

**PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK**

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



Oleh :

Nama	: Khamzah	Nama	: Rofiq Abdul Malik
No. Mahasiswa	: 14521157	No. Mahasiswa	: 14521168

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

2018

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PERANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Khamzah	Nama	: Rofiq Abdul Malik
No. Mahasiswa	: 14521157	No. Mahasiswa	: 14521168

Yogyakarta, 05 Oktober 2018

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 saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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


Khamzah


Rofiq Abdul Malik

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama	: Khamzah	Nama	: Rofiq Abdul Malik
No. Mahasiswa	: 14521157	No. Mahasiswa	: 14521168

Yogyakarta, 05 Oktober 2018

Pembimbing

Sholeh Ma'mun, Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Khamzah Nama : Rofiq Abdul Malik
No. Mahasiswa : 14521157 No. Mahasiswa : 14521168

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program
Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

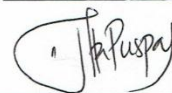
Yogyakarta, 25 Oktober 2018

Tim Penguji,

Sholeh Ma'mun, Ph.D.
Ketua



Ifa Puspasari, Ph.D.
Anggota I

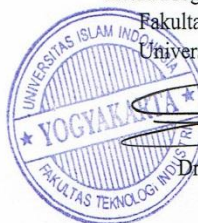


Bachrun Sutrisno, Ir., M.Sc.
Anggota II



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi allah swt, shalawat dan salam selalu tercurahkan kepada rasulullah saw berkat limpahan dan rahmat-nya penyusun mampu menyelesaikan laporan perancangan pabrik yang berjudul, **“Pra Rancangan Pabrik Monoetanolamin Dari Etilen oksida Dan Amonia Dengan Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”**

Laporan Penelitian ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar sarjana teknik kimia Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.

Ucapan terima kasih kami haturkan kepada :

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat dan dukungan yang tiada hentinya.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
5. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
6. Teman-teman seperjuangan yang melakukan penelitian bonggol jagung dan kulit petai, terimakasih kerjasamanya.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan penelitian ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat kami harapkan untuk penyempurnaan laporan ini. Besar harapan kami semoga laporan penelitian ini dapat bermanfaat bagi para pembaca pada umumnya dan bagi kami khususnya selaku penyusun.

Yogyakarta, 25 Oktober 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
<i>ABSTRACT</i>	xv
BAB I	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Kapasitas Pabrik	2
1.1.2 Kegunaan Monoetanolamin	6
1.2 Tinjauan Pustaka	6
BAB II	2
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	2
2.1.1 Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk	2
2.1.2 Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk	11
2.3 Pengendalian Kualitas	14
BAB III	16
3.1 Uraian Proses	16
3.1.1 Persiapan Bahan Baku	16
3.1.2 Proses Reaksi	16
3.1.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk	17
3.2 Spesifikasi Alat	18
3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Amonia (T-01)	18
3.2.2 Tangki Penyimpanan Bahan Etilen oksida (T-02)	18
3.2.3 Tangki Penyimpanan Monoetanolamin (T-03)	19

3.2.4 Tangki Penyimpanan Dietanolamin (T-04)	19
3.2.5 Tangki Penyimpanan Triethanolamine (T-05).....	20
3.2.6 Reaktor (R-01)	20
3.2.7 Mixer (M-01)	21
3.2.8 Separator (S-01)	22
3.2.9 Kondenser (CD-01).....	23
3.2.10 Expansion Valve (EV-01).....	24
3.2.11 Expansion Valve (EV-02).....	24
3.2.12 Menara Distilasi (MD-01).....	25
3.2.13 Menara Distilasi (MD-02).....	25
3.2.14 Kondensor (CD-02).....	26
3.2.15 Kondensor (CD-03).....	27
3.2.16 Reboiler (RB-01).....	28
3.2.17 Reboiler (RB-02).....	29
3.2.18 Accumulator (ACC-01).....	30
3.2.19 Accumulator (ACC-02).....	31
3.2.20 Heat Exchanger	32
3.2.21 Pompa.....	33
3.3 Perencanaan Produksi	35
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	35
3.3.2 Analisa kebutuhan Alat Proses.....	35
BAB IV	36
4.1 Lokasi Pabrik	36
4.1.1 Bahan baku.....	36
4.1.2 Pemasaran	36
4.1.3 Transportasi.....	37
4.1.4 Utilitas	37
4.1.5 Tenaga Kerja	37
4.1.6 Iklim dan Lingkungan	37
4.2 Tata Letak Pabrik	38
4.2.1 Area Administrasi Dan Perkantoran.	39
4.2.2 Area Penyimpan Bahan Baku dan Produk	39

4.2.3 Area Proses.....	40
4.2.4 Area Utilitas	40
4.2.5 Area Fasilitas Umum	40
4.2.6 Area Laboratoium	40
4.2.7 Area Perluasan	40
4.3 Tata Letak Alat.....	42
4.4 Alir Proses Dan Material.....	44
4.4.1 Neraca Massa	44
4.4.2 Neraca Panas	46
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	49
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	50
4.5 Pelayanan Teknik / Utilitas	51
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	51
4.5.2 Kebutuhan Air	55
4.5.3 Unit Pembangkit Steam	57
4.5.4 Unit Pembangkit Listrik.....	57
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Baku.....	58
4.6 Organisasi Perusahaan	55
4.6.1 Bentuk Badan Usaha	59
4.6.2 Struktur Organisasi	60
4.6.3 Pembagian Jam Kerja.....	66
4.6.3 Jumlah Tenaga Kerja.....	67
4.6.4 Sistem Gaji Karyawan	68
4.6.5 Kesejahteraan Karyawan.....	69
4.7 Evaluasi Ekonomi	71
4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	72
4.7.2 Dasar Perhitungan	75
4.7.3 Perhitungan Biaya	75
4.7.4 Analisa Kelayakan	77
4.7.5 Hasil Perhitungan	81
4.7.6 Analisa Keuangan	84
4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	85

BAB V.....	87
6.1 Kesimpulan	87
6.2 Saran.....	88
DAFTAR PUSTAKA	89
LAMPIRAN.....	91

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Monoetanolamin	2
Tabel 1.2 Daftar Perusahaan Monoetanolamin	4
Tabel 2.1 Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk	2
Tabel 3.1 Ukuran Annulus dan Inner Pipe CD-02	28
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> Tipe <i>Shell and Tube</i>	32
Tabel 3.3 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> Tipe <i>Double Pipe</i>	32
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pompa	33
Tabel 3.6 Kebutuhan Alat Proses	35
Tabel 4.1 Luar Area dan bangunan Pabrik	41
Tabel 4.2 Neraca Massa Total	44
Tabel 4.3 Neraca Massa di Mixer	44
Tabel 4.4 Neraca Massa di Reaktor	44
Tabel 4.5 Neraca Massa di Separator	45
Tabel 4.6 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-01	45
Tabel 4.7 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-02	46
Tabel 4.8 Neraca Panas di Mixer	46
Tabel 4.9 Neraca Panas di Reaktor	46
Tabel 4.10 Neraca Panas di Separator	47
Tabel 4.11 Neraca Panas di Menara Distilasi MD-01	47
Tabel 4.12 Neraca Panas di Menara Distilasi MD-02	47
Tabel 4.13 Neraca Panas di Heat Exchanger	48
Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	55
Tabel 4.15 Kebutuhan Air Pendingin	55
Tabel 4.16 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Rumah Tangga	56
Tabel 4.17 Jadwal Kerja Shift	67
Tabel 4.18 Jumlah Karyawan Non Shift	67

Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karayawan Peralat	68
Tabel 4.20 Daftar Gaji Karyawan	69
Tabel 4.21 Harga Indeks	73
Tabel 4.22 Harga Indeks pada Tahun Peramcangan	74
Tabel 4.23 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	81
Tabel 4.24 <i>Direct Palnt Cost</i>	81
Tabel 4.25 Fixed Capital Invesment	81
Tabel 4.26 Direct Manufacturing Cost	82
Tabel 4.27 Indirect Manufacturing Cost	82
Tabel 4.28 Fixed Manufacturing Cost	82
Tabel 4.29 Manufacturing Cost	82
Tabel 4.30 <i>Working Capital</i>	83
Tabel 4.31 General Expense	83
Tabel 4.32 Total Production Cost	83
Tabel 4.33 Fixed Cost	83
Tabel 4.34 Variabel Cost	84
Tabel 4.35 Regulated Cost	84
Tabel A-1 Massa Umpan Reaktor	93
Tabel A-2 Komposisi hasil reaksi	94
Tabel A-3 Berat molekul campuran	95
Tabel A-4 Konstanta densitas komponen	96
Tabel A.5 Konstanta Viskositas Komponen	97
Tabel A.6 Konstanta Kapasitas Panas	98
Tabel A.7 Konstanta Konduktivitas	98

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Monoetanolamin di Indonesia	3
Gambar 4.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik	38
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik	41
Gambar 4.3 <i>Layout</i> Alat Proses	43
Gambar 4.4 Diagram Alir Kulitatif	49
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif	50
Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas	54
Gambar 4.7 Struktu Organisasi Perusahaan	65

ABSTRAK

Monoetanolamin umumnya digunakan untuk penyerapan gas karbon dioksida, pembuatan detergen, bahan anti berkarat pada besi atau logam, serta dipakai dalam industri tekstil. Kebutuhan akan monoetanolamin di Indonesia setiap tahunnya semakin meningkat. Maka dari itu, dirancanglah pendirian pabrik monoetanolamin dengan kapasitas 35.000 Ton/Tahun dengan bahan baku utama etilen oksida dan amonia. Pabrik ini akan didirikan di Palembang, Sumatera Selatan dengan jumlah karyawan berjumlah 155 orang dan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun.

Monoetanolamin dibuat dengan cara mereaksikan amonia dan etilen oksida pada fase cair. Reaksi bersifat eksotermis dan dijalankan pada reaktor *fixed bed multitube* dengan pendingin air. Reaktor beroperasi pada suhu 110 °C dan tekanan 100 atm. Hasil produk monoetanolamin yang dihasilkan memiliki kemurnian 99%. kebutuhan bahan baku etilen oksida dan amonia adalah 32.812 ton/tahun dan 11.112 ton/tahun. Kebutuhan utilitas air sebanyak 28.845 kg/jam, listrik sebesar 1.202 kW, dan *fuel oil* sebanyak 6.827 Kg/Jam.

Dari analisa kelayakan yang telah dilakukan dengan asumsi bahwa pabrik adalah *high risk* diperoleh bahwa *Return on Investment* sebelum pajak adalah 45,39% dan sesudah pajak adalah 34,04%. *Pay Out Time* sebelum pajak sebesar 1,86 tahun, *Break Even Point* sebesar 40,22%, *Shut Down Point* sebesar 25,07% dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* sebesar 11,68%. Berdasarkan hasil evaluasi ini, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata - Kata kunci : Monoetanolamin, Etilen oksida, Amonia, Pabrik

ABSTRACT

Monoethanolamine is generally used for the absorption of carbon dioxide gas, the manufacture of detergents, anti-rusty materials in iron or metal, and is used in the textile industry. There are two types of byproducts produced namely diethanolamine and triethanolamine. The need for monoethanolamine in Indonesia is increasing every year. Therefore, the establishment of a monoethanolamine plant with a capacity of 35.000 tons / year was designed with the main raw materials ethylene oxide and ammonia. The plant will be established in Palembang, South Sumatra with a total of 155 employees and operate for 330 days in one year.

Monoethanolamine is made by reacting ammonia and ethylene oxide in the liquid phase. The reaction is exothermic and run on a fixed bed multitube reactor with water cooling. The reactor operates at a temperature of 110 °C and a pressure of 100 atm. The resulting monoethanolamine product has a purity of 99%. The need for ethylene oxide and ammonia raw materials is 32.812 tons / year and 11.112 tons / year, The need respectively for water utilities is 28.845 kg / hour, electricity is 1.202 KW, and fuel oil is 6.827 Kg / Hour.

From the feasibility analysis that has been carried out with the assumption that the factory is high risk is obtained that the Return on Investment before tax is 45,39% and after tax is 34,04%. Pay Out Time before tax of 1,86 years, Break Even Point of 40,22%, Shut Down Point of 25,07% and Discounted Cash Flow Rate of Return of 11,82%. Based on the results of this evaluation, it can be concluded that this factory is interesting to be studied further

Keywords: Monoethanolamine, Ethylene oxide, Ammonia, Factory

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan berkembangnya zaman, sektor industri kimia juga semakin berkembang mulai dari industri hulu sampai industri hilir. Karena hampir semua sektor industri membutuhkan bahan kimia untuk bahan baku maupun juga pengolahannya. Begitupun juga di Indonesia, yang perkembangan sektor industri kimia semakin meningkat.

Menurut direktur industri kimia hulu Kementerian Perindustrian, Muhammad Khayam pada pembukaan pameran InaChem 2016 mengatakan bahwa Peluang pengembangan industri kimia nasional masih terbuka lebar di masa mendatang. Dengan jumlah penduduk sekitar 230 Juta jiwa dan ketersediaan sumber daya alam yang melimpah, Indonesia memiliki peluang menempatkan diri pada garis depan pengembangan industri kimia.

Sejalan dengan tujuan pembagunan industri yaitu sebagai upaya untuk meningkatkan nilai tambah suatu bahan, maka pendirian pabrik monoetanolamin akan meningkatkan keberadaan sektor industri yang diharapkan dapat menumbuhkan dan memperkuat ekonomi nasional. Kebutuhan akan bahan kimia golongan etanolamin (MEA, DEA, TEA) di dalam negeri dari tahun ke tahun semakin meningkat. Karena kegunaan monoetanolamin ini sangat diperlakukan sebagai bahan baku kosmetik, *toiletries*, herbisida, zat penghambat korosi, untuk pemurnian gas dan pelarut. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan akan bahan kimia monoetanolamin, Indonesia harus mengimpornya dari luar negeri dikarenakan Indonesia belum memproduksi monoetanolamin.

Monoetanolamin merupakan produk intermediete yang termasuk dalam senyawa ethanolamine yang mempunyai peranan cukup besar. *Ethanolamine* meliputi monoetanolamin (MEA), Dietanolamin (DEA) dan Trietanolamin (TEA) yang merupakan *derivate* amonia dengan satu, dua, atau tiga atom hidrogennya disubtitusi oleh gugus. Sehingga dalam pendirian pabrik ini selain menghasilkan produk utama monoetanolamin juga terdapat produk samping berupa dietanolamin dan trietanolamin.

1.1.1 Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik Monoetanolamin ditentukan berdasarkan beberapa pertimbangan, antara lain:

a. Permintaan Produk

Tingkat kebutuhan Monoetanolamin dalam negeri dapat dilihat dari besarnya volume impor indonesia terhadap komoditi ini sesuai Tabel 1.1 berikut :

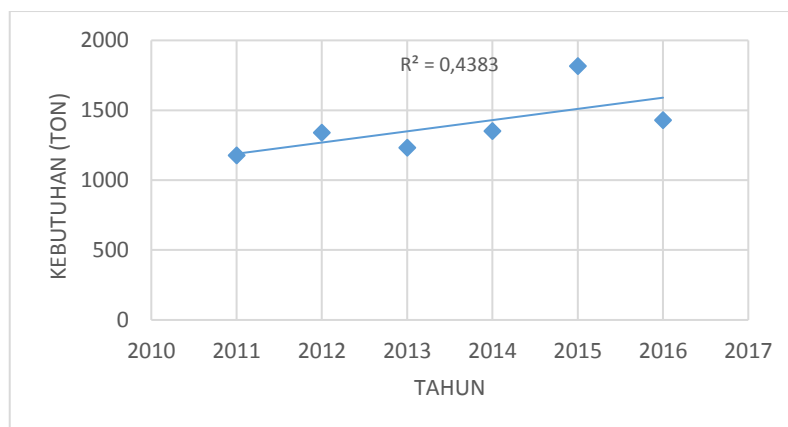
Tabel 1.1 Data Impor Monoetanolamin

Tahun	Jumlah (Kg)
2011	1.175.617
2012	1.338.138
2013	1.231.470
2014	1.350.007
2015	1.814.344
2016	1.427.617

Sumber : BPS, 2018

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (<http://www.bps.go.id>) diatas jumlah impor monoetanolamin di Indonesia mengalami fluktuatif cenderung meningkat. Pada tahun 2016 mencapai 1.427 ton. Kebutuhan monoetanolamin di Indonesia masih dipenuhi semua dari impor, sehingga data jumlah impor monoetanolamin menunjukkan total permintaan pasar dalam negeri. Pabrik yang akan didirikan diharapkan mampu memenuhi kebutuhan pasar, sehingga pabrik yang dirancang minimal menghasilkan produk sebanyak 1.427 ton

Jika pabrik akan didirikan pada tahun 2019 dengan perkiraan pendirian pabrik selama 3 tahun dan beroperasi pada tahun 2022, maka dapat dihitung kebutuhan impor monoetanolamin pada tahun tersebut dengan menggunakan cara regresi linier. Berikut adalah grafik perkiraan kebutuhan impor monoetanolamin di Indonesia:



Gambar 1.1 Grafik Impor Monoetanolamin di Indonesia

Dari data impor dari tahun 2011 sampai 2016 didapatkan persamaan $y = 80204x + 10^6$. Sehingga dapat diperkirakan pada tahun 2022 Indonesia akan mengimpor monoetanolamin sekitar 1.970 ton.

b. Kapasitas Pabrik sudah beroperasi

Sampai saat ini pabrik monoetanolamin belum ada di Indonesia, sehingga sebagai perbandingan disertakan data dari beberapa pabrik penghasil monoetanolamin di dunia beserta kapasitasnya pertahun.

Tabel 1.2 Daftar Perusahaan Monoetanolamin

Negara	Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
China	Yinyan Chemical, Changhoo Taihua, Cgemical Materiaal. Co, Ltd	10.000
Iran	Exw Arak Petrochemical Complex	10.000
Amerika Serikat	Dow, Plaquemine, Los Angles	84.000
Amerika Serikat	Hunsmann, Port Neches, Texas	150.000
Amerika Serikat	Ocidental, Barport, Texas	20.000
Amerika Serikat	Union Carbide, Seadrift, Texas	180.000
Mexico	Industrias Derivadosdel Etileno	7.000

Kebutuhan monoetanolamin mengalami kenaikan setiap tahunnya. Menurut Global Market Insight, etanolamin (monoetanolamin, dietanolamin, trietanolamin) diperkirakan akan mengalami peningkatan sekitar 4% selama 2016-2024. Ini dikarenakan adanya kenaikan permintaan dari agrokimia dan surfactan. Untuk memenuhi kebutuhan etanolamin dunia, maka harus didirikan pabrik-pabrik monoetanolamin.

Kapasitas yang dimiliki pabrik monoetanolamin berbeda-beda tergantung target pasarnya. Beberapa pabrik didirikan untuk memenuhi kebutuhan domestik, sehingga pabrik memiliki kapasitas kecil yaitu sekitar 2.000 - 20.000 ton/tahun. Ada juga pabrik yang didirikan untuk memenuhi kebutuhan dunia yang memiliki kapasitas besar sekitar 50.000 - 180.000 ton/tahun. Sehingga kapasitas produksi pabrik dapat ditentukan *range*-nya sesuai target pasar yang diinginkan.

Dari pertimbangan diatas maka Pendirian pabrik Monoetanolamin direncanakan akan memiliki kapasitas 35.000 ton/tahun. Dengan target pasar, selain untuk memenuhi kebutuhan monoetanolamin dalam negeri, sebagian besar produk monoetanolamin ini juga akan di ekspor untuk memenuhi kebutuhan monoetanolamin di dunia.

Pabrik monoetanolamin perlu didirikan di Indonesia dengan alasan - alasan sebagai berikut :

- 1) Pabrik Monoetanolamin belum ada yang didirikan di Indonesia sedangkan bahan baku untuk pembuatan Monoetanolamin cukup tersedia.
- 2) Mengurangi ketergantungan terhadap negara asing karena selama ini seluruh kebutuhan Monoetanolamin Indonesia diperoleh secara import.
- 3) Memberikan lapangan pekerjaan baru sehingga mengurangi jumlah/tingkat pengangguran serta menambah tingkat perekonomian masyarakat Indonesia.

1.1.2 Kegunaan Monoetanolamin

Produk utama monoetanolamin digunakan dalam penyerapan gas karbon dioksida, pembuatan detergen karena dapat memberikan efek pembalikan alkalinitas menetralkan asam lemak, sebagai bahan anti berkarat pada besi atau logam, serta dipakai dalam industri tekstil.

Selain itu, ada juga kegunaan produk samping yang berupa dietanolamin dan trietanolamin yaitu, dietanolamin digunakan sebagai surfaktan dan inhibitor korosi. Dalam larutan air, dietanolamin biasanya digunakan untuk menghilangkan hidrogen sulfida dari berbagai proses gas. Sedangkan trietanolamin digunakan dalam campuran tinta serta pada kemurnian yang tinggi digunakan dalam tinta monograf standar Amerika, industri kosmetik, pertanian, perawatan logam.

1.2 Tinjauan Pustaka

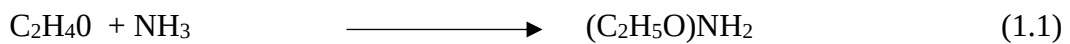
Monoetanolamin (MEA; 2-aminoethanol), dietanolamin (DEA; 2,2'-iminodiethanol), dan trietanolamin (TEA ; 2,2', 2''-nitrilotriethanol) dapat dianggap sebagai turunan dari amonia di mana satu, dua, atau tiga atom hidrogen telah digantikan oleh sebuah kelompok $\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$.

Ethanolamines dibuat pada tahun 1860 oleh Wurtz dari *ethylene chlorohydrin* dan larutan amonia. Pada akhir abad ke-19 campuran etanolamin kemudian dipisahkan ke komponen mono-, di- , dan trietanolamin nya, ini dilakukan dengan distilasi fraksional. *Ethanolamines* tidak tersedia secara komersial sebelum 1930-an, kemudian berkembang sebagai intermediate yang penting setelah tahun 1945 karena adanya produksi skala besar dari etilen oksida. Sejak pertengahan 1970-an, telah memungkinkan untuk produksi

trietanolamin sangat murni, tidak berwarna dalam industry. Semua ethanolamines sekarang dapat diperoleh secara ekonomis dalam bentuk yang sangat murni.

Penggunaan yang paling penting dari *ethanolamines* berada dalam produksi pengemulsi, bahan baku deterjen, dan bahan kimia tekstil, dalam proses pemurnian gas, produksi semen sebagai bahan tambahan penggilingan, dan sebagai blok bangunan untuk bahan kimia pertanian. Monoetanolamin merupakan bahan baku penting untuk produksi etilendiamin dan *ethylenimine*. (Simoeh : 2013)

Proses pembuatan senyawa etanolamin merupakan reaksi gas-gas antara etilen oksida dengan amoniak membentuk senyawa monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin. Reaksi yang terjadi adalah (Laurence, 2003):



Monoetanolamin (MEA)



Dietanolamin (DEA)



Trietanolamin (TEA)

Reaksi pembentukan monoetanolamin dari etilen oksida dan amonia merupakan reaksi eksotermis dan terjadi pada suhu yang tinggi. Proses pembentukan produk monoetanolamin menggunakan etilen oksida dan amonia disebut dengan proses amonolisis, yaitu proses pembentukan senyawa amina

dengan mereaksikan senyawa organik dengan amonia. Ada dua metode dalam pembentukannya yaitu dengan menggunakan katalis dan non-katalis.

a. Menggunakan katalis

Pada proses ini, katalis yang sering digunakan adalah zeolit, logam oksida asam, *acid lays*, atau silica-alumina. Bahan baku yang digunakan yaitu amonia anhydrous (99-99,5% NH_3) yang prosesnya dijalankan pada fase cair dengan tekanan dan suhu yang tinggi antara 500 – 2000 psig dan 75 - 212 °C. Dengan menggunakan katalis silica-alumina, perbandingan reaktan amonia dan etilen oksida yang digunakan adalah 39,88 : 1. Produk utama MEA yang dihasilkan sebesar 87,69% serta produk samping berupa DEA dan TEA sebesar 10,19% dan 2,125%. (US Patent 4438281).

b. Menggunakan Non-katalis

Bahan baku yang digunakan yaitu larutan amoniak (25-30% NH_3) yang direaksikan dengan etilen oksida cair. Dihasilkan variasi suhu (50-275 °C) dan tekanan (15-1500 psi). Dengan perbandingan amonia dan etilen oksida sebesar 10:1, produk yang dihasilkan sebesar 75% MEA, 21% DEA. Dan 4% TEA. (US Patent 4400539 A).

Reaksi non-katalis juga dapat di jalankan menggunakan reaktor alir pipa dengan pendingin air. Kondisi operasi pada tekanan 25 atm dan pada suhu 50-120 °C. Dengan konversi total etilen oksida sebesar 95% maka akan diperoleh produk MEA sebesar 75% massa dari keseluruhan proses amonolisis.(US Patent 4845296)

Adapun keunggulan dari proses non-katalitik yaitu proses ini menggunakan larutan amonia, sehingga biaya penyimpanan larutan amonia relatif murah dibandingkan harus mencairkan terlebih dahulu gas amonia untuk dijadikan bahan baku. untuk kelemahannya, karena terdapat kandungan air dalam proses sehingga pada bagian akhir proses harus dipisahkan terlebih dahulu untuk mendapatkan produk dengan konsentrasi yang tinggi, untuk melakukan pemisahannya memerlukan alat pemisah sehingga harus menambahkan lagi biaya.

Sedangkan keunggulan proses katalitik adalah dalam proses tidak menggunakan air sehingga tidak ada proses pemisahan lagi dan produk dengan konsentrasi tinggi langsung didapatkan. Adapun kelemahannya yaitu biaya proses terlalu mahal karena menggunakan bahan baku amonia anhydrous dan proses ini dilakukan pada tekanan tinggi.

Dari perbandingan kedua proses dipilihlah proses katalis, alasan dari pemilihan proses ini adalah :

- Bahan baku yang digunakan mudah untuk didapatkan, dan amonia yang digunakan cukup sedikit.
- Stabil pada suhu tinggi
- Selektivitas terhadap monoetanolamin tinggi
- Konversi produk yang dihasilkan cukup tinggi

BAB II RANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Sifat Fisis Bahan Baku dan Produk

Sifat	Bahan Baku		Produk		
	Etilen Oksida	Amonia	MEA	DEA	TEA
Rumus molekul	C ₂ H ₄ O	NH ₃	(C ₂ H ₅ O)NH ₂	(C ₂ H ₅ O) ₂ NH	(C ₂ H ₅ O) ₃ N
Fase (pada atmosferik)	Gas	Gas	cair	cair	Cair
Berat Molekul (kg/kgmol)	44,053	17,03	61.084	105.14	149,19
Titik Didih (°C)	10,4	-33,35	170	296	340
Titik Beku (°C)	-112,5	-77,7	11	28	21
Temperatur kritis (°C)	196	133	350	442	514
Tekanan Kritis (atm)	72	122,2	68,7	32	24
Densitas pada suhu 20 °C (gr/cm ³)	0,87	0,61	1,02	1,06	1,12
Harga (US/Kg)	0,42	0,7	1,5	1,8	4,1

(Kirk dan Othmer, 1982)

2.1.2 Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk

2.1.2.1 Monoetanolamin

Monoetanolamin merupakan cairan tidak berwarna, mempunyai viskositas sedang, berbau menyengat, larut dalam air dan alkohol. Monoetanolamin digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan *ethyleneamines*, industri kimia, industri kosmetik, industri pengolahan karet, serta industri farmasi. Adapun sifat kimia yang dimiliki oleh monoetanolamin sebagai berikut :

- Dengan bantuan air, *monoetanolamin* bereaksi dengan CO₂ membentuk carbamat
- *Monoetanolamin* jika bereaksi dengan formaldehid akan membentuk senyawa hidroxymethyl
- *Monoetanolamin* bereaksi dengan carbon disulfide membentuk 2-mercaptothiazoline
- Reaksi antara *monoetanolamin* dengan asam akan membentuk garam
- *Monoetanolamin* bereaksi dengan asam atau asam klorida membentuk amides
- *Monoetanolamin* jika bereaksi dengan amonia dapat membentuk *ethyleneamines*. (Ulmann,1999).

2.1.2.2 Dietanolamin

Dietanolamin mulai digunakan dalam agrochemical pada tahun 1996, sebagai pembentuk bahan intermediat yang digunakan dalam proses pembuatan glyposphate yaitu Iminodiacetic Acid (IDA), dengan melalui proses dehidrogenasi dietanolamin dengan Copper sebagai katalis. Adapun beberapa sifat kimia yang dimiliki oleh dietanolamin sebagai berikut :

- Larut dalam air, alkohol, dan sedikit larut dalam eter
- Dapat menyebabkan iritasi pada kulit, dan bersifat karsinogen.
- Dietanolamin membentuk morpholine dengan cyclization asam sulfat.

.1.2.3 Trietanolamin

Trietanolamin, sering disingkat sebagai TEA, adalah senyawa organik kental yang merupakan sebuah amina tersier dan triol a. Sebuah triol adalah molekul dengan tiga kelompok alkohol. Sifat kimia yang dimiliki oleh trietanolamin diantaranya : larut dalam air, alkohol, dan sedikit larut dalam eter serta apabila tersentuh oleh kulit dapat menyebabkan alergi. Selain itu, senyawa ini lebih iritan dari dietanolamin.

2.1.2.4 Amonia (Bahan Baku)

Amonia pada suhu kamar berbentuk gas, berbau menyengat serta mudah terserap di dalam air membentuk larutan amonia. Penggunaan amonia yang terbesar adalah sebagai bahan baku pupuk. Selain itu amonia juga digunakan pada berbagai industri kimia. Adapun sifat kimia dari amonia yaitu sebagai berikut :

- Oksidasi amonia pada temperatur yang tinggi menghasilkan nitrogen dan air
- Amonia bereaksi dengan uap phospor pada panas yang tinggi menghasilkan nitrogen dan phospine
- Amonia stabil pada temperatur sedang, tetapi terdekomposisi menjadi hidrogen dan nitrogen pada temperatur yang tinggi. Pada tekanan atmosfer dekomposisi terjadi pada 450 – 500 °C.
- Reaksi antara amonia dengan karbondioksida menghasilkan ammonium carbamat.

- Reaksi antara amonia dengan ethylene oxide akan membentuk mono-, di- dan trietanolamin.
- Halogen bereaksi dengan amonia. Chlorine dan bromine melepaskan nitrogen dari amonia yang berlebihan untuk menghasilkan garam-garam amonium.
- Amonia bereaksi dengan uap belerang menghasilkan ammonium sulfat dan nitrogen. Belerang dan anhydrous amonia cair bereaksi menghasilkan nitrogen sulfida. (Kirk & Othmer,1983)

2.1.2.5 Etilen Oksida (Bahan Baku)

Etilen oksida pertama kali disintesis oleh Wurtz tahun 1859 dan kemudian dikenal dengan proses klorohidrin. Produksi pertama etilen oksida secara komersial dimulai tahun 1914 hingga sekarang. Tahun 1931, Lefort mengembangkan proses oksidasi langsung yang menggeser keberadaan proses klorohidrin hingga sekarang. Etilen oksida adalah senyawa yang reaktif. Biasanya reaksinya dimulai dari terbakarnya struktur cincin dan pada umumnya bersifat eksotermis. Suatu ledakan dapat terjadi jika etilen oksida dalam bentuk uap mendapatkan pemanasan yang berlebihan, dan dapat mengalami reaksi dekomposisi, adisi, isomerisasi, dan reduksi.

2.1.2.6 Silika Alumina (Katalis)

Silika-alumina merupakan padatan paduan silika dan alumina yang memiliki porositas tinggi dengan diameter pori berukuran mikro sehingga memiliki luas permukaan yang tinggi. Luas permukaan yang besar pada silika-alumina sangat menguntungkan dalam penggunaannya sebagai bahan pendukung katalis. Situs asam yang terdapat pada permukaan silika-alumina mampu

berinteraksi dengan logam transisi seperti platinum, titania, dan logam transisi lain. Terbentuknya asam Bronsted pada padatan silika-alumina disebabkan oleh adanya koordinasi aluminium tetrahedral dan oktahedral pada jaringan silika-alumina amorf. (Poduval, 2011)

2.3 Pengendalian Kualitas

Dengan mengimplementasikan pengendalian kualitas, perusahaan akan mendapatkan beberapa keuntungan, diantaranya adalah dimana perusahaan dapat melakukan peningkatan kualitas produk, meningkatkan produktivitas dengan mengurangi produk yang cacat, mengantisipasi ketidaksesuaian dalam proses produksi sehingga produk yang dihasilkan tetap sesuai dengan standar dan spesifikasi yang telah ditentukan perusahaan, menghilangkan biaya yang tidak perlu pada saat proses produksi, serta memperoleh kenaikan profit.

Pengendalian kualitas proses produksi dilakukan menggunakan alat pengendali di dalam control room, dimana terdapat controller yang tersambung dengan sensor tertentu yang terpasang pada tiap alat proses sehingga memudahkan dalam pengendalian sistem setiap tahapan proses produksi. Alat kontrol sistem yang digunakan berupa sensor, controller, dan actuator. Sensor berupa manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan, dan level kontrol, sedangkan untuk suhu digunakan thermocouple. Sensor digunakan untuk mengidentifikasi informasi variable-variabel proses tertentu dalam tiap alat proses, sebelum informasi dikirim ke controller, informasi dari sensor terlebih dahulu ditransmisikan menggunakan transmitter agar informasi dapat dibaca

dalam controller. Informasi yang telah sampai dalam controller akan dibandingkan dengan set point yang ditentukan. Selanjutnya, controller akan mengirim informasi ke actuator yang mana informasi akan digunakan untuk memanipulasi variable sensor agar sesuai dengan variable controller.

Selain itu, terdapat juga proses pengendalian kualitas pada bahan baku dan produk yang dihasilkan. Hal ini dimaksudkan agar bahan baku dan produk sesuai dengan mutu standar yang telah ditetapkan. Pengujian mutu dilakukan di laboratorium, dengan mengambil sampel dari masing-masing bahan baku sebelum masuk proses produksi maupun produk yang sudah diproduksi. Pengujian ini dilakukan 1 jam sekali. Pengujian berupa uji spesifikasi bahan baku atau produk yang meliputi : kemurnian, kadar impuritas air, dan sebagainya.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan monoetanolamin adalah amonia dan etilen oksida. Amonia disimpan di dalam tangki T-01 dengan keadaan cair pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Sedangkan ethylen oxyde disimpan di tangki T-02 pada suhu 30°C dan tekana 5 atm. Kemudian kedua bahan baku tersebut dialirkan ke dalam alat mixer M-01. Didalam mixer, bahan baku segar akan tercampur dengan bahan baku hasil *recycle* dari separator S-01. Setelah itu, bahan baku dialirkan ke Reaktor R-01 yang sebelumnya bahan baku tersebut dipanaskan terlebih dahulu sampai suhu operasi direaktor yaitu pada suhu 110°C dengan menggunakan pemanas *Heater* HE-01, dan tekanannya juga dinaikkan menjadi 100 atm.

3.1.2 Proses Reaksi

Reaksi terjadi di reaktor fixed bed multitube pada suhu 110°C dan tekanan 100 atm. Didalam reaktor, bahan baku bereaksi dengan bantuan katalisator silica-alumina dan menghasilkan produk utama berupa monoetanolamin dan produk samping berupa dietanolamin dan trietanolamin. Adapun reaksi yang terjadi sebagai berikut :





Karena menggunakan bahan baku amonia anhidrat, maka monoethanolamine yang dihasilkan lebih banyak daripada menggunakan bahan baku amonia biasa. Konversi yang dihasilkan adalah 98,13% dengan perbandingan jumlah yield sebagai berikut : monoetanolamin 87,78%, dietanolamin 10,12% dan trietanolamin 2,10%.

Setelah itu produk dan bahan baku yang terbawa dari reaktor, dialirkan ke separator S-01 untuk dipisahkana antara bahan baku dan produk. Bahan baku akan di *recycle* dan dialirkan ke alat mixer M-01 sedangkan produk akan masuk ke menara distilasi untuk dipisahkan antara produk utama dan produk samping.

3.1.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk

Ada dua proses pemisahan yang dilakukan di menara disitilasi. Pemisahan pertama yaitu memisahkan produk utama dengan produk samping yang dilakukan di menara distilasi MD-01 dengan kondisi operasi pada suhu 236,8°C dan tekanan 6 atm. Hasil atas berupa produk utama monoetanolamin dan *impurities* berupa air, amonia, etilen oksida dan produk samping yang ikut terbawa. Produk utama kemudian didinginkan menggunakan cooler HE-06 dan nantinya dimasukkan ke tangki penyimpanan T-03. Sedangkan hasil bawah berupa produk samping akan dialirkn ke menara distilasi MD-02. Didalam alat ini, dietanolamin dan trietanolamin dipisahkan pada suhu 288°C dan tekanan 2 atm. Hasil atas berupa dietanolamin dan hasil bawah berupa triethanolamine yang kemudian disimpan ditangki T-04 dan T-05.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Amonia (T-01)

Tugas	: Untuk menyimpan Amonia
Tipe Tangki	: Silinder Vertikal
Bahan Konstruksi	: Carboon Steel SA 167
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C Tekanan = 15 atm
Volume Tangki (V_T)	: 860,1054 m ³
Tinggi	: 5,4878 m
Diameter	: 15,244 m
Tebal Head	: 1 in
Harga	: US \$ 152.000

3.2.2 Tangki Penyimpanan Bahan Etilen oksida (T-02)

Tugas	: Untuk menyimpan bahan etilen oksida
Tipe Tangki	: Silinder Vertikal
Bahan Konstruksi	: Carboon Steel SA 167
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C Tekanan = 5 atm
Volume Tangki (V_T)	: 1944,6570 m ³
Tinggi	: 7,3170 m
Diameter	: 21,3416 m

Tebal Head : 1,625 in

Harga : US \$ 258.000

3.2.3 Tangki Penyimpanan Monoetanolamin (T-03)

Tugas : Untuk menyimpan produk monoetanolamin

Tipe Tangki : Silinder Vertikal

Bahan Konstruksi : Carboon Steel SA 167

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Suhu = 120°C

Tekanan = 1 atm

Volume Tangki (V_T) : 1625,7002 m³

Tinggi : 7,3170 m

Diameter : 18,2926 m

Tebal Head : 1,625 in

Harga : US \$ 233.700

3.2.4 Tangki Penyimpanan Dietanolamin (T-04)

Tugas : Untuk menyimpan produk dietanolamin

Tipe Tangki : Silinder Vertikal

Bahan Konstruksi : Carboon Steel SA 167

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Suhu = 150°C

Tekanan = 1 atm

Volume Tangki (V_T) : 463,6503 m³

Tinggi : 5,4878 m

Diameter	: 12,1952 m
Tebal Head	: 3/4 in
Harga	: US \$ 114.200

3.2.5 Tangki Penyimpanan Triethanolamine (T-05)

Tugas	: Untuk menyimpan produk trietanolamin
Tipe Tangki	: Silinder Vertikal
Bahan Konstruksi	: Carboon Steel SA 167
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C Tekanan = 5 atm
Volume Tangki (V_T)	: 110,5563 m ³
Tinggi	: 3,6585 m
Diameter	: 9,1463 m
Jenis head	: Elliptical
Tebal Head	: 1/2 in
Harga	: US \$ 50.400

3.2.6 Reaktor (R-01)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi antara *Ethylene Oxide* dan *amonia* menjadi *monoetanolamin*, *dietanolamin* dan *trietanolamin*

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Cair

Kondisi Operasi	:	Eksootermis;
	Tekanan	: 100 atm
	Suhu	: 110°C
Spesifikasi	:	Diameter : 2,9 m
	Tinggi	: 17,9 m
	Tebal Shell	: 0,4375 in
	Tebal Head	: 3 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	:	US \$ 89.000

3.2.7 Mixer (M-01)

Tugas	:	Untuk mencampurkan bahan baku segar dengan bahan baku hasil recycle dari reaktor R-01.
Tipe Tangki	:	Silinder Vertikal
Bahan Konstruksi	:	Carboon Steel SA 167
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Operasi	:	Suhu = 30°C
	Tekanan	= 15 atm
Volume Tangki	:	11,2976 m ³
Tinggi	:	1,9032 m
Diameter	:	3,8064 m
Tebal Shell	:	1,125 in
Tebal Head	:	1 in

Ukuran Pengaduk	: diameter pengaduk	: 0,6926 m
	Lebar baffle	: 0,2077 m
	Panjang	: 0,17315 m
Power pengaduk	: 17 HP	
Harga	: US \$ 30.900	

3.2.8 Separator (S-01)

Tugas	: Untuk memisahkan produk dari bahan baku ethylene oxide dan amonia yang terbawa dari reaktor.	
Tipe Tangki	: Silinder Vertikal	
Bahan Konstruksi	: Carboon Steel SA 283	
Jumlah	: 1 buah	
Kondisi Operasi	: Suhu	= 125°C
	Tekanan	= 15 atm
Laju Volumetrik	: Uap	: 2,13828 m ³ /s
	Cair	: 0,00163 m ³ /s
Tinggi	: 4,2682 m	
Diameter	: 1,0670 m	
Tebal Shell	: 0,75 in	
Tebal Head	: 0,625 in	
Harga	: US \$ 11.300	

3.2.9 Kondenser (CD-01)

Tugas : Untuk mencairkan umpan hasil atas dari alat separator S-01 dengan menurunkan suhu dari 125°C menjadi 30°C, yang kemudian dialirkan ke alat mixer M-01.

Type : Shell an Tube

Beban Panas : 36868042 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 2072,5204 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

Fluida Panas : Steam

Ukuran : ID : 29 in
Baffle Space : 14,5 in
Passes : 2

Tube Side

Fluida Dingin : Etilen oksida

Ukuran : Jumlah Tube : 604
OD; BWG : 1 in; 16
ID : 0,87 in
Susunan : Triangular Pitch

Dirt Factor : 0,0033821

Pressure Drop : Shell side : 0,07152 psi
Tube side : 5,5676 psi

Harga : US \$ 20.800

3.2.10 Expansion Valve (EV-01)

Tugas	: Untuk menurunkan tekanan umpan hasil keluaran reaktor R-01 dari 100 atm menjadi 15 atm.
Jenis	: Globe Valve
Debit	: 0,0506 m ³ /s
Spesifikasi	: ID : 7,981 in OD : 8,625 in a't : 50 in ²
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: US \$ 170

3.2.11 Expansion Valve (EV-02)

Tugas	: Untuk menurunkan tekanan umpan hasil bawah keluaran separator S-01 dari 15 atm menjadi 1 atm
Jenis	: Globe Valve
Debit	: 0,0018 m ³ /s
Spesifikasi	: ID : 2,067 in OD : 2,35 in a't : 28,9 in ²
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: US \$ 170

3.2.12 Menara Distilasi (MD-01)

Tugas	: Untuk memisahkan produk utama monoethanaolamine dengan produk samping dietanolamin dan trietanolamin		
Tipe Alat	: Sieve Tray		
Kondisi Operasi	:		
Distilat	: Suhu	= 179,68 °C	
	Tekanan	= 1 atm	
Feed	: Suhu	= 174,84 °C	
	Tekanan	= 1 atm	
Bottom	: Suhu	= 196,07°C	
	Tekanan	= 1 atm	
Jumlah plate	: 28 plate		
Plate Material	: Carbon Steel		
Diameter	: Enriching Section	: 1,4110 m	
	Stripping Section	: 3,0287 m	
Tinggi	:10,57 m		
Tebal plate	: 5 mm		
Tebal Shell	: 0,1875 in		
Tebal Head	: 0,1875 in		
Harga	: US \$ 62.000		

3.2.13 Menara Distilasi (MD-02)

Tugas	: Untuk memisahkan dietanolamin dan trietanolamin		
Tipe Alat	: Sieve Tray		

Kondisi Operasi	:	
Distilat	: Suhu	= 245,93 °C
	Tekanan	= 1 atm
Feed	: Suhu	= 196,07°C
	Tekanan	= 1 atm
Bottom	: Suhu	= 306,23°C
	Tekanan	= 1 atm
Jumlah plate	:	20 plate
Plate Material	:	Carbon Steel
Diameter	: Enriching Section	: 0,7615 m
	Stripping Section	: 1,6088 m
Tinggi	:	7,5163 m
Tebal plate	:	5 mm
Tebal Shell	:	0,1875 in
Tebal Head	:	0,1875 in
Harga	:	US \$ 60.000

3.2.14 Kondensor (CD-02)

Tugas	:	Untuk mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi MD-01
Type	:	Shell an Tube
Beban Panas	:	4119841,0230 Btu/jam
Luas Transfer Panas	:	221,0759 ft ²
Panjang	:	16 ft

Shell Side

Fluida Panas : MEA, DEA, TEA, Air

Ukuran : ID : 15,25 in

Baffle Space : 7 5/8 in

Passes : 4

Tube Side

Fluida Dingin : Air

Ukuran : Jumlah Tube : 64

OD; BWG : 1 in; 16

ID : 0,87 in

Susunan : Square Pitch

Dirt Factor : 0,0111

Pressure Drop : Shell side : 5,395 psi

Tube side : 0,3107 psi

Harga : US \$ 30.000

3.2.15 Kondensor (CD-03)

Tugas : untuk mengembunkan umpan yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-02)

Type : Double Pipe

Beban Panas : 1098883,2536 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 33,8491 ft²

Annulus : Fluida Panas = MEA, DEA, TEA,

Inner Pipe : Fluida Dingin = Air

Ukuran :

Tabel 3.1 Ukuran Annulus dan Inner Pipe CD-02

	Annulus Pipe	Inner Pipe
IPS	2	1 1/4
OD	2,38	1,66
ID	2,067	1,38

Panjang : 16 ft

Jumlah Hairpin : 3

Dirt Factor : 0,00979

Pressure Drop : Annulus : 0,2067 psi
Inner Pipe : 5,573 psi

Harga : US \$ 12.000

3.2.16 Reboiler (RB-01)

Tugas : Untuk menguapkan umpan yang keluar dari hasil bawah menara distilasi MD-01

Type : Shell an Tube

Beban Panas : 7730676,7338 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 634,4725 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

Fluida Panas : Steam

Ukuran : ID : 23 1/4 in

Baffle Space : 11 5/8 in

Passes : 4

Tube Side

Fluida Dingin	: MEA, DEA, TEA
Ukuran	: Jumlah Tube : 192
	OD; BWG : 1 in; 16
	ID : 0,87 in
	Susunan : Square Pitch
Dirt Factor	: 0,0039
Pressure Drop	: Shell side : 0,016511 psi
	Tube side : 0,0201 psi
Harga	: US \$ 24.700

3.2.17 Reboiler (RB-02)

Tugas	: Untuk menguapkan umpan yang keluar dari hasil bawah menara distilasi MD-02
Type	: Shell an Tube
Beban Panas	: 2119805,4723 Btu/jam
Luas Transfer Panas	: 255,793 ft ²
Panjang	: 16 ft

Shell Side

Fluida Panas	: Steam
Ukuran	: ID : 15 1/4 in
	Baffle Space : 7 5/8 in
	Passes : 2

Tube Side

Fluida Dingin	: DEA, TEA
Ukuran	: Jumlah Tube : 76
	OD; BWG : 1 in; 16
	ID : 0,87 in
	Susunan : Square Pitch
Dirt Factor	: 0,0003
Pressure Drop	: Shell side : 0,01658 psi
	Tube side : 0,0023 psi
Harga	: US \$ 19.300

3.2.18 Accumulator (ACC-01)

Tugas	: Untuk menampung sementara hasil dari kondensasi dari menara distilasi MD-01		
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel		
Jumlah	: 1 buah		
Kondisi Operasi	Suhu	:	157 °C
	Tekanan	:	1 atm
Volume	: 0,4842 m ³		
Diameter	: 0,6097 m		
Panjang	: 1,8292 m		
Tebal Shell	: 0,1875 in		
Tebal Head	: 0,1875 in		
Harga	: US \$ 1.300		

3.2.19 Accumulator (ACC-02)

Tugas	: Untuk menampung sementara hasil dari kondensasi dari menara distilasi MD-02		
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel		
Jumlah	: 1 buah		
Kondisi Operasi	Suhu	:	180 °C
	Tekanan	:	1 atm
Volume	: 0,1275 m ³		
Diameter	: 0,40657 m		
Panjang	: 1,2195 m		
Tebal Shell	: 0,1875 in		
Tebal Head	: 0,1875 in		
Harga	: US \$ 1.300		

3.2.20 Heat Exchanger

Tabel 3.2 Spesifikasi *Heat Exchanger* Tipe *Shell and Tube*

No	<i>Heat Exchanger</i>	Fungsi	Luas Transfer Panas (ft ²)	Jumlah Tube	ID (in)		Harga (US \$)
					<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>	
1	HE-01	Memanaskan Etilyne Oxyde dan amonia sebelum masuk reaktor	2985,9890	728	31	0,87	40.000
2	HE-02	Memanaskan umpan hasil keluaran reaktor menuju separator (S-01)	2487,6119	728	31	0,87	62.800
3	HE-03	Memanaskan produk hasil keluaran separator (S-01) menuju (MD-01)	276,7898	86	13,25	0,87	40.000

Tabel 3.3 Spesifikasi *Heat Exchanger* Tipe *Double Pipe*

No	<i>Heat Exchanger</i>	Fungsi	Luas Transfer Panas (ft ²)	Jumlah Hairpin	ID (in)		Harga (US \$)
					<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>	
1	HE-04	Memanaskan umpan hasil bawah dari (MD-01) sebelum masuk ke menara distilasi (MD-02)	28,3147	3	2,067	1,38	1.300
2	HE-05	mendinginkan umpan dari hasil atas menara distilasi MD-01	108,1243	11	2,067	1,38	1.800
3	HE-06	mendinginkan umpan dari hasil atas menara distilasi MD-02	15,4467	2	2,067	1,38	1.100
4	HE-07	mendinginkan umpan dari hasil bawah menara distilasi MD-02	23,0499	2	2,067	1,38	1.300

3.2.21 Pompa

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Pompa

No	Pompa	Fungsi	Kapasitas (gpm)	Friction Head (ft.lbf/lbm)	Daya Pompa (HP)	Harga (US \$)
1	P-01	Mengalirkan amonia ke tangki penyimpanan T-01	12,4387	1,0185	0,16380	3.500
2	P-02	Mengalirkan etilen oksida ke tangki penyimpanan T-02	25,3842	1,1644	0,49158	4.200
3	P-03	Mengalirkan amonia dari tangki T-01 ke alat mixer M-01	12,4387	1,0185	0,16380	3.500
4	P-04	Mengalirkan etilen oksida dari tangki T-02 ke alat mixer M-01	25,3842	1,1644	17,899	4.200
5	P-05	Mengalirkan umpan dari mixer (M-01) ke reaktor (R-01)	597,2722	1,5329	715,178	11.300
6	P-06	Mengalirkan umpan <i>recycle</i> dari separator (S-01) ke mixer (M-01)	563,9577	1,3852	1,58793	11.300
7	P-07	Mengalirkan umpan dari tangki (T-03) ke tempat packaging	24,7376	1,3888	0,3145	4.200
8	P-08	Mengalirkan umpan dari tangki (T-04) ke tempat packaging	6,6510	2,1160	0,3213	2.600
9	P-09	Mengalirkan umpan dari tangki (T-04) ke tempat packaging	1,7227	0,6394	0,1424	2.100

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Terdapat dua jenis bahan baku yang digunakan, yaitu etilen oksida dan amonia. Etilen oksida didapatkan dari PT. Polychem Indonesia, Banten. Sedangkan amonia didapatkan dari PT. Pupuk Sriwijaya, Palembang. Kapasitas produksi etilen oksida di PT. Polychem Indonesia berjumlah 216.000 ton/tahun. Dan kapasitas produksi amonia di PT. Pupuk Sriwijaya berjumlah 907.500 ton/tahun di Pusri II. Ketersediaan bahan baku untuk proses produksi monoetanolamin memenuhi kebutuhan pabrik dan aman untuk proses produksi, karena kebutuhan bahan baku etilen oksida dan amonia adalah 32.812,67 ton/tahun dan 11.111,705 ton/tahun.

3.3.2 Analisa kebutuhan Alat Proses

Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

Tabel 3.6 Kebutuhan Alat Proses

Alat / Mesin	Jumlah
Tangki penyimpanan	5
Reaktor	1
Mixer	1
Separator	1
Menara Distilasi	2
Kondensor	2
Reboiler	2
Cooler	4
Heater	4
Pompa	9
Accumulator	2
Expansion Valve	6

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam perencanaan suatu pabrik, penentuan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu factor utama dalam menentukan keberhasilan suatu pabrik. Oleh karena itu, pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Dalam pendirian suatu pabrik terdapat dua aspek yang perlu diperhatikan yaitu raw material oriented dan market oriented. Dalam pemilihan lokasi pabrik ini raw material lebih diprioritaskan, ini dimaksudkan agar supply bahan baku lebih mudah. Lokasi pendirian pabrik monoethanolamine dipilih di daerah Palembang, Sumatera Selatan. Dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

4.1.1 Bahan baku

Terdapat dua bahan baku utama dalam proses produksi monoetanolamin yaitu amonia dan etilen oksida. Penyediaan bahan baku amonia berasal dari PT.Pupuk Sriwijaya, Palembang. Sedangkan untuk penyediaan bahan baku etilen oksida diperoleh dari PT. Polychem Indonesia, Merak, Banten. lokasi pabrik dipilih karena berada didekat sungai musi dan dermaga PT. Pupuk Sriwijaya, dengan pertimbangannya yaitu mudahnya pengiriman etilen oksida dari luar pulau, dan memudahkan dalam supply air utilitas.

4.1.2 Pemasaran

Kebutuhan akan monoetanolamin di Indonesia belum terlalu cukup besar, sehingga untuk saat ini, sebagian besar dari produk akan diekspor ke luar negeri

untuk mencukupi kebutuhan dunia, sambil menunggu tumbuhnya industri-industri di Indonesia yang membutuhkan monoetanolamin

4.1.3 Transportasi

Sarana transportasi mempunyai peranan penting untuk mendistribusikan bahan baku maupun produk. pemilihan lokasi ini cukup baik karena kawasan ini terhubung dengan jalan raya utama dan dekat dengan pelabuhan milik PT. Pupuk Sriwijaya yang dapat memudahkan proses pendistribusian.

4.1.4 Utilitas

Pertimbangan lain dalam pemilihan lokasi pabrik adalah utilitas, yang mana lokasi pabrik harus berdekatan dengan sumber air, tenaga listrik dan bahan bakar. Kebutuhan air untuk utilitas maupun proses produksi dapat diambil dari sungai yang berada didekat kawasan pabrik. Sedangkan untuk kebutuhan tenaga listrik, dapat diambil dari PLN yang berdekatan dengan lokasi pabrik. Dan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina UP III Plaju, Sumatera Selatan.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja mencakup tenaga kerja profesional dan non-profesional. Tenaga kerja berasal dari tenaga kerja Indonesia yang mempunyai keahlian dibidangnya. Selain itu, ketersediaan tenaga kerja di Palembang cukup melimpah, dikarenakan jumlah penduduk di Palembang cukup banyak.

4.1.6 Iklim dan Lingkungan

Kondisi iklim di Palembang relatif cukup stabil sepanjang tahun. Seperti daerah-daerah lain di Indonesia yang mempunyai iklim tropis dengan suhu berkisar 20-35°C. Selain itu, Palembang termasuk kota dengan kawasan industri yang

cukup mumpuni, sehingga diharapkan penanggulangan terhadap dampak lingkungan dapat dilakukan dengan baik.

Adapun peta lokasi rencana pendirian pabrik monoetanolamin, yaitu sebagai berikut :



Gambar 4.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik meliputi pengaturan letak mesin, material, fasilitas pelayanan dan lain-lain. Tujuan penyusunan *layout* pabrik adalah supaya peralatan dapat ditemukan sesuai dengan fungsinya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar. *Layout* yang baik akan menghemat penggunaan ruangan, mengurangi waktu tunggu, serta memperlancar distribusi bahan baku dan produk.

Tata letak pabrik harus dirancang dengan efisien dan baik, demi terciptanya lingkungan pabrik yang baik, aman, dan membuat karyawan merasa

nyaman dan aman dalam bekerja. Adapun yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik diantaranya sebagai berikut :

- a. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan dan kemudahan mengontrol hasil produk.
- b. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
- c. Keselamatan kerja.
- d. Memberikan kebebasan bergerak yang leluasa bagi pekerja diantara peralatan proses dan peralatan yang menyimpan B3.
- e. Adanya *service area* seperti tempat parkir, kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan yang dapat dimanfaatkan oleh umum terbatas.
- f. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
- g. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
- h. Penggunaan ruangan yang efektif.

4.2.1 Area Administrasi Dan Perkantoran.

Daerah ini merupakan pusat dari semua kegiatan administrasi pabrik dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan-kegiatan lainnya.

4.2.2 Area Penyimpan Bahan Baku dan Produk

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan bahan baku yang akan digunakan dalam proses produksi, dan tempat penyimpanan hasil produksi yang

pada umumnya dimasukkan ke dalam warehouse yang sudah siap untuk dipasarkan. Area ini harus mudah dijangkau oleh alat pengangkutan

4.2.3 Area Proses

Area ini merupakan tempat proses produksi. Area Proses diletakkan ditengah-tengah pabrik, sehingga memudahkan supply bahan baku dari gudang persediaan dan pengiriman prosuk ke daerah penyimpanan, serta meudahkan pengawasan dan perbaikan alat.

4.2.4 Area Utilitas

Area ini merupakan tempat pendukung dalam penyediaan keperluan pabrik yang berhubungan dengan utilitas yaitu seperti air, steam, bahan bakar dan listrik.

4.2.5 Area Fasilitas Umum

Area fasilitas umum meliputi kantin umum, masjid, parkir, bengkel dan fasilitas kesehatan / poliklinik. Bangunan-bangunan ini harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga memungkinkan terjadinya efisiensi yang maksimum.

4.2.6 Area Laboratoium

Area ini tempat pengecekan untuk mengontrol kualitas dari produk maupun bahan baku yang akan digunakan.

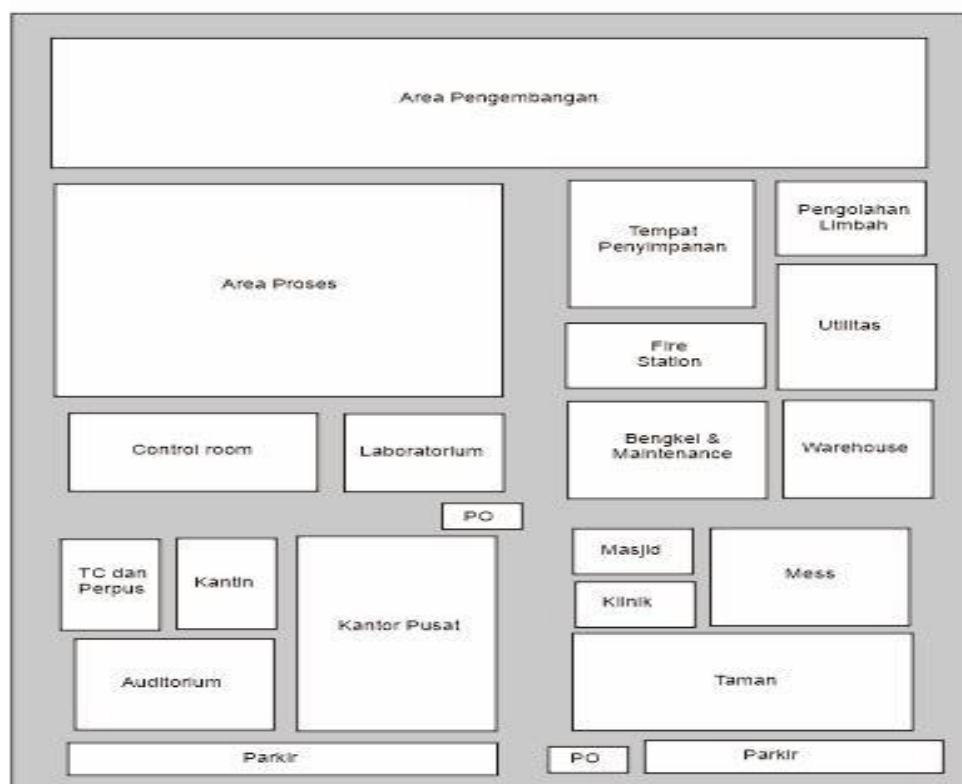
4.2.7 Area Perluasan

Digunakan untuk persiapan jika pabrik mengadakan perluasan dimasa akan datang. Daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

Adapun *layout* dari pabrik monoetanolamin dengan luas masing-masing area sebagai berikut :

Tabel 4.1 Luar Area dan bangunan Pabrik

Tempat	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Kantor Utama	20	30	600
Pos Keamanan	8	4	32
Parkir	73	5	365
TC & Perpustakaan	10	14	140
Control Room	25	12	300
Laboratorium	16	12	192
Area Proses	45	33	1485
Fire Station	20	10	200
Utilitas	16	19	304
Pengolahan Limbah	15	12	180
Bengkel	20	15	300
Kantin	10	14	140
Masjid	12	7	84
Mess	20	15	300
Klinik	12	7	84
Warehouse	15	15	225
Auditorium	20	14	280

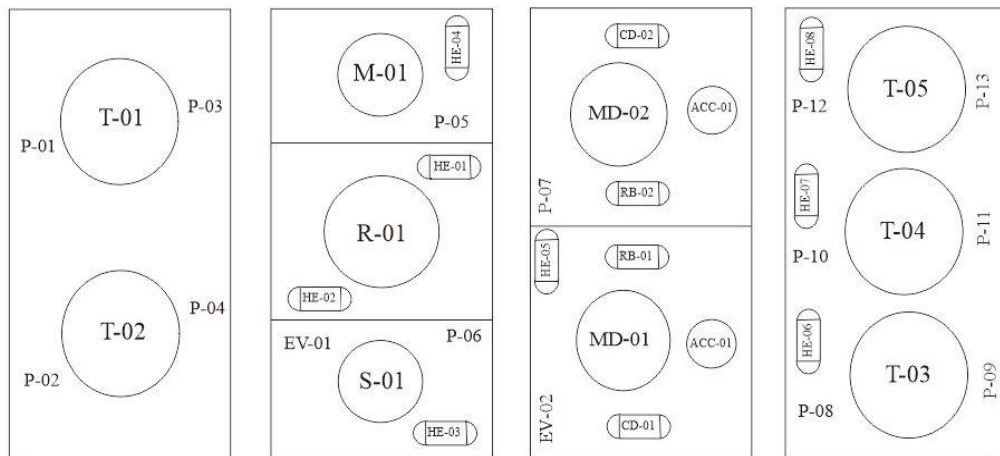


Gambar 4.2 Layout Pabrik Skala 1:1000

4.3 Tata Letak Alat

Adapun faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam merancang tata letak alat proses yaitu sebagai berikut :

- a. Letak dari alat-alat proses perlu mempertimbangkan pengurangan kemungkinan bahaya kebakaran, ledakan, gangguan dari luar, dan masalah keamanan lain. Selain itu, letak alat-alat pabrik harus mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran, terutama peralatan pabrik yang berbahaya
- b. Alat-alat yang berisiko tinggi harus diberi jarak yang aman sehingga apabila terjadi suatu bahaya mudah diselamatkan dan tidak mengganggu alat lain.
- c. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik.
- d. Letak alat-alat pengukur atau pengontrol (instrumen) harus mudah dijangkau operator.
- e. Letak kantor dan gudang harus mudah dijangkau dari jalan utama
- f. Alat-alat yang sejenis diusahakan terletak pada satu lokasi sehingga memudahkan pengoperasian, pemeliharaan, dan distribusi utilitas. Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit proses sehingga diperlukan tata letak peralatan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan.



Gambar 4.3 *Layout* Alat Proses Skala 1:500

Keterangan :

1. T-01 = Tangki Penyimpanan Amonia
2. T-02 = Tangki penyimpanan Etilen oksida
3. M-01 = Mixer
4. R-01 = Reaktor
5. S-01 = Separator
6. MD-01 = Menara Distilasi 1
7. MD-02 = Menara Distilasi 2
8. T-03 = Tangki penyimpanan Produk Monoetanolamin
9. T-04 = Tangki penyimpanan Produk Dietanolamin
10. T-05 = Tangki Penyimpanan Produk Trietanolamin
11. CD-01 & CD-02 = Kondensor di Menara Distilasi 1 & 2
12. RB-01 & RB-02 = Reboiler di Menara Distilasi 1 & 2
13. HE-01 – HE-08 = Heat Exchanger
14. P-01 – P-13 = Pompa

4.4 Alir 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
Amonia (NH ₃)	4133,70	3,32
EO (C ₂ H ₄ O)	1948,69	596,31
MEA (C ₂ H ₇ ON)	-	4395,26
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	-	872,59
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	-	256,94
Air (H ₂ O)	22,144	14,68
Total	6139,04	6139,04

4.4.1.2 Neraca Massa Alat

a. Mixer (M-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa di Mixer

Komponen	Masuk, kg/jam			Keluar, kg/jam
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	
Amonia (NH ₃)	1948,69	-	62777,14	64725,8324
EO (C ₂ H ₄ O)	-	4133,70	75,48	4209,1880
MEA (C ₂ H ₇ ON)	-	-	347,62	347,62
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	-	-	0,00000046	0,00000046
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	-	-	0,00554	0,00554
Air (H ₂ O)	9,74	12,40	13,46	35,609
Subtotal	1958,43	4146,10	63213,71	69318,26
Total	69318,26			69318,26

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/jam
EO (C ₂ H ₄ O)	4209,18	78,56
Amonia (NH ₃)	64725,83	63329,81
MEA (C ₂ H ₇ ON)	347,62	4744,72
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	4,63E-06	872,59
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	0,0055	256,95

Air (H ₂ O)	35,60953028	35,60953028
Total	69318,26	69318,26

c. Separator (S-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa di Separator

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/Jam	
		Arus 5	Arus 6
EO (C ₂ H ₄ O)	78,56	3,32	75,24
Amonia (NH ₃)	63329,81	596,31	62733,50
MEA (C ₂ H ₇ ON)	4744,72	4395,26	349,46
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	872,59	872,59	4,28E-06
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	256,95	256,94	0,0051
Air (H ₂ O)	35,60	14,61	20,99
Subtotal	69318,26	63179,21	6139,04
Total	69318,26	69318,26	

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-01

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/Jam	
		Distilat	Bottom
EO (C ₂ H ₄ O)	3,32	3,35	-
Amonia (NH ₃)	596,36	596,36	-
MEA (C ₂ H ₇ ON)	4395,26	4065,65	329,7
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	872,53	8,73	863,83
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	256,93	2,53	254,32
Air (H ₂ O)	14,65	14,65	-
Subtotal	69318,26	4691,87	1447,87
Total	69318,26	69318,26	

e. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.7 Neraca Massa di Menara Distilasi MD-02

Komponen	Masuk, Kg/jam	Keluar, Kg/Jam	
		Distilat	Bottom
MEA (C ₂ H ₇ ON)	329,64	329,64	-
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	863,86	777,48	86,39
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	254,38	2,54	251,84
Subtotal	1447,89	1109,67	338,22
Total	1447,89	1447,89	

4.4.2 Neraca Panas

a. Mixer (M-01)

Tabel 4.8 Neraca Panas di Mixer

komponen	ΔH in (kJ/j)			ΔH out (kJ/j)
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	
Amonia (NH ₃)	46253,35	-	692,20	79307,03
EO (C ₂ H ₄ O)	-	1890108,45	1666414,42	3517630,07
MEA (C ₂ H ₇ ON)	-	-	5518,13	11275,04
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	-	-	0,000053	0,00011
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	-	-	0,069945	0,14
Air (H ₂ O)	204,34	260,08	282,39	1521,15
sub total	46457,6958	1890368,53	1672907,21	3609733,44
Total	3609733,44			3609733,44

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.9 Neraca Panas di Reaktor

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Etilen Oksida	796866,7	27388,8
Ammonia	32779567,8	73314577,3
Monoetanolamin	97202,7	2141191,8
Dietanolamin	0,0009208	300035,4
Trietanolamin	1,2	97568,5
air	12660,8	11797,5
Panas reaksi	42681722,8	
Panas pendingin		475463,1
Jumlah	76368022,1	76368022,1

c. Separator (S-01)

Tabel 4.10 Neraca Panas di Separator

	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	42113041,97	-
Panas Hasil Atas	-	40376732,73
Panas Hasil Bawah	-	1736309,235
Total	42113041,97	42113041,97

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.11 Neraca Panas di Menara Distilasi MD-01

ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Umpan, Total panas = 2055276,217 Qb = 2744820,9	Hasil Atas, Total panas = 2143029,602 Hasil bawah, Total Panas = 712229,9291 Qc = 1944837,5680
4800097,1	4800097,1

e. Menar Distilasi (MD-02)

Tabel 4.12 Neraca Panas di Menara Distilasi MD-02

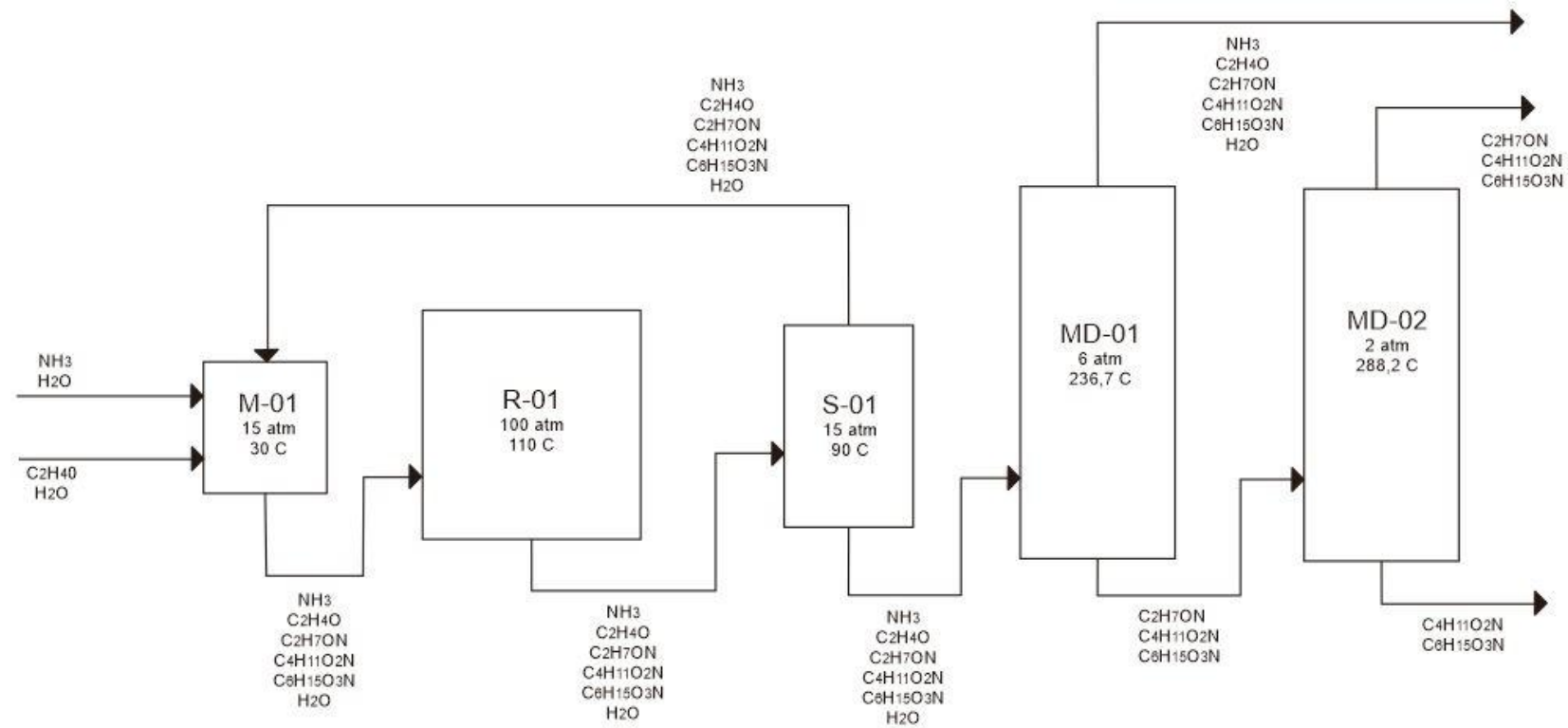
ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Umpan, Total panas = 285536,9848 Qb = 1052734,6	Hasil Atas, Total panas = 558819,95 Hasil bawah, Total Panas = 232773,163 Qc = 546678,4810
1338271,6	1338271,6

f. Heat Exchanger

Tabel 4.13 Neraca Panas di Heat Exchanger

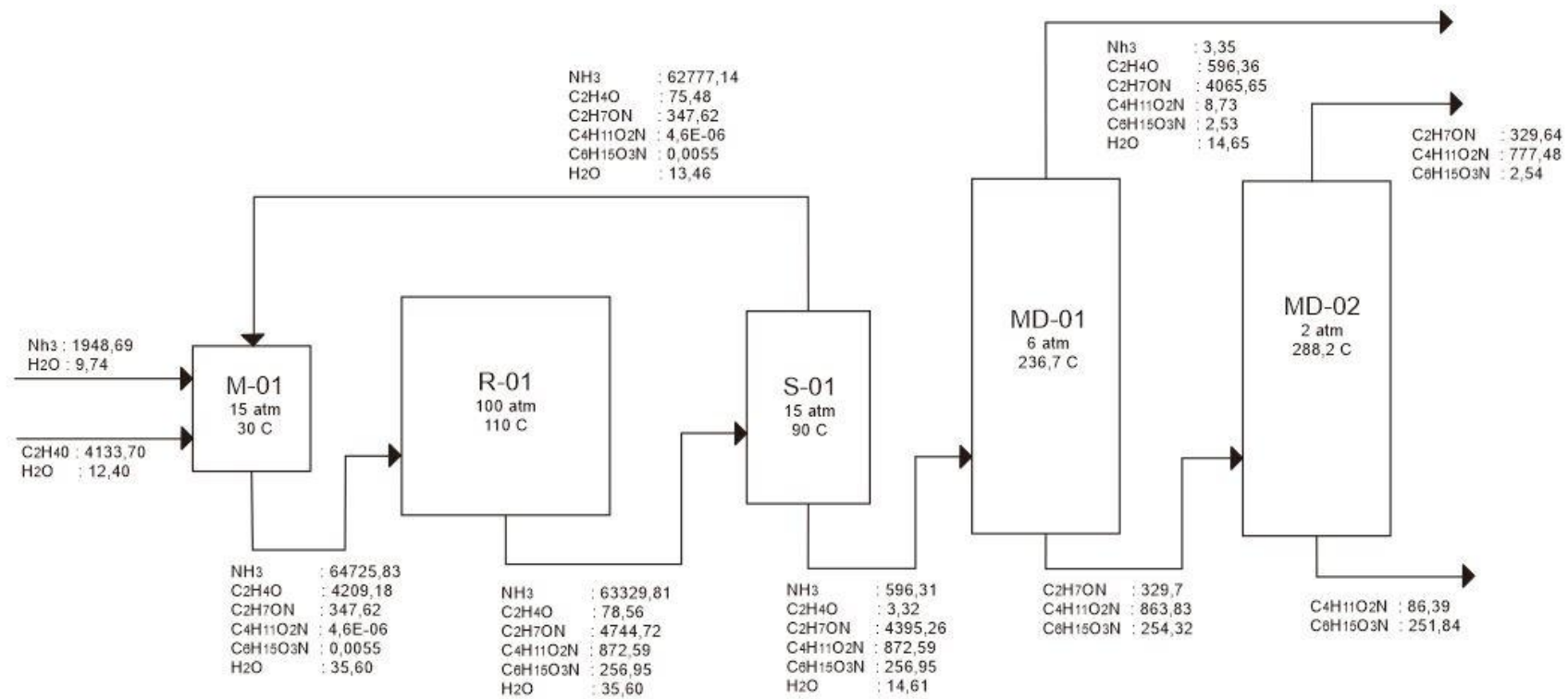
Heat Exchanger	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
HE-01	Umpan, Total Panas = 1579878,248 Beban Panas = 32003443,84	Total Panas yang keluar = 33583322,09
Total	33583322,09	33583322,09
HE-02	Umpan, Total Panas = 33578488,84 Beban Panas = 8563708,516	Total Panas yang keluar = 42142197,36
Total	42142197,36	42142197,36
HE-03	Umpan, Total Panas = 1736309,235 Beban Panas = 1197594,094	Total Panas yang keluar = 2933903,329
Total	2933903,329	2933903,329
HE-04	Umpan, Total Panas = 40376732,74	Total Panas yang keluar = 1503973,22 Beban Panas = 388872759,52
Total	40376732,74	40376732,74
HE-05	Umpan, Total Panas = 680486,4382 Beban Panas = 377728,473	Total Panas yang keluar = 1058214,911
Total	1058214,911	1058214,911
HE-06	Umpan, Total Panas = 1927230,665	Total Panas yang keluar = 1363561,753 Beban Panas = 563668,9115
Total	1927230,665	1927230,665
HE-07	Umpan, Total Panas = 518238,1879	Total Panas yang keluar = 412641,317 Beban Panas = 105596,870
Total	518238,1879	518238,1879
HE-08	Umpan, Total Panas = 199756,7216	Total Panas yang keluar = 3760,10413 Beban Panas = 195996,617
Total	199756,7216	199756,7216

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik / Utilitas

Unit pendukung proses atau sering pula disebut unit utilitas merupakan sarana penunjang proses yang diperlukan pabrik agar dapat berjalan dengan baik. Pada umumnya, utilitas dalam pabrik proses meliputi air, kukus (steam), dan listrik. Penyediaan utilitas dapat dilakukan secara langsung dimana utilitas diproduksi di dalam pabrik tersebut, atau secara tidak langsung yang diperoleh dari pembelian ke perusahaan-perusahaan yang menjualnya.

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

- a). Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b). Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c). Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d). Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air, seperti air untuk fasilitas umum, sanitasi, air pendingin, air untuk proses dan air untuk umpan boiler. Pabrik monoetanolamin menggunakan sumber air yang berasal dari sungai terdekat, seperti sungai musi. Air sungai yang digunakan harus diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat yang ditentukan. Pengolahan dapat meliputi secara kimia dan fisik. Tahapan-tahapan pengolahan air sungai diantaranya sebagai berikut :

1). Pengendapan

Air sungai yang telah di filter, kemudian dialirkan ke bak pengendap awal untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (Screen). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

2) Penggumpalan dan Clarifier

Setelah melewati bak pengendap awal, kemudian air dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Biasanya bahan kimia yang digunakan, 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

kemudian air diumpankan ke dalam tangki dan diaduk dengan putaran tinggi. setelah itu, air bersih akan 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.

3) Penyaringan

Air yang keluar dari clarifier diumpankan ke kolam *sand filter* untuk menyaring partikel-partikel solid yang terbawa bersama air dari clarifier. Kemudian air tersebut dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (filter water reservoir). Air yang keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang akan didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

4) 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. Adapun tahapan-tahapannya yaitu sebagai berikut :

a. Cation Exchanger

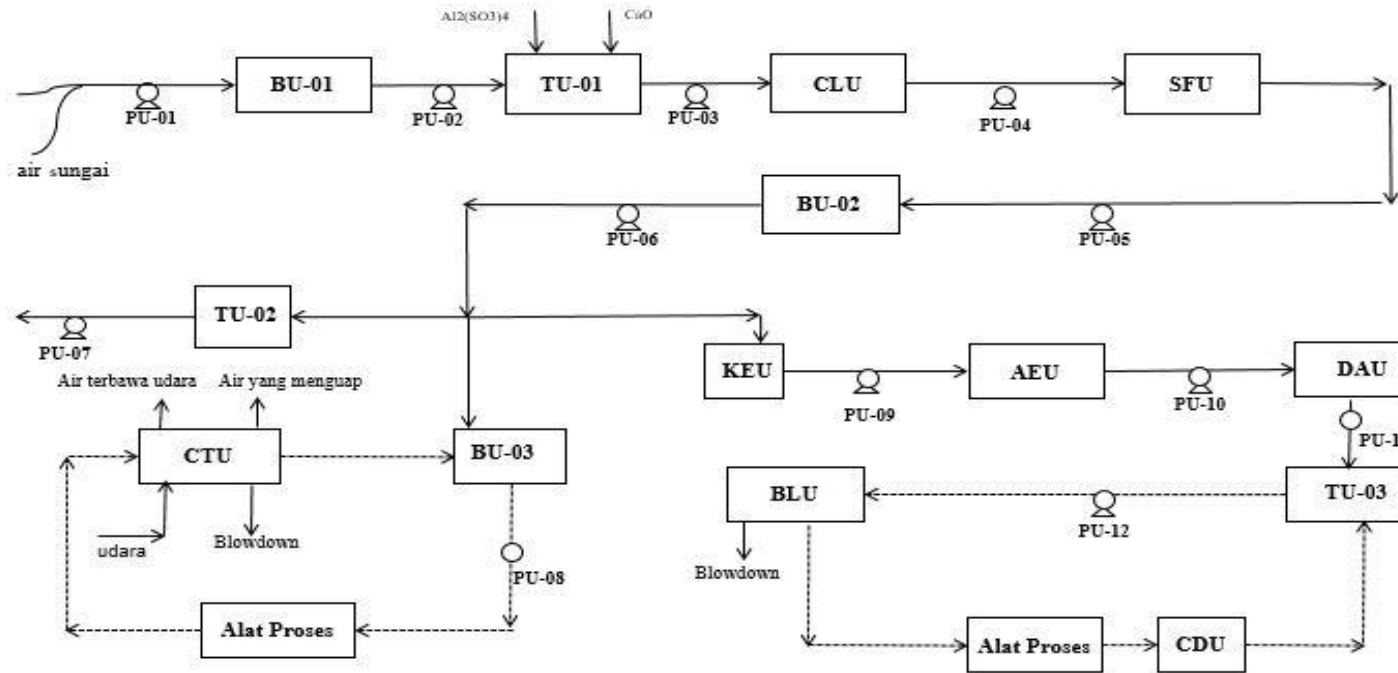
Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari cation tower adalah air yang mengandung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

b. Anion Exchanger

Air dari tangki kation exchanger kemudian diumpankan ke tangki anion exchanger. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa.

5) Deaerasi

Air yang telah mengalami demineralisasi dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Didalam Deaerator diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (scale) pada tubeboiler.



Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas

Keterangan :

BU : Bak Utilitas	SFU : Sand Filter	CTU : Cooling Tower	AEU : Anion Exchange Unit
TU : Tangki Utilitas	BLU : Boiler	PEU : Pompa Utilitas	DAU : Daerator
CLU : Clarifieur	CDU : Kondensor	KEU : Kation	Enchange Unit

4.5.2 Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	33574,7418
HE-02	9133,6482
HE-03	1423,6734
HE-05	579,9608
RB-01	5805,60664
RB-02	2503,373018
Jumlah	53021,0038

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

$$= 20\% \times 53021,0038 \text{ Kg/jam}$$

$$= 10604,2008 \text{ Kg/jam}$$

Blowdown pada boiler sebesar 20%

$$= 20\% \times 53021,0038 \text{ Kg/jam}$$

$$= 10604,2008 \text{ Kg/jam}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.15 Kebutuhan Air Pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-04	619980,2156
HE-06	8989,9348
HE-07	1684,1606
HE-08	4688,914294
CD-01	69256,9558
CD-02	18472,87518
Jumlah	723073,0563

Jumlah air yang menguap

$$= 0,00085 \cdot W_c \cdot (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, equation 12-10)}$$

$$= 12292,24 \text{ kg/jam}$$

Blowdown

$$= w_e / (\text{siklus} - 1)$$

$$= 3072,06 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower

$$= 0,15\% \cdot w_e$$

$$= 1084,6 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air make up

$$= 12292,24 + 3072,06 + 1084,6$$

$$= 16449,912 \text{ kg/jam}$$

c. Air Untuk Perkantoran Dan Rumah Tangga

Dianggap satu orang membutuhkan air = 100 Kg/hari (Sularso, 2000)

Jumlah Karyawan = 155 orang

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Rumah Tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan/hari
1	Karyawan	15500
2	Perumahan	24000
3	Laboratorium	500
4	Bengkel	200
5	Poliklinik	300
6	Kantin, mushola, kebun	1500
7	Pemadam Kebakaran	1000
	Jumlah	43000

Kebutuhan air total

$$= (10604,2008 + 16449,912 + (43.000 / 24)) \text{ kg/jam}$$

$$= 28845,7795 \text{ kg/jam}$$

4.5.3 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi,

yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 63625,2046 kg/jam

Jenis : Water Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed water tank. Kemudian umpan dimasukkan ke dalam economizer dan selanjutnya umpan masuk ke dalam boiler. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan daya listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 605 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 67 kW
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 36 kW
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 147 kW
- e. Listrik Untuk keperluan penerangan = 36 kW

Total kebutuhan listrik adalah 961 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1202 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk generator diesel cadangan pembangkit listrik dan bahan pembakaran untuk boiler. Fuel oil yang dibutuhkan untuk pembakaran boiler sebesar 6827,6591 Kg/Jam. Dan bahan bakar solar untuk generator diesel sebesar 0,0246 lt/s.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Ada dua limbah yang dihasilkan oleh pabrik monoetanolamin, yaitu limbah gas dan limbah cair.

1. Limbah gas

Limbah gas yang dihasilkan berupa gas buang sisa hasil pembakaran boiler yang sebagian besar adalah gas CO₂. Penanganan yang dilakukan adalah dengan mengabsorpsi gas CO₂ sehingga kadarnya menurun dan bisa dibuang langsung ke lingkungan.

2. Limbah Cair

a). Reaksi samping dari proses produksi

Reaksi samping dari pembuatan monoetanolamin dari etilen oksida dan amonia menghasilkan senyawa dietanolamin dan trietanolamin. Senyawa ini dipisahkan terlebih dahulu dari produk utama dan disimpan didalam tangki. karena senyawa ini mempunyai manfaat dan kegunaan dibidang industri lain sehingga senyawa ini dapat dijual ke pasar.

b). Limbah Domestik

Limbah domestik berasal dari air buangan toilet, kantor, kantin, dan lain-lain. Untuk penanganannya, sebelum dibuang ke lingkungan limbah domestik dimasukan ke unit pengolahan limbah terlebih dahulu agar sesuai dengan baku mutu air yang telah ditetapkan oleh Kementerian Lingkungan.

C). Limbah Laboratorium

Limbah laboratorium mengandung zat-zat kimia berbahaya, sehingga sebelum dibuang ke lingkungan limbah ini harus diolah terlebih dahulu agar sesuai dengan baku mutu air yang telah ditetapkan.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Badan Usaha

Perusahaan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham (*stockholder*) bertanggung jawab terhadap hutang perusahaan sebesar modal yang disetorkan serta berbadan hukum. Perusahaan dijalankan oleh Dewan Direksi yang dipimpin oleh Direktur Utama dan dibantu oleh direktur-direktur, yang dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada Dewan Komisaris untuk mengawasi segala tindakan Dewan Direksi.

Pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham (pemegang saham dapat berganti-ganti).

2. Pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha, karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik diperlukan suatu manajemen yang memiliki pembagian tugas dan wewenang. Sehingga dibuatlah struktur organisasi yang mempunyai hubungan fungsional, adapun jenjang kepemimpinan di perusahaan ini adalah sebagai berikut :

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada Rapat Umum Pemegang Saham, para pemegang saham berhak :

- 1) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- 2) Mengangkat dan memberhentikan Direktur

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

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi :

- 1) Menilai dan menyetujui rencana tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- 2) Mengawasi tugas-tugas Direktur.
- 3) Membantu Direksi dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Tugasnya antara lain :

- 1) Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham
- 2) Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- 3) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.

d. Direktur

Tugas utama adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam suatu departemen sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur ini bertanggung jawab kepada direktur utama.

1) Direktur Teknik dan Produksi

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

2) Direktur Keuangan dan Umum

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

3) Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi.

e. Kepala Bagian

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

bertanggung jawab kepada direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

3) Kepala Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu

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

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

5) Kepala Bagian Administrasi

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

6) Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

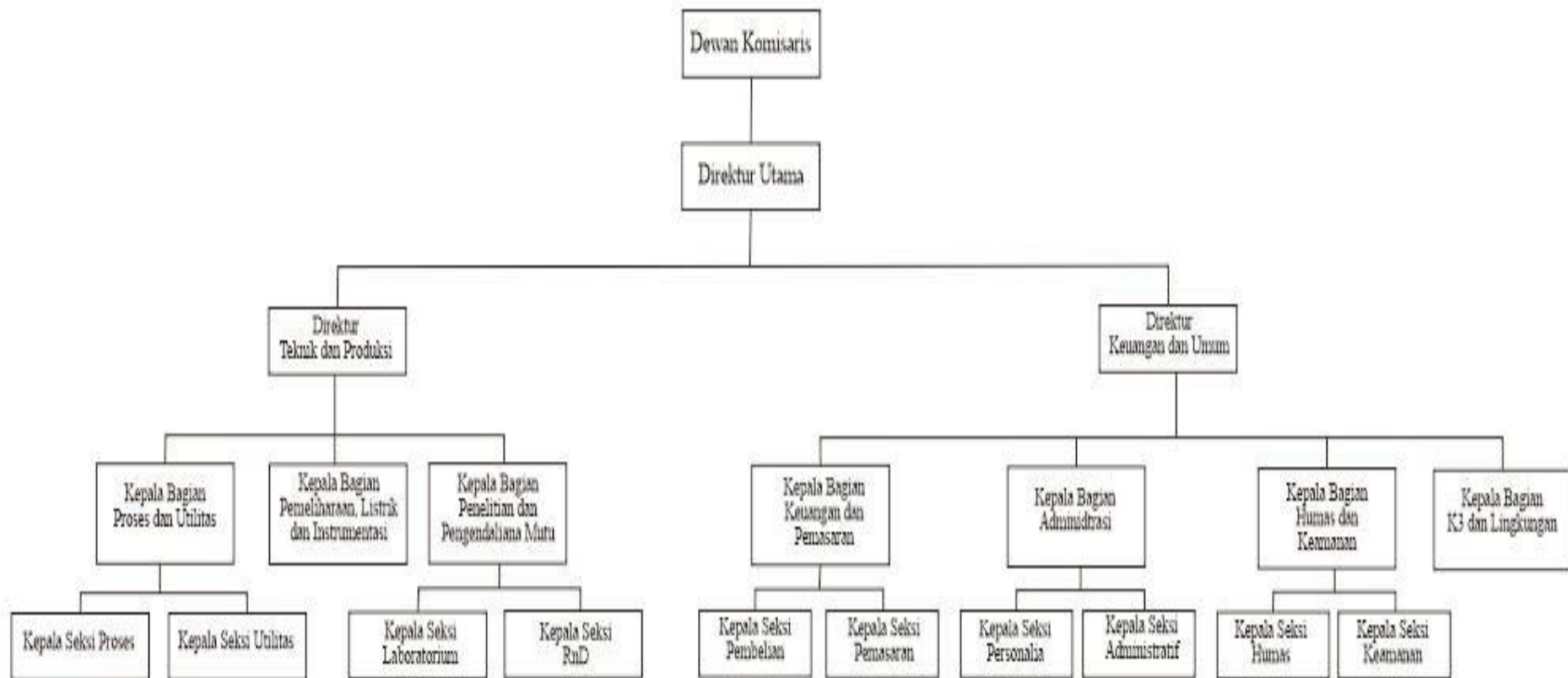
7) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

f. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Ada 11 kepala seksi yang tersebar di beberapa bagian, diantaranya sebagai berikut :

- Kepala seksi Personalia
- Kepala seksi humas
- Kepala seksi keamanan
- Kepala seksi pembelian
- Kepala seksi pemasaran
- Kepala seksi Administrasi
- Kepala seksi proses
- Kepala seksi laboratorium
- Kepala seksi utilitas
- Kepala seksi penelitian dan pengembangan



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.3 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Monoethanolamin direncanakan beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari dalam satu tahun. Sisa hari dalam satu tahun digunakan untuk perbaikan dan perawatan tahunan. Pembagian kerja karyawan ada 2 kelompok yaitu jam kerja karyawan shift dan karyawan non shift.

a. Jam Kerja Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan ini adalah direktur, staff, ahli, kepala bidang, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor.

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Hari Sabtu, Minggu dan hari besar nasional libur.

b. Jam Kerja Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang lainnya serta harus selalu siaga untuk keselamatan dan keamanan pabrik. Dibagi menjadi 4 kelompok dengan 3 shift bekerja dan 1 shift libur.

Jam kerja shift :

Shift pagi : 08.00 – 16.00

Shift sore : 16.00 – 24.00

Shift malam : 00.00 – 08.00

Adapun jadwal masing-masing shift sebagai berikut :

Tabel 4.17 Jadwal Kerja Shift

Kelompok	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
B	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M
C	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
D	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S

Keterangan :

A, B, C dan D = kelompok shift

P = Shift Pagi

S = Shift Siang

M = Shift Malam

L = Libur

4.6.3 Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja pada pabrik Monoethanolamin sebanyak 155 orang dan diharapkan pekerjaan dapat berjalan secara efektif dan cermat sehingga target produksi dapat tercapai. Rincian tenaga kerja sebagai berikut:

a. Karyawan Non Shift

Tabel 4.18 Jumlah Karyawan Non Shift

Jabatan	Jumlah
Direktur utama	1
Direktur	2
Staf ahli	2
Ketua Bagian	7
Ketua seksi	10
Karyawan	55
Jumlah	77

b. Karyawan Shift

Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karayawan Peralat

Alat	Jumlah alat	Orang/shift
Mixer	1	0,5
Reaktor	1	1
Separator	1	0,5
Menara Distilasi	2	0,25
Tangki	5	0,5
Heat Exchanger	8	2
Expansion Valve	2	0,25
Pompa	13	2
Jumlah		7

Operator untuk alat proses : $7 \times 4 = 28$

Utilitas : $4 \times 4 = 16$

Laboran : $4 \times 4 = 16$

Keamanan : $4 \times 4 = 16$

Jumlah seluruh karyawan = 155 orang

4.6.4 Sistem Gaji Karyawan

Tingkat tinggi rendahnya gaji karyawan didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut :

1. Tingkat Pendidikan
2. Tingkat pengalaman, kemampuan dan masa kerja.
3. Bidang pekerjaan atau tingkat resiko kerja

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka sistem penggajian karyawan dalam pabrik ini yaitu sebagai berikut :

Tabel 4.20 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur utama	1	35,000,000.00	35,000,000.00
Direktur	2	25,000,000.00	50,000,000.00
Kepala bagian	7	16,000,000.00	112,000,000.00
Kepala seksi	10	12,000,000.00	120,000,000.00
Sekretaris	5	5,000,000.00	25,000,000.00
Staf ahli	2	8,000,000.00	16,000,000.00
Karyawan proses	28	6,000,000.00	168,000,000.00
Laboran	16	6,000,000.00	96,000,000.00
Karyawan utilitas	16	6,000,000.00	96,000,000.00
Karyawan RnD	5	6,000,000.00	30,000,000.00
Karyawan administrasi dan perkantoran	25	4,000,000.00	100,000,000.00
Karyawan K3	6	6,000,000.00	36,000,000.00
Medis	2	5,000,000.00	10,000,000.00
Paramedis	3	4,000,000.00	12,000,000.00
keamanan	16	2,500,000.00	40,000,000.00
Cleaning service	4	2,000,000.00	8,000,000.00
Supir	5	2,500,000.00	12,500,000.00

4.6.5 Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan diantaranya sebagai berikut :

4.6.5.1 Tunjangan

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

4.6.5.2 Cuti

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

4.6.5.3 BPJS Ketenagakerjaan

BPJS Ketenagakerjaan saat ini ada 4 (empat) program utama yang dilaksanakan yaitu:

a. Jaminan Hari Tua (JHT)

Untuk program JHT, perusahaan akan menanggung sebanyak 3.7% dari total iuran. Peserta akan mendapatkan semua iuran yang dikumpulkan tersebut setelah memasuki masa pensiun, yaitu saat berumur 55 tahun.

b. Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK)

Bertujuan untuk memberi kompensasi dan rehabilitasi bagi tenaga kerja yang mengalami kecelakaan pada saat mulai berangkat kerja sampai kembali ke rumah atau menderita penyakit akibat hubungan kerja. Iuran untuk JKK ini dibayarkan sepenuhnya oleh perusahaan, yang nilainya 0,24% hingga 1,74% sesuai dengan kelompok usaha.

c. Jaminan Kematian (JK)

Jumlah jaminan yang akan diberikan adalah Rp21 juta. Uang tersebut terdiri dari santunan kematian sebesar Rp14 juta dan biaya pemakaman Rp2 juta dan santunan berkala. Program ini menjamin kematian yang bukan

karena kecelakaan kerja. Yang mendapatkan jaminan ini adalah ahli waris dari pegawai tersebut.

4.7 Evaluasi Ekonomi

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

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Pabrik *monoetanolamin* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2018. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2018 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2016, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.21 Harga Indeks

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
Total	8277,6	231

Sumber : (Peter Timmerhaus,1990)

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 7.302x - 14189$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2019 adalah:

Tabel 4.22 Harga Indeks pada Tahun Perancangan

Tahun	Index
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53
2016	531,83
2017	539,13
2018	546,44
2019	553,74
2020	561,04
2021	568,34
2022	575,64

Jadi indeks pada tahun 2019 = **553,74**

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters dan Timmerhaus pada tahun 2002, www.matche.com dan Aries & Newton pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries dan Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

N_x : Index harga pada tahun 2014

N_y : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Monoetanolamin	=	35.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2019
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 15.100,-
Harga bahan baku	=	Rp 397.860.871.179
Harga bahan pembantu :		
Katalis (<i>silica alumina</i>)	=	Rp 189.333.249.95
Harga Jual	=	Rp. 1.068.012.472.780/th

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

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

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

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

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

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

Menurut Aries & Newton, *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

4.7.3.3 *General Expense*

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

4.7.4 Analisa Kelayakan

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

4.7.4.1 Percent Return On Investment

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

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

4.7.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

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

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : nilai DCF

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Acrylonitrile* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.23 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	26.353.442.611,55	1.830.100,18
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	6.588.360.652,89	457.525,05
3	Instalasi cost	5.949.289.669,56	413.145,12
4	Pemipaan	4.777.385.018,42	331.762,85
5	Instrumentasi	3.196.178.461,73	221.956,84
6	Insulasi	986.881.522,80	68.533,44
7	Listrik	2.635.344.261,15	183.010,02
8	Bangunan	5.211.000.000,00	361.875,00
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	147.165.000.000,00	10.219.791,67
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		202.862.882.198,10	14.087.700,15

Tabel 4.24 *Direct Palnt Cost*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	40.572.576.439,62	2.817.540,03
<i>Total (DPC + PPC)</i>		243.435.458.637,72	16.905.240,18

Tabel 4.25 Fixed Capital Invesment

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	243.435.458.637,72	16.905.240,18
2	Kontraktor	19.474.836.691,02	1.352.419,21
3	Biaya tak terduga	24.343.545.863,77	1.690.524,02
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		287.253.841.192,51	19.948.183,42

Tabel 4.26 Direct Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	398.050.204.429,39	27.642.375,31
2	<i>Labor</i>	11.598.000.000,00	805.416,67
3	<i>Supervision</i>	1.159.800.000,00	80.541,67
4	<i>Maintenance</i>	5.745.076.823,85	398.963,67
5	<i>Plant Supplies</i>	861.761.523,58	59.844,55
6	<i>Royalty and Patents</i>	11.374.645.114,37	789.905,91
7	<i>Utilities</i>	325.462.324.609,04	22.601.550,32
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		754.251.812.500,22	52.378.598,09

Tabel 4.27 Indirect Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.739.700.000,00	120.812,50
2	<i>Laboratory</i>	1.159.800.000,00	80.541,67
3	<i>Plant Overhead</i>	9.858.300.000,00	684.604,17
4	<i>Packaging and Shipping</i>	56.873.225.571,84	3.949.529,55
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		69.631.025.571,84	4.835.487,89

Tabel 4.28 Fixed Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	24.416.576.501,36	1.695.595,59
2	<i>Property taxes</i>	5.745.076.823,85	398.963,67
3	<i>Insurance</i>	2.872.538.411,93	199.481,83
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		33.034.191.737,14	2.294.041,09

Tabel 4.29 Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	754.251.812.500,22	52.378.598,09
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	69.631.025.571,84	4.835.487,89
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	33.034.191.737,14	2.294.041,09
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		856.917.029.809,20	59.508.127,07

Tabel 4.30 *Working Capital*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	108.559.146.662,56	7.538.829,63
2	<i>In Process Inventory</i>	116.852.322.246,71	8.114.744,60
3	<i>Product Inventory</i>	233.704.644.493,42	16.229.489,20
4	<i>Extended Credit</i>	310.217.594.028,22	21.542.888,47
5	<i>Available Cash</i>	233.704.644.493,42	16.229.489,20
<i>Working Capital (WC)</i>		1.003.038.351.924,33	69.655.441,11

Tabel 4.31 *General Expense*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	25.707.510.894,28	1.785.243,81
2	<i>Sales expense</i>	42.845.851.490,46	2.975.406,35
3	<i>Research</i>	29.992.096.043,32	2.082.784,45
4	<i>Finance</i>	51.611.687.724,67	3.584.144,98
<i>General Expense (GE)</i>		150.157.146.152,73	10.427.579,59

Tabel 4.32 *Total Production Cost*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	856.917.029.809,20	59.508.127,07
2	<i>General Expense (GE)</i>	150.157.146.152,73	10.427.579,59
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		1.007.074.175.961,93	69.935.706,66

Tabel 4.33 *Fixed Cost*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	24.416.576.501,36	1.695.595,59
2	<i>Property taxes</i>	5.745.076.823,85	398.963,67
3	<i>Insurance</i>	2.872.538.411,93	199.481,83
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		33.034.191.737,14	2.294.041,09

Tabel 4.34 Variabel Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	398.050.204.429,39	27.642.375,31
2	<i>Packaging & shipping</i>	56.873.225.571,84	3.949.529,55
3	<i>Utilities</i>	325.462.324.609,04	22.601.550,32
4	<i>Royalties and Patents</i>	11.374.645.114,37	789.905,91
Variable Cost (Va)		791.760.399.724,64	54.983.361,09

Tabel 4.35 Regulated Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	11.598.000.000,00	805.416,67
2	<i>Plant overhead</i>	9.858.300.000,00	684.604,17
3	<i>Payroll overhead</i>	1.739.700.000,00	120.812,50
4	<i>Supervision</i>	1.159.800.000,00	80.541,67
5	<i>Laboratory</i>	1.159.800.000,00	80.541,67
6	<i>Administration</i>	25.707.510.894,28	1.785.243,81
7	<i>Finance</i>	51.611.687.724,67	3.584.144,98
8	<i>Sales expense</i>	42.845.851.490,46	2.975.406,35
9	<i>Research</i>	29.992.096.043,32	2.082.784,45
10	<i>Maintenance</i>	5.745.076.823,85	398.963,67
11	<i>Plant supplies</i>	861.761.523,58	59.844,55
Regulated Cost (Ra)		182.279.584.500,16	12.658.304,48

4.7.6 Analisa Keuangan

Harga jual produk *Monoethanolamin* = Rp 21.600 /kg

Annual Sales (Sa) = Rp 1.137.464.511.436,80

Total Cost = Rp1.007.074.175.962

Keuntungan sebelum pajak = Rp130.390.335.475

Pajak Pendapatan = 25%

Keuntungan setelah pajak = Rp 97.792.751.606

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 Percent Return On Investment (ROI)

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

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 45,39\%$$

$$ROI \text{ sesudah pajak} = 34,04\%$$

4.7.7.2 Pay Out Time (POT)

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

$$POT \text{ sebelum pajak} = 1,86 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ sesudah pajak} = 2,35 \text{ tahun}$$

4.7.7.3 Break Even Point (BEP)

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

$$BEP = 40,22 \%$$

4.7.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 25,07 \%$$

4.7.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 287.253.841.193$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 1.003.038.351.924$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 24.416.576.501$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi finance}$$

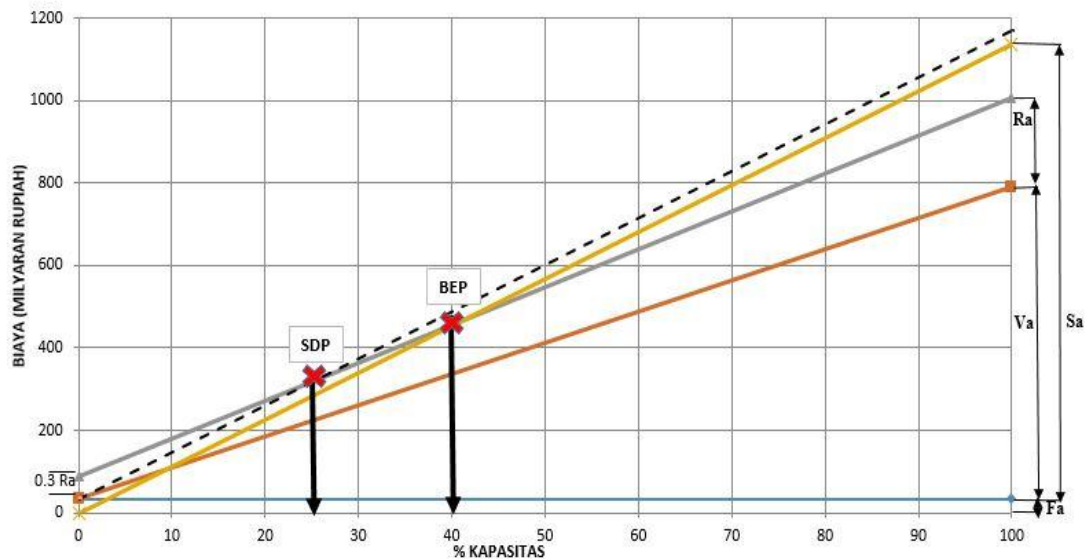
$$\text{CF} = \text{Rp}149.406.134.926$$

Discounted cash flow dihitung secara trial & error

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

$$R = S$$

Dengan Trial & error diperoleh nilai $i = 11,82\%$



Gambar 4.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs miliar rupiah

BAB V

PENUTUP

6.1 Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, bahan yang diproses, dan kondisi sosio kultural letak pendirian pabrik, maka pabrik Monoetanolamin dari Etilen Oksida dan Amoniak dapat digolongkan pabrik beresiko tinggi. Perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan :

a. Keuntungan yang diperoleh:

Keuntungan sebelum pajak Rp130.390.335.475/tahun, dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp 97.792.751.606/tahun.

b. Return On Investment (ROI):

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 45,39%, dan ROI setelah pajak sebesar 34,04%. ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko tinggi minimal 44% (Aries & Newton, 1955)

c. Pay Out Time (POT):

POT sebelum pajak selama 1,86 tahun dan POT setelah pajak selama 2,35 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

d. Break Event Point (BEP) pada 40,22 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 25,07%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 11,82%. Suku bunga deposito di bank BNI saat ini adalah 5,00% (www.bni.co.id,

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga deposito yaitu sekitar
 $1,5 \times \text{suku bunga deposito bank} (1,5 \times 5,00\% = 7,5\%)$

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik monoetanolamin dari amonia dan etilen oksida dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut

6.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia membutuhkan pemahaman konsep-konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, beberapa hal 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

DAFTAR PUSTAKA

- Aris, R, S, dan Newton, R.D, 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Graw Book Company, New York
- Badan Pusat Statistik, 2011-2016, "Data impor Etanolamin", <http://www.bps.go.id> (diakses 17 Maret 2018)
- Brown, G.G., 1978, "Unit Operation", John Wiley and Sons. Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, "Proses Engineering Design", 3rd ed, Willey Eastern Ltd. New Delhi
- Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", Mc Graw Hill Book Company Inc., New York. Kirk, R.E., Othmer, V.R., 1982, Encyclopedia of Chemical Technology, John Wiley & Sons Inc., New York
- Laurence, A. Belfiore, 2003, "Transport Phenomena for Chemical Reaction Design", John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.
- McKetta J., 1984, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", Vol.20, Marcel Dekker, New York.
- Perry, R.H., and Green, D., 1984, "Perry's Chemical Engineer's Hand Book", 7th ed, Mc Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, E.D., 2003, "Plant Design and Economics for Chemical Engineer's", 3rd ed, Mc Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Poduval, G. P. 2011. On the role of acidity in amorphous silica-alumina based catalysts (Sub: On the Nature of the Sulfur Tolerance of ASA-Supported

NiMo(W) sulfide and Pt hydrogenation catalys). Eindhoven : Technische Universiteit Eindhoven.

Powell, S.T., 1954, Water Conditioning for Industry, 1st ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York

Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., 2001, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Yaws, L. Carl, 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, New York

LAMPIRAN

REAKTOR (R-01)

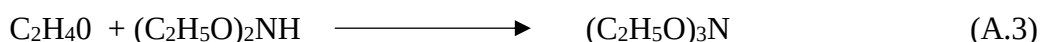
Tugas	: Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen oksida dan amonia menghasilkan monoetanolamin
Bentuk	: Reaktor Fixed Bed Multitube
Fase	: Cair
Tekanan	: 100 atm
Suhu	: 110°C

1. Uraian Proses

Reaksi etilen oksida dengan amonia yang menghasilkan produk berupa monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin terjadi pada suhu 110°C dengan katalis padat silika alumina. Reaksi terjadi pada permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase cair. Kondisi operasi reaktor ini adalah *non-isothermal*, *adiabatis*, suhu cairan 110°C dan tekanan 100 atm. Konversi reaktan menjadi Produk sebesar 98%.

2. Menyusun Persamaan Reaksi

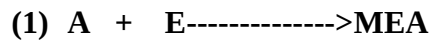
Ditinjau dari reaksi :



Harga konstanta kecepatan reaksi didapat dari pengolahan data hasil percobaan pada US patent 4,438,281 (Selectivity Production of

monoalkanolamines from alkylene oxides and ammonia over acidic inorganic catalyst)

Reaksi Utama:



$$r_1 = k_1 \cdot C_A \cdot C_E$$

$$k_1 = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right)$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$A = 0,3963/\text{jam.kgkatalis}$$

$$E_a = 5077,5843 \text{ kJ/kmol}$$

$$T = \text{suhu, K}$$

3. Menghitung Neraca Massa pada Komponen pada reaktor

Waktu operasi = 330 hari

Kapasitas = 35.000 ton/tahun

= 4419.192 kg/jam

Perbandingan umpan masuk reaktor adalah

a. Umpan Masuk Reaktor

Tabel A-1 Massa Umpan Reaktor

Komponen	kg/jam	fr. Massa	kmol/jam
EO (C ₂ H ₄ O)	4209.19	0.06	95.66
Amonia (NH ₃)	64725.83	0.93	3807.40
MEA (C ₂ H ₇ ON)	0.00	0.00	
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	0.00	0.00	
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	0.00	0.00	
Air (H ₂ O)	19.37	0.00001	1.07

b. Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi dua arah dengan konversi 98%

Secara Stoikiometri (kmol):

	Amonia (NH ₃)	EO (C ₂ H ₄ O)	MEA (C₂H₇ON)
Mula :	3807.402	95.663	0.000
Reaksi :	82.118	82.118	82.118
Sisa :	3725.283	13.545	82.118

	EO (C ₂ H ₄ O)	MEA (C₂H₇ON)	DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)
Mula :	13.545	82.118	0.000
Reaksi :	10.035	10.035	10.035
Sisa :	3.510	72.084	10.035

	EO (C ₂ H ₄ O)	DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)
Mula :	3.510	10.035	0.000
Reaksi :	1.724	1.724	1.724
Sisa :	1.786	8.310	1.724

Tabel A-2 Komposisi hasil reaksi

Komponen	kg/jam	fr. Massa	kmol/jam
EO (C ₂ H ₄ O)	78.566	0.0011	78.566
Amonia (NH ₃)	63329.819	0.9184	63329.819
MEA (C ₂ H ₇ ON)	4397.096	0.0638	4397.096
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	872.590	0.0127	872.590
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	256.949	0.0037	256.949

4. Data data sifat fisis bahan

a. Berat Molekul rata-rata

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran cairan yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$BM_{campuran} = \sum (Bmi.yi) \quad (A.4)$$

Dengan :

Bmi : berat molekul komponen i, kg/kmol

Yi : fraksi mol umpan

Tabel A-3 Berat molekul campuran

Komponen	BM	xi	BM.Xi
EO (C ₂ H ₄ O)	44.05	0.024	1.078
Amonia (NH ₃)	17.03	0.974	16.590
MEA (C ₂ H ₇ ON)	61.08	0.000	0.000
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	105.14	0.000	0.000
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	149.188	0.000	0.000
Air (H ₂ O)	18.015	8E-06	0.000
BM Campuran (BMr)			17.67

b. Densitas

Nilai densitas tiap komponen dapat dicari dengan persamaan (Yaws, 1999) :

$$\rho = A.B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (A.5)$$

Dengan :

Rho = densitas cairan, g/ml

A, B, n, T_c = Konstanta

T = Suhu sistem, K

Tabel A-4 Konstanta densitas komponen

Komponen	A	B	n	Tc
EO (C ₂ H ₄ O)	0.31402	0.26089	0.28253	469.15
Amonia (NH ₃)	0.23689	0.25471	0.2887	405.65
MEA (C ₂ H ₇ ON)	0.27149	0.22411	0.2015	638
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	0.31903	0.24723	0.28571	699
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	0.31608	0.24801	0.2035	787
Air (H ₂ O)	0.3471	0.274	0.28571	647.13

Untuk mendapatkan Untuk mendapatkan densitaas campuran dicari
volum molar (v) campuran terlebih dahulu

$$v = \sigma(x_i \cdot (B_{Mi}/\rho_{hol})) \quad (A.6)$$

$$\rho_{hol} = B_{Mcampuran}/v \quad (A.7)$$

dengan :

v = volum molar campuran, ml/mol

ρ_{hol} = densitas cairan, g/ml

c. Viskositas Cairan

Nilai viskositas tiap komponen cair dapat dicari dengan percamaan
(Yaws,1999) :

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (A.8)$$

Dengan : μ = Viskositas Cairan, cP

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu sistem. K

Tabel A.5 Konstanta Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
EO (C ₂ H ₄ O)	-5.7794	6.70E+02	1.57E-02	-1.95E-05
Amonia (NH ₃)	-8.591	8.76E+02	2.68E-02	-3.61E-05
MEA (C ₂ H ₇ ON)	-13.1818	2.86E+03	2.08E-02	-1.42E-05
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	-27.9385	5.95E+03	4.41E-02	-2.86E-05
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	-21.0078	4.79E+03	3.13E-02	-1.78E-05
Air (H ₂ O)	-10.215	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05

Viskositas campuran dapat dicari dengan persamaan (coulson, 1989):

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{w_1}{\mu_1} + \frac{w_2}{\mu_2} \quad (\text{A.9})$$

Dengan:

μ_m : viskositas campuran, cP

μ_1 : viskositas komponen 1

W_1 : fraksi berat komponen 1

d. Kapasitas Panas Cairan (Cp)

Kapasitas panas komponen dapat dihitung dengan persamaan (Yaws,

1999): $A + BT + CT^2 + DT^3$

(A.10)

Dengan : C_p = Kapasitas panas cairan, kJ/kmol.K

A, B, C, D = konstanta

T = Suhu

Tabel A.6 Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D
EO (C ₂ H ₄ O)	35.72	4.29E-01	-1.55E-03	2.41E-06
Amonia (NH ₃)	-182.157	3.3618	-1.44E-02	2.04E-05
MEA (C ₂ H ₇ ON)	23.111	1.2283	-3.12E-03	3.07E-06
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	76.703	1.0821	-2.49E-03	2.25E-06
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	179.047	1.2436	-2.66E-03	2.34E-06
Air (H ₂ O)	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07

e. Konduktivitas Termal (Kc)

Konduktivitas termal komponen dapat dihitung dengan persamaan

(Yaws, 1999) :

$$\log K_{liq} = A + B \left(1 - \frac{2}{T} \right) \quad (A.11)$$

Untuk senyawa organik dan

$$K = A + BT + CT^2 \quad (A.12)$$

Untuk senyawa anorganik

Dengan : K/K_{liq} = Konduktivitas Panas komponen, W/m.K

A, B, C, D = konstanta

T = Suhu, K

Tabel A.7 Konstanta Konduktivitas

Komponen	A	B	C
EO (C ₂ H ₄ O)	-1.4656	0.8777	469.15
Amonia (NH ₃)	1.1606	-2.28E-03	3.12E-18
MEA (C ₂ H ₇ ON)	-1.3743	1.0185	638
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	-1.6192	1.0212	715
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	-1.0922	0.4389	787
Air (H ₂ O)	-0.2758	4.61E-03	-5.54E-06

f. Panas Reaksi

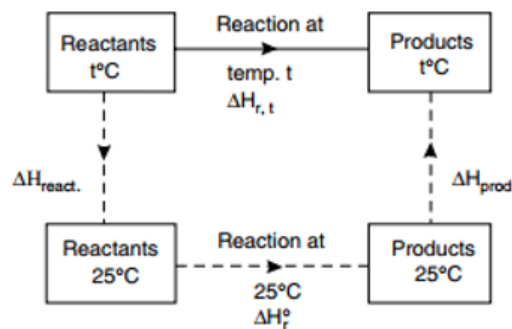
Data Panas Reaksi untuk tiap reaksi dicari dengan menggunakan *enthalphy of formation* (ΔH_f)

$$\Delta H_{R,298} = \sum v. \Delta H_{f, \text{produk}}^0 - \sum v. \Delta H_{f, \text{reaktan}}^0 \quad (\text{A.13})$$

Dengan, v = koefisien reaksi

Nilai panas reaksi pada suhu T dicari dengan persamaan :

$$\Delta H_{R,T} = \Delta H_1 + \Delta H_{R,298} + \Delta H_2 \quad (\text{A.14})$$



Gambar A.1 Skema panas reaksi (Coulson,1989)

$$\Delta H_1 = \int_T^{T_{ref}} C_p dt \quad (\text{A.15})$$

$$\Delta H_2 = \int_{T_{ref}}^T C_p dt \quad (\text{A.16})$$

5. Mengitung Berat Katalis

a. Spesifikasi Katalis

Bahas Katalis : *Silica Alumina*

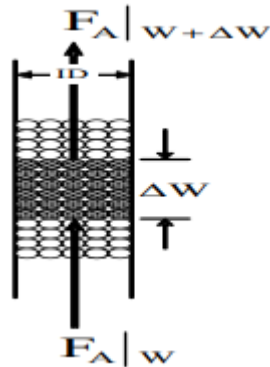
Diameter Katalis : 0,1875 in

Porositas : 0,26

Bulk Density : 550 kg/m³

b. Neraca Massa pada 1 tube

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada satu tube adalah sebagai berikut :



Gambar A.1 Persamaan neraca massa pada satu tube

Persamaan Desain :

Neraca massa reaktan A pada elemen Voleme dalam konsisi *steady state* :

$$\left[\begin{array}{c} \text{Rate of flow} \\ \text{of A input} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Rate of flow} \\ \text{of A ouput} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Rate of} \\ \text{reaction} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Rate of} \\ \text{accumulation} \end{array} \right]$$

Dalam reaksi katalitik, laju reaksi A dinyatakan sebagai :

$$(-r_A') = \frac{\text{mol A yang bereaksi}}{\text{waktu} \times \text{massa katalis}}$$

Maka laju reaksi pembentukannya adalah :

$$(-r_A')\Delta W = \frac{\text{mol A yang bereaksi}}{(\text{waktu})}$$

$$F_A|_w - F_A|_{w+\Delta w} - (-r_A')\Delta W = 0$$

Persamaan diatas dibagi dengan Δw dan dinyatakan dalam limit, sehingga persamaan menjadi :

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{F_A|_{W+\Delta W} - F_A|_W}{\Delta W} = -(-r_A')$$

$$-\frac{dF_A}{dW} = (-r_A') \quad (\text{A.17})$$

Dari Stoikiometri :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}x$$

$$dF_A = -F_{A0} dx$$

Sehingga Persamaan (A.17) dapat diubah menjadi

$$F_{A0} \frac{dx}{dW} = (-r_A')$$

$$\frac{dW}{dx} = \frac{F_{A0}}{(-r_A')}$$

$$dW = \frac{F_{A0}}{(-r_A')} dx$$

$$W = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A0}}{(-r_A')} dx \quad (\text{A.18})$$

Perhitungan berat katalis menggunakan metode simpson 1/3 dengan data sebagai berikut :

$$X_0 = 0$$

$$X = 0.98$$

Tabel A.8 Perhitungan berat katalis menggunakan Simpson 1/3

i	X	fx	W
0	0.0000	80.4859	80.4859
1	0.0245	82.5581	165.1162
2	0.0490	84.7372	338.9488
3	0.0735	87.0316	174.0632
4	0.0980	89.4507	357.8028
5	0.1225	92.0050	184.0099
6	0.1470	94.7060	378.8241
7	0.1715	97.5669	195.1338
8	0.1960	100.6022	402.4089
9	0.2205	103.8284	207.6569

10	0.2450	107.2641	429.0564
11	0.2695	110.9303	221.8606
12	0.2940	114.8510	459.4042
13	0.3185	119.0538	238.1076
14	0.3430	123.5701	494.2803
15	0.3675	128.4363	256.8727
16	0.3920	133.6949	534.7795
17	0.4165	139.3951	278.7902
18	0.4410	145.5951	582.3805
19	0.4655	152.3637	304.7273
20	0.4900	159.7826	639.1304
21	0.5145	167.9505	335.9009
22	0.5390	176.9866	707.9465
23	0.5635	187.0373	374.0746
24	0.5880	198.2835	793.1339
25	0.6125	210.9519	421.9038
26	0.6370	225.3306	901.3223
27	0.6615	241.7909	483.5817
28	0.6860	260.8200	1043.2799
29	0.7105	283.0701	566.1403
30	0.7350	309.4347	1237.7388
31	0.7595	341.1711	682.3423
32	0.7840	380.1073	1520.4293
33	0.8085	429.0066	858.0133
34	0.8330	492.2540	1969.0161
35	0.8575	577.2501	1154.5002
36	0.8820	697.5417	2790.1670
37	0.9065	880.8746	1761.7492
38	0.9310	1194.4013	4777.6052
39	0.9555	1853.1611	3706.3222
40	0.9800	4125.8858	4125.8858

Sum = 37134.8938
W total = 303.2683

6. Menghitung Volume tupukan katalis

$$V = \frac{W}{\rho_{katalis}}$$

$$V = \frac{W}{\rho_{katalis}}$$

$$V = \frac{303.2683 \text{ kg}}{550 \text{ kg/m}^3} = 0.5514 \text{ m}^3$$

7. Menghitung tinggi tumpukan katalis yang dibutuhkan

a. Menentukan Ukuran dan Jumlah Tube

*Menentukan ukuran tube

Diameter dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong, telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1981).

D_p/D_t	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
h_w/h	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena memberikan nilai h_w/h yang paling besar (transfer panas yang baik). Perbandingan diameter katalisator dan diameter pipa $D_p/D_t = 0,15$, diameter katalisator = 0,1875 in sehingga diperoleh diameter pipa = 1.25 in. Maka dipilih pipa ukuran standar $1\frac{1}{4}$ in.

Dari tabel 11 (Kern, 1950) diambil spesifikasi pipa sebagai berikut :

Schedule number = 40

Nominal pipe size, IPS = 1.25 in

Diameter dalam, ID = 1.38 in = 0.0351 m

Diameter luar, OD = 1,66 in = 0.4216 m

Flow area per pipe = 1.5 in^2

Perhitungan tinggi katalis dengan volume 1 buah tube adalah:

$$V = \frac{W}{\rho_{katalis}}$$

Dengan

Z = tinggi tumpukan katalis (m)

V= Volume katalis dalam tube (m³)

W= berat katalis (kg)

ID= diameter dalam tube (m)

$$Z = \frac{4 \cdot W}{\pi \cdot ID^2 \cdot \rho_{katalis}}$$

$$Z = 571.7 \text{ m}$$

Dipilih tinggi tube standar 24 ft = 7,3152 m

Sehingga didapat tinggi tumpukan katalis :

$$Z = 80\% \text{ dari tinggi tube}$$

$$= 0.8 \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 5,85 \text{ m}$$

8. Menghitung jumlah tube

Jumlah tube yang di butuhkan :

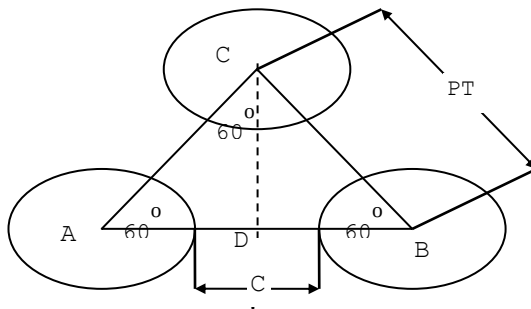
$$N_t = \frac{\text{tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis per tube}}$$

$$N_t = 101 \text{ buah}$$

5. Dimensi Reaktor

a. Menghitung diameter dalam reaktor (IDs)

Dipilih susunan tube : Triangular pitch



$$\begin{aligned} \text{Pitch (PT)} &= 1,25 \times OD \\ &= 1,25 \times 1,66 \text{ in} \\ &= 2,075 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Clereance (C')} &= PT - OD \\ &= 2,075 \text{ in} - 1,66 \text{ in} \\ &= 0.4150 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

(A.25)

$$= 113.246 \text{ in}$$

$$= 287.645 \text{ cm}$$

c. Menghitung Tebal dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c \quad (A.19)$$

Dimana : ts = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan (Brownell,tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

$$E = 0,85$$

$$f = 11250 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

$$r = ID/2 = (113,246 /2) \text{ in} = 56.5 \text{ in}$$

diperoleh ts = 0.3799 in. Maka dipilih tebal standar yaitu 0.4375 in, sehingga:

$$ODs = IDs + 2.ts$$

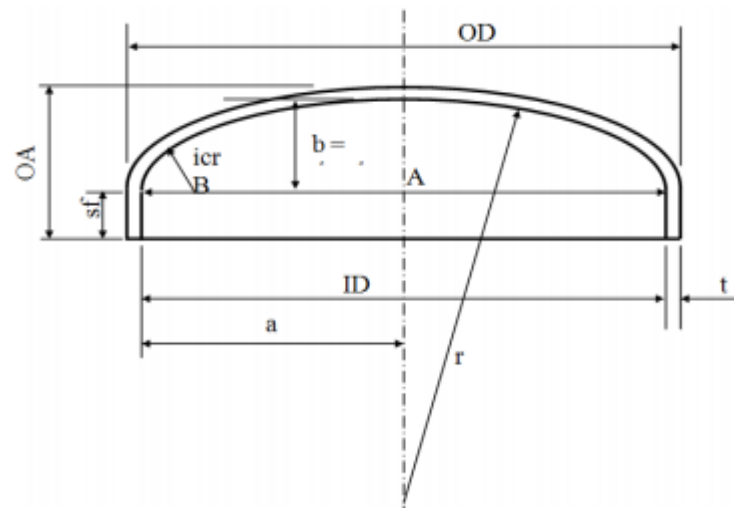
$$= 114,121 \text{ in}$$

d. Menghitung Head Reaktor

1. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bentuk Head : Elictical Head

Bahan : Stainless steel SA-167 Grade 11



Gambar A.3 Penampang elipstical head

Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$thead = \frac{P \cdot ID_{head}}{2 \cdot J \cdot f - 0,2P} + C \quad (A.20)$$

Diperoleh tebal head standar maksimum 3 in

2. Menghitung Tinggi Head Reaktor :

Dari tabel 5.7 Brownell p.90

$$ODs = 114 \text{ in}$$

$$ts = 0.4375 \text{ in}$$

didapat:

$$icr = 7,25 \text{ in}, r = 114 \text{ in}, a = IDs/2 = 56.5 \text{ in}, AB = a - icr = 49 \text{ in}, BC = r - icr =$$

$$106 \text{ in}, AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 94 \text{ in}, b = r - AC = 19 \text{ in}, sf = 3$$

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = th + b + sf$$

$$= 28 + 19 + 3 = 51 \text{ in}$$

e. Tinggi Reaktor

$$\text{diketahui tinggi shell} = 7.3 \text{ m}$$

$$\text{tinggi reaktor total} = \text{panjang shell} + (2 * \text{tinggi head})$$

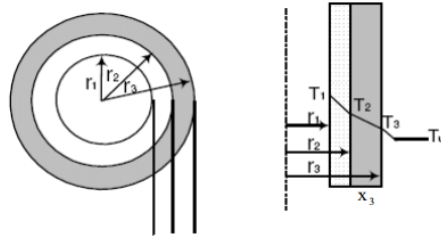
$$= 7.3 + 2 * 1,3 \text{ m}$$

$$= 9.9 \text{ m}$$

6. Tebal isolasi Reaktor

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
2. Keadaan steady state $QA=QB=QC=(QD+QR)$
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Gambar A.4 Skema isolasi

Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

sifat-sifat fisis bahan

* carbon steel :

$k_s = 41,99933919 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman,1988)

$T_f = 315,5 \text{ K}$, $\nu = 0,00002$, $k = 0.0274149 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$, $Pr = 0.70459$, $\beta = 0.00316957$

K^{-1} , $\mu = 0.000019 \text{ kg/m.s}$, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

MIXER (M-01)

Fungsi : Untuk mencampurkan bahan baku segar dengan bahan baku hasil recycle dari separator

1. Menentukan Volume Mixer

massa campuran	=	68954,392	kg/jam	
densitas campuran	=	610,34344	kg/m ³	
laju volumetrik, f_v	=	112,97638	m ³ /jam	1,8829397 m ³ /menit
waktu tinggal	=	5	menit	
volume cairan dalam mixer	=	9,4146984	m ³	332,48007 ft ³
volume tangki (cairan mengisi 80% tangki), maka	=			11,297638 m ³

2. Menentukan Diameter Dan Tinggi Mixer

Untuk tanki berpengaduk rasio H/D antara 1 -2 (tabel 4-16, ulrich, hal 168 -169)

Dipilih tanki silinder dengan $H = 2 \times D$

Jenis Head yang dipilih adalah torispherical flanged

$VH = 0.000049 D^3$ ($D = \text{ft}$, $VH = \text{ft}^3$) (Brownell & Young, p.88)

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H + 2 \times VH \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times (2 \times D) + 2 \times 0.000049 D^3 \\ &= 1.57 D^3 + 0.000098 D^3 \\ &= 1.570098 D^3 \\ D^3 &= \text{volume tangki} / 1.570098 \\ D^3 &= 254,10903 \text{ ft}^3 \\ D &= 6,3339316 \text{ ft} & 1,9032246 \text{ m} \\ H &= 12,667863 \text{ ft} & 3,8064493 \text{ m} \\ VH &= 0,0124513 \text{ ft}^3 & 0,0003526 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal Shell

Dipilih dinding dengan jenis karbon steel

$t_s = (p \cdot r / [f \cdot E - 0,6 \cdot p]) + C$ (brownell & young, hal 254)

$$t_s = 1,125 \text{ in}$$

4. Menghitung Ukuran Head

$$t = \frac{p \cdot r \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot p} + C$$

(Brownell & Young, hal 258)

$$w = 0.25 \cdot \left(3 + \left(\frac{r}{icr} \right)^{0.5} \right)$$

Dari table 5.7 Brown untuk nilai OD dan tebal shell tersebut diperoleh nilai r dan icr sebagai berikut:

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

$$w = 1,72530483$$

sehingga tebal head, adalah :

$$tH = 0,9464272 \text{ in}$$

$$\text{dipilih tebal standar : } 1 \text{ in}$$

mencari nilai $a = 0,5 \times D$

$$a = 40,875 \text{ in}$$

$$1,038225 \text{ m}$$

mencari nilai $AB = a - icr$

$$AB = 35,75 \text{ in}$$

$$0,90805 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 72,875 \text{ in}$$

$$1,851025 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$AC = 63,503568 \text{ in}$$

$$1,6129906 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 14,496432 \text{ in}$$

$$0,3682094 \text{ m}$$

dari tabel 5.8 brownell & young, hal 93 didapat $sf = 3 \text{ in}$

$$OA = tH + b + sf$$

$$OA = 18,496432 \text{ in}$$

$$0,4698094 \text{ m}$$

jadi tinggi total mixer = tinggi vessel + 2*OA

$$= 189,007223 \text{ in} \quad 4,80078345 \text{ m}$$

5. Menghitung Power Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (*six blade turbine*) karena dapat digunakan untuk kecepatan yang cukup tinggi. Data pengaduk diperoleh dari Brown "Unit Operation" halaman 507.

a. Ukuran Pengaduk

#. Diameter pengaduk (d)

$$d = ID/3$$

$$d = 0,6926 \text{ m}$$

#. Lebar pengaduk (b)

$$b = d/5$$

$$b = 0,1385 \text{ m}$$

#. Panjang pengaduk (l)

$$l = d/4$$

$$l = 0,1731 \text{ m}$$

#. Lebar baffle (w)

$$w = 0,1 \times ID$$

$$w = 0,2077 \text{ m}$$

#. Jarak pengaduk dengan dasar tangki

$$Z_i/d = 0,75-1,3 ; \text{ dipilih } 1$$

$$= 0,6926 \text{ m}$$

b. Kecepatan Pengadukan

$$N = \frac{600.(WELH / 2.Di)^{0,5}}{\pi.Di}$$

$$WELH = ZL \times SG$$

$$= 5,56976634 \text{ ft} \quad 1,69877873 \text{ m}$$

$$\text{jumlah pengaduk} = WELH/ID \quad 0,8175804 \quad \sim \quad 1 \text{ buah}$$

$$\text{Kecepatan putar pengaduk (N)} = 305,52543 \text{ rpm} \quad 5,0920905 \text{ rps}$$

c. Power Pengadukan

$$P = \frac{Po.N^3.\rho.Di^5}{\mu}$$

(Brown, halaman 508)

$$P = 14,267 \text{ HP}$$

Asumsi efisiensi motor 80%, sehingga dipilih motor dengan tenaga 17,1214 HP

SEPARATOR (S-01)

Fungsi : Memisahkan Produk monoetanolamin dari reaktan amonia dan etilen oksida

Jenis : Silinder Vertikal

Material : Carbon Steel

Kesetimbangan uap cair

$$F x_f = L x_i + V y_i$$

Hukum Roults

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i}{P_t}$$

Dimana :

Ki = Konstanta kesetimbangan

Xi = Fraksi mol cairan

Yi = Fraksi mol uap

Pi = Tekanan uap

Pt = Tekanan total

Vapor Pressure (Yaws)

$$\log P = A + \frac{B}{T} + C \log T + DT$$

Komponen	Formula	BM	A	B	C	D	E
EO	C2H4O	44	39,9235	-2,36E+03	-1,25E+01	6,98E-03	-1,11E-13
Amonia (NH ₃)	NH ₃	17	37,1575	-2,03E+03	-1,16E+01	7,46E-03	-9,58E-12
MEA (C₂H₇ON)	C ₂ H ₇ ON	61	72,9125	-5,86E+03	-2,19E+01	-7,15E-10	5,98E-06
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	C ₄ H ₁₁ O ₂ N	105	122,0877	-8,84E+03	-4,04E+01	1,41E-12	1,20E-12
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	C ₆ H ₁₅ O ₃ N	149	135,3206	-1,03E+04	-4,46E+01	1,44E-02	-1,76E-13
Air (H ₂ O)	H ₂ O	18	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

1. Menentukan Kondisi Operasi

Suhu : 363 K

Tekanan : 15 atm

Komponen	Formula	kmol/j	zi	Log Po	Po (atm)	Ki	xi	yi
EO	C ₂ H ₄ O	1,785598179	0,000467818	3,92E+00	1,08E+01	7,23E-01	0,00063931	4,62E-04
Amonia (NH ₃)	NH ₃	3725,283498	0,976006175	4,58E+00	5,04E+01	3,36E+00	0,29712188	0,99767444
MEA (C₂H₇ON)	C ₂ H ₇ ON	77,78237276	0,020378604	1,46E+00	3,81E-02	2,54E-03	0,61032976	0,00154886
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	C ₄ H ₁₁ O ₂ N	8,310383139	0,00217728	-5,75E+00	2,35E-09	1,57E-10	0,07039322	1,1043E-11
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	C ₆ H ₁₅ O ₃ N	1,724523844	0,000451817	-2,14E+00	9,57E-06	6,38E-07	0,01460731	9,3236E-09
Air (H ₂ O)	H ₂ O	1,978307238	0,000518307	2,72E+00	6,88E-01	4,59E-02	0,00687671	0,00031536
jumlah		3816,864683	1				0,99996819	1,00000102

V/F 0,96906975
 Umpan 3816,86468 kmol/j
 Fase uap 3698,8081 kmol/j
 Fase Cair 118,056588 kmol/j

2. Menghitung Vapour-Liquid Separation Factor

$$FLV = \left(\frac{W_L}{W_V} \right) \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (\text{Persamaan 11.82 Coulson, 1982})$$

$$FLV = 0,0092$$

3. Menghitung Kecepatan Gas Maksimum

$$u_{V, \max} = K_V \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad (\text{Persamaan 3-50 Wankat})$$

$$K_V = 0,304$$

$$U_{V, \max} = 3,19 \text{ ft/s}$$

4. Menghitung Vapour Flow Rate & Minimum Vessel Cross Sectional Area

- Vapour flow rate

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V} = 71,99 \text{ cuft/s}$$

- *Minimum vessel cross sectional area*

$$A = \frac{Q_v}{u_v} \quad (\text{Persamaan 3-52 Wankat})$$

$$A = 28,23 \text{ ft}^2$$

5. Menghitung Diameter Vessel

$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{0,5} \quad (\text{Persamaan 3-53 Wankat})$$

$$D = 5,997 \text{ ft}$$

6. Menghitung Ukuran Vessel

Waktu tinggal = 600 s

Volume cairan = Qliq x waktu tinggal

$$= 1,07 \text{ m}^3$$

Volume perancangan = 1,2 x volume cairan

$$= 1,29 \text{ m}^3$$

Untuk vertikal drum : $3 < H/D < 5$

Tinggi vessel = 6,4 m

7. Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{F \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 13.11 Brownel, 1959})$$

$$t_s = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

8. Menghitung Tebal Head

a). Menghitung tebal head minimum

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$W = 1,76 \text{ in}$$

b) Menentukan tebal head

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$t_h = 1,5 \text{ in}$$

c) Depth of dish

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$b = 12,22 \text{ in}$$

d). Tinggi head

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 0,42 \text{ m}$$

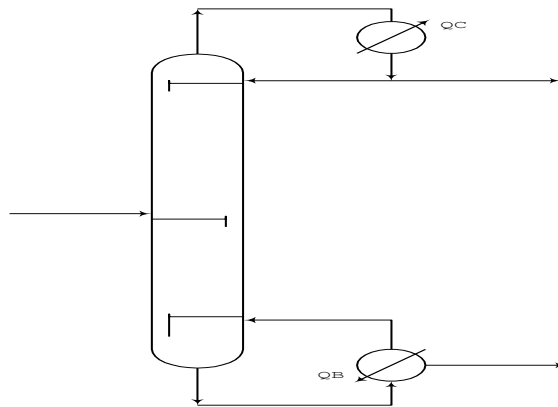
Sehingga, Tinggi total separator adalah 6,4 m.

MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Untuk Memisahkan Produk utama MEA dengan produk samping DEA dan TEA

Jenis : Sieve Tray, dengan pertimbangan :

1. Kapasitas uap dan cairannya besar
2. Pressure drop rendah dan efisiensi tinggi
3. Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah
4. Biaya perawatan mudah karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana



1. Menentukan Kondisi Operasi

Bubble point umpan : $T = 323,41 \text{ K}$

$P = 6 \text{ atm}$

Dew point distilat : $T = 499,78 \text{ K}$

$P = 6,64 \text{ atm}$

Bubble Point Bottom : $T = 560 \text{ K}$

$P = 6,86 \text{ atm}$

2. Relatif Volatilitas rata-rata

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

(Coulson, 1958)

Komponen	α_i atas	α_i bawah	α_i avg
EO	3,80E+02	1,36E+02	226,9682436
Ammonia	1,55E+03	5,55E+02	926,2790752
MEA (C2H7ON)	1,62E+01	1,04E+01	12,9576507
DEA (C4H11O2N)	1,00E+00	1,00E+00	1
TEA (C6H15O3N)	1,18E-01	1,58E-01	0,136325077
Air (H2O)	9,16E+01	4,35E+01	63,13209128
Jumlah	2,03E+03	7,46E+02	1230,473386

3. Cek Pemilihan HK dan LK

Menentukan dsitribusi komponen dengan metode shiras

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

Komponen i terdistribusi jika:

$$-0,01 \leq \left(\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01$$

Komponen i tak terdistribusi jika :

$$\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} > 1,01$$

Komponen	F	D	xid/xif	keterangan
EO	0,00063933	0,000734802	19,88470882	Hasil Atas
Ammonia	0,29713133	0,341502547	81,38695636	Hasil Atas
MEA (C2H7ON)	0,610349177	0,648881805	0,983397197	terdistribusi
DEA (C4H11O2N)	0,070395457	0,000809078	0,000114933	terdistribusi
TEA (C6H15O3N)	0,014607776	0,000167892	-0,000644642	terdistribusi
Air (H2O)	0,00687693	0,007903876	5,475820605	Hasil Atas
Jumlah	1	1		

4. Menentukan Jumlah Plate Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave, LK}} \quad (\text{Coulson, 1983})$$

Nm = 3 Stage

5. Menentukan Refluks Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

Komponen	α_i	x _{iD}	$\alpha_i \times x_{iD}$	
EO	226,9682436	0,000734802	0,166776813	0,000738292
Ammonia	926,2790752	0,341502547	316,3266636	0,34189853
MEA (C ₂ H ₇ ON)	12,9576507	0,648881805	8,407983782	0,707454144
DEA (C ₄ H ₁₁ O ₂ N)	1	0,000809078	0,000809078	-0,011113033
TEA (C ₆ H ₁₅ O ₃ N)	0,136325077	0,000167892	2,28879E-05	-2,44403E-05
Air (H ₂ O)	63,13209128	0,007903876	0,498988196	0,008040508
Jumlah		1		1,046994001

$R_m + 1 = 1,05E+00$
 $R_m = 4,70E-02$
 $R \text{ operasi} = 5,64E-02$

6. Menentukan Jumlah Stage Ideal (Pers. Gilliland)

$$\left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) < 0.125 \quad \text{berlaku,} \quad \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right) = 0.5039 - 0.5968 \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) - 0.0908 \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)$$

$$N - N_m / N + 1 = 0,4977$$

$$N = 7 \text{ Stage}$$

7. Menghitung efisiensi total dan jumlah plate

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total .
adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas

$$E_o = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a)$$

(Coulson and Richardson eq.11.67, p.442)

Didapatkan Hasil E_o 43,15%

$$N_{act} = \frac{N}{E_o}$$

Diambil N aktual = 17 Plate

8. Menentukan Lokasi Umpan

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate
adalah persamaan Kirkbride :

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right] \text{ (eq. 11.62, p.422, Coulson,}$$

Dengan : N_r = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).
 N_s = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

$$\log(N_r/N_s) = -4,00E-01$$

$$N_r/N_s = 0,39810$$

$$N_s = N_p / ((N_r / N_s) + 1) = 5,00679$$

$$N_r = N_p - N_s = 1,99321$$

$$\text{total } 7,00000$$

Jumlah Plate Ideal :

- Seksi Enriching = 5 Plate
- Seksi Stripping = 12 Plate
- Jumlah Plate actual = 17 Plate
- Letak feed = Plate ke 5

9. Menghitung Flooding (Flv)

$$Flv = \left(\frac{QL}{Qv} \right) \left(\frac{\rho L}{\rho v} \right)^{0.5}$$

Bagian Distilasi = 0,0054 m

Bagian Bottom = 0,0068 m

10. Menghitung Tinggi Menara

Plate spacing antara 0,3 – 0,6 m (Coulson and Richardson, p. 448)

Diambil jarak plate spacing = 0,3 m

Tinggi kolom = 5,1 m

Ruang kosong diatas plate teratas dan dibawah plate terbawah sebesar 10% dari tinggi kolom. Jadi sama dengan 0,51 m.

Tinggi shell menara distilasi = 6,12

Flooding Vapor Velocity

Flooding velocity dapat diperkirakan dengan persamaan Fair

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Coulson and Richardson,
eq.11.81, p.459)

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	$u_f =$	0,39015 m/detik
	<i>Stripping Section</i>	$u_f =$	0,30083 m/detik

Design Maximum Velocity

Vapor velocity umumnya dirancang sekitar 65 - 80 % agar tidak terjadi flooding

Dirancang : $u_v, \max = 0,7 u_v$

Enriching Section $u_v, \max = 0,273108283$

Stripping Section $u_v, \max = 0,210584017$

Downcomer Area

Downcomer area biasanya diambil 12 % dari total column area.(Coulson and Richardson, 1983, p. 460)

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	Ad =	12,0000	% Ac
	<i>Stripping Section</i>	Ad =	12,0000	% Ac

Column Diameter

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_t}{\pi}}$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	Dc =	0,9933	m
	<i>Stripping Section</i>	Dc =	2,2369	m

Check Weeping

$$U_{h \min} = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{0.5}}$$

Jika ($u_{h \text{ act}} > u_{h \text{ (min)}}$) maka tidak terjadi Weeping

(). Enriching section

Diperoleh : $u_{h \text{ (min)}} = 2,4802 \text{ m/sekon}$

$u_{h \text{ (min),actual}} = 2,6353 \text{ m/sekon}$

(). Stripping section

Diperoleh : $u_{h \text{ (min)}} = 1,8513 \text{ m/sekon}$

$u_{h \text{ (min),actual}} = 2,0320 \text{ m/sekon}$

Check Residence Time

$$tr = \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho_L}{Lwd} \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.95, p.470})$$

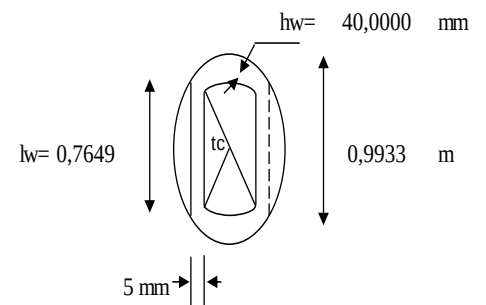
<i>Enriching Section</i>	Residence Time	tr =	95,2879	sekon
			$tr > 3 \text{ sekon} \dots \text{shg memenuhi}$	

<i>Stripping Section</i>	Residence Time	tr =	25,7390	sekon
			$tr > 3 \text{ sekon} \dots \text{shg memenuhi}$	

Plate Spesification

- Enriching Section

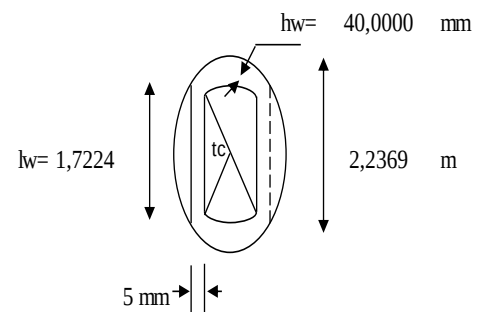
Plate no.	5
Plate ID	0,9933 m
Hole Size	5 mm
Hole Pitch	13 mmΔ
Total no. hole	3600,00
Active Hole	3600,00
Blanking Area	0,7039 m2
Turn Down	80,0000
Plate Material	Carbon Steel
Downcomer Material	Carbon Steel
Plate Spacing	0,3000 m
Plate Thickness	5,0000 mm
Plate Pressure Drop	64,2663 mm cairan



Gambar : Plate Specification Enriching

- Stripping Section

Plate no.	6,0000
Plate ID	2,2369 m
Hole Size	5,0000
Hole Pitch	14,0000 mmΔ
Total no. hole	18255,00
Active Hole	18255,00
Blanking Area	3,5698 m3
Turn Down	80,0000
Plate Material	Carbon Steel
Downcomer Material	Carbon Steel
Plate Spacing	0,3000 m
Plate Thickness	5,0000 mm
Plate Pressure Drop	66,7407 mm cairan



Gambar : Plate Specification Stripping

Menghitung tebal shell

Tebal Shell :

$$t_{shell} = \frac{p \times r_i}{s \times e - 0.6 \times p} + c$$

Dari Perhitungan, diambil tebal Shell 3/4 in

Menghitung tebal head

Tebal Head :

$$th = \frac{0,885.P.rc}{(f.E - 0,1P)} + C$$

Dari Perhitungan, diambil tebal head 3/4 in

Menentukan tinggi head

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$b = 6,37 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 0,25 \text{ m}$$

Tinggi total Menara Distilasi

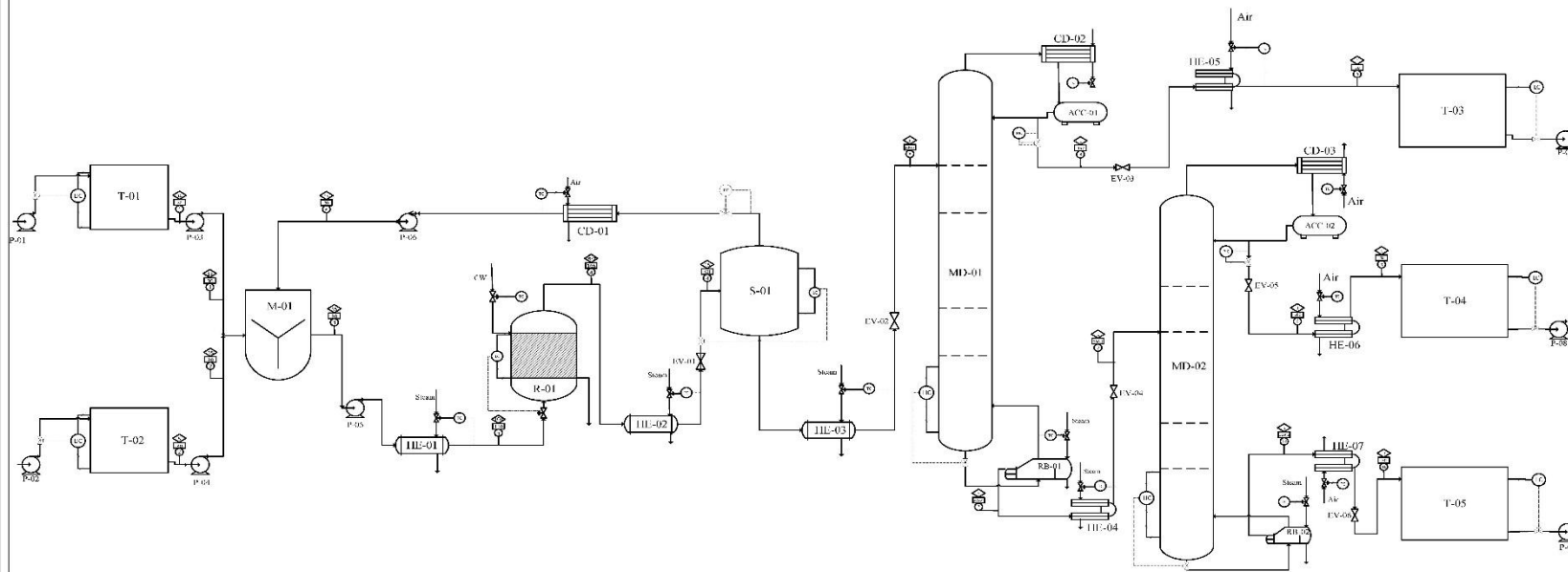
Tinggi total Menara Distilasi = Tinggi shell + 2 Tinggi head

$$\text{Tinggi total} = 6,6343 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 6,1200 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,2572 \quad \text{m}$$

**PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK MONOETANOLAMIN DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN**



KOMPONEN	Nomor Arus (Kg/lam)									
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
Ammonia	1948,69	0	64725,83	63329,81	596,36	62733,5	0	596,36	0	0
Ethylene Oxide	0	4133,7	4209,188	78,56	3,32	75,24	0	3,35	0	0
Monoethanolamine	0	0	347,62	4744,72	4395,26	349,46	329,64	4065,65	329,64	0
Diethanolamine	0	0	4,6E-07	872,59	872,53	4,28E-06	863,86	8,73	777,48	86,39
Triethanolamin	0	0	0,00554	256,95	256,93	0,0051	254,38	2,53	2,54	251,84
Air	9,74	12,4	35,609	35,60953	14,65	20,99	0	14,65	0	0
Total	1958,43	4146,1	69318,26	69318,26	69318,26	6139,04	1447,89	4691,87	1109,67	338,22

KETERANGAN

R : Reaktor
 M : Mixer
 T : Tangki Penyimpanan
 S : Separator
 CD : Kondensor
 MD : Menara Distilasi
 HE : Heat Exchanger
 RB : Reboiler
 P : Pompa
 EV : Expansion Valve
 ACC : Akumulator
 LC : Level Control
 PI : Pressure Indicator
 TC : Temperature Control
 LI : Level Indicator
 □ : Temperatur, C
 ○ : Nomor Arus
 ◇ : Tekanan, atm
 — : Arus Utama
 --- : Sinyal Pneumatik
 --- : Sinyal Elektrik
 [K] : Kontrol Valve

 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2018
PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMINE DARI ETHYLENE OXYDE DAN AMONIA KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN	
DISUSUN OLEH : 1. KHAMZAH (14521157) 2. ROFIQ ABDUL MALIK (14521168)	
DOSEN PEMBIMBING SHOLEH MAHMUD, Ph.D	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Khamzah
 No. MHS : 14521168
 Nama Mahasiswa : Rofiq Abdul Malik
 No. MHS : 14521168
 Judul Prarancangan)* : **PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONO ETANOLAMIN DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN .**
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	16-3-2018	Pertemuan awal & penentuan kapasitas.	
2	30-3-2018	Penelitian Proses.	
3	13-4-2018	Menentukan Diagram alir	
4	25-5-2018	Penelitian reaktor.	
5	13-07-2018	Perancangan Alat besar.	
6	3-08-2018	Perancangan Alat kecil.	
7	24-08-2018	Konsultasi Menara Distilasi	
8	3-9-2018	Ukuran	
9	21-09-2018	Evaluasi Ekonomi	
10	11-10-2018	Revisi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12-10-2018

Pembimbing,



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy