313.733.217,28 .Percent Return on Investment (ROI) before taxes of 35%, after taxes 18%. Pay Out Time (POT) before tax 2,31 years, 3,90 years after tax. Break Event Point (BEP) 48,36%, Shut Down Point (SDP) 33,74% and the Discounted Cash Flow (DCF) 20,59%. From the results of the economic evaluation, factory benzonitrile from toluene and ammonia capacity of 80.000 tons / year is considered feasible to set up because it meets the standards and requirements for the establishment of a factory.

Keywords: benzonitrile, ammoxidation, melamine

INTISARI

Benzonitril (C_7H_5N) adalah bahan kimia yang cukup banyak digunakan di dalam industry kimia. C_7H_5N digunakan sebagai bahan sintesis benzoguamin yang merupakan derivative dari melamin. Benzonitril dibuat dengan cara mereaksikan toluene dan amoniak dengan bantuan udara (O_2) dengan katalis V_2O_5 pada suhu $325^\circ C$ dan tekanan 3 atm di dalam Reaktor *fixed bed catalityc*. Pabrik benzonitril ini dirancang dengan kapasitas 80.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah toluen 99,5% sebanyak 82993.284 ton/tahun, amoniak 99,6% sebanyak 17701,2 ton/tahun, dan produk yang dihasilkan berupa benzonitril 99,7 % sebanyak 80.000 ton/tahun. Lokasi pabrik direncanakan di Semarang, Jawa Tengah dan dibangun di atas tanah dengan luas 35.000 m^2 . Kebutuhan air sebesar $1446506\text{ m}^3/\text{tahun}$, kebutuhan listrik sebesar $711,473\text{ kW}$ dan kebutuhan bahan bakar (*fuel oil*) sebanyak $1172,6326\text{ kg/jam}$ dan bahan bakar (solar) sebanyak $67,5127\text{ kg/jam}$. Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi dan staff, dengan pertimbangan kemudahan dalam mendapatkan modal. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa Keuntungan sebelum pajak Rp. 214.627.466.434,56, sesudah pajak Rp. 107.313.733.217,28. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 35 %, setelah pajak 18%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,31 tahun, setelah pajak 3,90 tahun. *Break Event Point* (BEP) 48,36 %, *Shut Down Point* (SDP) 33,74 % dan *Discounted Cash Flow* (DCF) 20,59%.

katakunci : benzonitril, amoksidasi, melamin

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Negara Indonesia merupakan Negara agraris ,dimana sektor pertanian memegang peranan penting dalam perekonomian negara. Berkembangnya sektor pertanian semakin meningkatkan kebutuhan akan pupuk, sementara Negara Indonesia juga mempunyai Sumber Daya Alam yang melimpah berupa bahan-bahan yang dapat diolah menjadi pupuk. Indonesia telah mampu memproduksi amoniak sebagai bahan dasar industry pupuk nitrogen. Untuk lebih meningkatkan pendapatan negara, perlu dilakukan usaha untuk mengembangkan industry petrokimia yang dapat menghasilkan produk dengan nilai ekonomi yang lebih tinggi, diantaranya yaitu dengan mendirikan pabrik Benzonitril dengan bahan dasar Toluen dan Amoniak.

Potensi dan nilai jual dalam dunia industri yang dipandang cukup menjanjikan menjadi pertimbangan utama pendirian pabrik benzonitril. Kebutuhan benzonitril yang tinggi sebagai *intermediate product* di Indonesia belum diimbangi dengan suplai dari dalam negeri yang memadai. Hingga saat ini Indonesia belum mempunyai pabrik benzonitril, akibatnya pemenuhan kebutuhan benzonitril sebagai bahan baku sekaligus

pendukung bagi industri seperti melamin, *coating*, *molding resin*, pelapisan logam nikel, hingga tekstil hanya mengandalkan impor.

Hingga saat ini telah banyak berdiri pabrik benzonitril di beberapa Negara seperti:.

1. Jepang : Nippon Shakubai

Himeji Plant

2. Jerman : BASF

SKW Trostberg

3. Inggris : Hopkins & Williams

Koch. Light Lab.

Salah satu pabrik di Jepang yakni Nippon Shokubai memiliki kapasitas produksi 50.000 ton/tahun sedangkan pabrik di India yakni *Anami Organics* memiliki kapasitas produksi 20.000 ton/tahun

Kegunaan dari Benzonitrile adalah sebagai bahan sintesis Benzoquanamin yang merupakan derivative dari melamin, dan digunakan sebagai pelindung tekstil. Penggunaan yang lain adalah sebagai bahan aditif dalam pembasuhan plat-plat nikel, untuk pemisahan naphtalen dari campuran non aromatik, sebagai zat aditif pada bahan bakar jet, pemutihan kain katun, zat aditif pada pengeringan *acrylic* fiber, dan pengambilan *Tetrachloride* dan *vanadium oxychloride* dearisilikon *tetrachloride*. (kirk&Othmer, 1981).

Dengan mendirikan pabrik Benzonitrile di Indonesia, maka diharapkan dapat memenuhi kebutuhan Benzonitrile di dalam negeri dan untuk diekspor sehingga dapat menambah devisa negara.

1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup.

Bahan baku yang digunakan pada produksi benzonitril adalah toluene dari PT. Styrimo Mono Indonesia (Serang) dan amoniak yang dibeli dari PT. Petrokimia, Gresik dan udara disekitar pabrik.

1.1.3 Kapasitas Rancangan

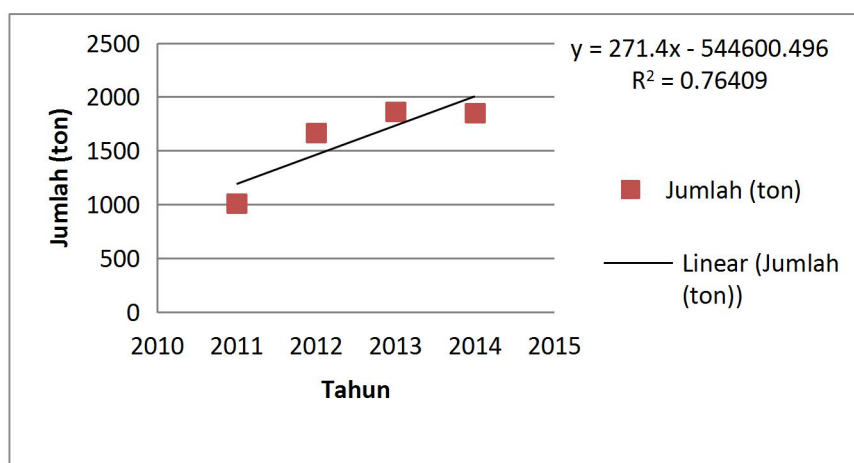
Dalam menentukan kapasitas produksi yang menguntungkan digunakan beberapa pertimbangan, yaitu:

- 1) Prediksi kebutuhan Benzonitril di Indonesia,
- 2) Ketersediaan bahan baku.

Berdasarkan data dari BPS (Balai Pusat Statistik), menunjukkan impor Benzonitril setiap tahunnya meningkat, dan juga kebutuhan melamin di Indonesia meningkat. Benzonitril merupakan salah satu bahan baku dari melamin sehingga benzonitril sangat amat penting.

Tabel 1.1. Nilai Impor Melamin di Indonesia dari tahun 2011-2014

Tahun	Indeks	Jumlah (ton)
2011	1	1011.756
2012	2	1665.736
2013	3	1862.08
2014	4	1850.984



Grafik 1.1. Kebutuhan Melamin (ton/tahun)

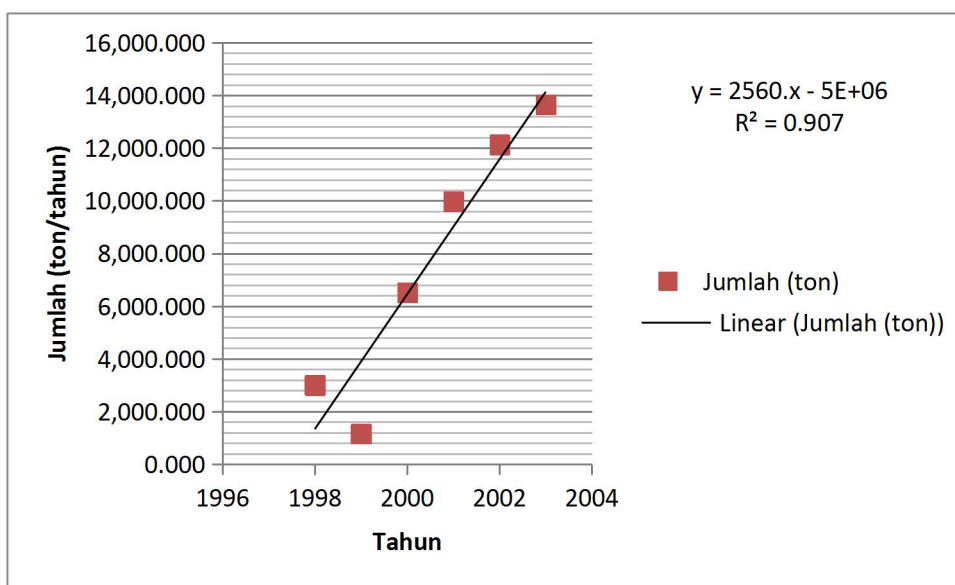
Benzonitril merupakan salah satu bahan perekat untuk melamin , diperkirakan produksi melamin semakin tahun semakin meningkat. Dengan pendekatan

$y = 271,4x - 544600,496$,diperkirakan kebutuhan melamin pada tahun 2021 sebesar 4000 ton/tahun.

Tabel 1.2. Nilai Import Benzonitrile di Indonesia dari tahun 1998-2003

Tahun	Indeks	Jumlah (ton)
1998	1	2,999.508
1999	2	1,152.367
2000	3	6509.708
2001	4	9965.779
2002	5	12125.237
2003	6	13646.629

(Sumber : Badan Pusat Statistik Yogyakarta , 2016)



Grafik 1.2 Kebutuhan Benzonitrile (ton/tahun)

Pabrik benzonitril ini direncanakan akan berdiri pada tahun 2021. Dengan pendekatan $y = 2560.x - 5E+06$, diperkirakan kebutuhan Benzonitrile pada tahun 2021 sebesar 173.760 ton/tahun. Dipilih kapasitas 80.000 ton/tahun karena pabrik Benzonitrile ini diharapkan dapat

mengurangi ketergantungan impor karena dari kapasitas pabrik yang sudah beroperasi yaitu Jepang yakni Nippon Shokubai memiliki kapasitas produksi 50.000 ton/tahun sedangkan pabrik di India yakni Anami Organics memiliki kapasitas produksi 20.000 ton/tahun dan juga karena kebutuhan melamin yang semakin meningkat setiap tahunnya. Juga diharapkan dengan berdirinya pabrik ini dapat mengurangi jumlah pengangguran yang ada di Indonesia.

1.2 TinjauanPustaka

1.2.1 Macam-Macam proses

Benzonitrile merupakan senyawa organik yang berupa cairan yang tidak berwarna, larut baik dalam aseton, benzene, etilasetat, chloroform, dan etilen oksida tapi tidak larut dalam air. Benzonitril dapat digunakan sebagai pelarut untuk bermacam-macam bahan organik dan anorganik, termasuk polimer.

Ada dua cara pembuatan Benzonitrile dengan bahan Toluene dan Amoniak yang telah dilakukan ,yaitu:

1. Reaksi toluene dan ammonia tanpa adanya udara

Dengan katalisator Bi-Mo-O pada suhu sekitar 1000 ° F (540 °C).



Dengan menggunakan proses ini, maksimum yield benzonitril yang diperoleh adalah 61% dengan selektivitas ammonia terhadap

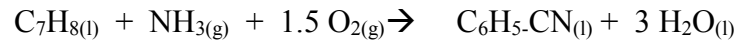
benzonitril 50% (Ridder, 1981). Secara komersial, proses ini kurang menarik untuk diaplikasikan di industry karena *yield* yang dihasilkan masih cukup rendah, sedangkan suhu yang diperlukan cukup tinggi sehingga sangat tidak ekonomis. konversi maksimum = 13%. Konversi reaksi cukup kecil, sedangkan suhu yang diperlukan cukup tinggi sehingga jarang dilakukan.

2. Reaksi Amoksidasi

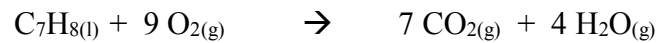
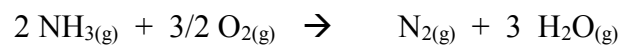
Reaksi amoksidasi antara toluene dan ammonia berlangsung dengan bantuan udara (oksigen) dan katalisator V-Ti-O. Penyiapan katalis dilakukan dengan mencampurkan *aqueous solutions* yaitu *vanadyl oxalate* dan TiOCl_2 yang mengandung 25% w/w vanadium dalam bentuk V_2O_5 dengan promotor CsCl . Setelah terbentuk larutan yang homogen selanjutnya dituang di atas penyangga berbentuk silinder yang terbuat dari Al_2O_3 yang telah mengalami *treatment* pemanasan hingga suhu 1000°C (Cavali, P., dkk., 1987). Proses ini menghasilkan benzonitril dengan *yield* maksimum 75 % dan dapat mencapai 90% bila dilakukan *recycle* total terhadap toluen (Ridder, 1981). Reaksi utama dari reaksi amoksidasi antara toluene dan ammonia dapat dituliskan sebagai berikut (Kirk and Othmer, 1998):

Pada proses ini terdapat tiga reaksi, yaitu 1 reaksi utama dan 2 reaksi samping :

a. Reaksi Utama

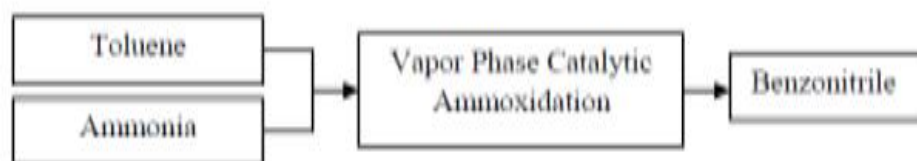


b. Reaksi samping



Secara umum reaksi amoksidasi dapat berlangsung pada suhu 300-500°C dan tekanan 2 atm, bersifat eksotermis, dan merupakan reaksi fase gas. Namun untuk meminimalkan terjadinya reaksi samping maka proses dijalankan pada suhu kurang dari 480°C (Shitara, 2000). Konversi pembentukan Benzonitril mencapai 82 %.

Berikut ini adalah *production flow* sederhana benzonitril di Nippon Shokubai yang menggunakan metode amoksidasi toluen:



Gambar 1.3 *Production Flow*

Kedua proses sintesis benzonitril di atas tentunya memiliki kelebihan dan kekurangan.

1. Kelebihan dan kekurangan Reaksi toluene dan ammonia tanpa udara (O_2)

Kelebihan :

- Tidak memerlukan tambahan udara dalam reaksinya

Kekurangan :

- Suhu dan tekanan operasi yang diperlukan lebih tinggi dibanding proses amoksidasi
- Yield benzonitril yang dihasilkan cukup rendah yakni sebesar 61%.

2. Kelebihan dan kekurangan Reaksi Amoksidasi

Kelebihan :

- Prosesnya sudah banyak diaplikasikan di industri
- Suhu operasi lebih rendah
- Yield benzonitril yang dihasilkan cukup tinggi mencapai 90%.

Kekurangan :

- Perlu *pretreatment* katalis agar kinerja katalis lebih maksimal.

Berdasarkan uraian di atas dapat disimpulkan bahwa reaksi amoksidasi menghasilkan *yield dan konversi* yang lebih tinggi dengan suhu operasi yang lebih rendah sehingga berpotensi menghasilkan margin keuntungan yang optimal. Di dalam industri sendiri, reaksi amoksidasi juga telah berhasil diaplikasikan oleh industri besar seperti Nippon Shokubai untuk memproduksi benzonitril secara kontinyu. Dari pertimbangan-

pertimbangan tersebut, maka proses amoksidasi dipilih sebagai proses untuk memproduksi benzonitril.

1.2.2 Kegunaan Produk

Benzonitril merupakan senyawa yang memiliki banyak kegunaan dalam dunia industri, antara lain (Kirk & Othmer, 1998):

- a. Sebagai bahan sintesis benzoguamin yang merupakan derivatif dari melamin.
- b. Sebagai bahan pendukung pada pembuatan *protective coating* dan *molding resin*.
- c. Sebagai *separating agent* dalam pemisahan *naphthalene* dan *alkyl-naphthalene* dari campuran senyawa non-aromatik melalui distilasi azeotrop.
- d. Sebagai zat aditif pada pembasuhan plat-plat nikel, bahan bakar jet, pemutihan kain katun, pengeringan serat *acrylic* dan pemisahan *titanium tetrachloride* serta *vanadium oxychloride* dari *silicon tetrachloride*.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Benzonitrile

Rumus Kimia	: C_7H_5N
Fasa	: Cair (Pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1 atm)
Berat Molekul	: 103,124
Kemurnian	: 99,5 % Benzonitrile 0,5 % Impuritis(H_2O , Toluen)
Rapat Massa	: $1,010\text{ g/cm}^3$ (pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$)
Titikdidih	: $190,37\text{ }^{\circ}\text{C}$
Titik leleh	: $-13\text{ }^{\circ}\text{C}$
Flash point	: $72\text{ }^{\circ}\text{C}$
Temperatur kritis	: $426,2\text{ }^{\circ}\text{C}$
Tekanan kritis	: 41,6 atm
Kelarutan	: - sangat kecil dalam air. - larut dalam alkohol dan ether.
Stabilitas	: sangat stabil.

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Amoniak

Rumus Kimia	: NH_3
Fasa	: Gas (Pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1 atm)
Berat Molekul	: 17.031
Komposisi	: 99,5 % Amoniak (NH_3) 0,5 % Air (H_2O)
Rapat Massa	: $0,817\text{ g/cm}^3$ ($-79\text{ }^{\circ}\text{C}$)
Titik Didih	: $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$
Titik leleh	: $-77,7\text{ }^{\circ}\text{C}$

2.2.2 Toluene

Rumus kimia	: C_7H_8
Fasa	: Cair (Pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1 atm)
Berat Molekul	: 92,141
Kemurnian	: 98,5 % Toluene 1,5 % N-Heptan
Rapat Massa	: $0,867\text{ g/cm}^3$ (pada $20\text{ }^{\circ}\text{C}$)

Titik didih	: 110,63 °C
Titik beku	: -95,0 °C
Suhu kritis	: 318,6 °C
Tekanan kritis	: 40,55 atm
<i>Flash point</i>	: 4 °C
<i>Flammable limit</i>	: <i>Lower</i> = 1.27 % <i>Upper</i> = 7,1 %
Kelarutan	: dalam air = 0,5 g / 100g air

2.2.3 UDARA

Komposisi	: O ₂ : 21% : N ₂ : 79%
Fase	: gas (Pada 30 °C ,1 atm)
Berat molekul	: 28,85 g/mol
Titik didih	: -194,5 °C
Titik beku	: -213,4 °C
Spesific gravity	: 1 (20 °C ,1 atm)
Viskositas	: 0,018 cp (30 °C ,1atm)
Suhu kritis	: -140,5 °C
Tekanan kritis	: 37,71 atm
Sifat	: Tidak berwarna

2.3 Katalis *Vanadium Titanium Oxide*

Spesifikasi katalis yaitu vanadium titanium oxide disajikan pada Tabel 1.5 :

Tabel 1.3 Spesifikasi Katalis V-Ti-O

Parameter	Nilai
Sifat Fisis	<i>Vanadium titanium oxide</i>
Rumus Molekul	V-Ti-O
Rapat Massa	0,84
Bentuk	Silinder
Diameter dalam,cm	0,18
Diameter luar,cm	0,45
Tinggi , cm	0,45
Wujud	Padat

2.4 PengendalianProduksi

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

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, *pressure control* dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

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

1) *Level Control*

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

2) *Flow Rate*

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

3) *Temperature Control*

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

4) *Pressure Control*

Suatu alat yang bertugas untuk menjaga agar tekanan dalam reaktor masih berada pada kisaran yang ditetapkan. Biasanya diterapkan pada reaktor yang memakai reaktan fase gas. Cara kerjanya mirip dengan LC yaitu dengan membuka dan menutup kran.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

2.5 Pengendalian Kualitas

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

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan *Benzonitrile* dipabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

3) Pengendalian Kualitas Bahan selama Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi kadar air dalam Ammonia, kadar Toluene.

4) Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Benzonitrile*.

5) Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama benzonitril pada saat dipindahkan dari tangki penyimpanan tetap ke mobil truk dan kapal.

2.6 Pengendalian Kuantitas

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

2.7 Pengendalian Bahan Proses

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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk memperoleh kualitas produk yang baik dan sesuai dengan perancangan yang diinginkan maka diperlukan penyetingan pada perancangan proses yang tepat pada alat-alat operasi meliputi suhu, tekanan, dan kondisi optimum agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

Toluene cair pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C dari tangki penyimpan toluene (T-01) dipompa dengan P-03 ke Vaporizer Toluene (HE-01) untuk menguapkan toluene. Toluene jenuh dengan suhu 63,5 °C dan tekanan 3,5 atm dialirkan ke *separator drum* (SD-01). Uap toluene dialirkan ke mixer (M-01) sedangkan toluene cair di-*recycle* dan dipompa ke HE-01. Bahan baku lainnya, amoniak cair dari tangki penyimpan amoniak (T-02) dengan suhu -33.5 °C tekanan 2 atm dipompa ke Vaporizer amoniak (HE-02) untuk diuapkan. Amonia jenuh dengan suhu 18,69 °C dan tekanan 2,9 atm dipisahkan oleh *separator drum* (SD-02). Seperti halnya uap toluene, uap ammonia dialirkan ke HE-03 sedangkan cairannya di-*recycle* dan dipompa ke HE-02.

Dari HE-03 dilewatkan ke HE-04, HE-05, dan HE-06 sehingga mencapai suhu reaksi sebesar 325 °C dan tekanan 3,5 atm. Selanjutnya gas umpan dimasukkan ke reaktor (R-01). Di dalam reaktor terjadi reaksi

pembentukan benzonitril. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi amoksidasi yang bersifat eksotermis. Reaksi amoksidasi ini berlangsung dalam reaktor *fixed bed* dengan katalis (V-Ti-O) .Campuran hasil reaksi keluar pada suhu 340⁰C dan tekanan 3,2 atm, selanjutnya didinginkan melalui HE-06, HE-05,dan HE-04 dengan system *heat integration* dimana yang berperan sebagai cold fluid adalah gas umpan reaktor. Setelah melewati *heat integration* campuran hasil reaksi kemudian dilewatkan ke kondensor 1 (CD-01) dan cooler 1 (CL-01) agar sebagian besar produk keluar reaktor mengembun dimana digunakan pendingin berupa brine.

Campuran gas dan cairan keluar CL-01 tersebut dipisahkan di separator drum (SD-03). Produk bawah separator yang merupakan *condensable gas* terdiri dari benzonitril, toluen , air , sedikit amoniak dialirkan ke decanter 1 (D-01) sedangkan produk atas yang merupakan *non condensable gas* terdiri dari amoniak, karbon dioksida , oksigen , dan nitrogen dialirkan ke absorber (ABS -01) untuk memisahkan amoniak dari komponen-komponen lainnya. Untuk penjerapan amoniak dengan menggunakan air, serta gas lainnya akan di *purging*, sedangkan fase cair berupa larutan amoniak akan dipisahkan lebih lanjut di dalam *decanter* 1 (D-01). Hasil atas absorber keluar pada suhu 30 ⁰C dan tekanan 1.1 atm dan dibuang sebagai *purge*, sedangkan hasil bawahnya dipompa dan dilewatkan ke HE-07 kemudian dialirkan ke stripper (STP-01) untuk mengambil amoniak yang terikut di dalam cairan. Dalam hal ini dgunakan udara sebagai *stripping agent* yang dialirkan dengan blower 1(BL-01). Hasil atas stripper

dengan blower 2 (BL-02) di *recycle* menuju HE-03. Hasil bawah stripper dialirkan ke dekanter (DC-02). Hasil atas DC-02 dibuang ke *waste water treatment* sedangkan hasil bawahnya di-*recycle* masuk ke absorber (ABS -01) untuk digunakan sebagai penjerap amoniak karena fraksi ini sangat kaya akan air.

Dari dekanter (DC-01) , toluen dan benzonitril yang sedikit larut dalam air dipisahkan sebagai fase berat air dengan amoniak yang terlarut didalamnya sebagai fraksi ringan. Produk atas yang merupakan fase ringan dimasukkan ke stripper (STP-01) bersama dengan cairan keluar absorber (ABS-01), sedangkan hasil bawah yang merupakan fase hidrokarbon dialirkan ke HE-8 untuk menaikkan suhu sampai keadaan cair jenuh sebelum dimasukkan ke menara destilasi (MD-01). Hasil atas MD-01 dialirkan ke kondensor 2 (CD-02). Untuk mengembunkan sebagian uapnya untuk dikembalikan ke plate-1 menara destilasi sebagai *reflux*. Uap yang tidak mengembun di-*recycle* ke reaktor dengan bantuan blower 3 (BL-03) dan dialirkan kembali ke HE-03. Cairan dari plate paling bawah dialirkan ke reboiler 1 (RB-01). Uap yang terbentuk dikembalikan ke menara destilasi dan cairan yang ada diambil sebagai produk benzonitrile. Sebelum disimpan di dalam tangki penyimpanan benzonitrile (T-03) hasil *bottom* menara destilasi didinginkan terlebih dahulu di *cooler* bottom MD (CL-03) dengan sistem *heat integration* umpan MD-01.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Reaktor (R-01)

Fungsi	=	Mereaksikan gas amoniak dan toluene menjadi Benzonitril, dengan bantuan udara.
Jenis	=	<i>Fixed Bed Single bad</i>
Fasa	=	Gas
Bentuk:	=	Silinder tegak
Suhu masuk	=	325 °C
Suhu keluar	=	340 °C
Tekanan Udara	=	3,5 atm absolute
Jenis Katalis	=	V-Ti-O
Diameter katalis	=	0,0049 m
Konversi Benzonitrile	=	0,8276
Konversi CO ₂	=	0,1025
Konversi Nitrogen	=	8,558E-10
Tinggi Reaktor	=	10,72 m
Diameter shell	=	1,39 m
Tebal dinding	=	0,3125 in
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-285 grade-C</i>

Tebal Isolasi	=	8,09 cm
Jumlah Reaktor	=	1 buah
Harga	=	US\$ 197.770

3.2.2 Menara Distilasi (MD-01)

Tugas = Memisahkan Benzonitrile dari komponen lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang telah dipersyaratkan.

Jenis = *Plate tower*, dengan *sieve tray*

Jumlah *plate* = 14 buah

Effisiensi *plate* = 83,87 %

Tray spacing

1. Tinggi menara = 11,108 m
2. Diameter menara = 1,7272 m
- 3 Tebal shell = 4,7625 mm
4. Jenis head = *Torispherical dished head*
5. Tebal head = 4,7625 mm
6. Tebal isolator = 9,44 cm

7. Pipa umpan = 4 in (IPS)

8. Pipa atas menuju condensor = 18in (IPS)

9. Pipa refluks distilat = 3 in (IPS)

10. Pipa pengeluaran bottom = 5 in (IPS)

11. Pipa refluks bottom = 20 in (IPS)

Plate Specification

Jumlah Plate = 14 *Plate*

Plate ID = 1,7272 m

Hole size = 3 mm

Hole pitch = 11,06 mm

Active hole = 2.742,46 buah

Turn down = 0,8 max rate

Plate material = *Stainless Steel*

Downcomer material = *Stainless Steel*

Plate spacing = 0,6 m

Plate thickness = 3mm

Plate pressure drop = 129,36 mm liquid

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 242.489

3.2.3 Menara Absorber (ABS-01)

Tugas = Mengambil amoniak sisa hasil reaksi dari komponen gas lainnya untuk diumpankan kembali ke reaktor, dengan pelarut air.

Suhu = 20 °C

Tekanan Udara = 2 atm absolut

Tebal Packing = 12,53 m

Diameter menara = 1,016 m

Tinggi Menara = 15,03 m

Jenis Packing = Berl Saddles

Nominal Size' = 2 " (50 mm)

Metode Packing = Random

Bahan Konstruksi = *Carbon steel SA-285 grade-C*

Tebal dinding = 3/16 in

Jumlah Absorber = 4 buah

Harga = US\$ 171.732 (1 buah)

3.2.4 Menara Stripper (STP-01)

Tugas	= Menguapkan amoniak yang berasal dari menara absorber (ABS-01) dengan udara bertekanan untuk kemudian bersama-sama diumpankan ke reaktor
Suhu	= 30 °C
Tekanan Udara	= 2 atm absolut
Tebal <i>Packing</i>	= 15,91 m
Diameter menara	= 1,981 m
Tinggi Menara	= 18,41 m
Jenis <i>Packing</i>	= <i>Rasching Ring</i>
<i>Nominal Size'</i>	= 2 " (50 mm)
Metode Packing	= Random
Bahan Konstruksi	= Carbon steel SA-285 grade-C
Tebal dinding	= 3/16 in
Jumlah Stripper	= 1 buah
Harga	= US\$ 164.638 (1 buah)

3.2.5 Tangki Penyimpan 1 (T-01)

Tugas = Menyimpan Toulene sebanyak 10.478,95 kg/jam
untuk waktu 15 hari

Jenis = *Vertical tank, Flat bottom,*
torispherical dished head

Kondisi operasi

suhu = 30°C.

tekanan = 1 atm.

Kapasitas = 54.363,3583 bbl

Dimensi :

Diameter =90 ft.

Panjang = 36 ft

Tebal shell = 0,4375 in

Tebal head = 0,625 in

Bahan = *Low Alloy Steel SA-203 Grade B*

Jumlah = 1 buah

Harga = US \$ 35.901

3.2.6. Tangki Penyimpan 2 (T-02)

Tugas = Menyimpan Amoniak 99,05 % sebanyak
2.367,303 kg/jam untuk waktu 15 hari.

Jenis : *Vertical tank* dengan *toispherical dished head*

Kondisi operasi

suhu : -33.5 °C (kondisi cair jenuh)

tekanan : 1 atm.

Kapasitas : 11.325,6996 *bbl*

Diameter : 45 ft.

Tinggi : 30 ft.

Tebal shell : 0,25 in.

Tebal head : 0,625 in

Bahan : *Low Alloy Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 89.752 (1 buah)

3.2.7 Tangki Penyimpan 3 (T-03)

Tugas : Menyimpan produk Benzonitrile 98,5% sebanyak
10.255,25 kg/jam untuk waktu 30 hari.

Jenis : *Vertical tank, Flat bottom, Conical Roof*

Kondisi operasi

suhu	: 30 °C.
tekanan	: 1 atm.
Kapasitas	: 21.924,3173 bbl
Diameter	: 70 ft.
Panjang	: 24 ft
Tebal shell	: ½ in
Tebal head	: 1 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-203 Grade B</i>
Jumlah	: 1 buah.
Harga	: US\$ 38.893 (1 buah)

3.2.8 SEPARATOR – 01 (SD-01)

Tugas : Memisahkan uap sebanyak 10.478,67 kg/jam dan cairan
sebanyak 2.638,15 kg/jam yang berasal dari Vaporizer Toluene

Alat : Silinder Vertikal, *torispherical dished head*

Kondisi Operasi :

$$P = 3,5 \text{ atm}$$

$$T = 161,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bentuk = Silinder Tegak

Material = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal *shell* = 0,1875 in

Jenis *Head* = *Torispherical dished head*

Diameter = 24 in

$$= 0,61 \text{ m}$$

Tinggi = 84 in

$$= 2,11 \text{ m}$$

Nilai H/D = 3,46

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 28.343

3.2.9 SEPARATOR - 02 (SD-02)

Tugas : Memisahkan uap sebanyak 2.262,74 kg/jam dan cairan
sebanyak 585,74 kg/jam yang berasal dari *Vaporizer Amoniak*

Alat : Silinder Vertikal, *torispherical dished head*

Kondisi Operasi :

$$P = 2,1 \text{ atm}$$

$$T = 18,69 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bentuk = Silinder Vertikal

Material = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal shell = 0,1875 in

Jenis Head = *Torispherical dished head*

Diameter = 18 in

$$= 0,4577 \text{ m}$$

Panjang = 62 in

$$= 1,58 \text{ m}$$

Nilai L/D = 3,45

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 20.832

3.2.10 *SEPARTOR – 03 (SD-03)*

Tugas : Memisahkan uap sebanyak 197552 kg/jam dan cairan sebanyak 17158 kg/jam yang berasal dari Reaktor.

Alat : Silinder Vertikal, *torispherical dished head*

Kondisi Operasi :

$$P = 2.1 \text{ atm}$$

$$T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bentuk = Silinder Tegak

Material = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal shell = 0,1875 in

Jenis Head = *Torispherical dished head*

Diameter = 36 in

$$= 0,9144 \text{ m}$$

Tinggi = 134,889 in

$$= 3,426 \text{ m}$$

Nilai H/D = 3,7469

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 28.343 (1 buah)

3.2.11 ACCUMULATOR – 01 (ACC-01)

Tugas : Memisahkan uap destilat sebanyak 556,3 kg/jam dan cairan *reflux* sebanyak 10.255,25 kg/jam yang berasal dari *top* menara destilasi (MD-01)

Alat : Silinder Horisontal, *torispherical dished head*

Kondisi Operasi :

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

$$T = 86,77 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bentuk = Silinder Horisontal

Material = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal shell = 0,1875 in

Jenis Head = *Torispherical dished head*

Diameter = 18 in

$$= 0,4577 \text{ m}$$

Panjang = 90 in

$$= 2,74 \text{ m}$$

Nilai L/D = 5

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 20.832 (1 buah)

3.2.12 DECANTER – 1 (D-01)

Tugas : Memisahkan Hidrokarbon dengan Larutan Amoniak yang keluar dari separator 03 (SD-03).

Kondisi operasi:

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

$$T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bentuk = Silinder horisontal

diameter = 20 in

$$= 0,508 \text{ m}$$

Panjang = 2,032 m

Bahan Konstruksi = *Carbon steel SA 285 grade C*

Tebal shell = 0,1875 in

Jumlah = 1 buah

Harga = US\$ 14.047 (1 buah)

3.2.13 DECANTER – 2 (D-02)

Tugas : Memisahkan Hidrokarbon dengan Larutan Amoniak yang keluar dari stripper.

Kondisi operasi:

$$P = 1.86 \text{ atm}$$

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bentuk = Silinder horisontal

diameter	= 64 In
	= 1,6256 m
Panjang	= 6,5024 m
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Tebal shell	= 0,1875 in
Jumlah	= 1 buah
Harga	= US\$ 28.343

3.2.14 BLOWER 01 (BL-01)

Tugas	= Menaikkan tekanan 6.596,8 kgmol/jam udara umpan stripper dari 1 atm menjadi 3,5 atm.
Kapasitas	= 36,428 m ³ /det
Takanan isap	= 1 atm
Tekanan keluar	= 2 atm
Suhu isap	= 30 °C
Suhu keluar	= 90 °C
Daya adiabatik	= 4.713,8 Hp
η_{ad}	= 90 %
Jumlah blower	= 1
Penggerak	= motor

Daya penggerak = 3170 KW

Harga = US\$ 126.756

3.4.15. BLOWER 2 (BL-02)

Tugas = Menaikkan tekanan 7.230,51 kgmol/jam udara keluar stripper dari 2 atm menjadi 3,5 atm.

Kapasitas = 20,825m³/det

Takanan isap = 2 atm

Tekanan keluar = 3,5 atm

Suhu isap = 30 °C

Suhu keluar = 80 °C

Daya adiabatik = 3.699,343 Hp

η_{ad} = 90 %

Jumlah blower = 1

Penggerak = motor

Daya penggerak = 2760 KW

Harga = US\$ 126,756

3.2.16 BLOWER 3 (BL-03)

Tugas : Menaikkan tekanan recycle menara destilasi dari 1 atm menjadi 3.5 atm.

Kapasitas	= 5,7685 m ³ /det
Takanan isap	= 1 atm
Tekanan keluar	= 3,5 atm
Suhu isap	= 87 °C
Suhu keluar	= 123 °C
Daya adiabatik	= 1.380,38 Hp
η_{ad}	= 90 %
Jumlah blower	= 1
Penggerak	= motor
Daya penggerak	= 1360 KW
Harga	= US\$ 106,916

3.2.17 VAPORIZER TOLUENE (HE-01)

Tugas	: Menguapkan toluene dari tangki penyimpan sebanyak 13.116,817 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and Tube exchanger, horizontal, counter flow</i>
Tipe HE	: 1 - 2
Beban panas	: 5.642.707 Btu/jam

Luas transf. panas : 499,4035 ft²

Dimensi :

shell

- Diameter dalam : 17,25 in.
- Jarak *baffle* : 3,45 in.

tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- BWG : 16.
- *shell* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 177 buah.

Pemanas : *steam* (1 atm, 100 °C)

Kebutuhan pemanas : 3.036,142 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 5.511

3.2.18 VAPORIZER AMONIAK (HE-02)

Tugas : Memanaskan dan menguapkan NH₃ dari *storage* sebanyak 2.980,14 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube exchanger, horizontal, counter flow*

Tipe HE : 1 - 2

Beban panas : 3.828.598 Btu/jam

Luas transfer panas : 201,4853 ft²

Dimensi :

shell

- Diameter dalam : 12 in.
- Jarak *baffle* : 2,4 in.

tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- BWG : 16
- *shell* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 112 buah.

Pemanas : *steam* jenuh, (485,97 psi, 390.2 °F)

KebutuhanPemanas : 1.655,887 kg/jam.

Bahan : *Stainless Steel* 316 AIS

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 9.448

3.2.19 HEATER UMPAN REAKTOR(HE-03)

Tugas : Menaikkan suhu gas umpan dari 39,4 °C menjadi 68,84 °C

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 6.571.370 Btu/jam

Luas transfer panas : 1.994,69 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 31 in.
- Jarak *baffle* : 32 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 848 buah.

Pemanas : *steam*

Kebutuhan pemanas	: 1.701,191kg/jam.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 16.061

3.2.20 HEAT EXCHANGER 4 (HE-04)

Tugas	: Mendinginkan suhu gas umpan reaktor dari 180 °C menjadi 87,095 °C dengan <i>heat integration</i> umpan masuk reaktor.
Jenis	: <i>Shell and Tubes Heat Exchanger</i>
Tipe HE	: 6-12
Beban panas	: 21.518.972 Btu/jam
Luas transf. panas	: 6845,2 ft ²
Dimensi	:

Shell

- Diameter dalam : 46 in.
- Jarak *baffle* : 24 in.

Tubes

- Diameter luar : 0.75 in.

- BWG : 16.
- Panjang : 16 ft.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*
- Jumlah tube : 1206 buah

Pendingin : gas masuk reaktor

Kebutuhan pendingin: 214.710,88 kg/jam

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 48.813

3.2.21 *HEAT EXCHANGER 5 (HE-05)*

Tugas : Mendinginkan suhu gas umpan dari 260 °C menjadi 180 °C sebanyak 214.710,7 kg/jam dengan *heat integration* umpan reaktor.

Jenis : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Tipe HE : *6-12*

Beban panas : 19082711,8 Btu/jam

Luas transfer panas : 617.64 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 48 in.
- Jarak baffle : 24 in.

Tubes

- Diameter luar : 0.75 in.
- BWG : 16.
- Panjang : 16 ft.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*
- Jumlah tube : 203buah

Pendingin : gas masuk reaktor

Kebutuhan Pemanas: 214.710,88 kg/jam

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 51.175

3.2.22 HEAT EXCHANGER 6 (HE-06)

Tugas : Mendinginkan suhu hasil reaksi dari 327°C menjadi 260 °C sebanyak 214.710,7 kg/jam dengan *heat integration* umpan masuk reaktor.

Jenis : *Shell and Tubes Heat Exchanger*

Tipe HE : *6-12*

Beban panas : 19.619,526 Btu/jam

Luas transfer panas : 7617,64 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 48 in.
- Jarak *baffle* : 24 in.

Tubes

- Diameter luar : 0.75 in.
- Panjang : 16 ft.
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*
- Jumlah tube : 1206 buah

Pendingin : gas masuk reaktor

Kebutuhan Pendingin : 214.710,88kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 51.175

3.2.23. KONDENSOR 01(CD-01)

Tugas : Menurunkan suhu sekaligus mengembunkan gas hasil reaksi dari 87,095 °C menjadi 50 °C .

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 40.815.539,8 Btu/jam

Luas transfer panas : 4251,56 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 38 in.
- Jarak *baffle* : 32 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah tube : 1206 buah.

Pendingin : Air

Kebutuhan Pendingin: 512.623,74 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 33.067

3.2.24. COOLER 01(CL-01)

Tugas : Mendinginkan gas umpan dari 50 °C menjadi 20°C.

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 39.136,625 Btu/jam

Luas transfer panas : 3460,28 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 35 in.
- Jarak *baffle* : 32 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 1 in *triangular pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah tube : 1044 buah.

Pendingin : Air

Kebutuhan Pendingin : 997.932,86 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 39.365

3.2.25 COOLER BOTTOM MD (CL-02)

Tugas : Menurunkan suhu produk benzonitrile sebelum masuk tangki penyimpan dari 51 °C menjadi 30 °C.

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 324.012 Btu/jam

Luas transfer panas : 502,4 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 15,25 in.
- Jarak *baffle* : 12 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 15/16" in *triangular pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 160 buah.

Pendingin : air

Kebutuhan air pendingin : 34.183,26 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 12.044

3.2.26 HEAT EXCHAGER 07(HE-07)

Tugas : Menaikkan suhu umpan Stripper dari 20 °C menjadi 60 °C

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 50.230.624 Btu/jam

Luas transfer panas : 2293,77 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 33 in.
- Jarak *baffle* : 32 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 15/16 in *triangular pitch*.

- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 974 buah.

Pemanas : steam

Kebutuhan pemanas : 13.000 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 16.218

3.2.27 HEAT EXCHAGER 08 (HE-08)

Tugas : Menaikkan suhu umpan MD dari 20 °C menjadi 156,6 °C produk bawah menara destilasi.

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 2.813.674 Btu/jam

Luas transfer panas : 2263,94 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 29 in.
- Jarak *baffle* : 12 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 15/16 in *triangular pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah tube : 721 buah.

Pemanas : cairan bottom MD

Kebutuhan pemanas : 10.242,14 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 16.218

3.2.28 CONDENSOR MD (CD-02)

Tugas : Mencairkan refflux distilat hasil MD pada suhu
86.77°C

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Beban panas : 1.9 E+06 Btu/jam

Luas transfer panas : 380,1034 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 17,25 in.
- Jarak *baffle* : 10,2875 in.

Tubes

- Diameter luar : 3/4 in.
- BWG : 12
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 166 buah.

Pendingin : air

Kebutuhan Pendingin : 23.815,65 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 8.188

3.2.29 REBOILER MD 01 (RB-01)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi sebanyak 15.459,974 kg/jam.

Jenis : *Kettle Reboiler*

Tipe HE : 1 - 2

Beban panas : 1.799.755 Btu/jam

Luas transfer panas : 689,9266 ft²

Dimensi :

Shell

- Diameter dalam : 23,25 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- BWG : 16
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 12 ft.
- Jumlah tube : 341 buah.

Pemanas : *steam*, 199 °C

Kebutuhan Pemanas : 3.819,2702 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 buah.

Harga : US\$ 14.959

3.2.30 Pompa 1 (P-01)

Tugas : Mengalirkan bahan baku Toluene dari mobil pengangkut ke tangki peyimpan toluene (T-01) sebanyak 52020 kg/jam.

Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, single stage* pump

Head : 7,67 m

Kapasitas : 66 m³/jam

Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik : 2.617,63 rpm

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Motor : 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 0.75 Hp

Power : 1 ³/₄ Hp

Jumlah : 2

Harga : US\$ 6.298

3. 2.31 Pompa 2 (P-02)

Tugas : Mengalirkan bahan baku Toluen dari tangki peyimpan 1 (T-01) ke vaporizer 2 (HE-02) sebanyak 10478,95 kg/jam

Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
Head	: 1,9485 m
Kapasitas	: 13,2947 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 5.519,12 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 0.25 Hp
Power	: ¼ Hp
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 2.519

3.2.32 Pompa 3 (P-03)

Tugas	: Mengalirkan bahan baku amoniak ke tangki peyimpan 2 (T-02) .
Jenis	: Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump
Head	: 7,57 m
Kapasitas	: 66 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2.643,1 rpm

Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3fase, 50 Hz, 2 Hp
Power	: 2 Hp
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 5.511

3.2.33 Pompa 4 (P-04)

Tugas	: Mengalirkan bahan baku Amoniak dari tangki peyimpan 2 (T-02) ke vaporizer Amoniak (HE-02) sebanyak 2355,45 kg/jam
Jenis	: <i>Mixed flow impeller</i> , sentrifugal, 1 stage pump
Head	: 3,05168 m
Kapasitas	: $4,07517 \text{ m}^3 / \text{jam}$
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2182,58 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3fase, 50 Hz, 0.25 Hp
Power	: $\frac{1}{4}$ Hp

Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 2.519

3.2.34 Pompa 5 (P-05)

Tugas	: Mengalirkan produk benzonitrile dari tangki peyimpan 3(T-03) sebanyak 60.600 kg/jam
Jenis	: <i>Mixed flow impeller</i> , sentrifugal, 1 <i>stage pump</i>
Head	: 7,72 m
Kapasitas	: 66 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2643,08 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 4 Hp
Power	: 4 Hp
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 6.771

3.2.35 Pompa 6 (P-06)

Tugas : Mengalirkan hasil benzonitrile dari menara distilasi ke tangki penyimpanan 3 (T-03) sebanyak 10.255,25 kg/jam

Jenis : Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump

Head : 1,7560 m

Kapasitas : 11,1698 m^3 / jam

Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik : 5.469,19 rpm

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Motor : 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 0.25 Hp

Power : $\frac{1}{4}$ Hp

Jumlah : 2

Harga : US\$ 2.519

3.2.36 Pompa 7 (P-07)

Tugas : Memompa larutan dari Decanter (DC-01) ke menara distilasi (MD-01) sebanyak 11.202 kg/jam

Jenis	: Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump
Head	: 11,0563 m
Kapasitas	: 13,5409 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 1514,95 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3fase, 50 Hz, 1.5 Hp
Power	: 1 $\frac{1}{2}$ Hp
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 4.724

3.2.37 Pompa 8 (P-08)

Tugas	: Memompa larutan dari kondensor (CD-02) ke menara distilasi (MD-01) sebanyak 10.478,95 kg/jam
Jenis	: <i>Mixed flow impeller</i> , sentrifugal, 1 stage pump
Head	: 11,0693 m
Kapasitas	: 13,2947 m^3 / jam

Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 1.499,86 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 1.5 Hp
Power	: $1 \frac{1}{2}$ Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 4.724

3.2.38 Pompa 9 (P-09)

Tugas	: Memompa larutan dari Decanter-02 (DC-02) ke absorber (ABS-01) .
Jenis	: <i>Mixed flow impeller</i> , sentrifugal, 1 <i>stage pump</i>
Head	: 11,3436 m
Kapasitas	: 35,1196 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2393,37 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 4.25 Hp

Power	: $4 \frac{1}{4}$ Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 6.928

3. 2.39 Pompa 10 (P-10)

Tugas	: Memompa larutan dari bottom absorber 01 (abs-01) ke menara stripper 01 (STP-01)
Jenis	: <i>Mixed flow impeller</i> , sentrifugal, 1 <i>stage pump</i>
Head	: 11,2343254 m
Kapasitas	: $37,4 \text{ m}^3 / \text{jam}$
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2487,86 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 4.5 Hp
Power	: $4 \frac{1}{2}$ Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 7.086

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku toluen disediakan oleh PT. Styrimdo Mono Indonesia (Serang) dengan kapasitas produksi toluen sebesar 6.200 juta ton/tahun (www.barito.co.id), sedangkan amonia dapat diperoleh dari PT. Petrokimia (Gresik) dengan kapasitas produksi amoniak sebesar 445.000 ton/ tahun (www.pupuk-indonesia.com). Dengan demikian bahan baku cukup tersedia dan mudah memperolehnya.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan alat meliputi kemampuan peralatan proses, umur atau jam kerja dari peralatan, dan perawatannya. Analisis kebutuhan peralatan proses berfungsi untuk mengetahui anggaran biaya yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan peralatan proses.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi merupakan hal yang penting dalam pendirian bangunan, terlebih lagi dalam pendirian sebuah pabrik. Penentuan lokasi pabrik yang tepat tidaklah sembarang namun harus memenuhi beberapa faktor, yakni:

1. Faktor *primer*

- a. Sumber bahan baku
- b. Pemasaran
- c. Penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar
- d. Kebutuhan tenaga kerja

2. Faktor *sekunder*

- a. Jenis transportasi
- b. Penyediaan air
- c. Keadaan masyarakat
- d. Karakteristik lokasi

Dengan pertimbangan-pertimbangan diatas maka direncanakan pabrik benzonitril akan dibangun di kawasan industri Semarang ,Jawa Tengah. Alasan pemilihan lokasi tersebut antara yaitu:

1. Letak dan ketersediaan bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan pokok untuk menjamin keberlangsungan suatu pabrik sehingga kontinuitas produksinya dapat terjaga. Mengacu pada metode sintesis benzonitril yang dipilih maka bahan baku yang digunakan adalah toluen, amonia dan udara (oksigen). Toluene diperoleh dari dalam negeri yaitu PT. Styrimdo Mono Indonesia (Serang) dengan kapasitas produksi toluen sebesar 6.200 juta ton/tahun (www.barito.co.id), sedangkan amonia dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Indonesia (Gresik) dengan kapasitas produksi amonia sebesar 445.000 ton/ tahun (www.pupuk-indonesia.com). Berdasarkan pertimbangan tersebut kawasan industri Semarang, Jawa Tengah dipandang sebagai lokasi yang strategis untuk pendirian pabrik benzonitril di mana dapat meminimalkan biaya transportasi bahan baku.

2. Pemasaran

Pemasaran benzonitril selain ditekankan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri diharapkan dapat diekspor ke luar negeri sehingga dapat menambah devisa negara. Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya bahwa benzonitril merupakan bahan yang memiliki banyak kegunaan di dunia industri sehingga biaya pendistribusian benzonitril diharapkan dapat seminimal mungkin dengan cara menempatkan pabrik benzonitril pada kawasan industri yang membutuhkannya. Selain itu dikarenakan pabrik ini berorientasi ekspor sehingga lokasi pendirian pabrik ini dipilih yang berdekatan dengan sarana transportasi yang menunjang ekspor produk seperti pelabuhan.

3. Penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar

Dalam pendirian sebuah pabrik tentu saja membutuhkan tenaga listrik dan bahan bakar demi menjamin keberlangsungan proses produksi. Untuk pabrik benzonitril ini direncanakan akan mendapatkan pasokan listrik dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu pabrik juga akan memiliki generator pembangkit listrik untuk menjamin kelancaran penyediaan listrik. Untuk kebutuhan bahan bakar yakni berupa solar untuk menjalankan generator akan diperoleh dari PT. Pertamina.

4. Kebutuhan tenaga kerja

Pabrik yang yang besar dan sukses tentu tidak terlepas dari adanya tenaga kerja, begitu pula dengan pabrik benzonitril yang akan dibangun ini. Untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja bagi pabrik benzonitril ini tidaklah sulit karena di Indonesia atau lebih tepatnya di Semarang, Jawa Tengah tersedia cukup banyak tenaga kerja baik tenaga kerja ahli, menengah ataupun sebagai buruh kasar.

5. Jenis dan sarana transportasi

Sarana transportasi merupakan faktor pendukung pemasaran produk. Kawasan industri Indramayu merupakan daerah yang sangat strategis dalam hal transportasi, di mana cukup dekat dengan pelabuhan laut (Pelabuhan Tanjung Mas), dan bandar udara Ahmad Yani. Transportasi jalan raya juga terhubung dengan baik dengan berbagai daerah.

6. Penyediaan Air

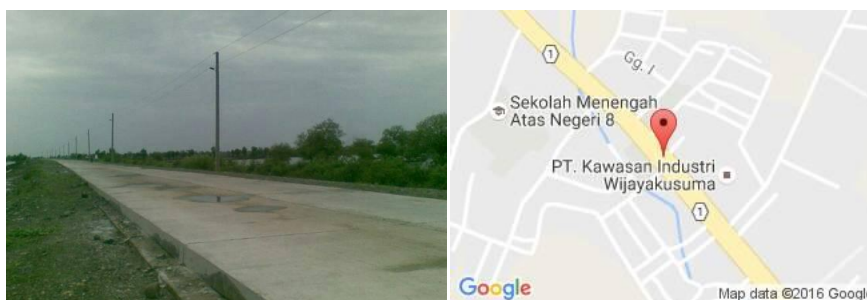
Air merupakan komponen utama dalam proses produksi sehingga pasokan air yang kontinyu serta memenuhi standar baku mutu air merupakan hal yang sangat penting. Kebutuhan air yang sesuai untuk proses akan diperoleh dari PT. Meudal Tirta Industri, Semarang yang berada di kawasan industri yang sama dengan pabrik benzonitril.

7. Keadaan masyarakat

Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya bahwa pabrik benzonitril ini akan didirikan dikawasan industri di Semarang sehingga masyarakat disekitar kawasan industri tersebut telah terbiasa dengan adanya pendirian pabrik baru. Selain itu diharapkan masyarakat akan mendapatkan keuntungan dengan pendirian pabrik ini.

8. Karakteristik lokasi

Kawasan industri Semarang memiliki kondisi tanah yang sesuai untuk bangunan ataupun pabrik, baik dari segi luas maupun kontur lahannya.



Gambar 4.1. Peta dan lokasi untuk pembangunan pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain.

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

1. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga dapat diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
2. Letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.
3. Alat-alat yang beresiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
4. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.
5. Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus mudah dijangkau operator.
6. Letak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama.

Pabrik Benzonitril ini akan didirikan di Semarang, Jawa Tengah di atas tanah seluas 3,5 hektar . Hal yang meliputi :

- Bangunan pabrik dan perlengkapannya : 1 Ha
- Perkantoran, parkir dan bangunan penunjang : 1 Ha
- Areal perluasan : 1,5 Ha

Tabel 4.1 Luas Area Pabrik Benzonitril

No	Penggunaan Lahan	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	50
2	Ruang kontrol	500
3	Gudang	1500
4	Kantor	400
5	Musholla	200
6	Kantin	350
7	Poliklinik	250
8	Laboratorium	300
9	Bengkel	200
10	Perpustakaan	250
11	Daerah proses	7000
12	Daerah utilitas	2000
13	K-3 & <i>Fire Safety</i>	200
14	Unit pengolahan limbah	1300
15	Area pengembangan	15000
16	Tempat parkir	800
17	Taman	700
	Jumlah	35.000

4.3. Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

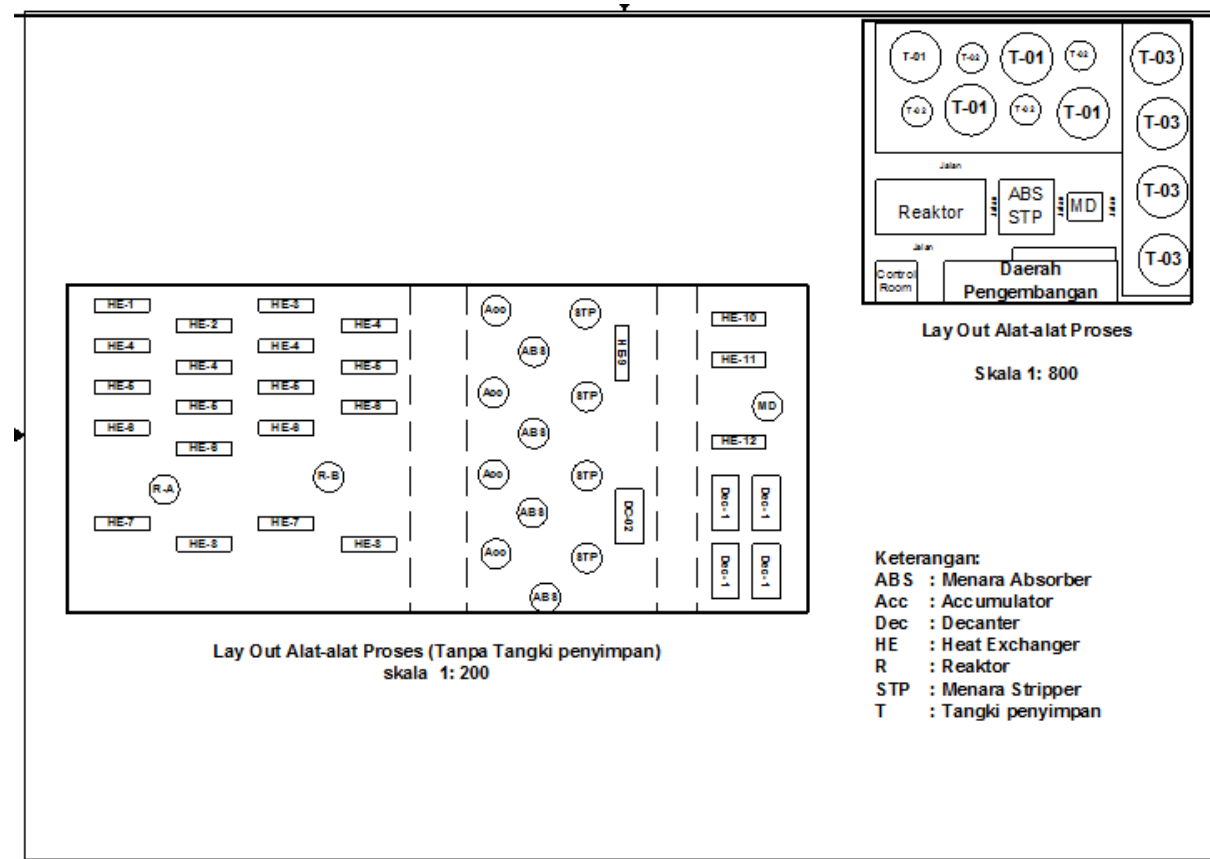
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Jarak antar alat proses

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

6. Pertimbangan Ekonomi

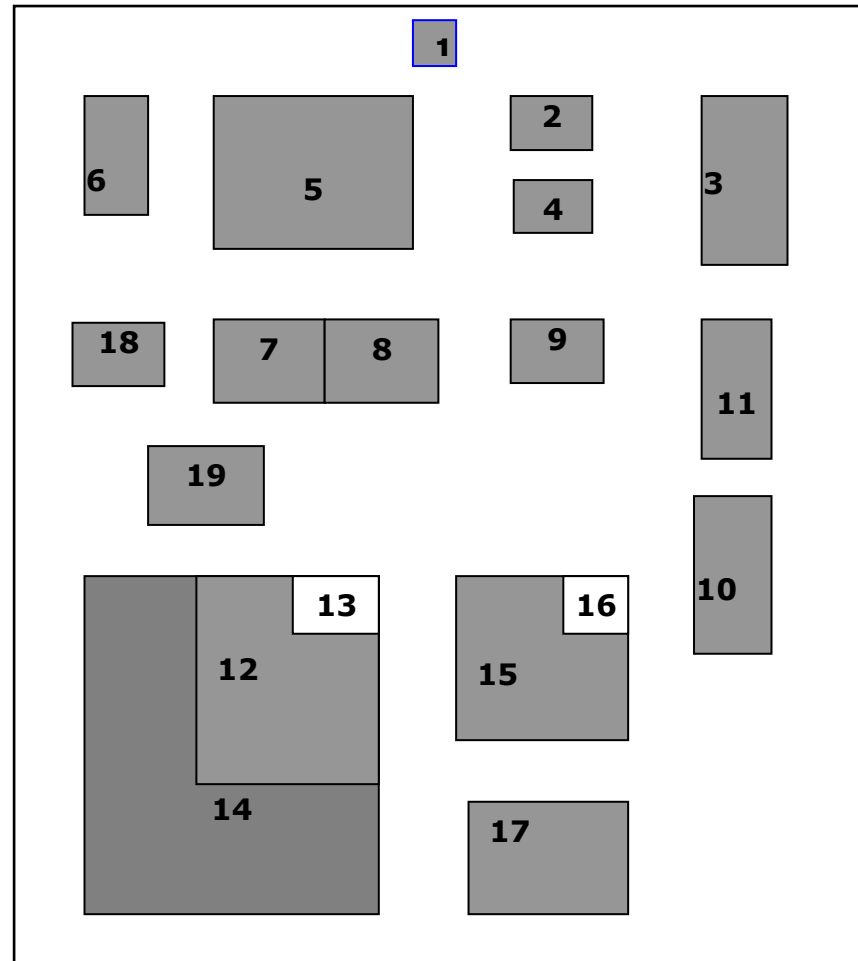
Dalam menempatkan alat – alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menggantungkan dari segi ekonomi.



Gambar 4.2. Tata Letak Alat

Keterangan :

- | | |
|--------------------------|----------------------|
| 1. Pos jaga | 17. Gudang |
| 2. Kantor keamanan | 18. Tempat Ibadah |
| 3. Parkir karyawan | 19. Klinik Kesehatan |
| 4. Cafetaria | |
| 5. Kantor administrasi | |
| 6. Parkir tamu | |
| 7. Laboratorium | |
| 8. Kantor R & D | |
| 9. Kantor K ₃ | |
| 10. Bengkel | |
| 11. Fire stasion | |
| 12. Area Proses | |
| 13. Control room | |
| 14. Daerah Pengembangan | |
| 15. Area Utilitas | |
| 16. Kantor Utilitas | |



Gambar 4.3. Tata Letak Pabrik

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam
C_7H_8	10.321,77	85,06
NH_3	2.355,46	662,03
H_2O	11,84	6.348,72
C_7H_5N	0,00	10.241,44
C_7H_{16}	157,18	28,86
O_2	44.306,46	35.997,34
N_2	145.914,35	145.914,35
CO_2	0,00	3.789,26
Total	203.067,06	203.067,06
Ralat		0

4.4.1.2. Neraca Massa Setiap Alat

4.4.1.2.1 Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam
C_7H_8	11.056,92	772,88
NH_3	13.100,86	11.409,48
H_2O	138,57	6.392,23
C_7H_5N	0,00	10.242,69
C_7H_{16}	192,48	192,48
O_2	44.306,46	35.997,34
N_2	145.914,35	145.914,35
CO_2	0,00	3.789,26
Total	214.710,70	214.710,70

4.4.1.2.2. Separator(SD-01)

Tabel 4.4 Neraca Separator(SD-01)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam	
		Fase Cair	Fase Gas
C ₇ H ₈	772,88	758,74	14,13
NH ₃	11.409,48	262,22	11.147,26
H ₂ O	6.392,23	5.726,70	665,52
C ₇ H ₅ N	10.242,69	10.233,56	9,13
C ₇ H ₁₆	192,48	176,79	15,69
O ₂	35.997,34	0,00	35.997,34
N ₂	145.914,35	0,00	145.914,35
CO ₂	3.789,26	0,00	3.789,26
Total	214.710,70	214.710,70	
Ralat			0,00

4.4.1.2.3. *Decanter* 01 (DEC-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa *Decanter* 01 (DEC-01)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam	
		Fase Ringan	Fase Berat
C_7H_8	758,74	8,59	750,15
NH_3	262,22	260,17	2,05
H_2O	5.726,70	5.681,85	44,86
C_7H_5N	10.233,56	5,73	10.227,83
C_7H_{16}	176,79	0,86	175,93
Total	17.158,02	17.158,02	

4.4.1.2.4. Menara Distilasi (MD)

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Destilasi (MD)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam	
		<i>Destilat</i>	<i>Bottom (Prod)</i>
C ₇ H ₈	750,15	735,15	15,00
NH ₃	2,05	2,05	0,00
H ₂ O	44,86	43,51	1,35
C ₇ H ₅ N	10.227,83	1,25	10.226,59
C ₇ H ₁₆	175,93	163,62	12,32
Total	11.200,83	11.200,83	

4.4.1.2.5. Menara Absorber (ABS – 01)

Tabel 4.7 Neraca Massa Menara Absorber (ABS-01)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam
	Dari <i>Separator</i>	Ke Udara
C ₇ H ₈	14,13	14,13
NH ₃	11.147,26	563,40
H ₂ O	665,52	665,52
C ₇ H ₅ N	9,13	9,13
C ₇ H ₁₆	15,69	15,69
O ₂	35.997,34	35.997,34
N ₂	145.914,35	145.914,35

Tabel 4.7 Lanjutan Neraca Massa Menara *Absorber* (ABS-01)

CO ₂	3.789,26	3.789,26
Total	197.552,68	186.968,82
	Dari <i>Decanter</i> 02	Ke <i>Stripper</i>
C ₇ H ₈	0,18	0,18
NH ₃	120,66	10.704,52
H ₂ O	255.292,15	255.292,15
C ₇ H ₅ N	0,13	0,13
C ₇ H ₁₆	0,12	0,12
O ₂	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00
Total	255.413,25	265.997,11
Total	452.965,93	452.965,93
Ralat		0,00

4.4.1.2.6. Menara *Stripper* (STP – 01)

Tabel 4.8 Neraca Massa Menara *Stripper* (STP-01)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam
	Gas, Udara	Ke Reaktor
NH ₃	0,00	10.745,39
O ₂	44.306,46	44.306,46
N ₂	145.914,35	145.914,35
Total	190.220,81	200.966,20

	Dari <i>Absorber</i>	Ke <i>Decanter-2</i>
C ₇ H ₈	8,77	8,77
NH ₃	10.964,69	219,29

Tabel 4.8 Lanjutan Neraca Massa Menara *Stripper* (STP-01)

H ₂ O	260.974,00	260.974,00
C ₇ H ₅ N	5,85	5,85
C ₇ H ₁₆	0,98	0,98
Total	271.954,30	261.208,90

Total	462.175,11	462.175,11
-------	-------------------	-------------------

4.4.1.2.7. Decanter 02 (T-06)

Tabel 4.9 Neraca Massa Decanter 02 (DEC-02)

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam	
		Fase Ringan	Fase Berat
C ₇ H ₈	8,77	8,59	0,18
NH ₃	219,29	98,63	120,66
H ₂ O	260.974,00	5.681,85	255.292,15
C ₇ H ₅ N	5,85	5,73	0,13
C ₇ H ₁₆	0,98	0,86	0,12
Total	261.208,90	5.795,66	255.413,25

Total	261.208,90	261.208,90
Ralat		0,00

4.4.2. Neraca Panas

4.4.2.1. Neraca Panas *Vaporizer Toluene* (HE-01)

Tabel 4.10 Neraca Panas *Vaporizer Toluene* (HE-01)

komponen	Masuk	Keluar
C_7H_8	23.306,0128	1.526.415,9627
C_7H_{16}	521,6119	26.159,9253
Steam	1.780.389	251.641,2105
Total	1.804.217	1.804.217

4.4.2.2. Neraca Panas *Vaporizer Amoniak* (HE-02)

Tabel 4.11. Neraca Panas *Vaporizer Amoniak* (HE-02)

Komponen	Masuk	Keluar
NH_3	343.395	596.059,3403
H_2O	19.814,2742	193.390,0591
Steam	1.287.088	134.428,8124
Total	923.878	923.878

4.4.2.3. Neraca Panas *Heater* umpan Reaktor (HE-03)

Tabel 4.12 Neraca Panas *Heater* umpan Reaktor (HE-03)

Komponen	Masuk	Keluar
C ₇ H ₈	994.962,2099	1.105.923
NH ₃	4.386.510,4333	4.591.263,2724
H ₂ O	75.633,3554	77.476,9858
C ₇ H ₅ N	113,0076	124,3034
C ₇ H ₁₆	15.641,6638	18.354,6449
O ₂	2.396.650,2342	2.687.235
N ₂	7.466.081	8.530.045,1944
Steam	1.815.833,0942	141.001,9887
Total	17.151.425	17.151.425

4.4.2.4. Neraca Panas *Heat Exchanger* 04 (HE-04)

Tabel 4.13 Neraca Panas *Heat Exchanger* 04 (HE-04)

Fluida dingin

Komponen	dari HE-03	ke HE-05
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.105.924	1.512.866
NH ₃	4.591.263	5.293.462
H ₂ O	77.476,99	83.632,4154
C ₇ H ₅ N	124,3034	165,2382

Tabel 4.13 Lanjutan Neraca Panas *Heat Exchanger* 04 (HE-04)

C ₇ H ₁₆	18.354	28.179,4743
O ₂	2.687.236	3.659.417
N ₂	8.530.045	12.054.046
Total	17.010.424	22.631.770

Fluida Panas

Komponen	dari HE-05	ke CL-01
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	114.558	81.846
NH ₃	4.740.498	4.108.147
H ₂ O	3.906.527	3.627.077
C ₇ H ₅ N	1.466.218	1.083.907
C ₇ H ₁₆	31.048	19.958
O ₂	3.110.750	2.330.536
N ₂	12.614.377	9.198.133
CO ₂	490.265	403.290
Total	26.474.241	20.852.895
Total:	43.484.665	43.484.665

4.4.2.5. Neraca Panas *Heat Exchanger* 05 (HE-05)

Tabel 4.14 Neraca Panas *Heat Exchanger* 05 (HE-05)

Fluida dingin

Komponen	dari HE-04	ke HE-06
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.512.867	1.180.860
NH ₃	5.293.463	3.782.561
H ₂ O	83.632	4.713.602
C ₇ H ₅ N	165,2382	657.653
C ₇ H ₁₆	28.179	1.231.833
O ₂	3.659.417	12.479,6652
N ₂	12.054.046	2.378.302
CO ₂	0	13.412.128
Total	22.631.770	27.369.419

Fluida Panas

Komponen	dari HE-06	dari HE-04
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	139.354	114.558
NH ₃	5.257.854	4.740.498
H ₂ O	4.143.262	3.906.527
C ₇ H ₅ N	1.759.430	1.466.218

Tabel 4.14 Lanjutan Neraca Panas *Heat Exchanger* 05 (HE-05)

C ₇ H ₁₆	39.566	31.048,1684
O ₂	3.769.954	3.110.750
N ₂	15.541.365	12.614.377
CO ₂	561.105	490.265
Total	31.211.890	26.474.241

Total :	53.843.660	53.843.660
---------	------------	------------

4.4.2.6. Neraca Panas *Heat Exchanger* 06 (HE-06)Tabel 4.15 Neraca Panas *Heat Exchanger* 06 (HE-06)

Fluida dingin

Komponen	HE-05	R-01
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.180.860	2.169.107
NH ₃	3.782.561	6.485.713
H ₂ O	4.713.602	94.524,2252
C ₇ H ₅ N	657.653	231,6696
C ₇ H ₁₆	1.231.833	44.048,2754
O ₂	12.480	5.298.368
N ₂	2.378.302	18.015.075
CO ₂	13.412.128	0

Tabel 4.15 Lanjutan Neraca Panas *Heat Exchanger* 06 (HE-06)

Total	27.369.419	32.107.067
-------	------------	------------

Fluida Panas

Komponen	R-01	HE-05
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	164.150	139.354
NH ₃	5.775.210	5.257.854
H ₂ O	4.379.998	4.143.262
C ₇ H ₅ N	2.052.641	1.759.428
C ₇ H ₁₆	48.083	39.565,5043
O ₂	4.429.158	3.769.954
N ₂	18.468.354	15.541.365
CO ₂	631.944	561.105
Total	35.949.538	31.211.890

Total :	63.318.957	63.318.957
---------	------------	------------

4.4.2.7. Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor

Komponen	masuk dari HE-06	Keluar ke HE-06
	Kcal/jam	Kcal/jam
C_7H_8	2.169.107	164.150
NH_3	6.485.713	5.775.210
H_2O	94.524	4.379.998
C_7H_5N	231,6696	2.052,6413
C_7H_{16}	44.048	48.083
O_2	5.298.368	4.429.158
N_2	18.015.075	18.468.354
CO_2	-	631.944
subtotal	32.107.067	35.949.538
Panas reaksi	3.842.471	
Total	35.949.538	35.949.538

4.4.2.8. Neraca Panas *Condensor* gas keluar reaktor (CL-01)

Tabel 4.17 Neraca Panas *Condensor* gas keluar reaktor (CL-01)

Komponen	masuk	Keluar
	Kcal/jam	Kcal/jam
Air	2.762.548	13.812.740

Fluida panas

Komponen	dari HE-04	ke CL-02
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	81.846	36.603
NH ₃	4.108.147	990.885
H ₂ O	3.627.077	495.930
C ₇ H ₅ N	1.083.907	449.647
C ₇ H ₁₆	19.958	13.231
O ₂	2.330.536	1.372.130
N ₂	9.198.133	6.311.426
CO ₂	403.290	132.850
Total	20.852.895	9.802.703

Total :	23.615.443	23.615.443
---------	------------	------------

4.4.2.9. Neraca Panas *Cooler* sebelum *separator* (CL-02)

Tabel 4.18 Neraca Panas *Cooler* sebelum *separator* (CL-02)

	Masuk	Keluar
Brine	3.3E+07	2.2E+07

fluida panas: gas keluar reaktor

Komponen	dari CL-02	ke Separator-03
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	36.603	1.745
NH ₃	990.885	164.661
H ₂ O	495.930	34.448
C ₇ H ₅ N	449.647	21.737
C ₇ H ₁₆	13.231	638,7574
O ₂	1.372.130	91.045
N ₂	6.311.426	404.305
CO ₂	132.850	11.482
Total	9.802.703	730.063

Total :	22.843.973	22.843.973
---------	------------	------------

4.4.2.10. Neraca Panas Separator (SD-03)

Tabel 4.19 Neraca Panas Separator(SD-03)

Komponen	Masuk	ke Absorber	Ke Decanter 1(D-01)
	Kcal/jam	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.745,1672	54,1472	1.799
NH ₃	164.661,3673	160.549,3742	4.112
H ₂ O	34.447,9407	3.047,1492	31.401
C ₇ H ₅ N	21.736,4852	68,3165	21.805
C ₇ H ₁₆	638.757.1932	23,5052	662,2622
O ₂	91.045,1714	91.045,1714	-
N ₂	404.305,1892	404.305,1892	-
CO ₂	11.482,4232	11.482,4232	-
Total	730.062,5012	670.283,3383	597.79

Total :	730.062,5012	730.062,5012
---------	--------------	--------------

4.4.2.11. Neraca Panas Menara Absorber (ABS-01)

Tabel 4.20 Neraca Panas Menara Absorber (ABS-01)

Gas

Komponen	dari Separator – 03	ke Udara
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	54,1472	86,0811

Tabel 4.20 Lanjutan Neraca Panas Menara *Absorber* (ABS-01)

NH ₃	160.549,3741	12.761,7499
H ₂ O	3.047,1492	4.844,2364
C ₇ H ₅ N	68,3165	108,6068
C ₇ H ₁₆	23,5052	37,3677
O ₂	91.045,1712	144.739,9851
N ₂	404.305,1891	642.748
CO ₂	11.482,4232	18.254,2989
Total	670.283,3384	823.116,4951

Cairan

Komponen	dari <i>Decanter</i> 2(D-02)	ke menara <i>Stripper</i>
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	0,4172	0,4172
NH ₃	1.741,3632	154.575
H ₂ O	1.375.778,7071	1.375.778,7071
C ₇ H ₅ N	0,2707	0,2707
C ₇ H ₁₆	0,3990	0,3990
Total	1.377.521,1574	1.530.354,3144
Total :	707.238	707.238

4.4.2.12. Neraca panas HE umpan MD

Tabel 4.21 Neraca Panas HE umpan MD

Komponen	dari <i>Decanter</i> -01(D-1)	ke Menara destilasi
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.778,9435	56.848
NH ₃	0	1.401,1471
H ₂ O	248,5194	6.917,4792
C ₇ H ₅ N	21.792,5997	664.449
C ₇ H ₁₆	659,0446	20.689
Total	24.479,1072	750.305

Fluida panas: *bottom MD*

Komponen	dari RB-01	Ke T-03
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	1.288,8263	27,3623
NH ₃	1,4897	0,0316
H ₂ O	283,8808	6,0269
C ₇ H ₅ N	788.279,0552	16.735
C ₇ H ₁₆	1.736,8606	36,8742
Total	791.590,1124	16.806

Total :	767.111	767.111
---------	---------	---------

4.4.2.13. Neraca Panas menara destilasi

Tabel 4.22 Neraca Panas menara destilasi

Komponen	Umpan	produk <i>bottom</i>	hasil atas
	Kcal/jam	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	56.848	1.289	22.407
NH ₃	1.401	1,4897	465,6591
H ₂ O	6.918	284	2.991
C ₇ H ₅ N	664.4491	788.279	32,5304
C ₇ H ₁₆	20.689	1.737	7.456
Total	750.305	791.590	33.352

4.4.2.14. Neraca Panas *condensor* MD (CD-01)

Tabel 4.23 Neraca Panas *condensor* MD (CD-01)

Masuk		Keluar	
Uap	890.019	<i>Distilat</i>	137.255,5671
Air	595.391	<i>Reflux</i>	38.293,6477
		Air	1.309.861
Total	1.485.410	Total	1.485.410

4.4.2.15. Neraca Panas *Heater Umpan Stripper* (HE-07)

Tabel 4.24 Neraca Panas *Heater Umpan Stripper* (HE-07)

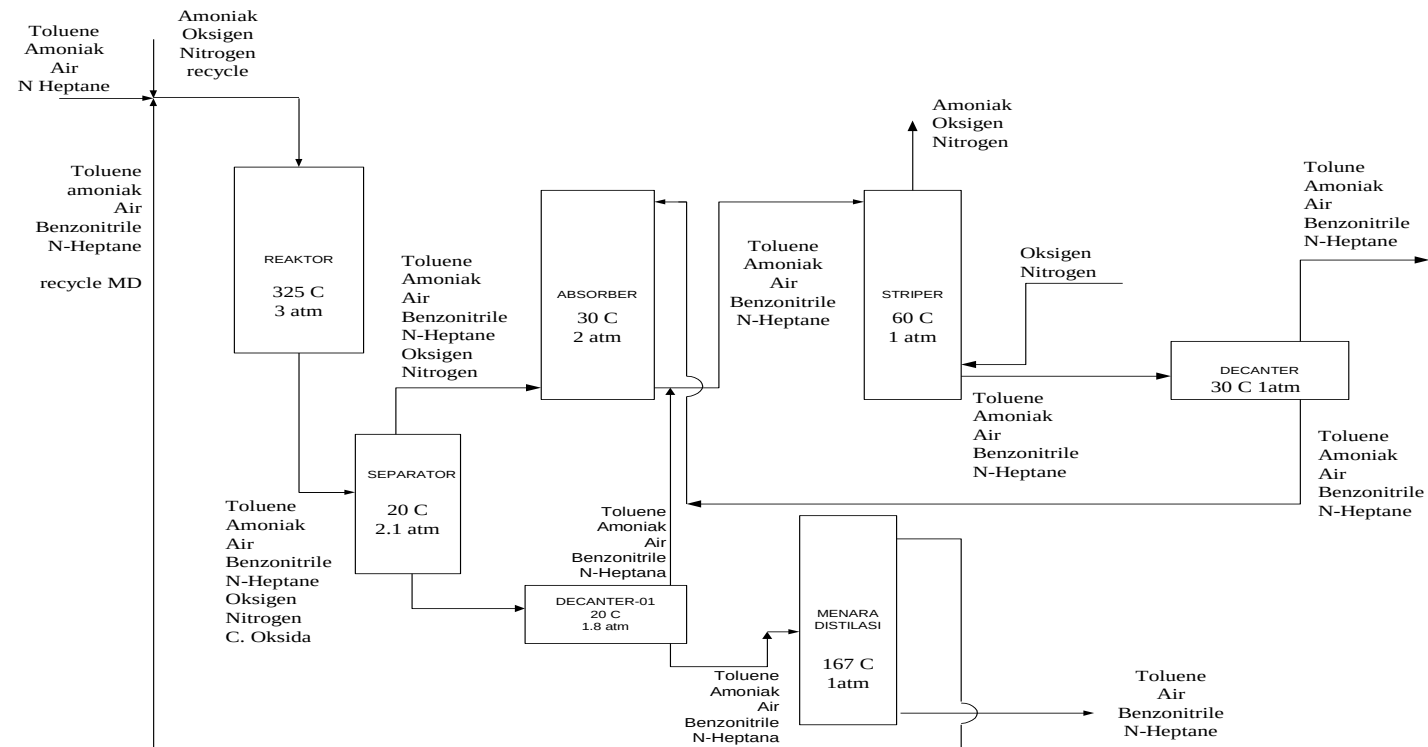
Komponen	Cairan Masuk (<i>decanter 1 & absorber</i>)	ke <i>stripper</i>
	Kcal/jam	Kcal/jam
C7H8	-	138,6950
NH3	-	1.101.379
H2O	-	4.208.917
C7H5N	-	86,9654
C7H16	-	22,7479
Subtotal	-	5.310.545
Steam	8.062.829	2.752.283
Total	8.062.829	8.062.829

4.4.2.16. Neraca Panas Menara *Stripper* (STP-01)

Tabel 4.25 Neraca Panas Menara *Stripper* (STP-01)

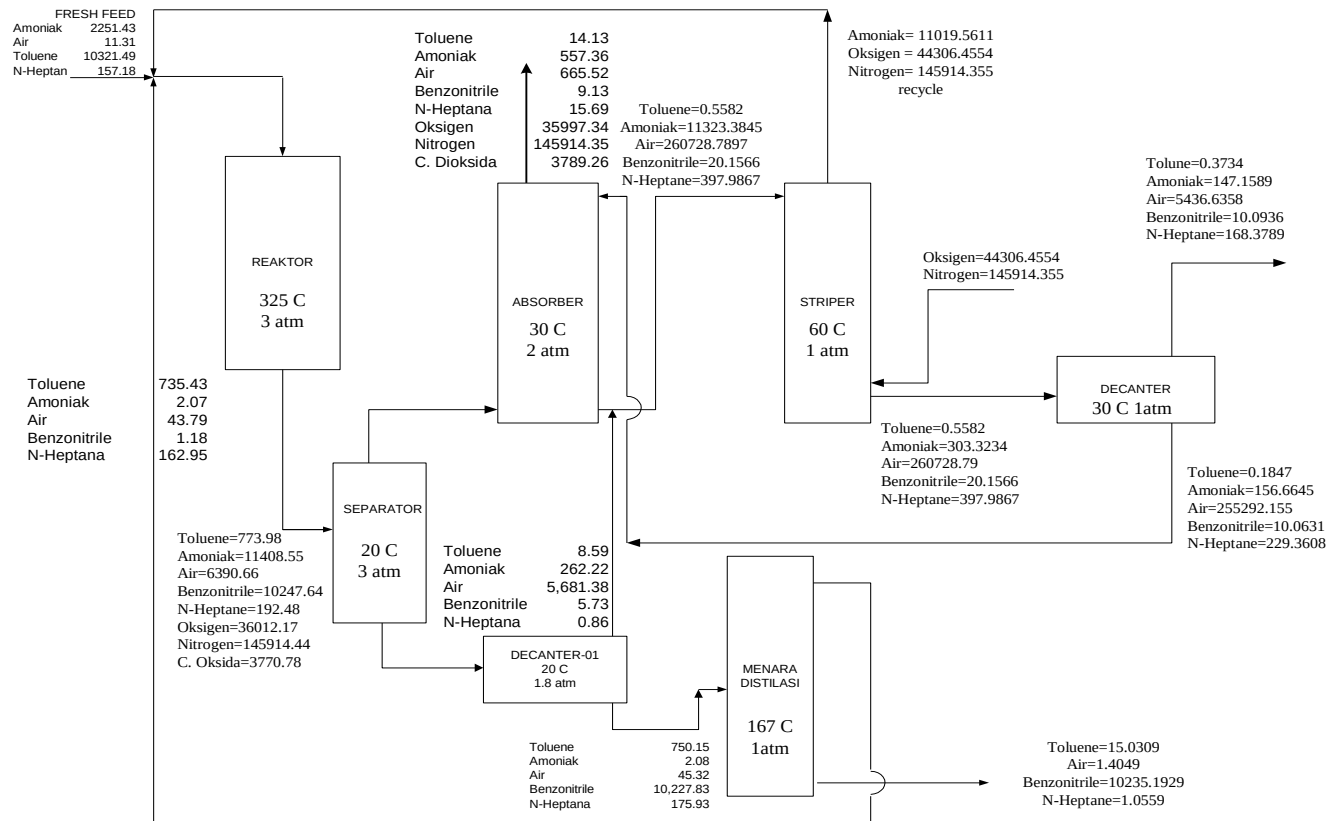
Komponen	cairan masuk	Keluar
	Kcal/jam	Kcal/jam
C ₇ H ₈	138,6950	138,6950
NH ₃	1.108.304,6681	1.108.305
H ₂ O	9.844.771,0942	9.844.771
C ₇ H ₅ N	86,9654	86,9654
C ₇ H ₁₆	22,7479	22,7479
Total	10.953.324	10.953.324

4.4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir kualitatif Pabrik Benzoinitril dari Toluen dan Amoniak

4.4.4. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5. Diagram Alir kuantitatif Pabrik Benzoinitril dari Toluen dan Amoniak

4.4.5. Perawatan (*Maintenance*)

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

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

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

1. *Over head* 1 x 1 tahun

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

2. *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

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 didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

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

7. Unit Pengolahan Limbah (*Waste Treatment System*)

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

4.5.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Benzonitril klori, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai pelabuhan tanjung mas. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

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

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

- Air pendingin

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

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

- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.
- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

- 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 tertentu, yaitu:

➤ Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Di bawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Syarat kimia, meliputi:
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak mengandung bakteri.

4.5.1.2. Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. *Clarifier*

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

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

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan sebagai pembantu pembentukan *flok* dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini

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

2. Penyaringan

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

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

3. Demineralisasi

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

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

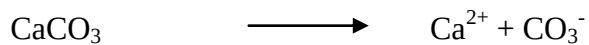
:

a. *Cation Exchanger*

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

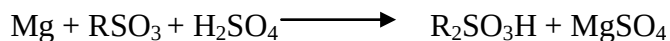
Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung *anion* dan ion H^+ .

Reaksi:



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

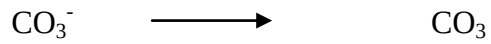
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

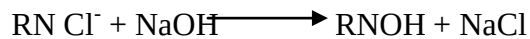
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat *ion-ion negatif (anion)* yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga *anion-anion* seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

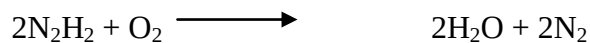
Reaksi:



c. Deaerasi

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

Reaksi:



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

4.5.1.3. Kebutuhan Air

- a. Air untuk keperluan umum (*General Uses*)

kebutuhan air ini meliputi kebutuhan laboratorium, kantor, karyawan, dll

diperlukan sebesar

- a. Air untuk pembangkit *steam*

Tabel 4.26 Kebutuhan air untuk pembangkit *steam*

1. <i>Vaporizer-01</i> , penguap Toluene	3.033,40
2. <i>Vaporizer-02</i> , penguap NH ₃	1.654,39
3. <i>Heater 1</i> , Umpan <i>reactor</i>	1.701,16
4. <i>Heater 2</i> , Umpan <i>Stripper</i>	13.003,46
5. <i>Reboiler-01</i> , MD	1.732,38
Jumlah kebutuhan	21.124,80

Over design 20%, kebutuhan air umpan *boiler* 25.349,7605 kg/j

Recovery 80 %, sehingga *make - up* 5.069,95217 kg/j

b. Air pendingin untuk pendingin alat proses

Tabel 4.27 kebutuhan Air pendingin untuk pendingin alat proses

1. <i>Condenser</i> - 01, gas keluar <i>reactor</i>	512.615,8051
2. <i>Condenser</i> - 02, MD	21.605,08418
3. <i>Cooler</i> - 01, <i>Bottom MD</i>	34.182,72583
kebutuhan total	568.403,6151

Over design 20% kebutuhan air pendingin = 682.084,3381 kg/jam

Recovery melalui *cooling tower* 80% maka *make-up* air pendingin

Air untuk pemadam kebakaran

Disediakan air sebanyak 600 ft³/hari 712,9743 kg/j

Jumlah kebutuhan air total (angka keamanan 20 %) 182.639,7529 kg/j

4.52. Unit Pembangkit *Steam* dan bahan bakar (*Steam Generation System*)

Kebutuhan *steam* untuk pemanas pada *vaporizer*, *heater* dan *reboiler* sebesar 17.271 kg/jam. Kebutuhan *steam* ini dipenuhi oleh *boiler*. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahnya, 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 220,37 psi dan 14,7 psi.

Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil* sebesar 1.172,6326 kg/jam yang dibeli dari Pertamina. Sedangkan bahan bakar untuk diesel sebagai cadangan listrik yaitu 67,5127 kg/jam.

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Listrik digunakan untuk penggerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan kantor. Kebutuhan listrik total sebesar 889,34 kVA. Kebutuhan listrik ini dipenuhi dari PLN dan untuk cadangan disediakan *generator diesel*.

Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 120 KWatt

Jenis : *Generator Diesel*

Jumlah : 1 buah

Berikut adalah rincian kebutuhan listrik

a. Kebutuhan listrik proses

• Peralatan Proses

Tabel 4.28 Kebutuhan listrik alat proses

Pompa – 01	0,25 Hp
Pompa – 02	0,25 Hp
Pompa – 03	0,25 Hp
Pompa – 04	0,5 Hp
Pompa – 05	2,5 Hp
Pompa – 06	1,5 Hp
Pompa – 07	0,5 Hp
Pompa – 08	0,25 Hp
Pompa – 09	0,25 Hp
Total	3,75 Hp
	2,80 kW

Total kebutuhan listrik untuk alat proses adalah sebesar = 2,80kW

- Peralatan Utilitas

Tabel 4.29 Kebutuhan listrik utilitas

motor pengaduk	2 Hp
<i>fan cooling tower</i>	15 Hp
kompresor udara	7 Hp
pompa pengolah air	62 1/2 Hp
pompa bahan bakar	1 Hp
Total	87,5 Hp
	65,25 kW

Total kebutuhan listrik untuk alat utilitas adalah sebesar = 65,25 kW

b. Kebutuhan listrik alat kontrol dan penerangan

Tabel 4.30 Kebutuhan listrik alat kontrol dan penerangan

<i>Instrumentasi</i> (10% alat)	6,80 kW
Penerangan & AC	200 kW
Rumah tangga	250 kW
Total kebutuhan daya listrik	524,85 kW

Total kebutuhan listrik pabrik dengan angka keamanan 20% adalah sebesar 711,473 kW. Total kebutuhan pembangkit daya 889,34 kVA dengan faktor daya 80%.

4.5.4. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat – alat kontrol dan bekerja secara pneumatis. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 92,4 m³/jam. Untuk memenuhi kebutuhan udara tekan digunakan kompresor dengan daya 7 Hp untuk menekan udara lingkungan.

4.5.5. Unit Refrigerasi

Refrigerasi digunakan untuk mendinginkan air pendingin. Proses dilakukan dengan cara kompresi dan pendinginan amoniak. Jumlah *refrigerant* yang dibutuhkan sebesar 129.109,20 kg/jam

4.5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik benzonitril ini merupakan limbah cair.

Air buangan dari pabrik benzonitril berupa :

- air yang mengandung senyawa-senyawa hidrokarbon, seperti benzonitril, toluen dan n-heptan
- buangan sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari toilet sekitar pabrik dan perkantoran.

- *backwash* filter air berminyak dari pompa
- *blow down cooling water*

Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan Lumpur aktif, aerasi dan *injeksi klorin*. Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan dasar berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampung akhir lalu dibuang.

4.5.7. Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

a. Perancangan Alat Pengolah Air

1. Bak penampung/pengendap awal

Fungsi : Mengendapkan lumpur dan kotoran air

Jenis : Bak beton bertulang

Volume : $602,711 \text{ m}^3$

Tinggi = 6,70 m

Lebar = 6,70 m

Panjang = 13,41 m

Harga : \$1180,00

2. Bak penggumpal

Fungsi : menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampung awal dengan cara menambahkan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ dan Na_2CO_3

Jenis : Bak beton bertulang

Volume : 200,9037 m³/jam

D =6,35 m

H =6,35 m

Harga : \$62984,13

3. Tangki Alum

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Volume : 22,0921 m³

D =2,41 m

L =4,83 m

Harga : \$7873,02

4. Tangki Larutan Soda

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Volume : 22,0921 m³

D =2,41 m

L = 4,83 m

Harga : \$14171,43

5. Tangki Pencampuran

Fungsi : mencampurkan air sungai dengan alum dan soda abu agar terjadi
flokulasi dan koagulasi

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Volume : 29,13 m³

D = 3,33 m

L = 4,00 m

Harga : \$ 78730,16

6. Clarifier (CL)

Fungsi : mengendapkan gumpalan - gumpalan kotoran dari bak
penggumpal

Jenis : Bak berbentuk silinder terpancung

Volume : 200,904 m³

Tinggi = 3,048 m

Diameter atas = 10,28m

Diameter bawah = 6,27 m

Harga : \$ 39365,05

7. *Sand Filter (SF)*

Fungsi : Menyaring kotoran yang masih mungkin
terdapat pada Keluaran *clarifier*

Jenis : tangki silinder tegak berisi tumpukan pasir
Dan kerikil

Kapasitas : 174,729 m³/jam

Diameter = 5,100 m

Tinggi = 6,120 m

Harga : \$ 81,543

8. *Water pit*

Fungsi : menampung air hasil pengolahan

Jenis : bak beton bertulang

Kapasitas : 174,702 m³/jam

Tinggi = 6,800 m

Lebar = 13,600 m

Panjang = 13,600 m

Harga : \$ 61,543

9. *Cooling tower*

Fungsi : mendinginkan kembali air pendingin yang sudah pakai

Jenis *induced draft cooling tower*

Kapasitas : 459,31 m³/jam

Tinggi = 6 m

Harga : \$ 81,543

10. *Hot Basin*

Fungsi : menampung air pendingin yang akan didinginkan di
Cooling tower

Jenis : bak beton bertulang

Kapasitas : 459,31 m³/jam

Tinggi =5,91 m

Lebar =11,83 m

Panjang =11,83 m

Harga : \$ 81,543

11. Cold Basin

Fungsi	: menampung air pendingin yang akan didinginkan di <i>Cooling tower</i> dan <i>water pit</i>
Jenis	: bak beton bertulang
Kapasitas	: 656,16 m ³ /jam
Tinggi	=6,66 m
Lebar	=13,32 m
Panjang	=13,32 m
Harga	: \$ 81,543

12. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi	: menampung seluruh air hasil pengolahan
Jenis	: bak beton bertulang
Kapasitas	: 656,16 m ³ /jam
Tinggi	=10,57 m
Lebar	=21,14 m
Panjang	=21,14 m
Harga	: \$ 81,543

13. Bak Sanitasi

Fungsi	: menampung air bersih untuk keperluan umum
Jenis	: bak beton bertulang
Kapasitas	: $10 \text{ m}^3/\text{jam}$
Tinggi	=4,16 m
Lebar	=8,32 m
Panjang	=8,32 m
Harga	: \$ 81,543

14. *Cation Exchanger*

Fungsi	: menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan Oleh <i>kation</i>
Jenis	: <i>down flow cation exchanger</i>
Kapasitas	= $3,77 \text{ m}^3/\text{jam}$
Tinggi	=1,17 m
Diameter	= 0,70 m
Harga	: \$ 3,438

15. *Anion Exchanger*

Fungsi	: menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh <i>anion</i>
--------	--

Jenis : *strongly basic anion exchanger*

Kapasitas = $3,77 \text{ m}^3/\text{jam}$

Tinggi = $1,47 \text{ m}$

Diameter = $0,63 \text{ m}$

Harga = \$ 3,43

16. Dearator

Fungsi : menghilangkan gas - gas yang terlarut dalam air umpan *boiler* untuk mengurangi terjadinya korosi

Jenis : silinder tegak yang berisi *packing*

Kapasitas : $5,07 \text{ m}^3/\text{jam}$

Tinggi = $4,53 \text{ m}$

Diameter = $4,53 \text{ m}$

Harga : \$ 39365,08

17. Tangki klorinasi

Fungsi : mencampur air dengan klorine untuk membunuh kuman penyakit / *desinfektan*

Jenis : silinder tegak

Kapasitas : $10 \text{ m}^3/\text{jam}$

Tinggi	=1,33 m
Diameter	= 1,33 m
Harga	: \$ 7873,02

18. Tangki larutan NaCl

Fungsi	: menyiapkan dan menyimpan larutan NaCl untuk <i>Regenerasi ion exchanger</i>
Jenis	: silinder tegak
Kapasitas	: 196,29 kg/hari
Tinggi	=0,51 m
Diameter	= 1,01 m
Harga	: \$ 3149,21

b. Pengolahan *Steam (Boiler)*

1. *Boiler 1*

Fungsi	:Membuat steam jenuh pada tekanan 220,37psia
Jenis	: <i>fire Tube Boiler</i>
Kapasitas	: 5719,065 kg/jam
Beban panas	: 34769478,32 kj/jam
Harga	: \$ 110222,22

2. Boiler 2

Fungsi : Membuat *steam* jenuh pada takanan 14,7 psia

Jenis : *Water Tube Boiler*

Kapasitas : 15405,74 kg/jam

Beban panas : 34769478,32 kJ/jam

Harga : \$ 66133,33

3. Tangki bahan bakar *reboiler*

Fungsi : Menyimpan bahan bakar selama 3 hari

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 1360,0755 kg/jam

Dimensi

L = 3,44m

D = 6,89 m

Harga : \$4408,89

4. Tangki bahan bakar *diesel*

Fungsi : Menyimpan bahan bakar selama 3 hari

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 67,5127 kg/jam

L = 1,26 m

D = 2,53m

Harga : \$44088,89

c. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Tugas : mengalirkan air sungai dalam bak pengendap awal

Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*

Head : 8,91 m

Kapasitas : 194,04 m³ / jam

Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik : 6741,7 rpm

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Motor : 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 11 Hp

Power : 11 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 4408,89

2. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Tugas : mengalirkan air sungai dalam bak pengendap Awal ke bak penggumpal

Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*

Head : 6,51 m

Kapasitas : 194,04 m³ / jam

Putaran	: 2900 rpm
Putaran <i>spesifik</i>	: 5071,2 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 8 Hp
<i>Power</i>	: 8 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 4408,89

3. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Tugas	: mengalirkan air ke bak penggumpal ke <i>clarifier</i>
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
<i>Head</i>	: 3,00 m
Kapasitas	: 194,04 m ³ / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran <i>spesifik</i>	: 6699 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
<i>Motor</i>	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 11 Hp
<i>Power</i>	: 11 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 4408,89

4. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)

Tugas	: mengalirkan air dari <i>clarifier</i> ke saringan pasir
Jenis	: <i>Axial impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
<i>Head</i>	: 2,50 m
Kapasitas	: 194,04 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran <i>spesifik</i>	: 7682 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 3 Hp
<i>Power</i>	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 4408,89

5. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Tugas	: mengalirkan air dan memompa dari saringan pasir Ke bak penampung air dan bakpengaman.
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
<i>Head</i>	: 7,10 m
Kapasitas	: 194,04 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 4752,5 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 9 Hp
<i>Power</i>	: 9 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 4408,89

6. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Tugas : mengalirkan air bak penampung ke tangki
Pelunakan air untuk keperluan *steam* awal

Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*

Head : 16,96 m

Kapasitas : $17,271 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik : 1755,42 rpm

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Motor : 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 2 Hp

Power : 2Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 1157,33

7. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Tugas : memompa air dari bak tangki perlunakan ke
Tangki *deaerator*

Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*

Head : 17,46 m

Kapasitas : $17,271 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik : 1214,52 rpm

Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 2 Hp
Power	: 2 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 1157,33

8. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Tugas	: memompa air dari tangki <i>deaerator</i> ke tangki kondesat
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
Head	: 15,96 m
Kapasitas	: 17,271 m ³ / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2598,3 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 2 Hp
Power	: 2 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 1157,33

9. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Tugas	: memompa air dari tangki kondensat ke <i>boiler</i>
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, stage pump</i>

<i>Head</i>	: 7,75 m
Kapasitas	: 17,271 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2233,73 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
<i>Motor</i>	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 1 Hp
<i>Power</i>	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 1708,44

10. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Tugas	: memompa air dari tangki penampung ke bak <i>Klorinasi</i> untuk keperluan air minum
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
<i>Head</i>	: 3,50 m
Kapasitas	: 12 m^3 / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 1691,43 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
<i>Motor</i>	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 1 Hp
<i>Power</i>	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 1047,11

11. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)

Tugas	: memompa air dari bak klorinasi untuk keperluan Air minum
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
Head	: 29,74 m
Kapasitas	: 12 m ³ / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2037,21 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 3 Hp
Power	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 1047,11

12. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)

Tugas	: memompa air dari tangki pengaman ke <i>coolingsystem</i>
Jenis	: <i>Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump</i>
Head	: 5,26 m
Kapasitas	: 157,482 m ³ / jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2698,15 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Motor	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 6 Hp

Power : 6Hp
Jumlah : 2 buah
Harga : \$ 15706,67

13. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)

Tugas : memompa air dari *cooling system ke cooling tower*
Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*
Head : 20,26 m
Kapasitas : 157,482 m³ / jam
Putaran : 2900 rpm
Putaran spesifik : 3280,7 rpm
Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*
Motor : 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 20 Hp
Power : 20 Hp
Jumlah : 2 buah
Harga : \$ 15706,67

14. Pompa Utilitas – 14 (PU-14)

Tugas : memompa air dari cooling tower
 ke bak pengaman
Jenis : *Mixed flow impeller, sentrifugal, 1 stage pump*
Head : 6,26 m
Kapasitas : 157,482 m³ / jam
Putaran : 2900 rpm

Putaran spesifik	: 4707,72 rpm
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
<i>Motor</i>	: 220 V AC, 3 fase, 50 Hz, 7 Hp
<i>Power</i>	: 7 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 13061,33

4.5.7. **Laboratorium**

Laboratorium memiliki peranan sangat besar di dalam suatu pabrik untuk memperoleh data – data yang diperlukan. Data – data tersebut digunakan untuk evaluasi unit-unit yang ada, menentukan tingkat efisiensi, dan untuk pengendalian mutu.

Pengendalian mutu atau pengawasan mutu di dalam suatu pabrik pada hakekatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan. Pengendalian mutu dilakukan mulai bahan baku, saat proses berlangsung, dan juga pada hasil atau produk.

Pengendalian rutin dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui apakah proses berjalan normal atau menyimpang. Jika diketahui analisa produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui atau diatasi.

Laboratorium berada di bawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain :

- a. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- b. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
- c. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan *boiler*, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi

4.6. Struktur Organisasi

4.6.1. Organisasi Perusahaan

Untuk mendukung keberhasilan dari suatu usaha, diperlukan adanya suatu manajemen organisasi perusahaan yang bertugas untuk mengatur, merencanakan, melaksanakan dan mengendalikan suatu perusahaan dengan *efektif* dan *efisien*. Selain itu, usaha untuk mendapatkan profit yang optimal juga didukung oleh pembagian tugas dan wewenang yang jelas dari setiap personil yang terlibat dalam perusahaan. Proses pengorganisasian merupakan upaya untuk menyeimbangkan kebutuhan pabrik akan stabilitas dan perubahan.

4.6.2. Bentuk Perusahaan

Bentuk usaha yang dipilih dalam mengoperasikan pabrik pembuatan Amonium klorida ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi ini adalah suatu bentuk usaha berbadan hukum yang dapat memiliki, mengatur dan mengolah kekayaannya sendiri serta dapat mengumpulkan modal secara efektif.

Struktur organisasi yang paling baik untuk diterapkan pada perusahaan ini adalah sistem *line and staff*. Pada sistem ini, masing-masing jabatan mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Semakin ke atas, jabatan yang diduduki semakin tinggi, sehingga tugas, wewenang, dan tanggung jawab yang dimiliki juga semakin besar.

Tugas, wewenang, dan tanggung jawab tertinggi terletak pada rapat umum pemegang saham. Pada sistem *line and staf*, setiap bawahan hanya mempunyai satu garis tanggung jawab kepada atasannya dan setiap atasan hanya memiliki satu garis komando kepada bawahannya. Sistem organisasi ini mempunyai kelebihan antara lain:

- a. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
- b. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat karena adanya pegawai yang ahli.
- c. Lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggungjawaban.
- d. Cocok untuk perubahan yang cepat (rasionalisasi dan promosi).
- e. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.

4.6.3. Deskripsi Jabatan

Dalam melaksanakan kegiatan usaha, bentuk perseroan terbatas terdiri dari beberapa personil, yaitu:

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)
2. Dewan komisaris
3. Direktur utama
4. Direktur bidang

5. Kepala bagian

6. Kepala seksi

7. Kepala *shift*

8. Pegawai atau operator

1. Rapat Umum Pemegang Saham

Rapat umum pemegang saham merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang terdiri dari beberapa orang atau lembaga yang bertugas untuk mencari dan mengumpulkan modal perusahaan. Rapat umum pemegang saham membawahi beberapa dewan direksi. Tugas dan wewenang umum pemegang saham antara lain:

- a.** Meminta pertanggungjawaban dewan direksi atas mandat yang telah dipercayakan.
- b.** Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan laba-rugi tahunan perusahaan.
- c.** Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah wakil pemegang saham yang bertugas mengawasi dan membina agar tindakan direktur tidak merugikan perusahaan dan segala keputusan rapat umum pemegang saham dijalankan oleh direktur dengan sebaik – baiknya. Dewan komisaris biasanya terdiri dari dua orang atau lebih.

3. Dewan Direksi

Dewan direksi terdiri dari satu orang direktur utama yang membawahi direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan administrasi. Tugas dan wewenang dewan direksi antara lain:

a. Direktur Utama

Tugas dan wewenang:

- Memberikan pertanggungjawaban dalam rapat umum pemegang saham.
- Memimpin jalannya perusahaan secara keseluruhan dan bertanggung jawab penuh terhadap kelangsungan perusahaan.
- Menetapkan tujuan pokok dan kebijaksanaan umum yang berkaitan dengan pengembangan serta kemajuan perusahaan secara keseluruhan.

b. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab atas kelancaran teknik dan proses produksi dan segala sesuatu yang berkaitan dengannya. Direktur ini membawahi kepala bagian teknik dan pemeliharaan, kepala bagian produksi, kepala bagian pengendalian mutu (*quality control* atau QC), penelitian, dan pengembangan (litbang).

Tugas dan wewenang:

Memimpin dan menetapkan kebijaksanaan di bidang teknik dan produksi, proses, pemeliharaan peralatan atau fasilitas, dan penelitian di laboratorium, sehingga menjamin keberlangsungan proses.

c. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur keuangan dan administrasi bertanggung jawab atas segala sesuatu yang berkaitan dengan masalah keuangan dan administrasi perusahaan. Direktur ini membawahi kepala bagian keuangan dan pemasaran, kepala bagian administrasi, dan kepala bagian umum.

Tugas dan wewenang:

- Memimpin dan menetapkan kebijaksanaan di bidang keuangan dan administrasi perusahaan, personalia, dan hubungan masyarakat (humas).
- Merencanakan dan mengawasi anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.

d. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur bagian dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab terhadap direktur utama.

Tugas dan wewenang:

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

4. Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab atas segala sesuatu dalam lingkup bidang kerja yang dipimpinnya. Seorang kepala bagian membawahi kepala seksi.

a. Kepala Bagian Teknik dan Pemeliharaan

Kepala bagian teknik dan pemeliharaan bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi. Kepala bagian ini membawahi kepala seksi listrik, instrumentasi, dan perlengkapan serta kepala seksi pemeliharaan dan bengkel.

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap pengelolaan pabrik secara teknis yang meliputi pemeliharaan alat, bengkel, gudang, dan perlengkapannya, serta penyediaan listrik.

b. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi.

Kepala bagian ini membawahi kepala seksi proses dan kepala seksi utilitas.

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab atas operasi pabrik di unit proses dan unit utilitas serta menjaga kelangsungan proses produksinya.

b. Kepala Bagian Pengendalian Mutu, Penelitian dan Pengembangan

Kepala bagian pengendalian mutu, penelitian dan pengembangan membawahi kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu (QC), serta kepala seksi penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenang:

Mengkoordinasi dan mengawasi pengendalian mutu, penelitian, pengembangan di laboratorium, dan perawatan peralatan proses untuk menunjang efisiensi pabrik.

c. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala bagian keuangan dan pemasaran membawahi kepala seksi keuangan dan kepala seksi pemasaran.

Tugas dan wewenang:

Memimpin, mengkoordinasi, mengawasi, dan mendata semua sirkulasi keuangan termasuk pembelian bahan baku, bahan pembantu, dan penjualan hasil, serta bertanggung jawab pada pembukuan perusahaan.

d. Kepala Bagian Administrasi

Kepala administrasi membawahi kepala seksi personalia dan kepala seksi tata usaha (TU).

Tugas dan wewenang:

Mengkoordinasi serta bertanggung jawab terhadap kegiatan administrasi pabrik, personalia, dan tata usaha.

e. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum membawahi kepala seksi sarana dan hubungan masyarakat (humas) serta kepala seksi keamanan, kesehatan, dan keselamatan kerja (K3).

Tugas dan wewenang:

- Melayani kepentingan perusahaan yang berkenaan dengan masyarakat sekitar maupun masyarakat dalam perusahaan sendiri.
- Mengatur pelayanan keamanan, kesehatan, keselamatan, dan kesejahteraan bagi seluruh karyawan.
- Mengkoordinasi dan mengawasi kegiatan kepegawaian dan pendidikan kilat.

5. Kepala Seksi

Kepala seksi (kasi) bertanggung jawab kepada kepala bagian yang menaunginya sesuai dengan seksi kerjanya. Seorang kepala seksi membawahi beberapa kepala *shift*.

a. Kepala Seksi Listrik, Instrumentasi, dan Perlengkapan

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta alat-alat instrumentasi.

b. Kepala Seksi Pemeliharaan Bengkel

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat pabrik serta fasilitas pendukungnya.

c. Kepala Seksi Proses

Tugas dan wewenang:

Memimpin langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

d. Kepala Seksi Utilitas

Tugas dan wewenang:

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

e. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas dan wewenang:

Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

f. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas dan wewenang:

Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

g. Kepala Seksi Keuangan

Tugas dan wewenang:

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

h. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas dan wewenang:

Mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

i. Kepala Seksi Personalia

Tugas dan wewenang:

Mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

j. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

k. Kepala Seksi Humas

Tugas dan wewenang:

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

l. Kepala Seksi Lindungan Lingkungan dan Keselamatan Kerja

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap masalah kesehatan karyawan dan keluarga, menangani masalah keselamatan kerja dalam perusahaan serta keamanan perusahaan.

m. Kepala Seksi keamanan

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab terhadap semua bangunan dan fasilitas

Perusahaan, dan mengawasi keluar masuknya orang – orang baik karyawan maupun non karyawan.

Penetapan standar pendidikan SMU bagi karyawan terutama karena bahan-bahan yang ada diproses secara kimia. Masing-masing operator harus sudah memiliki bekal pengetahuan ilmu kimia yang baru diajarkan oleh sekolah kepada siswa SMU. Dengan bekal ilmu pengetahuan yang sesuai, karyawan diharapkan mempunyai kesadaran yang tinggi tentang keselamatan kerja dan mengetahui bahaya dari bahan kimia yang dikelola oleh unit kerjanya.

4.6.4. Hari Libur Karyawan

Karyawan diberikan waktu cuti dalam kurun waktu setahun selama menjalankan tugasnya. Hari libur tersebut antara lain:

- Cuti tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahunnya. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun yang bersangkutan dan tidak bisa diakumulasikan.

- Hari libur nasional

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

- Cuti hamil dan melahirkan

Bagi karyawan yang wanita, mendapatkan hak cuti hamil dan melahirkan,

- Kerja Lembur (*Over Time*)

Kerja lembur terjadi apabila ada karyawan *shift* yang mengambil cuti. Tugas karyawan ini diambil alih oleh karyawan dari *shift* lain dan dianggap sebagai kerja lembur. Bagi karyawan harian kerja lembur terjadi bila ia bertugas di luar jam kerja, karena ada gangguan di pabrik, revisi tahunan atau ada pekerjaan yang harus diselesaikan pada batas waktu tertentu dengan seijin atasan.

4.6.5. Jam Kerja Karyawan

Perusahaan ini beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam satu harinya.

Adapun pembagian jadwal kerja direncanakan menjadidua macam yaitu :

1. Sistem non-*shift* (*normal day*)

Sistem ini berlaku untuk karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan non-*shift* bekerja 5 hari seminggu. Libur pada hari Sabtu, Minggu, dan hari besar, dengan jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja karyawan harian:

Senin – Jumat : 07.00 – 16.00 WIB

Jam istirahat:

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00 WIB

Jumat : 11.30 – 13.00 WIB

Minggu : libur

2. Sistem *shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 kelompok, yaitu *shift* A, B, C, dan D. Karyawan *shift* mendapat hak libur 1 hari setelah bekerja 3 hari. Selama 1 hari kerja, 3 *shift* masuk sementara 1 *shift* libur. Tiap kelompok *shift* terdiri atas seksi listrik/instrumentasi, pemeliharaan dan bengkel, proses, utilitas, dan laboratorium. Siklus pergantian *shift* dapat dilihat pada Tabel 4.18. berikut.

Jadwal kerja:

Shift pagi : 07.00 – 15.00 WIB

Shift sore : 15.00 – 23.00 WIB

Shift malam : 23.00 – 07.00 WIB

Waktu istirahat dibagi menjadi 2 periode agar tidak mengganggu jalannya produksi.

Jadwal istirahat:

Shift pagi : 10.30 – 11.30 WIB

11.30 – 12.30 WIB

Shift sore : 18.30 – 19.30 WIB

19.30 – 20.30 WIB

Shift malam : 02.30 – 03.30 WIB

03.30 – 04.30 WIB

Tabel 4.31 Siklus Pergantian *Shift* Selama 1 Bulan.

	Tanggal													
Shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	P		M	M	M		S	S	S		P	P
B	S	S		P	P	P		M	M	M		S	S	S
C	M		S	S	S		P	P	P		M	M	M	
D		M	M	M		S	S	S		P	P	P		M

Jadi untuk kelompok kerja shift pada hari ke 13, jam kerja shift kembali seperti hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari

Keterangan :

P	Shift pagi
S	Shift sore
M	Shift malam
	Libur

A = Kelompok kerja I

B = Kelompok kerja II

C = Kelompok kerja III

D = Kelompok kerja IV

4.6.6. Sistem Pengupahan

4.6.6.1. Jabatan dan Prasyarat

Jabatan dan prasyarat karyawan disajikan pada Tabel 4.32.

Tabel 4.32 Jabatan dan Prasyarat

JABATAN	PRASYARAT	
	Pendidikan	Pengalaman kerja
Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia	5 Tahun
Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia	5 Tahun
Direktur Keuangan dan Administrasi	Sarjana Ekonomi Akuntansi	5 Tahun
Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia / Hukum / Ekonomi	1 Tahun
Sekretaris	Sarjana Muda Sekretaris	1 Tahun
Kepala Bagian Teknik dan Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin	3 Tahun

JABATAN	PRASYARAT	
	Pendidikan	Pengalaman kerja
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ilmu Sosial/Hukum/Ekonomi	3 Tahun
Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan	Sarjana Ekonomi Manajemen	3 Tahun
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia	3 Tahun
Kepala Bagian Pengendalian Mutu, Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia	3 Tahun
Kepala Bagian Administrasi	Sarjana ekopnomi/Psikologi	3 Tahun
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Hukum	2 Tahun
Kepala Seksi Humas	Sarjana Fisip	2 Tahun
Kepala Seksi Keamanan	Lulus SMU	2 Tahun
Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	Sarjana Ekonomi Manajemen	2 Tahun
Kepala Seksi penelitian dan pengembangan	Sarjana Teknik Kimia	2 Tahun

JABATAN	PRASYARAT	
	Pendidikan	Pengalaman kerja
Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen	2 Tahun
Kepala Seksi Tata Usaha	Sarjana Ekonomi Manajemen	2 Tahun
Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia/Mesin	2 Tahun
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia	2 Tahun
Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Sarjana Teknik Kimia	2 Tahun
Kepala Seksi Keuangan	Sarjana Ekonomi akuntansi	2 Tahun
Kepala Seksi Listrik, Instrumentasi	Sarjana Teknik Mesin/Elektro	2 Tahun
Kepala Seksi K3	Ahli Madya Hyperkes	2 Tahun
Karyawan Sarana & Humas	Lulus SMU/SMEA	1 Tahun
Karyawan Keamanan	Lulus SMU/SMP	1 Tahun
Karyawan Bagian Pemasaran	Lulus SMU/SMEA	1 Tahun
Karyawan Bagian Keuangan	Lulus SMU/SMEA	1 Tahun
Karyawan Bagian Produksi	Lulus SMU/STM	1 Tahun

JABATAN	PRASYARAT	
	Pendidikan	Pengalaman kerja
Karyawan Bagian Teknik	Lulus SMU/STM	1 Tahun
Dokter	Pendidikan Dokter	3 Tahun
Sopir, OB, Cleaning Service	Lulus SMU/SMP	

4.6.6.2. Penggolongan dan Gaji

Sistem gaji pada perusahaan dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. Gaji bulanan

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

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

3. Gaji lembur

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

Penggolongan gaji menurut jabatan disajikan pada Tabel 4.33.

Tabel 4.33 Penggolongan Gaji menurut Jabatan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Gaji total/tahun
Direktur utama	S-1	1	40.000.000,00	480.000.000,00
Direktur	S-1	2	35.000.000,00	420.000.000,00
Kepala Bagian	S-1	5	20.000.000,00	240.000.000,00
Kepala Seksi	S-1	10	15.000.000,00	180.000.000,00
Kepala shift	D-3	18	5.000.000,00	60.000.000,00
Pegawai Staff I	S-1	18	4.500.000,00	54.000.000,00
Pegawai Staff III	SLTA	18	4.000.000,00	48.000.000,00
Operator	SLTA/STM	23	3.500.000,00	42.000.000,00
Kepala Regu (security)	SLTA	2	3.000.000,00	36.000.000,00
Security	SLTA	15	2.000.000,00	24.000.000,00
Pegawai	SLTP	18	1.600.000,00	19.200.000,00

1.4.9. Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan bagi karyawan. Kesejahteraan karyawan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain meliputi:

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pakaian kerja

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

- a. Pengobatan

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan.
- c. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

4. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang.

1.4.10. Keselamatan Kerja

Dalam prarencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja harus diperhatikan. Kesinambungan suatu perusahaan dipengaruhi oleh keadaan karyawannya. Dengan adanya keselamatan kerja dari suatu perusahaan berarti adanya suatu usaha untuk menciptakan unjuk kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran, dan hal lain yang membahayakan. Ruang lingkup bagian keselamatan kerja secara umum meliputi:

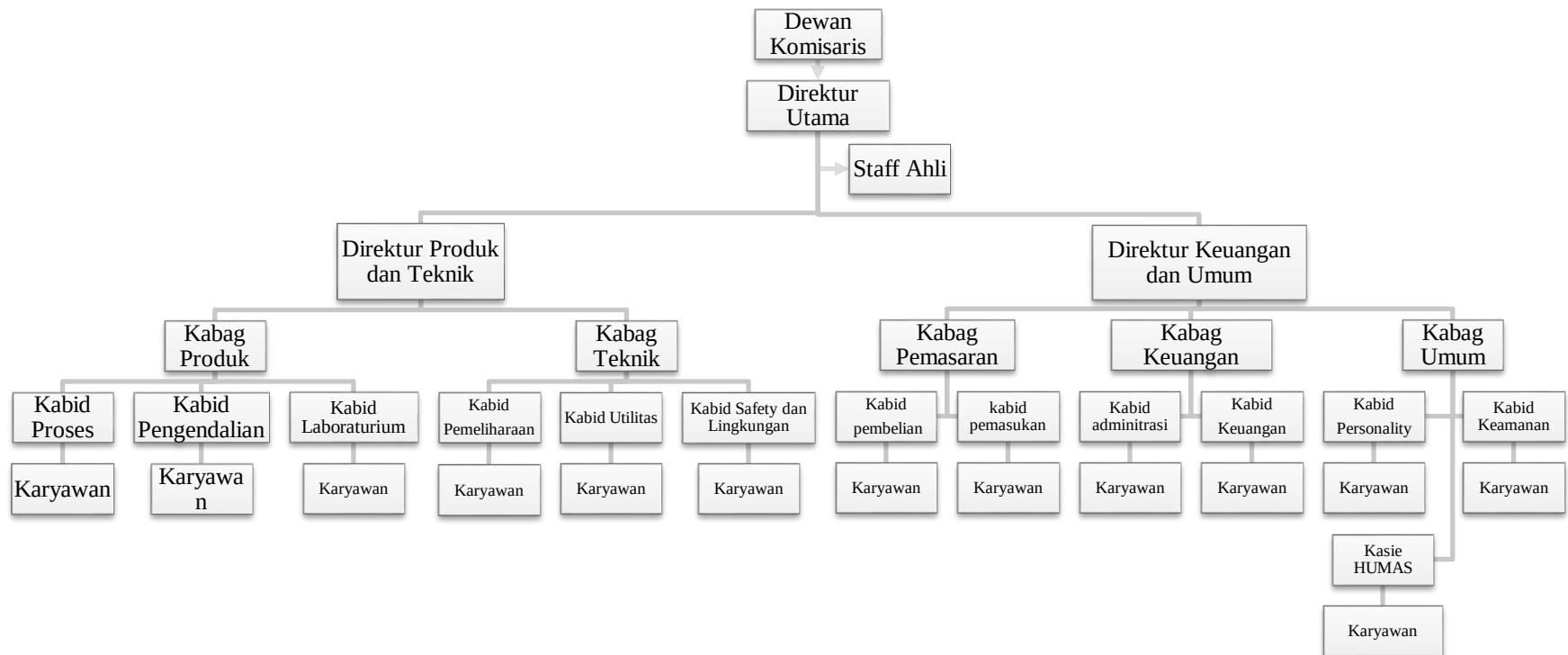
1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya bahan kimia, dan penyakit yang timbul akibat kerja.
2. Mengamankan alat-alat instalasi, alat-alat produksi, dan bahan-bahan produksi.
3. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

Jika kecelakaan kerja terjadi, maka hal ini dapat menimbulkan banyak kerugian, baik dari segi ekonomi maupun sosial. Usaha-usaha yang dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja para karyawan dan pabrik itu sendiri antara lain:

1. Membina dan memberikan keterampilan serta latihan keselamatan kerja bagi karyawan.
2. Mengadakan pengawasan yang ketat bagi proses.

3. Memberikan sanksi bagi yang melanggar ketertiban.

Pencegahan yang disebabkan oleh kondisi yang berbahaya, diprioritaskan sesuai dengan tingkatan bahaya yang terjadi, menghilangkan sumber bahaya, mengendalikan bahaya, dan memakai pelindung diri. Bahaya kecelakaan yang dapat terjadi pada pabrik benzonitril ini adalah bahaya dari bahan kimia dan bahaya mekanis lainnya. Usaha-usaha dapat dilakukan untuk mencegah terjadinya tindakan ataupun kondisi yang membahayakan, namun tentunya harus disertai kesadaran dan disiplin yang tinggi dalam upaya menciptakan keselamatan kerja.



Gambar 4.6. Struktur Organisasi

4.7. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dari Perancangan pabrik benzonitril dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada pra-rancangan pabrik ini dibuat evaluasi serta penilaian *investasi*, yang ditinjau dengan metode :

1. *Keuntungan / Profit*
2. *Percent Return on Investment*
3. *Pay Out Time*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*
6. *Discount Cash Flow*

Untuk menunjang faktor-faktor tersebut di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

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

4.7.1. Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga yang diketahui dengan menggunakan persamaan pendekatan

$$E_y = E_x \times \left[\frac{N_y}{N_x} \right] \dots\dots\dots (\text{Aries dan Newton, hal 16})$$

Keterangan :

E_y = harga alat pada tahun pabrik berdiri

E_x = harga alat pada tahun referensi

N_y = indeks tahun pabrik berdiri

N_x = indeks tahun referensi

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

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \dots\dots\dots (\text{Aries dan Newton, hal 15})$$

dengan:

E_b = harga alat dengan kapasitas dicari

E_a = harga alat dengan kapasitas diketahui

Ca = kapasitas alat A

Cb = kapasitas alat B

4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 80.000 ton/th

Satu tahun operasi : 330 hari

Pendirian pabrik : 2021

1 US \$: Rp13.000

Kebutuhan Amoniak : 2355 kg/jam

Kebutuhan Toluen : 10478 kg/jam

Katalis : Vi-Ti-O

Harga amoniak : 0.5 \$/kg

Harga toluen : 0.82 \$/kg

Harga katalis : 3.38 \$/kg

Harga produk benzonitril : 5 \$/kg

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 invesment terdiri dari:

- ❑ *Fixed Capital Investment*

Fixed capital invesment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pembuatannya.

- ❑ *Working Capital Investment*

Working capital invesment 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 dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam pembuatan produk

- ❑ *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dalam pembuatan produk

- ❑ *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung dari operasi produk.

□ *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Adalah harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang terkait di dalamnya, dimana harganya tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat produksi.

4.7.3.3. General Expense

General expense atau pengeluaran umum adalah pengeluaran-pengeluaran yang tidak berkaitan dengan produksi, tetapi berhubungan dengan operasional perusahaan secara umum.

4.7.3.4. Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui apakah keuntungan yang diperoleh nantinya cukup besar atau tidak, serta untuk memutuskan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak harus dilakukan melalui analisa/evaluasi kelayakan. Ada beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan. Antara lain:

1. Percent Profit on Sales(POS)

POS adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan terhadap nilai penjualan.

$$\% \text{ POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

2. *Return on Investment (ROI)*

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

3. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

4. *Break Even Point (BEP)*

Break even point adalah titik batas produksi, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi, karena tingkat biaya produksi dan penghasilan jumlahnya sama.

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

Keterangan :

Fa = Fixed manufacturing cost

Ra = Regulated cost

$Va = \text{Variabel cost}$

$Sa = \text{Penjualan produk}$

5. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen kapasitas minimal tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti operasi atau tutup

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

4.7.3.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan analisis ekonomi pendirian pabrik amonium klorida memerlukan rencana PPC, DPC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada Tabel 4.34 – 4.41 .

Tabel 4.34 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga alat	4.076.272.863,49	4.687.713,79
2	Instalasi	1.394.085.319,31	513.610,38
3	Pemipaan	1.611.911.150,46	2.072.784,75

Tabel 4.34 Lanjutan *Physical Plant Cost*

4	Instrumentasi	261.390.997,37	990.534,31
5	Isolasi	217.825.831,14	132.478,87
6	Instalasi listrik	217.825.831,14	295.529,78
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	30.000.000.00,00	0,00
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	7.500.000.000,00	0.00
9	Utilitas	11.800.000,00	1.133.645,40
Physical Plant Cost (PPC)		620.117.098.563,63	45.291.111.992,92

Tabel 4.35 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Construction Cost</i> (25%.PEC)	9.058.222.398,58	1.965.259,46
	Total (DPC + PPC)	54.349.334.391,50	11.791.556,72

Tabel 4.36 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	38.940.145,3
2	<i>Contractorsfee (10%.DPC)</i>	3.894.014,53
3	<i>Contigency (10%.DPC)</i>	3.894.014,53
	Total	46.728.174,30

Tabel 4.37 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	1.278.164.100.723	98.320.315,44
2.	<i>Labor</i>	8.976.000.000	690.461
3.	<i>Supervisor</i>	2.244.000.000	172.615
4.	<i>Maintenance</i>	167.053.223.138	12.850.247,93
5.	<i>Plant Suplies</i>	25.057.983.470,76	1.927.537,19
6.	<i>Royalty and Patent</i>	22.776.981.721	1.752.075,52
7.	Bahan utilitas	6.147.407.793,58	472.877,52
	Total	1.510.419.696.847,32	116.186.130,53

Tabel 4.38 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i> (20%labor cost)	1.346.400.000
2	<i>Laboratory</i> (20%labor cost)	897.600.000
3	<i>Plant Overhead</i> (70%labor cost)	4.488.000.000
4	<i>Packaging n Shipping</i> (5%Sales)	227.769.817.212
	Total IMC	234.501.817.212

Tabel 4.39 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1.	Depresiasi (10%FCC)	48.597.301.276,62
2.	<i>Propertay tax</i> (2%FCC)	6.074.662.660
3.	<i>Insurance</i>	6.074.662.660
	Total	60.746.626.596

Tabel 4.40 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	1.510.419.696.847,32
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	234.501.817.212
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	60.746.626.596
	Total	1.805.668.140.655

Tabel 4.41 *Total Working Capital (WC)*

No.	Komponen	Rp	\$
	<i>Raw Material Inventory</i>	58.098.368.215	4.469.105
2.	<i>In Process Inventory</i>	2.735.860.819	210.450
3.	<i>Product Inventory</i>	82.075.824.575,25	6.313.524,97
4.	<i>Extended Credit</i>	103.531.735.096,41	7.963.979,623
5.	<i>Available Cash</i>	164.151.649.150,47	12.627.049,93
	WORKING CAPITAL (WC)	410.593.437.856	31.584.110,60

Tabel 4.42 *Total General Expense (GE)*

No.	Komponen	Rp	\$
1.	<i>Administrasi</i>	54.170.44.219,66	4.166.926,48
2.	<i>Sales Promotion</i>	90.283.407.032,76	6.944.877,46
3.	<i>Research</i>	72.226.725.626,21	5.555.901,97
4.	<i>Finance</i>	40.722.388.152,55	3.132.49,40
GENERAL EXPENSE (GE)		257.402.565.031	19.800.197,31

Total Cost = MC + GE

= **Rp** 1.805.668.140.655 + **Rp** 257.402.565.031

= **Rp** 2.063.070.705.686

ANALISA KEUNTUNGAN

Sales Price (Sa) = Rp 2.277.698.172.121

Total Cost = Rp 2.063.070.705.686

Keuntungan sebelum pajak = Rp 214.627.466.434,56

Pajak Pendapatan = 50 %

Keuntungan sesudah pajak = Rp 107.313.733.217,28

ANALISA KELAYAKAN

a. *Percent Return of Investment (ROI)*

ROI adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan. Persamaan untuk ROI adalah:

$$P_{rb} = \frac{P_b \cdot r_a}{I_f}$$

$$P_{ra} = \frac{P_a \cdot r_a}{I_f}$$

dengan :

P_{rb} = ROI sebelum pajak, dinyatakan dalam desimal

P_{ra} = ROI setelah pajak, dinyatakan dalam desimal

P_b = Keuntungan sebelum pajak persatuan produksi

P_a = Keuntungan setelah pajak persatuan produksi

r_a = Kapasitas produksi tahunan

I_f = *Fixed capital investment*

Besar kecilnya ROI bervariasi tergantung pada derajat resiko atau kemungkinan kegagalan yang terjadi. Untuk pabrik kimia yang berisiko rendah, ROI sebelum pajak minimum yang disyaratkan adalah 11%.

- ROI sebelum pajak = 35%
- ROI setelah pajak = 18%

b. Pay Out Time (POT)

POT merupakan jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan dengan mempertimbangkan depresiasi. Berikut adalah persamaan untuk POT :

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{I_f}{P_b \cdot r_a + 0,1 \cdot I_f} \\ &= 2,31 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT setelah pajak} &= \frac{I_f}{P_a \cdot r_a + 0,1 \cdot I_f} \\ &= 3,90 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

c. Break Even Point (BEP)

BEP merupakan titik perpotongan antara garis *sales* dengan *total cost*, yang menunjukkan tingkat produksi dimana *sales* akan sama dengan *total cost*. Pengoperasian pabrik di bawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian pabrik di atas kapasitas produksi tersebut, maka pabrik akan untung. BEP dinyatakan dengan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3 \cdot R_a}{S_a - V_a - 0,7 \cdot R_a} \times 100\%$$

dengan :

Fa = *Fixed expense* tahunan pada produksi maksimum

Ra = *Regulated expense* tahunan pada produksi maksimum

Sa = *Sales* pada produksi maksimum

Va = *Variable expense* tahunan pada produksi maksimum

a. *Fa (Fixed Cost)*

<i>Depresiasi</i>	=	48.597.301.277
<i>Proerty Taxes</i>	=	6.074.662.660
<i>Asuransi</i>	=	6.074.662.660
<hr/>		
TOTAL Nilai Fa	=	60.746.626.596

b. *Ra (Regulated Cost)*

<i>Gaji Karyawan</i>	=	8.976.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	=	1.346.400.000
<i>Supervision</i>	=	2.244.000.000
<i>Plant Overhead</i>	=	4.488.000.000
<i>Laboratorium</i>	=	897.600.000
<i>General Expense</i>	=	257.402.565.031
<i>Maintenance</i>	=	167.053.223.138
<i>Plant Supplies</i>	=	25.057.983.471
<hr/>		
TOTAL Nilai Ra	=	467.465.771.640

c. *Va (Variabel Cost)*

<i>Raw Material</i>	=	1.278.164.100.723
<i>Packaging and Shipping</i>	=	227.769.817.212
<i>Utilities</i>	=	6.147.407.794
<i>Royalty & Patent</i>	=	22.776.981.721
<hr/>		
TOTAL Nilai Va	=	1.534.858.307.450

d. *Sa (Sales)* = 2.277.698.172.121

maka, BEP = 48.36 %

d. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah suatu tingkat produksi dimana pada kondisi ini, menutup pabrik lebih menguntungkan daripada mengoperasikannya. Keadaan ini terjadi bila *output* turun sampai di bawah BEP dan pada kondisi dimana *fixed expense* dengan selisih antara *total cost* dan *total sales*. SDP dinyatakan dengan persamaan

berikut :

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

$$SDP = 33.74 \%$$

e. Discounted Cash Flow (DCF)

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCF dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 tahun).

Rate of return based on discounted cash flow adalah laju bunga maksimum dimana suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. DCF didapat dengan *trial and error* dengan persamaan:

$$FC + WC = C \cdot \left[\frac{1}{(1+i)} + \frac{1}{(1+i)^2} + \frac{1}{(1+i)^3} + \dots + \frac{1}{(1+i)^{10}} \right] + \frac{WC+SV}{(1+i)^{10}}$$

dengan : FC = *Fixed capital investment*

$$= \text{Rp } 215.331.127.162$$

WC = *Working capital*

$$= \text{Rp } 314.361.927.200$$

= Annual cash flow

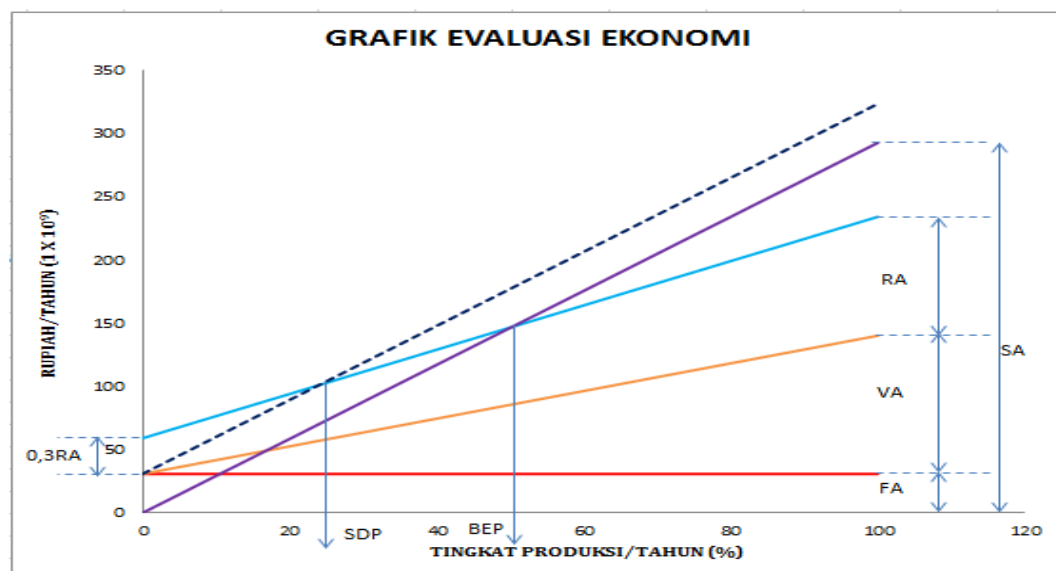
= profit after tax + finance + depreciation

= Rp 103.325.920.117

SV = Salvage value (10% x FC)

= Rp 104.547.483.408

Dengan trial and error diperoleh $i = DCF = 20.59\%$



Gambar 4.7. Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari hasil evaluasi ekonomi yang telah dilakukan terhadap Pabrik Benzonitril dari Amoniak dan Toluen, kapasitas 80.000 ton/tahun dapat ditarik beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik benzonitril dari amoniak dan toluen ini tergolong pabrik beresiko rendah.

2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

- 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp. 214.627.466.434,56 /tahun, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 107.313.733.217,28 /tahun.

- 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 35 % dan ROI setelah pajak sebesar 18%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955).

- 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,31 tahun dan POT setelah pajak selama 3,90 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955).

4) *Break Event Point* (BEP) pada 48,36 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 33,74 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 20,59 %. Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 10% ,syarat minimal DCFR adalah 1,5 bunga bank.

Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi diatas maka Pabrik Benzonitril dari Amoniak dan Toluen, kapasitas 80.000 ton/tahun layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Benzonitril dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1954, "Chemical Engineering Cost Estimation",
Mc.Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operations", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.e., and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Willey
and Sons, New York.
- Cavalli, P., et.al, 1987, "Kinetic and Mechanistic Analysis of Toluene
Ammoxidation to Benzonitrile on Vanadium-Titanium-Oxides", Ind. Eng.
Chem. Res., 26, pp. 804-810.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1999, "Chemical Engineering: An
Introduction to Chemical An Introduction to Chemical Engineering
Design", 3rd ed., vol.6, Oxford: Pergamon Press.
- Evans, Jr., F.L., 1980, "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical
Plants", Vol. 2, Gulf Publishing, Company Houston.
- Froment, G.F. and Bischoff, K.B.,1990,"Chemical Reactor Analysis and Design",
John Wiley and Sons Inc., Singapore
- Groggin, P.K., 1958, "Unit Process in Organic Synthesis", Mc. Graw Hill
Publication, London.
- Kirk and Othmer, 1998, "Encyclopedia of Chemical Technology", 4thed, Jhon
Wiley & Sons, Inc., New York.
- Perry, R. H., Green, D. W., and Maloney, J. O.,1999, "Perry's Chemical
Engineers Handbook", 7th ed., McGraw Hill-Book Company Inc.,

Singapore.

Ridder, J.J.J., Den, 1981, "Ammoxidation of Toluene and Xylenes to Nitriles", Delft University Press, Netherlands.

Shitara, T., 2007, "Process for Producing a Nitrile Compound", Mitsubishi Gas Chemical Company, Inc., Tokyo.

Treyball, R.E., 1984, "Mass Transfer Operation", 3rd. ed., Mc Graw Hill Book Company, New York.

Walas, S. M, 1990, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Butterworth-Heinemann

Yaws, C.L., 1999, "Chemical Properties Handbook", McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.

Anonim, 2016, Badan Pusat Statistik, www.bps.go.id, diakses pada tanggal 9 maret 2016

Anonim, 2014, "Equipment cost", www.matche.com, diakses pada tanggal 18 September 2016

Anonim, 2014, Harga Bahan Baku, www.icis.com diakses pada tanggal 18 September 2016

Anonim, 2016, Harga Alat, www.alibaba.com diakses pada tanggal 17 September 2016

Anonim, 2016, Kapasitas Toluen, www.barito.co.id diakses pada tanggal 18 November 2016

Anonim, 2014, Pabrik Benzonitril, www.shokubai.co.jp diakses pada tanggal 2 Juni 2016

REAKTOR

(R-01)

Tugas : Mereaksikan 21640,08 kg/jam toluen dengan 865,83kg/jam amoniak menjadi 16135,29 kg/jam benzonitril dan 4958,08 kg/jam.

Bentuk : Reaktor *Fixed Bed*

Fasa : Gas

Tekanan : 3,5 atm.

Suhu : 325 °C

Katalis : V-Ti-O

Kondisi di atas diambil dari majalah **Ind. Eng. Chem. Res.** , 1987, 26 , 804-810, dengan Judul “ *Kinetic and Mechanistic Analysis of Toluene Amoxidation to Benzonitrile on Vanadium – Titanium – Oxides*”.

Uraian proses

Reaksi amoksidasi toluen menjadi benzonitril adalah reaksi *non reversible* yang menggunakan katalis V-Ti-O dengan penyangga asbestos. Reaksi terjadi pada padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah adiabatik, suhu gas didalam reaktor 325 - 340 °C dan tekanan 3,5 atm. Karena panas reaksinya tidak terlalu besar, maka reaksi dijalankan pada kondisi adiabatik sehingga tidak diperlukan media pendingin.

Konversi toluene menjadi benzonitrile cukup tinggi yaitu sekitar 85 %, tetapi karena masih ada sebagian toluene yang belum bereaksi maka diperlukan recycle toluene dari hasil atas menara distilasi. Perbandingan mol toluene dengan amoniak adalah 1 : 6.4 (*Ind. Eng. Chem. Res. , 1987*). Katalisator yang digunakan adalah V-Ti-O (*Vanadium-Titanium-Oxides*) yang tercoating pada asbestos berbentuk bola (*Ind. Eng. Chem. Res. , 1987*).

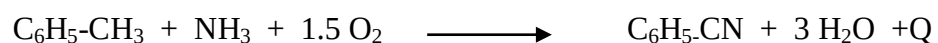
Pada perhitungan reaktor ini diperlukan:

1. Persamaan diferensial yang mewakili Neraca Massa dan Panas.
2. Sifat-sifat fisis dan kimia fluida dan katalis.
3. *layout* Reaktor

REAKSI

Reaksi kimia yang terjadi pada amonolisis toluene dengan adanya oksigen disamping terjadi reaksi utama, juga terjadi reaksi samping. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

- a. Reaksi Utama (Pembentukan Benzonitril)



- b. Reaksi samping



Konversi pembentukan Benzonitril mencapai 82 %.

Mencari nilai konstanta kecepatan reaksi sebagai fungsi suhu.

Data Kinetika

Parameter	Suhu (K)			Ea
	583	598	612	Kcal/gmol
k , mol/m ³ /det/atm	482.2	613.3	759.5	11.1
k' , mol/m ³ /det/atm	358.5	504.6	683.7	15.8
k'' , mol/m ³ /det/atm	22.1	27.9	34.2	10.6
K C₇H₈ , 1/atm	350	254.6	191.9	
K NH₃ , 1/atm	37.6	29.7	24.1	
K' NH₃ , 1/atm	5.15	3.85	3.08	

Faktor Tumbukan (A)

Parameter (Faktor Tumbukan)	suhu			A rata-rata
	310	325	339	
A , mol/m ³ /det/atm	6.99E+06	6.99E+06	6.99E+06	6.99E+06
A' , mol/m ³ /det/atm	3.01E+08	3.00E+08	3.00E+08	3.00E+08
A'' , mol/m ³ /det/atm	2.08E+05	2.09E+05	2.09E+05	2.09E+05

Konstanta adsorpsi (K_i) dari table I di atas merupakan fungsi suhu. Untuk mengetahui harga K_i=f(T) digunakan persamaan *Van't Hoff* (Smith, hal 18) :

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT}$$

.....(5)

jika ΔH merupakan fungsi suhu, maka dapat ditukiskan :

$$\Delta H = \Delta H_0 + \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p$$

$$dT \dots \dots \dots (6)$$

$$\Delta C_p = \Sigma C_{p_{hasil}} - \Sigma$$

$$C_{p_{reaktan}} \dots \dots \dots (7)$$

Jika C_p adalah fungsi suhu dan dituliskan :

$$C_p = a + bT + cT^2 +$$

$$dT^3 \dots \dots \dots (8)$$

maka :

$$\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 +$$

$$\Delta dT^3 \dots \dots \dots (9)$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}=0}^T \Delta C_p dT &= \int \Delta a dT + \int \Delta b dT + \int \Delta cT^2 dT + \int \Delta dT^3 dT \\ &= \Delta aT + \frac{\Delta b}{2}T^2 + \frac{\Delta c}{3}T^3 + \frac{\Delta d}{4}T^4 \end{aligned}$$

.....(10)

Persamaan (10) disubstitusikan ke persamaan (6) kemudian ke persamaan (5) dan didapatkan:

$$d \ln K = \left[\frac{\Delta H_0}{RT} + \frac{\Delta a}{RT} + \frac{\Delta b}{2R} + \frac{\Delta c}{RT}T + \frac{\Delta d}{4R}T^2 \right] dT$$

.....(11)

atau,

$$R \ln K = -\frac{\Delta H_0}{T} + \Delta a \ln T + \frac{\Delta b}{2} T + \frac{\Delta c}{6} T^2 + \frac{\Delta d}{12} T^3 + cR$$

.....(12)

Dengan memasukkan paling tidak 2 harga : K pada suhu tertentu akan didapatkan 2 persamaan dengan 2 variabel yaitu ΔH_0 dan c, sehingga dapat diselesaikan dan didapatkan $K=f(T)$. Adapun harga C_p^1 masing-masing komponen (dalam reaktor) adalah sebagai berikut : (C_p =kcal/kgmol.K).

Toluen : $C_p = -5,817 + 0,1224 T - 6,605.10^5 T^2 + 1,173.10^{-8} T^3$

Amoniak : $C_p = 6,524 + 5,692.10^{-3} T + 4,078.10^{-6} T^2 - 2,83.10^{-9} T^3$

Oksigen : $C_p = 6,713 - 8,79.10^{-7} T + 4,17.10^{-6} T^2 - 2,544.10^{-9} T^3$

Nitrogen : $C_p = 7,44 - 3,24.10^{-3} T + 6,4.10^{-6} T^2 - 2,79.10^{-9} T^3$

Eter : $C_p = 7,701 + 4,595.10^{-4} T + 2,521.10^{-6} T^2 - 8,59.10^{-10} T^3$

Benzonitril : $C_p = -6,221 + 0,1369 T - 1,058.10^{-4} T^2 + 3,222.10^{-8} T^3$

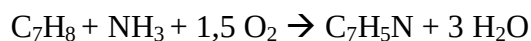
n-Heptan : $C_p = -1,229 + 0,1615 T - 8,72.10^{-5} T^2 + 1,829.10^{-8} T^3$

CO₂ : $C_p = 4,728 + 1,754.10^{-2} T - 1,338.10^{-5} T^2 + 4,097.10^{-9} T^3$

MENCARI HARGA $K=f(T)$

1) Mencari $K_{C_7H_8}=f(T)$

Reaksi :



$$\Delta = C_7H_5N + 3 H_2O - C_7H_8 - NH_3 - 1,5 O_2.$$

$$\Delta a = -6,221 + 3.(7,701) - (-5,816) - 6,523 - 1,5.(6,713)$$

$$= 6,1045$$

$$\Delta b = 1,369.10^{-1} + 3.(4,595.10^{-4}) - 0,1222 - 5,692.10^{-3} - 1,5.(-0,879.10^{-6})$$

$$= 0,0102$$

$$\Delta c = -1,058.10^{-4} + 3. (2,52.10^{-6}) - (-6,604.10^{-5}) - 4,078.10^{-6} - 1,5.(4,17.10^{-6})$$

$$= -4,2533.10^{-6}$$

$$\Delta d = 3,222.10^{-8} + 3. (-0,859.10^{-9}) - (1,173.10^{-8}) - (-2,83.10^{-9}) - 1,5.(-2,544.10^{-9})$$

$$= 2,4559.10^{-8}$$

$$R = 1,987 \text{ kcal/kgmol.K}$$

• Pada suhu $310^{\circ}\text{C} = 583,15 \text{ K}$, $K_{\text{C}_7\text{H}_8} = 350 \rightarrow$ masuk persamaan (12) didapatkan :

$$1,7148.10^{-3} \Delta H_0 = 28,2057 + 119987 \text{ C} \dots\dots\dots(12)$$

• Pada suhu $325^{\circ}\text{C} = 558,15 \text{ K}$, $K_{\text{C}_7\text{H}_8} = 254,6$ masuk persamaan (12) didapatkan :

$$1,6718.10^{-3} \Delta H_0 = 28,9761 + 1,987 \text{ C} \dots\dots\dots(13)$$

Persamaan (13) dan (14) diselesaikan dengan cara eliminasi didapatkan :

$$\Delta H_0 = -17916,28$$

$$\text{C} = -29,657$$

Δa , Δb , Δc , Δd , ΔH_0 dan C dimasukkan ke persamaan (12) didapatkan :

$$\ln K_{\text{C}_7\text{H}_8} = \frac{9016,75}{T} + 3,0722 \ln T + 2,5667.10^{-3} T - 3,5676.10^{-6} T^2 + 1,03.10^{-9} T^3 - 29,657$$

$$\dots\dots\dots(15)$$

Pengecekan :

Pada suhu $339^{\circ}\text{C} = 612,15 \text{ K}$ harga $K_{\text{C}_7\text{H}_8} = 191,9$. Dengan memasukkan $T=612,15 \text{ K}$ ke persamaan (15) di atas di dapatkan :

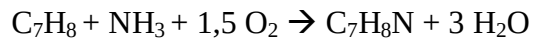
$$\ln K_{C_7H_8} = 5,2575; \text{ atau :}$$

$$K_{C_7H_8} = 191,99655 \approx 191,9$$

berarti persamaan (15) di atas **Cocok!**

2) Mencari $K_{NH_3} = f(T)$

Reaksi ;



$$\Delta = \Delta \text{ di atas}$$

$$\Delta a = 6,1045$$

$$\Delta b = 6,10102$$

$$\Delta c = -4,2533 \cdot 10^{-5}$$

$$\Delta d = 2,4559 \cdot 10^{-8}$$

• Pada suhu $310^\circ C = 583,15 K$, $K_{NH_3} = 37,6$ masuk persamaan (12) :

$$1,7148 \cdot 10^{-3} \quad \Delta H_0 \quad = \quad 32,63858 \quad + 1,987$$

$$C \dots \dots \dots (16)$$

• Pada suhu $325^\circ C = 598,15 K$, $K_{NH_3} = 29,97$ masuk persamaan (12) :

$$1,69718 \cdot 10^{-3} \quad \Delta H_0 \quad = \quad 33,2453 \quad + \quad 1,987$$

$$C \dots \dots \dots (17)$$

persamaan (16) dan (17) diselesaikan dengan cara eliminasi didapatkan :

$$\Delta H_0 = -14.109,77$$

$$C = -28,6029$$

Sehingga $\ln K_{NH_3} = f(T)$ adalah :

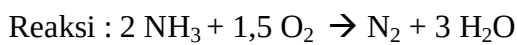
$$K_{\text{NH}_3} = \frac{7101,04}{T} + 3,0722 \ln T + 2,5667 \cdot 10^{-3} T - 3,5676 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,03 \cdot 10^{-9} T^3 - 28,609 \dots \dots \dots (18)$$

Pengecekan : Pada suhu $339^\circ\text{C} = 612,15$ ke persamaan (18) didapatkan :

$$\ln K_{\text{NH}_3} = 3,1821, \text{ atau :}$$

$$K_{\text{NH}_3} = 24,097 \approx 24,1$$

3) Mencari $K'_{\text{NH}_3} = f(T)$



$$\Delta = \text{N}_2 + 3 \text{H}_2\text{O} - 2 \text{NH}_3 - 1,5 \text{O}_2$$

$$\begin{aligned} \Delta a &= 7,44 + 3 \cdot (7,701) - 2 \cdot (6,523) - 1,5 \cdot (6,713) \\ &= 7,4275 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta b &= -0,324 \cdot 10^{-2} + 3 \cdot (4,595 \cdot 10^{-4}) - 2 \cdot (5,692 \cdot 10^{-3}) - 1,5 \cdot (-0,879 \cdot 10^{-6}) \\ &= -0,0132 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta c &= 6,4 \cdot 10^{-6} + 3 \cdot (2,52 \cdot 10^{-6}) - 2 \cdot (4,078 \cdot 10^{-6}) - 1,5 \cdot (4,17 \cdot 10^{-6}) \\ &= -4,51 \cdot 10^{-7} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta d &= -2,79 \cdot 10^{-9} + 3 \cdot (-0,859 \cdot 10^{-9}) - 2 \cdot (-2,83 \cdot 10^{-9}) - 1,5 \cdot (-2,544 \cdot 10^{-9}) \\ &= 4,109 \cdot 10^{-9} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama seperti di atas di dapatkan :

$$\Delta H_0 = -15625,58$$

$$C = -33,7359$$

Sehingga $\ln K'_{\text{NH}_3} = f(T)$ adalah :

$$\ln K'_{\text{NH}_3} = \frac{7863,9054}{T} + 3,738 \ln T - 3,3216 \cdot 10^{-3} T - 3,37829 \cdot 10^{-8} T^2 + 1,7233 \cdot 10^{-10} T^3 - 33,7359$$

.....(19)

Pengecekan : Pada suhu $339^\circ\text{C} = 612,15 \text{ K}$ didapatkan :

$$\ln K'_{\text{NH}_3} = 1,08917, \text{ atau :}$$

$$K'_{\text{NH}_3} = 2,972 \approx 3,08$$

NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa di sini adalah dimaksudkan untuk mencari perubahan konversi sepanjang reaktor. Adapun komposisi masing-masing komponen masuk reaktor (*feed*) adalah sebagai berikut :

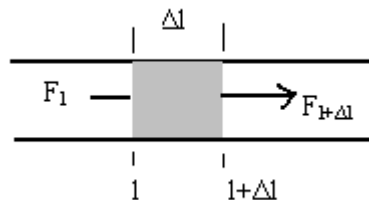
Tabel III. Komposisi Reaktan Masuk Reaktor

Komponen	Rumus <u>Kimia</u>	Umpan Masuk Reaktor	Keterangan, P_i/P_j (dalam penelitian)
Toluene	C_7H_8	F_{Ao}	$\frac{F_{\text{Ao}}^0}{F_{\text{NH}_3}} = \frac{0,075}{0,0117}$ $\frac{F_{\text{O}_2}^0}{F_{\text{Ao}}^0} = \frac{0,135}{0,0117}$ $\frac{N_2}{O_2} = \frac{79}{21}$ $F_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,01 \cdot F_{\text{NH}_3}^0$
Amoniak	NH_3	$6,4103 \cdot F_{\text{Ao}}$	
Oksigen	O_2	$11,5385 \cdot F_{\text{Ao}}$	
Nitrogen	N_2	$11,5385 \times 79/21 \cdot F_{\text{Ao}}$	

Air	H ₂ O		Diambil
Benzonitril	C ₇ H ₈	0,0641	Diambil
n- Heptane	CO ₂	0,0001.F _{Ao}	
Karbondioksida		0,016. F _{Ao}	
a		-----	

Anggapan yang diambil untuk penyederhanaan ;

1. Aliran reaktan sepanjang reaktor dianggap *plug flow*
2. Gradien konsentrasi arah radial diabaikan
3. Steady State.



1) Mencari Perubahan Konversi Benzonitril sepanjang Reaktor.

Neraca Benzonitril pada elemen volume setebal Δl :

Rate of Input – Rate of Output + Rate of Reaction = Rate of Accumulation

$$F_{BN}|_l - F_{BN}|_{l+\Delta l} + r_1 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta l = 0$$

$$\lim_{\Delta l \rightarrow 0} \frac{F_{BN}|_{l+\Delta l} - F_{BN}|_l}{\Delta l} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (r_1)$$

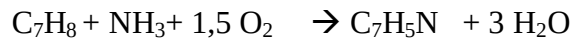
.....(20)

$$\frac{dF_{BN}}{dl} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (r_1)$$

.....(20.a)

D = Diameter dalam reaktor

Reaksi pembentukan Benzomitril :



Mula-mula	F_{A0}	6,4103. F_{A0}	11,5385. F_{A0}	$0,0001.F_{A0}$
Bereaksi	$F_{A0} Z_1$			$F_{A0}.Z_1$

$$F_{BN} = 0,0001. F_{A0} + F_{A0}.Z_1$$

$$dF_{BN} =$$

$$F_{A0}.Z_1 \dots \dots \dots (21)$$

Persamaan (21) masuk ke persamaan (20.a) didapatkan :

$$\frac{dZ_1}{dl} = \frac{\pi.D^2}{4.F_{A0}} \cdot (r_1)$$

.....(22)

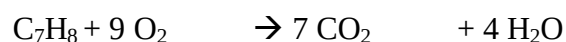
2) Mencari Perubahan Konversi CO₂ sepanjang Reaktor :

Neraca massa CO₂ pada elemen volume setebal Δl :

$$F_{CO_2}|_l - F_{CO_2}|_{l+\Delta l} + r_2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta l = 0$$

$$\lim_{\Delta l \rightarrow 0} \frac{F_{CO_2}|_{l+\Delta l} - F_{CO_2}|_l}{\Delta l} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (r_2) \dots \dots \dots (23)$$

Reaksi 2 : Pembentukan CO₂ :



Mula-mula	F_{A0}		0	
Bereaksi	$F_{A0}.Z_2$		$7. F_{A0}.Z_2$	

$$F_{CO_2} = 0 + 7. F_{A0}. Z_2$$

$$dF_{CO_2} = 7. F_{A0}. dZ_2 \dots \dots \dots (24)$$

Persamaan (24) dimasukkan ke persamaan (23) didapatkan :

$$\frac{dZ_2}{dl} = \frac{\pi}{7.4.F_{A0}}.D^2(r_2) \dots \dots \dots (25)$$

3) Mencari perubahan konversi pembentukan Nitrogen sepanjang reaktor :

Neraca massa N_2 pada elemen volume setebal Δl :

$$F_{N_2}|_l - F_{N_2}|_{l+\Delta l} + r_3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta l = 0$$

$$\lim_{\Delta l \rightarrow 0} \frac{F_{N_2}|_{l+\Delta l} - F_{N_2}|_l}{\Delta l} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (r_3)$$

$$\frac{dF_{N_2}}{dl} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (r_3) \dots \dots \dots (26)$$

Reaksi :	2 NH_3	+	$1,5 \text{ O}_2$	$\rightarrow$	N_2	+	$3 \text{ H}_2\text{O}$
Mula-mula	$6,4103.F_{A0} =$ F_{B0}				F_{N20}		
Bereaksi	$2. F_{B0}.Z_3$				$F_{B0}.Z_3$		

$$F_{B0} = \text{Umpan } \text{NH}_3 = 6,4103. F_{A0}$$

$$F_{N2} = F_{N20} + F_{B0}.Z_3$$

$$dF_{N2} = F_{B0} dZ_3$$

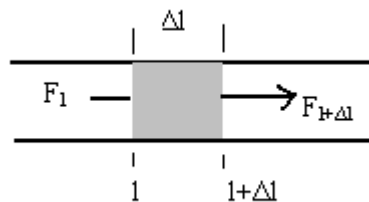
Persamaan (27) masuk ke persamaan (26) didapatkan :

$$\frac{dZ_3}{dl} = \frac{\pi}{4F_{Bo}} \cdot D^2(r_3) \dots\dots\dots(28)$$

NERACA PANAS

Anggapan untuk penyerdehanaan :

1. Distribusi suhu arah radial diabaikan karena reaktor diisolasi (adiabatis)
2. Kapasitas panas gas $C_p = f(T)$, namun perubahan sepanjang reaktor (dC_p/dl) dianggap kecil sehingga diabaikan
3. Steady state



Neraca panas setebal Δl pada steady state di reaktor :

Rate of heat input – Rate of heat output = Rate of heat accumulation

$$\frac{H|_l - H|_{l+\Delta l}}{\Delta l} = 0$$

$$\lim_{\Delta l \rightarrow 0} \frac{H|_{l+\Delta l} - H|_l}{\Delta l} = 0$$

$$\frac{dH}{dl} = 0$$

.....(29)

$$H = \sum F_o \cdot C_{p_i} \cdot (T - T_{ref}) + F_{BN} \cdot \Delta H_{R1} + F_{CO2} \cdot \Delta H_{R2} + F_{N2} \cdot \Delta H_{R3} \dots\dots\dots(30)$$

Dengan :

$$F_{BN} = 0,0001 F_{A0} + F_{A0} Z_1$$

$$F_{CO2} = 0 + 7 \cdot F_{A0} \cdot Z_2$$

$$F_{N2} = F_{N2}^0 + F_{B0} \cdot Z_3$$

Maka; persamaan (30) didiferensialkan, didapatkan :

$$dH = \sum F_i C_{p,i} dT + F_{A0} \Delta H_{R1} dZ_1 + F_{A0} \Delta H_{R2} dZ_2 + F_{B0} \Delta H_{R3} dZ_3 \quad (31)$$

Persamaan (31) dimasukkan ke persamaan (25) didapatkan :

$$\frac{dH}{dl} = \sum F_i C_{p,i} \frac{dT}{dl} + F_{A0} \left[\Delta H_{R1} \frac{dZ_1}{dl} + 7 \Delta H_{R2} \frac{dZ_2}{dl} \right] + F_{B0} \Delta H_{R3} \frac{dZ_3}{dl} = 0$$

atau,

$$\frac{dT}{dl} = \frac{F_{A0} \left[(-\Delta H_{R1}) \frac{dZ_1}{dl} + 7 (-\Delta H_{R2}) \frac{dZ_2}{dl} \right] + F_{B0} (-\Delta H_{R3}) \frac{dZ_3}{dl}}{\sum F_i C_{p,i}}$$

.....(32)

dengan,

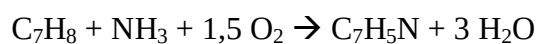
$$\Delta H_{Ri} = \text{Panas reaksi } i$$

$$F_{A0} = \text{Umpan Toluene}$$

$$F_{B0} = \text{Umpan Amoniak}$$

Panas Reaksi

1) reaksi 1 : Pembentukan Benzonitril



$$\Delta H_R = \Delta H_{R0} + \int_{T_0}^T \Delta C_p dT \quad \dots\dots\dots(33)$$

Diambil $T_0 = 25^\circ\text{C}$, fasa gas. Pada $25^\circ\text{C} = 298,15\text{ K}$ Panas pembentukan komponen-komponen di atas adalah :

$$\Delta H_f^0 \text{C}_7\text{H}_8 = 11,95 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}^2$$

$$\Delta H_f^0 \text{NH}_3 = -10,92 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_f^0 \text{O}_2 = 0$$

$$\Delta H_f^0 \text{C}_7\text{H}_5\text{N} = 52,3 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O} = -57,8 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R1}^0 &= \Delta H_f^0 \text{C}_7\text{H}_5\text{N} + 3 \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O} - \Delta H_f^0 \text{C}_7\text{H}_8 - \Delta H_f^0 \text{NH}_3 - \Delta H_f^0 \text{O}_2 \\ &= [52,3 + 3 \cdot (-57,8) - 11,95 - (-10,92) - 0] \cdot 10^3 \\ &= -122,13 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T=248,15\text{K}}^T \Delta C_p dT = \int_{T_0}^T \Delta a dT + \int_{T_0}^T \Delta b T dT + \int_{T_0}^T \Delta c T^2 dT + \int_{T_0}^T \Delta d T^3 dT$$

dari perhitungan di muka untuk reaksi 1 di atas maka harga Δa , Δb , Δc , dan Δd

$$\Delta a = 6,1045$$

$$\Delta b = 0,0102$$

$$\Delta c = -4,2533 \cdot 10^{-5}$$

$$\Delta d = 2,4559 \cdot 10^{-8}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \Delta C_p dT &= 6,1045 (T - 298,15) + \frac{0,0102}{2} (T^2 - 298,15^2) - \frac{4,2533 \cdot 10^{-5}}{3} (T^3 - \\ &\quad 298,15^3) + \frac{2,4559 \cdot 10^{-8}}{4} (T^4 - 298,15^4) \end{aligned}$$

² Reid, et. al., 'Properties of Gases and Liquids', 3 ed

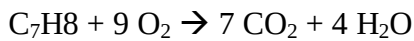
$$\int_{T_0}^T \Delta C_p dT = -1946,171 + 6,1045 T + 5,1 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,4178 \cdot 10^{-5} T^3 + 6,13975 \cdot 10^{-9} T^4 \dots (35)$$

Persamaan (34) dan (35) dimasukkan ke persamaan (33) :

$$\Delta H_{R1} = -1,240762 \cdot 10^5 + 6,1045T + 5,1 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,4178 \cdot 10^{-5} T^3 + 6,13975 \cdot 10^{-9} T^4$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{kgmol C}_7\text{H}_8\text{N}} \dots (33.a)$$

2) Reaksi 2 : Pembentukan CO₂



$$\Delta H_f^\circ \text{C}_7\text{H}_8 = 11,95 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{CO}_2 = -94,05 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O} = -57,8 \text{ kcal/gmol} = -57,8 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_{R2}^\circ = 4 \Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O} + 7 \Delta H_f^\circ \text{CO}_2 - [\Delta H_f^\circ \text{C}_7\text{H}_8 + 9 \Delta H_f^\circ \text{O}_2]$$

$$= [4(-57,8) + 7(-94,05) - [(11,95 - 9)] \cdot 10^3]$$

$$= -901,5 \cdot 10^3 \text{ kcal/7 kgmol CO}_2$$

$$\Delta = 7 \text{CO}_2 + 4 \text{H}_2\text{O} - \text{C}_7\text{H}_8 - 9 \text{O}_2$$

$$\Delta a = 7(4,729) + 4(7,701) - (-5,816) - 9(6,713) = 9,306$$

$$\Delta b = 7(1,754 \cdot 10^{-2}) + 4(4,595 \cdot 10^{-6}) - (0,1224) - 9(-0,879 \cdot 10^{-6}) = 2,2259 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta c = 7(-1,338 \cdot 10^{-9}) + 4(2,52 \cdot 10^{-6}) - (-6,604 \cdot 10^{-5}) - 9(4,4,17 \cdot 10^{-8}) = -5,507 \cdot 10^{-5}$$

$$\Delta d = 7(4,097 \cdot 10^{-9}) + 4(-0,859 \cdot 10^{-9}) - (1,173 \cdot 10^{-8}) - 9(-2,544 \cdot 10^{-9}) = 3,6409 \cdot 10^{-9}$$

Maka :

$$\int_{T_0=248,15}^T \Delta C_p dT = 9,306(T - 298,15) + \frac{2,2259 \cdot 10^3}{2} (T^2 - 298,15^2) - \frac{5,507 \cdot 10^{-5}}{3} (T^3 - 298,15^3) + \frac{3,6409 \cdot 10^{-8}}{4} (T^4 - 298,15^4)$$

$$\int_{T_0}^T \Delta C_p dT = -2458,9268 + 9,306 T + 1,11295 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,8357 \cdot 10^3 + 9,10225 \cdot 10^{-9} T^4 \dots (37)$$

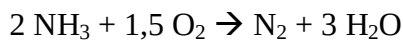
Persamaan (36) dan (37) masuk ke persamaan (33) didapatkan :

$$\Delta H_{R2} = -903958,9268 + 9,306 T + 1,1129 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,8357 \cdot 10^{-5} T^3 + 9,10225 \cdot 10^{-9} T^4$$

kcal/7 kgmol

CO₂ (33.b)

3). Panas Reaksi 3 : Pembentukan Nitrogen



$$\Delta H_f^0 \text{ NH}_3 = -10,92 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_f^0 \text{ N}_2 = \Delta H_f^0 \text{ O}_2 = 0$$

$$\Delta H_f^0 \text{ H}_2\text{O} = -57,8 \cdot 10^3 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\Delta H_{R3} = \Delta H_R^0 + \int \Delta C_p dT = \dots \dots \dots (33)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R3}^0 &= 3 \cdot \Delta H_f^0 \text{ H}_2\text{O} + 2 \cdot \Delta H_f^0 \text{ NH}_3 \\ &= [3 \cdot (-57,8) - 2 \cdot (-10,92)] \cdot 10^3 \\ &= -151,56 \cdot 10^3 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol N}_2} \end{aligned}$$

dari data di atas :

$$\Delta a = 7,4275$$

$$\Delta b = -1,0132$$

$$\Delta c = -4,51 \cdot 10^{-7}$$

$$\Delta d = 4,109 \cdot 10^{-9}$$

$$\int_{T_0=298,15}^T \Delta C_p dT = 7,4275 (T - 298,15) + \frac{-1,0132}{2} (T^2 - 298,15^2) - \frac{4,51 \cdot 10^{-7}}{3} (T^3 - 298,15^3) + \frac{4,109 \cdot 10^{-9}}{4} (T^4 - 298,15^4)$$

$$\int_{T_0}^T \Delta C_p dT = -1631,9445 + 7,4275 T - 6,6 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,5033 \cdot 10^{-7} T^3 + 1,02725 \cdot 10^{-9} T^4$$

$$T^4 \dots \dots \dots (39)$$

maka,

$$\Delta H_{R3} = \Delta H_{R3}^0 + \int \Delta C_p dT$$

$$\Delta H_{R3} = -1,53192 \cdot 10^5 + 7,4275 \cdot T - 6,6 \cdot 10^{-3} T^2 - 1,5033 \cdot 10^{-7} T^3 + 1,02725 \cdot 10^{-9} T^4$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{kgmol N}_2} \dots \dots \dots (33c)$$

VISKOSITAS GAS

Untuk mendapatkan viskositas gas sebagai fungsi suhu dipakai cara/metode Chung,et.al³ untuk memprediksinya :

$$\mu = 40,785 \frac{F_c.(BM.T)^{0,5}}{V_c^{1/3}.\Omega_v} \dots\dots\dots(40)$$

dengan,

μ = viskositas gas, μP

BM = Berat Molekul Gas, g/gmol

T = Suhu mutlak, K

V_c = Volume kritis, $cm^3/gmol$

Ω_v = ‘Viscosity Collision Integral’

$$= 1,1615.(T^*)^{-0,14874} + 0,52487.[\exp(-0,7732.T^*)] + 2,16178.\exp(-2,43787.T^*)$$

$$T^* = 1,2593 T_r$$

$$T_r = T/T_c$$

T_c = Suhu kritis, K

$$F_c = 1 - 0,2756 \mu_r + 0,059035 \mu_r^4 + k$$

Ω = “acentric factor”

$$\mu_r = \text{“dipole moment”} = 131,3.x \frac{\mu^*}{V_c T_c^{1/2}}$$

μ^* = debyes

k = factor koreksi untuk zat sangat polar.

³ Reid,et.al, ‘Properties of Gases and Liquids’, 4 ed p.p:388-398

Untuk mendapatkan viskositas sebagai fungsi suhu dibuat persamaan $\mu=f(T)$ dengan regresi polynomial order 2 dan didapatkan : (T, $^{\circ}\text{K}$)

$$\mu(1) = 8.885373\text{E-}03 + 5.15274\text{E-}05 \times T - 2.578725\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(2) = -1.398422\text{E-}02 + 1.871722\text{E-}04 \times T - 7.0007\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(3) = .0228351 + 1.921424\text{E-}04 \times T - 3.871812\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(4) = .0139068 + 1.86341\text{E-}04 \times T - 5.745175\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(5) = -2.261805\text{E-}02 + 1.64608\text{E-}04 \times T - 6.9923\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(6) = -.0122036 + 1.667757\text{E-}04 \times T - 3.863068\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(7) = 1.156783\text{E-}02 + 3.167647\text{E-}04 \times T + 3.195192\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu(8) = -3.258238\text{E-}02 + 1.988228\text{E-}04 \times T - 5.627\text{E-}08 \times T^2 \text{ kg/m jam}$$

data konversi :

$$10^6 \mu \text{ P} = 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{dt}} \left[\frac{3600 \text{ dt}}{\text{jam}} \right] = 360 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$1 \mu \text{P} = 3,6 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{jam}}$$

Pengecekan persamaan di atas :

Dalam buku “Properties of Gases and Liquids”,4-ed,:

N_2 pada suhu $227^{\circ}\text{C} = 500,15 \text{ K}$, terdapat data $\mu=258 \mu \text{P}$

$$\begin{aligned} \mu \text{ Menurut persamaan di atas} &= 0,0928 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{jam}} \left[\frac{1 \mu \text{P}}{3,6 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{j}}} \right] \\ &= 257,7778 \mu \text{P} \end{aligned}$$

Untuk viskositas campuran gas, dihitung dengan persamaan ;

$$\mu_m = \frac{\sum y_i \cdot BM_i^{1/2} \cdot \mu_i}{\sum y_i \cdot BM_i^{1/2}} \text{ (Perry, 5ed)} \dots \dots \dots (41)$$

Pressure drop (ΔP) sepanjang bed katalis.

Handey & Heggs mengemukakan persamaan yang dipakai untuk menghitung Pressure Drop tumpukan bed :

$$\Delta P = f \cdot \frac{L \cdot G^2}{\rho \cdot D_p} \dots \dots \dots (42)$$

Dengan :

$$1000 < \frac{Re}{1 - \varepsilon} < 5000, \text{ maka :}$$

$$f = 6,8 \frac{(1 - \varepsilon)^{1,2}}{\varepsilon^3} Re^{-0,2} \dots \dots \dots (43)$$

sehingga :

$$\Delta P = 6,8 \cdot \frac{L \cdot G^2}{\rho \cdot D_p} \frac{(1 - \varepsilon)^{1,2}}{\varepsilon^3} Re^{-0,2} \dots \dots \dots (44)$$

Dengan : L = Panjang/ tebal bed katalis, m

G = Kecepatan massa gas per satuan luas : kg/j.m²

D_p = Diameter ekivalen katalis, m

P = densitas gas, kg/m³

ε = Void fraction

Satuan dari $\frac{L \cdot G^2}{\rho \cdot D_p}$ adalah $\frac{kg}{m^2} \cdot \frac{m}{j^2}$; sedangkan $\frac{kg}{m^2}$ adalah satuan

tekanan, dan diubah ke dalam atm :

$$1 \frac{kg}{m^2} = 9,8692326 \cdot 10^{-6} \text{ atm}$$

Sedangkan $\frac{m}{j^2}$ adalah satuan dari g (konstanta gravitasi), sehingga, supaya

$\frac{L.G^2}{\rho.Dp}$ bersatuan atm saja, harus dibagi dengan g yang besarnya adalah:

$$g = 9,8 \frac{m}{dt^2} = 1,27008 \cdot 10^{-8} \frac{m}{j^2}$$

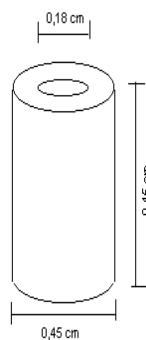
Sehingga :

$$\Delta P = 6,7111 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{L.G^2}{\rho.Dp} \frac{(1-\epsilon)^{1,2}}{\epsilon^3} Re^{-0,2} \text{ atm} \dots\dots\dots(45)$$

dp dan ϵ

Untuk jenis katalis berupa “*hollow rings*” seperti pada gambar; maka

Froment & Bishop mengemukakan persamaan untuk mengevaluasi dp :



d_l = external diameter

d_i = internal diameter

ϵ untuk “*hollow ring*” Hanchley & Beveindge (1969) mengemukakan persamaan sebagai berikut :

$$\varepsilon = 0,38 + 0,073 \left[1 + \frac{\left(\frac{dt}{dp} - 2 \right)^2}{\left(\frac{dt}{dp} \right)^2} \right] \dots\dots\dots (49)$$

dengan dt = diameter tube

untuk program reaktor :

$$dl = 0,45 \text{ cm}$$

$$di = 0,18 \text{ cm}$$

$$dt = 215 \text{ cm}$$

maka :

$$\begin{aligned} .V \text{ partikel} &= \pi/4 (dl^2 - di^2).L = \pi/4 (0,45^2 - 0,18^2).0,45 \\ &= 0,0601 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} .S \text{ partikel} &= \pi dl L + \pi di L + 2 \pi/4 (dl^2 - di^2) \\ &= \pi.0,45.0,45 + \pi.0,18.0,45 + \pi/2 (0,45^2 - 0,18^2) \\ &= 1,1578 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} .V \text{ external cylinder} &= \pi/4 (dl)^2.L = \pi/4 (0,45)^2.0,45 \\ &= 0,0716 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} .S \text{ external cylinder} &= \pi (dl) L + 2 \pi/4 dl^2 \\ &= \pi (0,45).0,45 + \pi/2.0,45^2 \\ &= 0,9543 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Sehingga E pada persamaan (47) :

$$\begin{aligned} E &= \frac{V_{\text{partikel}}.S(\text{external cylinder})}{S_{\text{partikel}}.V(\text{external cylinder})} = \frac{0,0601.0,9543}{1,1579.0,0716} \\ &= 0,69185 \end{aligned}$$

Untuk mendapatkan dp dan ε dilakukan trial & error.

Trial $\epsilon \rightarrow m \rightarrow dp \rightarrow \epsilon$ hitung

Trial ϵ	m	dp	ϵ hitung
0,52	1,537	0,2144	0,5257
0,5257	1,5302	0,2149	0,5257

Jenis Reaktor

Reaktor berupa Reaktor *adiabatic “bed”* tunggal. Pemilihan ini berdasarkan pada jumlah inert yang berlebihan sehingga panas reaksi bias dibawa oleh inert tersebut. (inert masuk lebih dari 60%).

Keuntungan dengan mempergunakan inert sebagai pendingin adalah :

- Tidak perlu pendingin khusus, sehingga reaktor tidak rumit dalam penanganannya.
- Dari segi ekonomi lebih murah
- Katalis lebih awet karena perbedaan suhu tidak terlalu tinggi.

Yang menjadi kendala adalah distribusi gas reaktan sepanjang reaktor; dan untuk menanggulangnya dengan cara, pada lubang pemasukan umpan dipasang baffle, sehingga gas bias terdistribusi dengan baik dan sebelum masuk katalis, ditempatkan bola-bola inert berupa alumina, seperti tampak pada gambar detail reaktor.

L (m)	X1	X2	X3	T (K)	P (Atm)

--					
0.00	0.00000	0.00000	0.000E+00	325.00000	3.0000
0.20	0.02334	0.00275	0.109E-11	325.38950	2.9958
0.40	0.04673	0.00551	0.219E-11	325.78165	2.9917
0.60	0.07016	0.00828	0.330E-11	326.17630	2.9875
0.80	0.09361	0.01106	0.442E-11	326.57333	2.9834
1.00	0.11708	0.01385	0.555E-11	326.97250	2.9793
1.20	0.14055	0.01665	0.669E-11	327.37357	2.9752
1.40	0.16401	0.01945	0.784E-11	327.77628	2.9711
1.60	0.18743	0.02226	0.900E-11	328.18045	2.9669
1.80	0.21080	0.02507	0.102E-10	328.58572	2.9629
2.00	0.23411	0.02788	0.113E-10	328.99191	2.9588
2.20	0.25733	0.03068	0.125E-10	329.39841	2.9547
2.40	0.28044	0.03348	0.137E-10	329.80490	2.9506
2.60	0.30342	0.03627	0.149E-10	330.21140	2.9466
2.80	0.32625	0.03905	0.162E-10	330.61667	2.9425
3.00	0.34889	0.04182	0.174E-10	331.02084	2.9385
3.20	0.37133	0.04456	0.186E-10	331.42319	2.9344
3.40	0.39353	0.04729	0.199E-10	331.82327	2.9304
3.60	0.41547	0.04999	0.211E-10	332.22043	2.9264
3.80	0.43712	0.05266	0.224E-10	332.61417	2.9224

4.00	0.45845	0.05530	0.237E-10	333.00388	2.9184
4.20	0.47942	0.05790	0.250E-10	333.38882	2.9144
4.40	0.50001	0.06046	0.263E-10	333.76840	2.9104
4.60	0.52019	0.06297	0.276E-10	334.14206	2.9064
4.80	0.53992	0.06543	0.289E-10	334.50900	2.9024
5.00	0.55917	0.06784	0.303E-10	334.86868	2.8984
5.20	0.57792	0.07020	0.316E-10	335.22043	2.8945
5.40	0.59614	0.07249	0.329E-10	335.56345	2.8905
5.60	0.61380	0.07471	0.343E-10	335.89731	2.8865
5.80	0.63087	0.07687	0.357E-10	336.22128	2.8826
6.00	0.64733	0.07895	0.370E-10	336.53494	2.8786
6.20	0.66317	0.08096	0.384E-10	336.83774	2.8747
6.40	0.67837	0.08289	0.398E-10	337.12924	2.8708
6.60	0.69291	0.08474	0.412E-10	337.40915	2.8668
6.80	0.70678	0.08651	0.426E-10	337.67709	2.8629
7.00	0.71999	0.08819	0.440E-10	337.93283	2.8590
7.20	0.73252	0.08980	0.454E-10	338.17636	2.8550
7.40	0.74437	0.09132	0.469E-10	338.40720	2.8511
7.60	0.75556	0.09275	0.483E-10	338.62570	2.8472
7.80	0.76610	0.09410	0.497E-10	338.83200	2.8433
8.00	0.77598	0.09538	0.512E-10	339.02609	2.8394
8.20	0.78524	0.09657	0.526E-10	339.20804	2.8354
8.40	0.79389	0.09768	0.541E-10	339.37839	2.8315

8.60	0.80194	0.09872	0.555E-10	339.53738	2.8276
8.80	0.80942	0.09969	0.570E-10	339.68539	2.8237
9.00	0.81636	0.10058	0.584E-10	339.82291	2.8197
9.20	0.82278	0.10141	0.599E-10	339.95035	2.8158
9.40	0.82871	0.10218	0.613E-10	340.06808	2.8119
9.60	0.83417	0.10289	0.628E-10	340.17673	2.8080
9.80	0.83920	0.10354	0.643E-10	340.27670	2.8040
10.00	0.84381	0.10414	0.657E-10	340.36862	2.8001
10.09	0.84576	0.10439	0.664E-10	340.40750	2.7983

MECHANICAL DESIGN

Tinggi Bed Reaktor

"Dari Program komputer, panjang bed = 1009 cm = 33.10529 ft

Tebal Dinding Reaktor

Bahan : *Carbon stainless steel SA - 285 grade C*

Ukuran:

$$* \text{ Diameter dalam Shell (IDS) = 1.3716 m} \quad = 137.16 \text{ cm}$$

$$= 4.5002196 \text{ ft} = 53.999892 \text{ in}$$

$$* \text{ Jari - jari dalam Shell (ri) = 0.6858 m} = 68.58 \text{ cm}$$

$$= 2.2501098 \text{ ft} = 26.999946 \text{ in}$$

* Menentukan Tebal *Shell*:

$$* \text{ Suhu (Tp) = 613 K}$$

$$* \rho_p = 0.76934251 \text{ g/cm}^3$$

$$* g = 980 \text{ g/s}^2$$

$$* P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm}$$

faktor keamanan diambil 20 %

$$P_{\text{design}} = 3.6 \text{ atm} = 52.9056 \text{ psia}$$

$$= 38.2096 \text{ psig}$$

bahan yang digunakan adalah *carbon steel SA 285 grade C*

$$\text{operating temperature} = 644 \text{ F}$$

$$\text{max allowable stress (f)} = 13700 \text{ psi}$$

$$\text{mak efisiensi sambungan (E)} = 0.8$$

$$\text{faktor korosi (C)} = 0.125 \text{ in}$$

Maka nilai tebal Shell dicari dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P * r_i + C}{f * E - 0.6 * P}$$

$$t_s = 0.21932661 \text{ in}$$

$$\text{dipilih tebal plate standard} = 0.375 \text{ in}$$

$$\text{dia luar shell (ODS)} = \text{IDS} + 2.t_s = 54.75 \text{ in} = 1.39 \text{ m}$$

$$= 4.562722775 \text{ ft}$$

Head and Bottom

bentuk *torispherical dished head*

bahan *carbon steel SA 285 grade C*

* Persamaan untuk mencari tebal *head* dan *Bottom*:

$$th = \frac{P * IDS + C}{2 * f * E - 0.2 * P}$$

$$th = 0.219162128 \text{ in}$$

dipilih tebal *plate standard* = 0.375 in

$$r = IDS = 53.999892 \text{ in}$$

$$icr = 6\% \cdot r = 3.23999352 \text{ in}$$

$$\text{tabel 5.11 Brownell \& Young : } sf = 3 \text{ in} = 0.2500127 \text{ ft}$$

$$a = IDS/2 = 26.999946 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 23.75995248 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 50.75989848 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 44.86 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 9.144212852 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = th + b + sf = 12.36 \text{ in}$$

Tinggi Reaktor

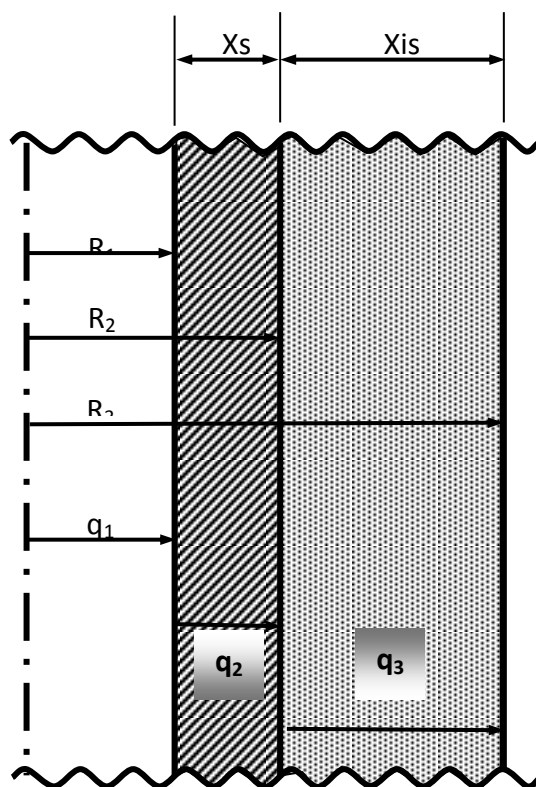
$$\text{Tinggi reaktor total} = \text{Panjang Bed} + 2 * \text{Tinggi head}$$

$$= 421.97005 \text{ in} = 1071.806071 \text{ cm}$$

Tebal Isolasi Reaktor

asumsi

1. Suhu didalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu permukaan luar shell
2. Suhu didalam reaktor = suhu pendingin rata - rata
3. Keadaan steady state



Keterangan :

R_1 = jari- jari dalam shell

R_2 = jari- jari luar shell

R_3 = jari- jari luar setelah
diisolasi

X_s = tebal dinding

X_{is} = tebal isolasi

T_a = suhu udara luar $\cong$
 30°C

T_1 = suhu dinding dalam
shell

T_2 = suhu dinding luar
shell

T_3 = suhu dinding isolator
 $\cong 55^\circ\text{C}$

bahan isolasi "asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Holman, 1988):"

$$k_{is} = 0.117 \text{ Btu/j.ft.F}$$

$$\rho_{is} = 36 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_p = 0.25 \text{ btu/lb/F}$$

$$e = 0.96$$

carbon steel $\rho = 490 \text{ lb/ft}^3$

$$k_s = 21 \text{ Btu/j.ft.F}$$

konduksi

$$Q_B = \frac{(k_s \cdot A_s) \cdot (T_1 - T_2)}{x_s} = 316545.06 \cdot (644 - T_2) =$$

$$Q_C = \frac{(k_{is} \cdot A_{is}) \cdot (T_2 - T_3)}{x_{is}} = \frac{24.32 (1.7813 + x_{is}/2) \cdot (T_2 - 140)}{x_{is}}$$

$$\text{Diameter luar reaktor: ODS} = 4.562722775 \text{ ft}$$

$$\text{Jari-jari luar reaktor : OrS} = 2.281361388 \text{ ft}$$

konveksi

$$t_f = 113 \text{ F}$$

$$\text{dari gb. 78 Mc Adams } f = 1.10E+06$$

$$x = f \cdot L^3 \cdot \Delta T^3 = 2.15E+12$$

$$h_c = 0.19 \cdot \Delta T^{1/3} = 0.72 \text{ Btu/j. ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u) = 8062.49 = (1.7813 + x_{is}) \dots\dots\dots(b)$$

Radiasi

$$Q_R = e \cdot s \cdot A \cdot ((T_3/100)^4 - (T_U/100)^4) = 15818.34 \cdot 873$$

$$= (1.7813 + x_{is}) \dots\dots\dots(c)$$

$$Q_B = Q_D + Q_R$$

$$Q_C = Q_D + Q_R$$

"Dari penyelesaian persamaan (a), (b), dan (.c) secara simultan dan dengan trial and "

error maka didapatkan nilai tebal isolasi (' x_{is} ') = 8.098 cm

$$\text{trial } x_{is} \quad 0.2657 \text{ ft} = 8.10 \text{ cm}$$

$$T_2 = 639.4334$$

Berat Reaktor

berat shell

$$w_{shell} = p \cdot 0.25 \cdot (ODS^2 - IDS^2) \cdot L_s \cdot R_s = 7213.307245 \text{ lb}$$

berat head and bottom

$$w_{head} = 112.8504891 \text{ lb}$$

berat isolator

$$w_{isolator} = 0.25 \cdot p \cdot (D_3^2 - D_2^2) \cdot L_s \cdot r = 2334.423681 \text{ lb}$$

berat gas

$$w_{gas} = 0.25 \cdot p \cdot (ID/12)^2 \cdot L_p \cdot r_g = 8.213996569 \text{ lb}$$

berat katalis

$$w_{\text{katalis}} = 0.25 \cdot p \cdot L_p \cdot (ID/12)^2 \cdot r_{\text{kat}} \cdot (1-e) = 232.575189 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{berat total reaktor} &= 9901.3706 \text{ lb} \\ &= 4491.162691 \text{ kg} \end{aligned}$$

6. DIAMETER NOZZLE PEMASUKAN DAN PENGELUARAN

Untuk menentukan diameter *nozel* yang berhubungan dari dan ke reaktor digunakan persamaan:

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 \cdot q_f^{(0.45)} \cdot \rho_f^{(0.13)} \quad (\text{pers. 45 Peters})$$

dengan $D_{i, \text{opt}}$ = diameter optimum, in"

q_f = debit fluida, cuft/s"

ρ_f = densitas fluida, lb/cuft"

a. Pipa umpan masuk reaktor

$$V = 7492.2886 \text{ kgmol/jam} = 214710.8771 \text{ kg/jam}$$

$$T = 598 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314 \text{ J/K/mol}$$

Komp.	Kgmol/j	x mol	M	x*M
Toluene	120	0.016016468	92.141	1.48
Amoniak	769.236	0.102670365	17.031	1.75

Air	7.692	0.001026656	18.015	0.02
Benzonitrile	0.012	1.60165E-06	103.124	0.00
N-Heptana	1.92	0.000256263	100.25	0.03
Oksigen	1384.62	0.184806016	31.999	5.91
Nitrogen	5208.808571	0.695222631	28.013	19.48
C. Dioksida	0	0	44.01	0.00
jumlah	7492.288571	1		28.66

$$\rho_{\text{hof}} = M \cdot P / R / T = 0.584043181 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.036431949 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = \text{Flow rate} / \rho_{\text{hof}} = 49.00694836 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,\text{opt}} = 20.95648296 \text{ in} = 53.22946672 \text{ cm}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

$$\text{Nominal pipe size} = 22 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 21.25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

b. Pipa hasil reaksi keluar reaktor

$$V = 7554.2446 \text{ kgmol/jam} = 214710.7035 \text{ kg/jam}$$

$$\text{suhu} = 598 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314 \text{ J/K/mol}$$

Komp.	Kgmol/j	x mol	M	x*M
Toluene	8.388	0.001110369	92.141	0.10
Amoniak	669.924	0.088681799	17.031	1.51
Air	354.828	0.046970679	18.015	0.85
Benzonitrile	99.324	0.013148105	103.124	1.36
N-Heptana	1.92	0.000254162	100.25	0.03
Oksigen	1124.952	0.148916545	31.999	4.77
Nitrogen	5208.808571	0.689520775	28.013	19.32
C. Dioksida	86.1	0.011397566	44.01	0.50
jumlah	7554.244571	1		28.42

$$\rho_{\text{hof}} = M \cdot P / R / T = 0.579252694 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.036133124 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = \text{Flow rate} / \rho_{\text{hof}} = 49.41220163 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,\text{opt}} = 21.01178011 \text{ in} = 53.36992149 \text{ cm}$$

Dipakai pipa standar (IPS)

$$\text{Nominal pipe size} = 22 \text{ in} = 55.88 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 21.25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

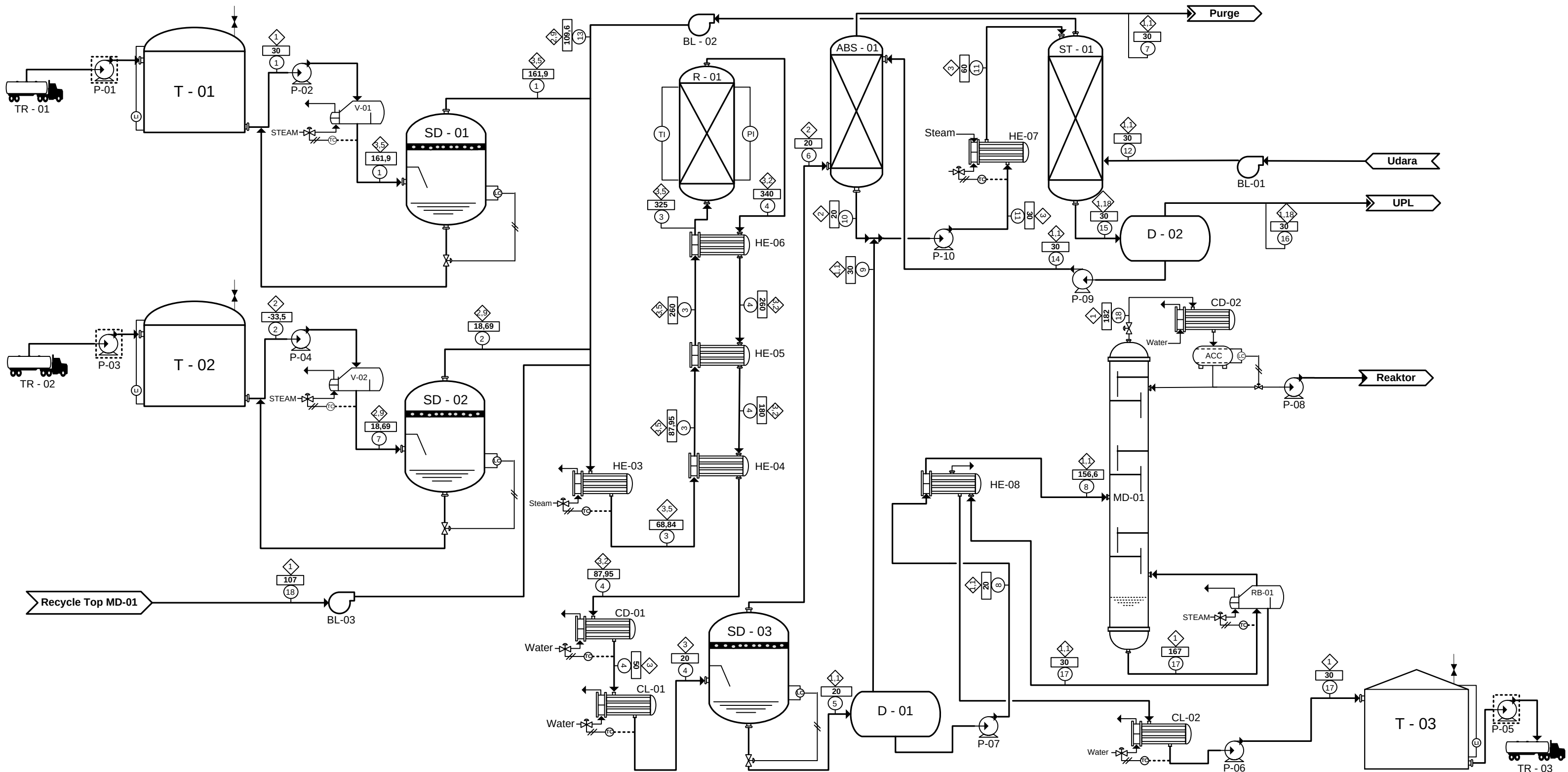
SPESIFIKASI REAKTOR (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan gas amoniak dan toluen menjadi Benzonitril, dengan bantuan udara.
Jenis	: <i>Fixed Bed catalytic Reaktor</i>
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder tegak
Suhu masuk	= 325 C
Suhu keluar	= 340 C
Tekanan Udara	= 3,5 atm
Jenis Katalis	= V-Ti-O
Diameter katalis	= 0,0049 m
Konversi Benzonitrile	= 0,8276
Konversi CO2	= 0,1025
Konversi Nitrogen	= 8,56E-10
Tinggi Reaktor	= 10,71806071 m
Diameter shell	= 1,390647257 m
Tebal dinding	= 0,3125 in
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steel SA-285 grade-C</i>
Tebal isolasi	= 8,09 cm
Jumlah Reaktor	= 1 buah

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PERANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIAK DAN TOLUEN

KAPASITAS 80.000 TON / TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
CH ₃ NH ₂	10821,700	-	11056,9200	772,8787	758,7442	14,1344	14,1344	750,1542	8,5900	0,1800	8,7747	-	10745,39	0,18	8,77	8,59	15,0081	735,1511
NH ₃	-	2355,4600	13100,8583	11409,4756	262,2203	11147,2552	563,3957	2,0539	260,1664	10704,5195	10964,6889	-	-	120,66	219,29	98,63	0,0021	2,051852
H ₂ O	-	11,8400	138,5714	6392,2264	5726,7027	665,5236	665,5237	44,8558	5681,8469	255292	260974	-	-	2555292	260974	5681,847	1,3457	43,51036
CH ₃ EN	-	-	1,2375	10242,6882	10233,5617	9,1264	9,1264	10227,8350	5,7267	0,1276	5,8543	-	-	0,13	5,85	5,73	10226,59	1,247796
CH ₃ I6	157,1800	-	192,4800	192,4800	176,7908	15,6891	15,6891	175,9319	0,8590	0,1202	0,9793	-	-	0,12	0,98	0,86	12,3152	163,6167
O ₂	-	-	44306,4554	33997,3390	-	33997,3390	33997,3390	-	-	-	-	44306,46	44306,46	-	-	-	-	
N ₂	-	-	145914,355	145914,355	-	145914,3545	145914,3595	-	-	-	-	145914,4	145914,4	-	-	-	-	
CO ₂			-	3789,261		3789,261	3789,261		-	-	-	-	-	-	-	-	-	
JUMLAH	10478,67	2367,3	214710,877	214710,704	17158,0199	197552,6835	186968,829	11200,8308	5957,1891	265997,1066	271954,2957	190220,8	200966,2	255413,3	261208,9	5795,656	10255,25	945,5576

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
CD	Condenser	PC	Pressure Controller
HE	Heat Exchanger	TC	Temperature Controller
D	Decanter		Nomor Arus
R	Reaktor		Suhu, C
P	Pompa		Tekanan, atm
T	Tangki		Control Valve
SD	Separator Drum		Electric Connection
MD	Menara Distilasi		Piping
RB	Reboiler		Udara Tekan
ACC	Accumulator		Vent
CL	Cooler		
TR	Truk		
M	Mixer		
ABS	Absorber		
ST	Stripper		

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIAK DAN TOLUEN
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
1. YUNITA EVIYANTI (12 521 014)
2. AYU KUMALA REZEKI (12 521 047)

Dosen pembimbing:
1. Ir. Bachrun Sutrisno., M.Sc
2. Khamdan Cahyari, S.T,M.Sc