No : TA/TK/2020/

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONOETANOLAMIN DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana TeknikKimia
Konsentrasi Tenik Kimia

Disusun oleh :

Nama	: Rini Indraswari	Nama	: Cici Nurfaizah Budiman
No. Mahasiswa	: 16521200	No. Mahasiswa	: 16521266

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Rini Indraswari	Nama	: Cici Nurfaizah Budiman
No. Mahasiswa	: 16521200	No. Mahasiswa	: 16521266

Yogyakarta, 20 Juni 2020

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

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

Tanda Tangan	Tanda Tangan
	
Rini Indraswari	Cici Nurfaizah Budiman
NIM : 16521200	NIM : 16521266

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK MONOETANOLAMIN

DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA

DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Rini Indraswari
No. Mahasiswa : 16521200

Nama : Cici Nurfaizah Budiman
No. Mahasiswa : 16521266

Yogyakarta, 29 Juni 2020

Pembimbing I	**Pembimbing II**
Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M.Sn.	**Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
MONOETANOLAMIN DARI AMONIA DAN ETILEN OKSIDA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama	: Rini Indraswari	Nama	: Cici Nurfaizah Budiman
No Mahasiswa	: 16521200	No Mahasiswa	: 16521266

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, 24 September 2020

Tim Penguji

Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M.Sn. _____
Ketua

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

Umi Rofiqah, S.T., M.T. _____
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW, keluarganya, dan para sahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, atas taufik dan hidayah dari Allah SWT, penyusun dapat melaksanakan dan menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Penyusunan tugas akhir yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Kimia Monoetanolamindari Etilen Oksida dan Amoniadengan Kapasitas 10.000 ton/tahun" adalah salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyelesaian tugas akhir dapat berjalan dengan baik atas bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak yang telah memberikan bimbingan, perhatian, dan pengarahan dalam menjalankan penyusunan tugas akhir ini. Maka, pada kesempatan kali ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua Orang Tua dan Keluarga Besar Penulis atas semua doa yang tidak pernah putus dipanjatkan untuk kesuksesan penulis serta dorongan semangat dan dukungannya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir (skripsi) ini dengan lancar.
2. Ketua Jurusan Teknik Kimia Dr.Suharno Rusdi
3. Bapak Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M.Sn. selaku pembimbing I dan Ibu Nur Indah Fajar Mukti S.T., M.Eng. yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami dan juga telah sabar dalam membimbing kami selama melaksanakan penyelesaian tugas akhir sampai di tahap ini.
4. Semua pihak yang telah ikut membantu kelancaran dalam penyusunan tugas akhir ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu.

Semoga Allah SWT memberi keberkahan atas pertolongan dan kebaikan yang telah diberikan kepada kami.

Kami menyadari bahwa tugas akhir ini masih terdapat kesalahan dan kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan diri pribadi. Oleh karena itu, dengan kerendahan hati kami mengharapkan adanya saran dan kritik yang membangun demi perbaikan tugas akhir ini dan pembelajaran di masa mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat yang baik bagi pihak yang membutuhkan.

Yogyakarta, 15 Juni 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL i

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI..... iii

KATA PENGANTAR v

DAFTAR ISI.....vii

DAFTAR TABEL..... xii

DAFTAR GAMBAR.....xv

DAFTAR LAMPIRAN xvi

ABSTRACT..... xvii

ABSTRAK xviii

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik..... 1

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik..... 2

1.2.1 Kebutuhan MEAdalam negeri..... 2

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku 4

1.2.3 Kapasitas Ekonomis Pabrik..... 4

1.3 Tinjauan Pustaka 5

1.3.1 Proses Pembuatan Monoetanolamin 5

1.3.2 Kegunaan Produk..... 8

BAB II PERANCANGAN PRODUK..... 9

2.1. Spesifikasi Bahan Baku..... 9

2.1.1 Etilen Oksida..... 9

2.1.2Amonia..... 9

2.2 Spesifikasi Produk.....10

2.2.1 Produk Utama 10

2.2.2 Produk Samping 10

2.3 Spesifikasi Pengendalian Kualitas.....11

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 11

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produksi.....12

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 12

BAB III PERANCANGAN PROSES.....13

3.1 Uraian Proses.....13

3.1.1 Persiapan Bahan Baku.....13

3.1.2 Proses Reaksi 13

3.1.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk.....14

3.2 Spesifikasi Alat 14

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku 14

3.2.2 Tangki Penyimpanan Produk 15

3.2.3 Mixer (M-01).....17

3.2.4 Reaktor (R-01).....18

3.2.5 Flush Drum (FD-01) 19

3.2.6 Menara Distilasi (MD-01).....19

3.2.7 Menara Distilasi (MD-02).....20

3.2.8 Menara Distilasi (MD-03).....21

3.2.9 Kondenser (CD-01).....21

3.2.10 Kondenser (CD-02) 22
3.2.11 Kondenser (CD-03) 23
3.2.12 Kondenser (CD-04) 24
3.2.13 Reboiler (RB-01) 25
3.2.14 Reboiler (RB-02) 25
3.2.15 Reboiler (RB-03) 26
3.2.16 Accumulator (ACC-01) 27
3.2.17 Accumulator (ACC-02) 27
3.2.18 Accumulator (ACC-03) 28
3.2.20 Expansion Valve (EV-01) 28
3.2.21 Expansion Valve (EV-02) 29
3.2.22 Expansion Valve (EV-03) 29
3.2.23 Expansion Valve (EV-04) 30
3.2.24 Expansion Valve (EV-05) 30
3.2.25 Heater (HE-01) 30
3.2.26 Heater (HE-02) 31
3.2.27 Heater (HE-03) 32
3.2.28 Cooler (CL-01) 33
3.2.29 Cooler (CL-02) 34
3.2.30 Pompa (P-01) 34
3.2.31 Pompa (P-02) 35
3.2.32 Pompa (P-03) 35
3.2.33 Pompa (P-04) 36
3.2.34 Pompa (P-05) 36

3.2.35 Pompa (P-06).....37
3.2.36 Pompa (P-07).....37
3.2.37 Pompa (P-08).....38
3.2.38 Pompa (P-09).....38
3.3 Perencanaan Produksi.....39
3.3.1 Kapasitas Perancangan.....39
3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku.....39
3.3.3 Analisis Kebutuhan Alat Proses.....39
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....41
4.1 Lokasi Pabrik.....41
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....42
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....44
4.2 Tata Letak Pabrik.....44
4.3 Tata Letak Alat Proses.....49
4.4 Alir Proses dan Material.....51
4.4.1 Neraca Massa Total.....51
4.4.2 Neraca Massa Alat.....52
4.4.3 Neraca Energi.....54
4.5 Perawatan (Maintenance).....62
4.6 Utilitas.....63
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....63
4.6.2 Unit Pembangkit Steam.....72
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik.....73
4.6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....75

4.7 Organisasi Perusahaan 75
4.7.1 Bentuk Perusahaan 75
4.7.2 Struktur Organisasi 76
4.7.3 Tugas dan Wewenang 79
4.7.4 Ketenagakerjaan 83
4.7.5 Fasilitas Karyawan 85
4.7.6 Penggolongan Jabatan dan Keahlian 86
4.7.7 Sistem Gaji Karyawan 86
4.8 Evaluasi Ekonomi 88
4.8.1 Harga Alat 88
4.8.2 Perhitungan Biaya 93
4.8.3 Analisis Keuntungan 96
4.8.4 Analisis Kelayakan 96
BAB VKESIMPULAN DAN SARAN 101
5.1 Kesimpulan 101
5.2 Saran 102
DAFTAR PUSTAKA 103
LAMPIRAN 105

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor MEA di Indonesia 3

Tabel 1.2 Kapasitas pabrik MEA di beberapa negara..... 5

Tabel 1.3 Perbandingan Pemilihan Proses Pembuatan MEA 7

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik 47

Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....51

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer (M-01) 52

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01).....52

Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum (FD-01).....52

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....53

Tabel 4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02).....53

Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03).....53

Tabel 4.9 Neraca Energi Mixer (M-01).....54

Tabel 4.10 Neraca Energi Reaktor (R-01).....54

Tabel 4.11 Neraca Energi Flash Drum (FD-01) 55

Tabel 4.12 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01) 55

Tabel 4.13 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-02) 55

Tabel 4.14 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-03) 56

Tabel 4.15 Neraca Energi Heater (HE-01) 56

Tabel 4.16 Neraca Energi Heater (HE-02) 56

Tabel 4.17 Neraca Energi Heater (HE-03) 57

Tabel 4.18 Neraca Energi Cooler (CL-01) 57

Tabel 4.19 Neraca Energi Cooler (CL-02) 57
Tabel 4.20 Neraca Energi Kondenser (CD-01) 57
Tabel 4.21 Neraca Energi Kondenser (CD-02) 58
Tabel 4.22 Neraca Energi Kondenser (CD-03) 58
Tabel 4.23 Neraca Energi Kondenser (CD-04) 58
Tabel 4.24 Kebutuhan Air Pembangkit Steam 70
Tabel 4.25 Kebutuhan Air Pendingin 71
Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik Proses 73
Tabel 4.27 Kebutuhan Listrik Utilitas 74
Tabel 4.28 Total Kebutuhan Listrik 75
Tabel 4.29 Pembagian Kerja Karyawan Shift 84
Tabel 4.30 Jabatan dan Keahlian 86
Tabel 4.31 Gaji Karyawan 87
Tabel 4.32 Indeks Harga Tiap Tahun 89
Tabel 4.33 Harga Alat Proses 91
Tabel 4.34 Harga Alat Utilitas 92
Tabel 4.35 Physical Plan Cost (PPC) 93
Tabel 4.36 Direct Plan Cost (DPC) 93
Tabel 4.37 Fixed Capital Invesment (FCI) 93
Tabel 4.38 Working Capital Invesment (WCI) 94
Tabel 4.39 Directing Manufacturing Cost (DMC) 94
Tabel 4.40 Indirecting Manufacturing Cost (IMC) 95
Tabel 4.41 Fixed Manufacturing Cost (FMC) 95

Tabel 4.42 Total Manufacturing Cost (TMC) 95
Tabel 4.43 General Expense (GE) 96
Tabel 4.44 Total Production Cost (TPC) 96
Tabel 4.45 Annual Fixed Cost (Fa) 98
Tabel 4.46 Annual Variable Cost (Va) 98
Tabel 4.47 Annual Regulated Cost (Ra) 98
Tabel 4.48 Annual Sales Cost (Sa) 98
Tabel 5.1 Analisa Ekonomi 101

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor Monoetanolamin 3

Gambar 4.1 Lokasi Serang, Banten.....41

Gambar 4.2 Lokasi didirikan Pabrik Monoetanolamin 42

Gambar 4.3 Layout Pabrik Monoethanolamin 48

Gambar 4.4 Tataletak Alat Proses.....50

Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif 59

Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif 60

Gambar 4.7 Diagram Pengolahan Air 65

Gambar 4.8 Struktur Organisasi.....78

Gambar 4.9 Tahun vs Indeks Harga.....90

Gambar 4.10 Grafik Analisis Kelayakan..... 100

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor 106

Lampiran B Mixer 122

Lampiran C Flush Drum 125

Lampiran D Menara Distilasi 129

Lampiran E PEFD 150

ABSTRACT

The Monoethanolamine plant is one of the chemical plants that can be considered in the establishment of factories in Indonesia. The Monoethanolamine plant location will be established in the Serang industry area, Banten with an area of 10.374 m2 with a production capacity of 10.000 tons / year. The plant will be operated for 330 days with a total of 200 employees. Monoethanolamine is made through the reaction of ammonia with ethylene oxide. The Monoethanolamine production process is carried out in a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) at a temperature of 50 ° C and a pressure of 25 atm. The reaction has a 95% total ethylene oxide conversion. The Monoethanolamine plant needs ammonia raw material as much as 3.871 kg / hour and ethylene oxide as much as 13.358 kg / hour. Utilities needed for each year include 706.359 kg / hour of cooling water, 62.515 kg / hour of steam, 26.023 kg / hour of domestic water, 700 kg / hour of service water, 344 kg / hour of fuel and 465 kW of electricity. The results of the economic analysis showed a profit before tax of Rp. 62.720.084.657 and profit after tax of Rp. 47.040.063.493. Percent Return On Investment (ROI) before tax is 22,34% and after tax is 16,76%. Pay Out Time (POT) before taxes for 3,3 years and after taxes for 4,0 years. Break Event Point (BEP) by 47,82% and Shut Down Point (SDP) by 22,46%. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 10,14%. Based on the economic analysis above, the Monoethanolamine plant with a capacity of 10,000 tons / year is feasible to be established.

Keywords : Monoethanolamine, Ethylen oxyde, Ammonia, RATB, Factory

ABSTRAK

Pabrik Monoetanolamin merupakan salah satu pabrik kimia yang dapat dijadikan pertimbangan dalam pendirian pabrik – pabrik di Indonesia. Lokasi pabrik Monoetanolamin akan didirikan di kawasan industri Serang, Banten dengan lahan seluas 10.374 m^2 dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun. Pabrik ini akan dioperasikan selama 330 hari dengan total 200 karyawan. Monoetanolamin dibuat melalui reaksi amonia dengan etilen oksida. Proses produksi Monoetanolamin dilakukan didalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 50°C dan tekanan 25 atm. Reaksi memiliki konversi total etilen oksida sebesar 95%. Pabrik Monoetanolamin membutuhkan bahan baku amonia sebanyak 3.871 kg/jam dan etilen oksida sebanyak 13.358 kg/jam. Utilitas ynag diperlukan untuk setiap tahunnya antara lain 706.359 kg/jam air pendingin, 62.515 kg/jam steam, 26.023 kg/jam air domestik, 700 kg/jam service water, 344 kg/jam bahan bakar dan 465 kW listrik. Hasil analisis ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 62.720.084.657 dan keuntungan setelah pajak Rp.47.040.063.493. Percent Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 22,34% dan setelah pajak 16,76%. Pay Out Time (POT) sebelum pajak selama 3,3 tahun dan setelah pajak selama 4,0 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 47,82% dan Shut Down Point (SDP) sebesar 22,46%. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 10,14%. Berdasarkan analisa ekonomi diatas maka pabrik Monoetanolamin dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Monoetanolamin, Etilen Oksida, Amonia, RATB, Pabrik

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri kimia di Indonesia cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya baik secara kuantitas maupun kualitasnya. Perkembangan industri kimia sangat berpengaruh pada ketahanan ekonomi Indonesia yang akan menghadapi banyak persaingan di pasar bebas nanti. Sektor industri kimia banyak memegang peranan dalam memajukan perindustrian di Indonesia

Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang berorientasi pada pengurangan ketergantungan kita pada produk impor maupun untuk menambah devisa negara sangat diperlukan, salah satunya dengan pembangunan pabrik Monoetanolamin, sebagai salah satu jenis hasil produksi yang menguntungkan dan dibutuhkan oleh pasar. Pendirian pabrik Monoetanolamin akan meningkatkan keberadaan sektor industri yang diharapkan dapat menumbuhkan dan memperkokoh ekonomi nasional. Kebutuhan akan bahan kimia Monoetanolamin (MEA) di dalam negeri dari tahun ke tahun semakin meningkat.

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.

Segmentasi pasar *monoetanolamin* bervariasi dengan menarget industri surfaktan, semen, dan sebagai absorben. Khusus sebagai absorben, *monoetanolamin dan dietanolamin* banyak dimanfaatkan industri yang membutuhkan CO_2 removal seperti industri gas. Industri gas sendiri

sudah berkembang dengan baik sehingga dibutuhkan absorben dengan harga yang bersaing.

Oleh karena itu, pabrik Monoetanolamin perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja dan meningkatkan taraf hidup masyarakat.
2. Untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor, sehingga dapat menghemat devisa negara.
3. Dengan didirikannya pabrik Monoetanolamin akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan dasar Monoetanolamin untuk dapat dikembangkan kembali dengan teknologi yang lebih luas.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik Monoetanolamin akan dibangun dengan kapasitas 10.000 ton/tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2023. Penentuan kapasitas ini dapat ditinjau dari beberapa petimbangan, antara lain :

1.2.1 Kebutuhan MEA dalam negeri

Untuk memenuhi kebutuhan Monoetanolamin dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari negara lain. Dalam 10 tahun terakhir berdasarkan data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukan bahwa kebutuhan MEA dalam negeri cenderung naik. Perkembangan data impor akan Monoetanolamindi Indonesia pada tahun 2009 sampai tahun 2018 dapat dilihat pada *Tabel 1.1* sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor MEA di Indonesia

Tahun	Jumlah impor monoetanolamin (ton/tahun)
2009	1.013
2010	1.660
2011	1.176
2012	1.338
2013	1.231
2014	1.350
2015	1.814
201	1.428
2017	1.283
2018	1.526

Sumber : Badan Pusat Satistik

Keterangan :

2009 : tahun ke 1

2010 : tahun ke 2

2011 : tahun ke 3

2012 : tahun ke 4

2013 : tahun ke 5

2014 : tahun ke 6

2015 : tahun ke 7

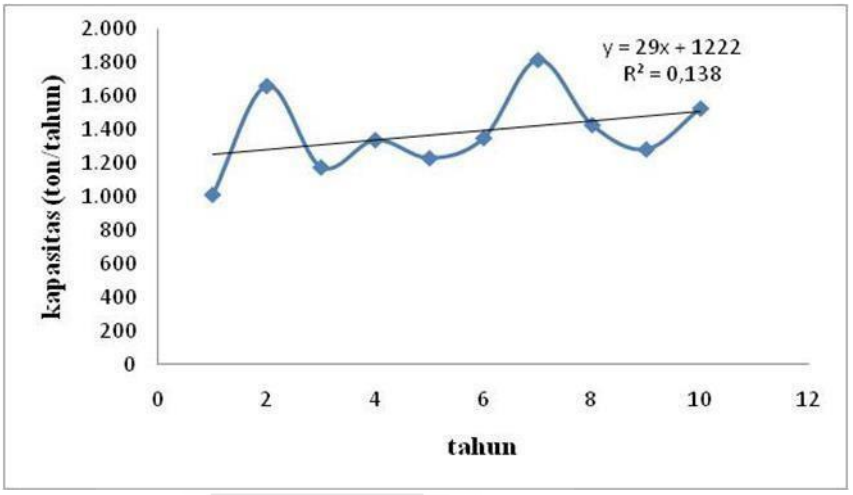
2016 : tahun ke 8

2017 : tahun ke 9

2018 : tahun ke 10

2023 : tahun ke 15

Dari data impor diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor data impor dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor Monoetanolamin

Perkiraan impor Monoetanolamin di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan y = 29x + 1.222 dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor Monoetanolamin.

Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2023 kebutuhan impor Monoetanolamin di Indonesia sebesar :

y = 29x + 1.222

y = 29 (15) + 1.222

y = 1.657 ton/tahun

Dari persamaan diatas maka didapatkan peluang produksi MEA adalah sebanyak 1.657 ton/tahun. Sehingga kapasitas produksi dapat dihitung sebagai berikut :

Kapasitas produksi = 60% x 1.657

= 994 ton/tahun

Berdasarkan kebutuhan pasar dan kapasitas ekonomis pabrik yang ada di dunia maka ditetapkan kapasitas produksi MEA yang dibutuhkan di Indonesia pada tahun 2023 sebesar 1000 ton/tahun. Dalam hal pendirian pabrik jangka panjang maka kami menetapkan mendirikan pabrik MEA dengan kapasitas sebesar 10.000 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku *Etilen Oksida* yang digunakan dalam pembuatan *monoetanolamin* dapat diperoleh dari PT. Polychem Indonesia, Banten. Sedangkan untuk bahan baku *Amonia* diperoleh dari PT. Pupuk Kujang, Cikampek, Jawa Barat.

1.2.3 Kapasitas Ekonomis Pabrik

Dalam beberapa tahun mendatang, kebutuhan MEA akan semakin meningkat. Oleh karena itu kebutuhan pabrik di Indonesia sangat dibutuhkan untuk mengurangi beban impor. Berikut adalah beberapa negara produsen MEA di dunia yang digunakan sebagai acuan pendirian pabrik di Indonesia.

Tabel 1.2 Kapasitas pabrik MEA di beberapa negara

No	Pabrik	Negara	Kapasitas/ tahun
1.	Shiva Chemicals and Pharmaceuticals	United Arab Emirates	1.000 ton
2.	Industrias Derivadosdel Etileno	Mexico	7.000 ton
3.	Exw Arak Petrochemical Complex	Iran	10.000 ton
4.	Jilin Chemical	China	5.000 ton
5.	Ocidental, Barport, Texas	Amerika Serikat	20.000 ton

Kapasitas pabrik yang didirikan sebesar 10.000 ton/tahun, nilai tersebut sesuai dengan kapasitas ekonomis dari pabrik Exw Arak Petrochemical Complex, Iran. Kebutuhan MEA yang dibutuhkan di Indonesia sebanyak 1.000 ton/tahun untuk konsumsi dalam negeri, kemudian sisanya akan diekspor ke luar negeri yaitu ke United Arab Emirates tepatnya di Dubai yaitu Shiva Chemicals and Pharmaceuticals, yang masih membutuhkan MEA.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Proses Pembuatan Monoetanolamin

Etanolamin merupakan alkanolamine yang paling penting. Ditemukan pertama kali oleh Wurtz pada tahun 1860 dengan jalan memanaskan *ethylene chlorohydrin* dengan *ammonia aqeous* pada tabung tertutup. Etanolamin diproduksi secara besar-besaran dengan mereaksikan etilen Oksida dan amoniak. Perbandingan relatif monoetanolamin, dietanolamin, dan trietanolamin di dalam hasil reaksi tergantung dari perbandingan etilen oksida dan amoniak yang digunakan. Produk reaksi dipisahkan dengan menggunakan destilasi fraksional. Reaksi yang terjadi adalah

$NH_{3(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)NH_{2(l)}$ (1.1)

Amonia Etilen Oksida Monoetanolamin

$(C_2H_5O)NH_{2(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)_2NH_{(l)}$ (1.2)

Monoetanolamin Etilen Oksida Dietanolamin

$(C_2H_5O)NH_{2(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)_3N_{(l)}$ (1.3)

Dietanolamin Etilen Oksida Trietanolamin

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 MEAyang

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 mol 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 padatekanan 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)

Tabel 1.3 Perbandingan Pemilihan Proses Pembuatan MEA

Pertimbangan	Pemilihan proses	
	Gas	Cair
Menggunakan	Katalis	Non katalis
Kondisi	Eksotermis	Eksotermis
Reaktor	Fixed Bed Multitube	Reaktor Alir Pipa (RAP), Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Suhu	75 - 212°C	50 - 275°C
Tekanan	34 - 136 atm	1 - 102 atm
Yield	87,69% MEA	75% MEA

Pemilihan proses untuk pembuatan monoetanolamin dipilih dengan menggunakan parameter sebagai berikut :

1. Bahan baku yang mudah diperoleh yaitu etilen oksida cair dan amonia cair karena reaksi antara cair – cair lebih mudah dalam pengoperasian dan proses kontrol
2. Kondisi proses dipilih temperatur yang lebih rendah agar penanganan nya lebih mudah
3. Kondisi proses dipilih tekanan yang lebih rendah agar lebih aman dalam pengoperasian

4. Kondisi proses dipilih yang menggunakan non katalis sehingga lebih ekonomis

Sehingga dari pertimbangan diatas dipilih proses pembuatan monoetanolamin menggunakan non katalis pada fase cair. Suhu operasi ditetapkan 50°C dan tekanan 20 atm dengan pertimbangan bahwa pada kondisi ini kedua reaktan pada fase cair.

1.3.2 Kegunaan Produk

Monoetanolamin banyak digunakan pada industri deterjen, pada pemurnian gas (penyerapan gas karbon dioksida), corrosion inhibitor (bahan anti berkarat) pada besi atau logam dan indusri tekstil.

Dietanolamin digunakan pada pemurnian gas, industri deterjen, industri tekstil dan corrosion inhibitor (bahan anti berkarat). Trietanolamin digunakan dalam industri kosmetik, industri karet, sebagai pembersih logam (polish) dan digunakan dalam campuran tinta.

BAB II
PERANCANGAN PRODUK

Untuk dapat memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan pabrik *Monoetanolamin*, maka mekanisme pembuatannya dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Bahan Baku (Kirk dan Othmer, 1982)

2.1.1. Etilen Oksida

Rumus molekul	: C_2H_4O
Wujud	: cair
Berat molekul (kg/kgmol)	: 44,053
Kelarutan	: mudah larut dalam air
Titik didih (°C)	: 10,4
Titik beku (°C)	: -112,5
Temperatur kritis (°C)	196
Tekanan kritis	: 71,9 bar atau 70,9598 atm
Volume kritis (ft^3/lbmol)	: 2,2474
Densitas cair (20°C), (g/cm^3)	: 0,8697
Viskositas (Cp)	: 0,28
Heat of vaporation (kJ/kg)	: 581,268 (pada titik didih)

2.1.2. Amonia

Rumus molekul	: NH_3
Wujud	: cair
Berat molekul (kg/kgmol)	: 17,103
Kelarutan	: mudah larut dalam air
Titik didih (°C)	: -33,35
Titik beku (°C)	: -77,70
Temperatur kritis (°C)	: 132,4
Tekanan kritis (atm)	: 11,2

Volume kritis (cm^3/mol) : 167,1

Densitas cair (30°C), (g/cm^3) : 0,889

Heat of vaporation (Kj/kg) : 1.370,87 (pada titik didih)

2.2. Spesifikasi Produk

2.2.1. Produk Utama

a. Monoetanolamin

Rumus molekul : $(C_2H_5O)NH_2$

Wujud : cair

Berat molekul (g/gmol) : 61,084

Warna : jernih, tak berwarna

Titik didih (°C) : 170,6

Titik beku (°C) : 10,5

Temperatur kritis (°C) 350

Volume kritis (ft^3/lbmol) : 2,2474

Tekanan kritis : 868 psia atau 59,0639 atm

Densitas cair (20°C), (g/cm^3) : 0,939

Viskositas (20°C), (Cp) 13

Heat of vaporation (kJ/kg) : 581,268 (pada titik didih)

2.2.2. Produk Samping

a. Dietanolamin

Rumus molekul : $(C_2H_5O)_2NH$

Wujud : cair

Berat molekul (g/gmol) : 105,14

Warna : jernih, tak berwarna

Titik didih (°C) : 269

Titik beku (°C) : 28

Temperatur kritis (°C) : 463,45

Volume kritis (ft^3/lbmol) : 5,59

Tekanan kritis (atm) : 42,7

Densitas cair (20°C), (g/cm^3) : 0,883 – 0,889

Viskositas (20°C), (Cp) : 19,7

b. Trietanolamin

Rumus molekul : $(C_2H_5O)_3N$

Wujud : cair

Berat molekul (g/gmol) : 149,19

Warna : jernih, tak berwarna

Titik didih (°C) : 336,1

Titik beku (°C) : 21,2

Temperatur kritis (°C) : 498,95

Volume kritis (ft^3/lbmol) : 0,473

Tekanan kritis (bar) : 27,0713

2.1. Spesifikasi Pengendalian Kualitas

2.1.1. Pengendalian kualitas bahan baku

Baik dan buruknya kualitas suatu bahan baku akan mempengaruhi terhadap kualitas produk akhir. Kualitas bahan baku yang akan digunakan untuk proses produksi akan mempengaruhi kualitas produk akhir sehingga karakteristik bahan baku akan menjadi faktor yang sangat penting dalam industri.

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan untuk proses produksi, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang diperlukan untuk proses produksi. Maka dari itu dilakukan dengan pengujian terhadap kualitas bahan sebelum dilakukannya proses produksi dengan tujuan agar bahan baku yang akan digunakan dapat diproses di dalam pabrik dan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Pengujian yang dilakukan diantaranya uji viskositas, densitas kadar komposisi komponen, volatilitas, dan kemurnian bahan baku.

2.1.2. Pengendalian kualitas produksi

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi yang dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room dimana semua alat yang beroperasi telah berjalan secara automatic control dengan menggunakan indikator. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain :

a. Level Control berfungsi sebagai pengatur ketinggian cairan didalam tangki. Level control akan memberikan isyarat berupa suaran dan nyala lampu ketika ketinggian cairan didalam tangki tidak sesuai kondisi yang telah ditetapkan.
b. Flow Rate Control berfungsi untuk mengatur aliran masuk dan keluar proses.
c. Temperature Control berfungsi untuk mengatur suhu pada suatu alat. Selain menggunakan alat – alat tersebut untuk mengendalikan proses, dilakukan pula pengendalian waktu. Pengendalian waktu dengan cara menggunakan proses yang efisien.

Device untuk keselamatan pabrik di tiap unit yang beresiko tinggi (P dan T tinggi) dilengkapi dengan safety device yaitu penentuan valve ynag digunakan untuk me-release over pressure meliputi :

a. Pressure relief sistem

   Misalnya pada *pressure relief devices***:** pengamanan tekanan yang berlebihan melalui penggunaan katup pengaman langsung ke atmosfer.
b. Emergency relief device effluent collection and handling
c. Flame arresters

   adalah perangkat pasif dirancang untuk mencegah penyebaran gas api melalui pipa.
d. Storage and handling of hazardons materials

   Desain sistem penyimpanan harus didasarkan pada meminimalkan kemungkinan hilangnya penahanan dengan

pelepasan bahan berbahaya yang menyertai dan seterusnya membatasi jumlah pelepasan.

2.1.2. Pengendalian kualitas produk

Kualitas produk yang dihasilkan dapat dikontrol melalui pengendalian kualitas produk. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku hingga menjadi produk. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

3.1.1. Persiapan bahan baku

Proses pembuatan monoetanolamin dengan bahan baku yang digunakan adalah etilen oksida dan amonia. Amonia di simpan didalam tangki penyimpanan (T-01) dengan kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Panas pelarutan yang ditimbulkan dari proses mixing ini akan menyebabkan suhu amonia sedikit naik. Sebelum masuk reaktor, amonia dilewatkan pada HE agar suhunya mendekati suhu reaktor sehingga suhunya menjadi 50°C.

Etilen oksida di simpan didalam tangki penyimpanan (T-02) dengan kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 5 atm. Etilen oksida dilewatkan pada HE agar mengalami proses pemanasan sehingga suhu naik menjadi 50°C sebelum masuk ke reaktor.

3.1.2. Proses Reaksi

Reaksi terjadi di Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan jaket pendingin dengan kondisi operasi 50°C dan tekanan 25 atm tanpa katalis. Reaksi yang terjadi antara amonia dan etilen oksida adalah sebagai berikut :

a. Reaksi utama

$$NH_{3(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)NH_{2(l)}$$

b. Reaksi samping

$$(C_2H_5O)NH_{2(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)_2NH_{(l)}$$

$$(C_2H_5O)NH_{2(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow (C_2H_5O)_3N_{(l)}$$

Reaksi bersifat eksotermis, sehingga membebaskan sejumlah panas oleh karena itu untuk mempertahankan suhu operasi konstan, reaktor dilengkapi jaket pendingin danair sebagai media pendingin yang dipompa.

3.1.3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

a. Pemisahan bahan baku

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan bahan baku yaitu NH_3 dan C_2H_4O. Produk hasil reaksi pada Flush Drum dengan hasil atas sebagian besar berupa NH_3 dan C_2H_4O yang akan di recycle menuju Mixer. Sedangkan hasil bawahnya akan dimasukkan ke dalam Menara Distilasi 01.

b. Pemisahsan air

Pemisahan produk hasil reaksi pada Menara Distilasi 01 dengan hasil atas sebagian besar berupa air pembuangan. Pada Menara Distilasi 01 sebagian besar air akan teruapkan. Sedangkan hasil bawah berupa produk MEA, DEA dan TEA akan dimasukkan kedalam Menara Distilasi 02.

c. Pemisahan masing – masing produk

Pada tahap ini akan memisahkan antara MEA, DEA dan TEA. Pada Menara Distilasi 02 hasil atas sebagian besar berupa MEA sebagai produk utama, serta hasil bawah berupa DEA dan TEA sebagai produk samping yang akan dimasukkan kedalam Menara Distilasi 03. Sehingga pada Menara Distilasi 03 hasil atasnya sebagian besar berupa DEA dan hasil bawahnya berupa TEA.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku

a. Tangki penyimpanan bahan baku amonia (T-01)

Tugas	: Untuk menyimpan bahan baku amonia
Tipe Tangki	: Silinder vertikal, Torispherical Flanged Dished Head
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316
Fasa	: Cair

Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 12 atm
Diameter	: 15,2400 m
Tebal Shell	: 5/8 in
Jumlah Course	: 3 buah
Tebal Head	: 7/8 in
Tinggi Total	: 8,1157 m
Harga	: $ 295.679

b. Tangki penyimpanan bahan baku etilen oksida (T-02)

Tugas	: Untuk menyimpan bahan baku etilen oksida
Tipe Tangki	: Silinder vertikal, Torispherical Flanged Dished Head
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 167 Grade type 316
Fasa	: Cair
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 5 atm
Diameter	: 21,3360 m
Tebal Shell	: 7/8 in
Jumlah Course	: 5 buah
Tebal Head	: 1 ⅜ in
Tinggi Total	: 9,7250 m
Harga	: $ 342.179

3.2.2. Tangki Penyimpanan Produk

a. Tangki penyimpanan produk monoetanolamin (T-03)

Tugas	: Untuk menyimpan produk Monoetanolamin
Tipe Tangki	: Silinder vertikal, Conical Roof
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316
Fasa	: Cair
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 120°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 18,2880 m
Tebal Shell	: 3/4 in
Jumlah Course	: 4 buah
Tebal Head	: 1/2 in
Tinggi Total	: 8,6037 m
Harga	: $ 223.930

b. Tangki penyimpanan produk dietanolamin (T-04)

Tugas	: Untuk menyimpan produk dietanolamin
Tipe Tangki	: Silinder vertikal, Conical Roof
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316
Fasa	: Cair
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 200°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 15,2400 m
Tebal Shell	: 5/8 in
Jumlah Course	: 3 buah
Tebal Head	: 1/2 in

Tinggi Total : 6,6823 m

Harga : $ 107.852

c. Tangki penyimpanan produk trietanolamin (T-05)

Tugas : Untuk menyimpan produk trietanolamin

Tipe Tangki : Silinder vertikal, Conical Roof

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316

Fasa : Cair

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 270°C

Tekanan : 1 atm

Diameter : 12,1920 m

Tebal Shell : 1/2 in

Jumlah Course : 3 buah

Tebal Head : 3/8 in

Tinggi Total : 6,4039 m

Harga : $ 57.468

3.2.3. Mixer (M-01)

Tugas : Untuk mencampurkan bahan baku segar dengan bahan baku hasil recycle

Tipe Tangki : Silinder vertikal

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 15 atm

Volume Tangki : 43,7286 m^3

Diameter : 3,3362 m

Tebal Shell : 1 ⅛ in

Tebal Head	: 1 ⅞ in
Tinggi Total	: 4,4951 m
Ukuran Pengaduk	
Diameter Pengaduk	: 1,1494 m
Panjang	: 0,2873 m
Power Pengaduk	: 19,25 Hp
Harga	: $ 549.657

3.2.4. Reaktor (R-01)

Tugas	: Mereaksikan amonia dan etilen oksida menjadi monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Fasa	: Cair
Jumlah Alat	: 2 unit
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 25 atm
Suhu	: 50°C
Dimensi Reaktor	
Bahan	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Diameter	: 6,0783 m
Tinggi	: 8,9324 m
Tebal shell	: 7/16 in
Tebal head	: 7/16 in
Koil Pendingin	
Diameter koil : OD	: 3,5 in
ID	: 3,068 in
Jumlah lilitan	: 65 lilitan
Tinggi Tumpukan Koil	: 7,4854 m
Pengaduk	
Jenis	: Turbin with 6 flat blades

Diameter Pengaduk : 2,0246 m

Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki: 2,6320 m

Power Pengaduk : 87,3227 Hp

Harga : $ 241.182

3.2.5. Flush Drum (FD-01)

Tugas	: Menguapkan sebagian besar bahan baku untuk kemudian di recycle kembali
Tipe Tangki	: Silinder vertikal
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 90°C
Tekanan	: 15 atm
Laju Volumetrik	
Cair	: 0,0449 m^3/s
Uap	: 0,4012 m^3/s
Tinggi	: 4,2614 m
Diameter	: 2,9297 m
Tebal Shell	: 1 ½ in
Tebal Head	: 2 ¼ in
Harga	: $ 118.363

3.2.6. Menara Distilasi (MD-01)

Tugas	: Untuk memisahkan produk dari air	
Tipe Alat	: Sieve tray	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Kondisi Operasi		
Feed	: Suhu	: 153°C
	Tekanan	: 5 atm
Distilat	: Suhu	: 152°C

Tekanan : 5 atm

Bottom : Suhu : 250°C

Tekanan : 5 atm

Jumlah Plate 25

Plate Material : Carbon steel

Diameter : Enriching Section: 2,1258 m

Stripping Section: 4,5116 m

Tinggi : 11,9514 m

Tebal Plate : 5 mm

Tebal Shell : 1 in

Tebal Head : 7/8 in

Harga : $ 63.637

3.2.7. Menara Distilasi (MD-02)

Tugas : Untuk memisahkan produk monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin

Tipe Alat : Sieve tray

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Feed : Suhu : 250°C

Tekanan : 5 atm

Distilat : Suhu : 235°C

Tekanan : 5 atm

Bottom : Suhu : 344°C

Tekanan : 5 atm

Jumlah Plate 18

Plate Material : Carbon steel

Diameter : Enriching Section: 0,9165 m

Stripping Section: 1,1618 m

Tinggi : 8,1142 m

Tebal Plate : 5 mm

Tebal Shell : 3/8 in

Tebal Head : 5/16 in

Harga : $ 16.795

3.2.8. Menara Distilasi (MD-03)

Tugas : Untuk memisahkan produk dietanolamin dan trietanolamin

Tipe Alat : Sieve tray

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Feed : Suhu : 302°C

Tekanan : 2 atm

Distilat : Suhu : 295°C

Tekanan : 2 atm

Bottom : Suhu : 362°C

Tekanan : 2 atm

Jumlah Plate 12

Plate Material : Carbon steel

Diameter : Enriching Section: 0,8451 m

Stripping Section: 1,0718 m

Tinggi : 5,8741 m

Tebal Plate : 5 mm

Tebal Shell : 5/16in

Tebal Head : 1/4 in

Harga : $ 11.425

3.2.9. Kondenser (CD-01)

Tugas : Untuk mencairkan umpan hasil atas flash drum dengan menurunkan suhu 90℃ menjadi 30°C kemudian dialirkan ke alat mixer

Tipe	: Shell and Tube	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Beban Panas	: 14.382.593,1144 Btu/jam	
Luas Transfer Panas	: 2.725,6909 ft^2	
Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 33 in
	Baffle space	: 8 in
	Passes	1
Tube Side		
Ukuran	: Jumlah Tube	: 538
	OD	: 1 in
	BWG	9
	ID	: 0,704 in
	Passes	2
	Susunan	: Triangular pitch
Dirt Factor	: 0,0012	
Pressure Drop	: Shell side	: 3,0299 psi
	Tube side	: 0,0590 psi
Harga	: $ 107.623	

3.2.10. Kondenser (CD-02)

Tugas	: Untuk mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi 01	
Tipe	: Shell and Tube	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Beban Panas	: 72.985.414,6481 Btu/jam	
Luas Transfer Panas	: 7.854,4861 ft^2	
Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 39 in

Baffle space : 10 in

Passes 1

Tube Side

Ukuran : Jumlah Tube : 1.377

OD : 0,75 in

ID : 0,482 in

BWG 10

Passes 2

Susunan : Triangular pitch

Dirt Factor : 0,0014

Pressure Drop : Shell side : 1,3930 psi

Tube side : 0,9433 psi

Harga : $ 117.449

3.2.11. Kondenser (CD-03)

Tugas : Untuk mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi 02

Tipe : Shell and Tube

Jumlah Alat : 1 unit

Beban Panas : 2.650.966,8867 Btu/jam

Luas Transfer Panas : 214,2854 ft^2

Panjang : 20 ft

Shell Side

Ukuran : ID : 13 ¼ in

Baffle space : 3 in

Passes 1

Tube Side

Ukuran : Jumlah Tube : 27

OD : 1,5 in

ID : 1,23 in

BWG 10

	Susunan	: Triangular pitch
	Passes	2
Dirt Factor	: 0,0013	
Pressure Drop	: Shell side	: 3,3413 psi
	Tube side	: 0,1580 psi
Harga	: $ 17.023	

3.2.12. Kondenser (CD-04)

Tugas	: Untuk mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi 03	
Tipe	: Shell and Tube	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Beban Panas	: 1.407.423,5688 Btu/jam	
Luas Transfer Panas	: 27,9460 ft^2	
Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 10 in
	Baffle space	: 3 in
	Passes	1
Tube Side		
Ukuran	: Jumlah Tube	: 61
	OD	: 0,75 in
	ID	: 0,482 in
	BWG	10
	Passes	2
	Susunan	: Triangular pitch
Dirt Factor	: 0,0015	
Pressure Drop	: Shell side	: 2,5455 psi
	Tube side	: 0,5492 psi
Harga	: $ 6.741	

3.2.13. Reboiler (RB-01)

Tugas	: Untuk menguapkan yang keluar dari hasil bawah menara distilasi 01	
Tipe	: Shell and Tube	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Beban Panas	: 42.247,8412 Btu/jam	
Luas Transfer Panas	: 215,3365 ft^2	
Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 12 in
	Baffle space	: 3 in
	Passes	1
Tube Side		
Ukuran	: Jumlah Tube	: 55
	OD	: 1 in
	ID	: 0,732 in
	BWG	10
	Passes	2
	Susunan	: Triangular pitch
Dirt Factor	: 0,0012	
Pressure Drop	: Shell side	: 8,5980 psi
	Tube side	: 0,4000 psi
Harga	: $ 9.140	

3.2.14. Reboiler (RB-02)

Tugas	: Untuk menguapkan umpan yang keluar dari hasil bawah menara distilasi 02
Tipe	: Shell and Tube
Jumlah Alat	: 1 unit
Beban Panas	: 40.340.661,5272 Btu/jam
Luas Transfer Panas	: 7.232,0184 ft^2

Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 39 in
	Baffle space	: 10 in
	Passes	: 1
Tube Side		
Ukuran	: Jumlah Tube	: 307
	OD	: 1,5 in
	ID	: 1,23 in
	BWG	: 10
	Passes	: 2
	Susunan	: Triangular pitch
Dirt Factor	: 0,0014	
Pressure Drop	: Shell side	: 1,9111 psi
	Tube side	: 0,0482 psi
Harga	: $ 9.140	

3.2.15. Reboiler (RB-03)

Tugas	: Untuk menguapkan yang keluar dari hasil bawah menara distilasi 03	
Tipe	: Shell and Tube	
Jumlah Alat	: 1 unit	
Beban Panas	: 4.415,3543 Btu/jam	
Luas Transfer Panas	: 235,2256 ft^2	
Panjang	: 20 ft	
Shell Side		
Ukuran	: ID	: 13,25 in
	Baffle space	: 3 in
	Passes	1
Tube Side		
Ukuran	: Jumlah Tube	: 38

	OD	: 1,25 in
	ID	: 0,982 in
	BWG	: 10
	Passes	: 2
	Susunan	: Triangular pitch
Dirt Factor	: 0,0014	
Pressure Drop	: Shell side	: 0,1795 psi
	Tube side	: 0,0040 psi
Harga	: $ 9.140	

3.2.16. Accumulator (ACC-01)

Tugas	: Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi 01
Bahan	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	: 25°C
Tekanan	: 5 atm
Volume	: 2,8292 m^3
Diameter	: 0,8966 m
Panjang	: 3,1382 m
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Head	: 3/16 in
Harga	: $ 4.798

3.2.17. Accumulator (ACC-02)

Tugas	: Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi 02
Bahan	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316
Jumlah Alat	: 1 unit
Kondisi Operasi	

Suhu : 125°C

Tekanan : 5 atm

Volume : 0,2444 m^3

Diameter : 0,3963 m

Panjang : 1,3872 m

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal Head : 3/16 in

Harga : $ 1.028

3.2.18. Accumulator (ACC-03)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi 03

Bahan : Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 205°C

Tekanan : 2 atm

Volume : 0,1279 m^3

Diameter : 0,3194 m

Panjang : 1,1179 m

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal Head : 3/16 in

Harga : $ 685

3.2.19. Expansion Valve (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan keluaran reaktor dari 25 atm menjadi 15 atm

Jenis : Gate valve

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon Steel

Debit : 0,0936 m^3/s

Spesifikasi

OD : 12,75 in

ID : 12,09 in

a't : 115 in^2

Harga : $ 17.023

3.2.20. Expansion Valve (EV-02)

Tugas : Menurunkan tekanan keluaran flush drum menuju menara distilasi 01

Jenis : Gate valve

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Debit : 0,0555 m^3/s

Spesifikasi

OD : 10,75 in

ID : 10,02 in

a't : 78,8 in^2

Harga : $ 17.023

3.2.21. Expansion Valve (EV-03)

Tugas : Menurunkan tekanan keluaran tangki accumulator ke tangki penyimpanan 03

Jenis : Gate valve

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Debit : 0,0036 m^3/s

Spesifikasi

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

a't : 7,38 in^2

Harga : $ 17.023

3.2.22. Expansion Valve (EV-04)

Tugas : Menurunkan tekanan keluaran tangki accumulator ke tangki penyimpanan 04

Jenis : Gate valve

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Debit : 0,0019 m^3/s

Spesifikasi

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

a't : 3,35 in^2

Harga : $ 17.023

3.2.23. Expansion Valve (EV-05)

Tugas : Menurunkan tekanan keluaran cooler ke tangki penyimpanan 05

Jenis : Gate valve

Jumlah : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Debit : 0,0006 m^3/s

Spesifikasi

OD : 1,66 in

ID : 1,38 in

a't : 1,5 in^2

Harga : $ 17.023

3.2.24. Heater (HE-01)

Tugas : Menaikkan suhu dari 30°C ke 50°C

Jenis : Shell and Tube

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

t in : 30°C

t out : 50°C

Fluida Panas

T in : 160°C

T out : 160°C

Shell Side

Ukuran : ID : 21,25 in

Baffle space : 5 in

Passes : 1

Tube Side

Ukuran : Jumlah Tube : 199

OD : 1 in

ID : 0,704 in

BWG : 9

Passes : 2

Susunan : Triangular pitch

Luas Transfer Panas : 965,5760 ft^2

Dirt Factor : 0,0013

Harga : $ 34.846

3.2.25. Heater (HE-02)

Tugas : Menaikkan suhu dari 70°C ke 90°C

Jenis : Shell and Tube

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

t in : 50°C

t out : 90°C

Fluida Panas

T in : 160°C

T out : 160°C

Shell Side

Ukuran : ID : 25 in

Baffle space : 6 in

Passes : 1

Tube Side

Ukuran : Jumlah Tube : 170

OD : 1,25 in

ID : 0,954 in

BWG : 9

Passes : 2

Susunan : Triangular pitch

Luas Transfer Panas : 961,9048 ft^2

Dirt Factor : 0,0011

Harga : $ 23.764

3.2.26. Heater (HE-03)

Tugas : Menaikkan suhu dari 90°C ke 153°C

Jenis : Shell and Tube

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

t in : 90°C

t out : 153°C

Fluida Panas

T in : 160°C

T out : 160°C

Shell Side

Ukuran	: ID	: 39 in	
	Baffle space	: 10 in	
	Passes	: 1	
Tube Side			
Ukuran	: Jumlah Tube	: 1.206	
	OD	: 0,75 in	
	ID	: 0,482 in	
	BWG	: 10	
	Passes	: 2	
	Susunan	: Triangular pitch	
Luas Transfer Panas	: 4.550,6470 ft^2		
Dirt Factor	: 0,0013		
Harga	: $ 52.326		

3.2.27. Cooler (CL-01)

Tugas	: Menurunkan suhu dari 344°C ke 302°C		
Jenis	: Double pipe		
Jumlah Alat	: 1 unit		
Kondisi Operasi			
Fluida Dingin			
t in	: 30°C		
t out	: 45°C		
Fluida Panas			
T in	: 344°C		
T out	: 302°C		
Jumlah hairpin	: 1 buah		
Ukuran			
Annulus	: OD	: 1,9 in	
	ID	: 1,61 in	
Inner pipe	: OD	: 1,05 in	
	ID	: 0,824 in	

Luas Transfer Panas : 2,7107 ft^2

Dirt Factor : 0,0011

Harga : $ 3.313

3.2.28. Cooler (CL-02)

Tugas : Menurunkan suhu dari 362°C ke 274°C

Jenis : Double pipe

Jumlah Alat : 1 unit

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

t in : 30°C

t out : 45°C

Fluida Panas

T in : 362°C

T out : 274°C

Jumlah hairpin : 3 buah

Ukuran

Annulus : OD : 1,9 in

ID : 1,61 in

Inner pipe : OD : 1,32 in

ID : 1,049 in

Luas Transfer Panas : 11,3314 ft^2

Dirt Factor : 0,0013

Harga : $ 5.027

3.2.29. Pompa (P-01)

Tugas : Mengalirkan umpan amonia ke tangki penyimpanan T-01

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 2 in
Sch : 40
OD : 2,38 in
ID : 2,067 in

Head Pompa : 10,7718 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,33 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 17.480

3.2.30. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan umpan etilen oksida ketangki penyimpanan T-02

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 3 in
Sch : 40
OD : 3,5 in
ID : 3,068 in

Head Pompa : 11,9445 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,75 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 0,75 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 18.623

3.2.31. Pompa (P-03)

Tugas : Mengalirkan umpan amonia dari tangki penyimpanan T-01 ke mixer

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 2 in

Sch : 40
OD : 2,38 in
ID : 2,067 in

Head Pompa : 10,7718 ft.lbf/lbm
Daya pompa : 0,33 Hp (Standar NEMA)
Daya motor pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)
Harga : $ 12.225

3.2.32. Pompa (P-04)

Tugas : Mengalirkan umpan etilen oksida dari tangki penyimpanan T-02 ke mixer
Jenis : Centrifugal pump single stage
Jumlah Alat : 1 unit
Bahan : Carbon steel
Pemilihan Pipa : NPS : 3 in
Sch : 40
OD : 3,5 in
ID : 3,068 in

Head Pompa : 21,9445 ft.lbf/lbm
Daya pompa : 1 Hp (Standar NEMA)
Daya motor pompa : 1 Hp (Standar NEMA)
Harga : $ 13.824

3.2.33. Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan umpan dari mixer ke reaktor
Jenis : Centrifugal pump single stage
Jumlah Alat : 1 unit
Bahan : Carbon steel
Pemilihan Pipa : NPS : 10 in
Sch : 30
OD : 10,75 in

ID : 10,02 in

Head Pompa : 22,4765 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 10 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 10 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 16.795

3.2.34. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan recycle hasil atas menara distilasi 01 ke mixer

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 8 in
Sch : 40
OD : 8,625 in
ID : 7,981 in

Head Pompa : 22,0016ft.lbf/lbm

Daya pompa : 7,5 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 7,5 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 15.081

3.2.35. Pompa (P-07)

Tugas : Mengalirkan umpan dari tangki accumulator ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 3 in
Sch : 40
OD : 3,5 in
ID : 3,068 in

Head Pompa : 11,1280 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 13.824

3.2.36. Pompa (P-08)

Tugas : Mengalirkan umpan dari tangki accumulator ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 2 in
Sch : 40
OD : 2,38 in ID
: 2,067 in

Head Pompa : 11,6363 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Daya motor pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Harga : $ 12.225

3.2.37. Pompa (P-09)

Tugas : Mengalirkan umpan dari cooler 02 ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah Alat : 1 unit

Bahan : Carbon steel

Pemilihan Pipa : NPS : 1,25 in
Sch : 40
OD : 1,66 in
ID : 1,38 in

Head Pompa : 11,2071 ft.lbf/lbm

Daya pompa	: 0,33 Hp (Standar NEMA)
Daya motor pompa	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Harga	: $ 16.795

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan MEA di Indonesia, tersedianya bahan baku serta kapasitas minimal. Diperkirakan kebutuhan MEA akan terus meningkat di tahun – tahun yang akan datang. Sehingga untuk mengantisipasi hal tersebut serta mengurangi ketergantungan impor, maka ditetapkan kapasitas pabrik MEA yang akan didirikan adalah 10.000 ton/tahun, dengan pertimbangan 1.000 ton untuk kebutuhan konsumsi dalam negeri dan sisanya diekspor ke luar negeri tepatnya di Negara United Arab Emirates yaitu di kota Dubai dengan pabrik yang berkaitan yaitu Shiva Chemicals and Pharmaceuticals.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku amonia diperoleh dari PT. Pupuk Kujang, Cikampek, Jawa Barat. Kapasitas produksi amonia di PT. Pupuk Kujang, Cikampek, Jawa Barat sebanyak 591.957 ton/tahun. Sedangkan Bahan baku etilen oksida diperoleh dari PT. Polychem Indonesia, Banten. Kapasitas produksi etilen oksida di PT. Polychem Indonesia, Banten sebanyak 216.000 ton/tahun.

3.3.3. Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses ini berkaitan terhadap kemampuan peralatan yang menunjang kelancaran suatu proses berdasarkan umur peralatan dan Pemeliharaan alat (*maintenance*).

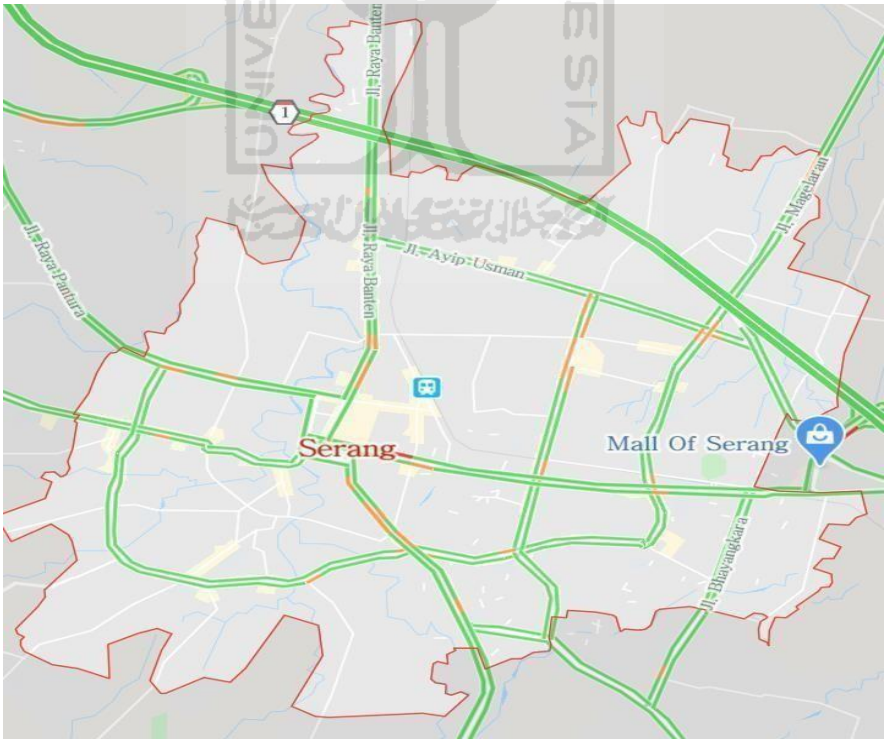
Dan diharapkan dengan adanya analisis kebutuhan alat proses ini pabrik dapat mengatur anggaran dan jenis peralatan apa yang cocok diagunakan untuk pembuatan produk. Serta mengetahui cara perawatan untuk setiap alatnya.

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang penting dalam tahap perancangan pabrik. Hal ini dikarenakan mempengaruhi kelangsungan operasi pabrik, baik produksi produk maupun distribusi produk. Pertimbangan dalam memilih lokasi pabrik diharapkan dapat memberikan keuntungan yang optimum.. Lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik. (Peter and timmerhaus, 2003).

Perencanaan pabrik Monoetanolamin dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Serang lebih tepatnya Jl. Lanud Gorda, Kecamatan Kibin, Serang, Banten.



Gambar 4.1 Lokasi Serang, Banten



Gambar 4.2 Lokasi didirikan Pabrik Monoetanolamin

Ada beberapa faktor yang harus diperhatikan untuk menentukan lokasi pabrik yang dirancang secara teknis dan menguntungkan secara ekonomis. Faktor-faktor tersebut antara lain :

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

A. Lokasi yang berdekatan dengan sumber bahan baku

Lokasi pabrik didirikan sebaiknya berada didekat dengan pabrik penyuplai bahan baku. Hal ini dikarenakan supaya dalam pengiriman bahan baku berjalan lancar dengan waktu yang efisien serta biaya yang minimum. Bahan baku dikirim melalui darat, dengan via jalan tol.

Bahan baku utama yaitu etilen oksida dari PT Polychem Indonesia Tbk. Serang, Banten dan Amoniak dari PT Pupuk Kujang, Cikampek, Jawa Barat.

B. Pemasaran produk (lokasi yang dekat dengan konsumen)

Faktor yang perlu diperhatikan adalah letak pabrik yang dekat dengan konsumen yang membutuhkan monoetanolamin dan

jumlah kebutuhannya. Kebutuhan monoetanolamin di Indonesia belum terlalu banyak sehingga untuk saat ini, sebagian dari produk akan di ekspor ke luar negeri untuk mencukupi kebutuhan dunia, sambil menunggu tumbuhnya industri – industri yang membutuhkan monoetanolamin di Indonesia.

C. Utilitas

Perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Sebagai suatu kawasan industri yang telah direncanakan dengan baik dan tempat industri berskala besar, Jawa Barat telah mempunyai sarana-sarana pendukung yang memadai. Serang juga termasuk dalam kawasan industri yang telah ditetapkan pemerintah, dan untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik seperti air dapat diperoleh dari sungai Cisadane dan sungai Cidanau.

D. Sarana Transportasi

Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Dengan adanya fasilitas jalan raya dan pelabuhan laut yang memadai, maka pemilihan lokasi di Serang sangat tepat.

E. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja yang terampil mutlak diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi. Tenaga kerja dapat direkrut dari daerah Jawa Barat, Jawa tengah, dan sekitarnya.

F. Keadaan Geografis dan Iklim

Daerah Serang, Banten merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri. Daerah Serang dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 22-30°C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.Bencana alam seperti gempa bumi

dan tanah longsor jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

G. Pembuangan Limbah

Pembuangan limbah pabrik perlu diperhatikan mengingat masalah ini sangat berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik baik berupa bahan: gas, cair maupun padat. Pembuangan limbah harus memperhatikan ketentuan pemerintah pusat maupun pemerintah daerah setempat.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

A. Perluasan area pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

B. Peraturan pemerintah

Kebijakan pemerintah mengenai kebijakan pengembangan industri, daerah Serang telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

C. Keadaan masyarakat

Masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik. Hal ini karena pendirian pabrik akan membawa dampak positif bagi mereka terutama dalam bidang ekonomi. Lapangan kerja tersedia bagi masyarakat sekitar. Potensi ekonomi yang lain adalah masyarakat bisa membuka sewa rumah kos bagi karyawan serta membuka usaha kuliner di sekitar pabrik. Disamping itu, pendirian pabrik tidak akan menggangu keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar lokasi pabrik.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik berhubungan dengan segala proses perencanaan dan pengaturan letak daripada mesin, peralatan, aliran bahan dan pekerja di masing-

masing wilayah kerja yang ada. Tata letak pabrik yang baik dari segala fasilitas produksi dalam suatu pabrik adalah dasar dalam membuat operasi kerja menjadi lebih efektif dan efisien. Secara umum pengaturan dari semua fasilitas produksi ini direncanakan sehingga akan diperoleh :

a) Minimum transportasi dan pemindahan proses
b) Minimum pemakaian area tanah
c) Pola aliran produksi yang terbaik
d) Fleksibilitas untuk menghadapi kemungkinan ekspansi kedepan

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

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

a) Pabrik ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan) sehingga penenetuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang ada
b) Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan
c) Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan maka perencanaan lay out selalu diusahakan jauh dari sumber apu, bahan panas dan bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun
d) Sistem konstruksi yang direncanakan adalah out door untuk menekan biaya bangunan dan gedung serta karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara out door
e) Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakain dan pengaturan ruangan atau lahan

(Vilbrant, 1959)

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama yaitu :

a) Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol serta fasilitas pendukung

Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik ynag mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan ynag akan diproses, produk yang dijual serta fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

b) Daerah gudang, bengkel dan garasi

Merupakan daerah untuk menampung bahan – bahan yang diperlukan oleh pabrik untuk keperluan perawatan peralatan proses.

c) Daerah proses

Merupakan daerah dimana alat proses diletakan dan proses berlangsung, serta dilengkapi dengan ruang kontrol yang berfungsi untuk pengendalian proses.

d) Daerah penyimpanan bahan baku dan produk

Merupakan daerah untuk tangki bahan baku dan produk.

e) Daerah utilitas

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan sepereti penyediaan air steam, air pendingin, tenaga listrik dan lain – lain yang menunjang suatu proses.

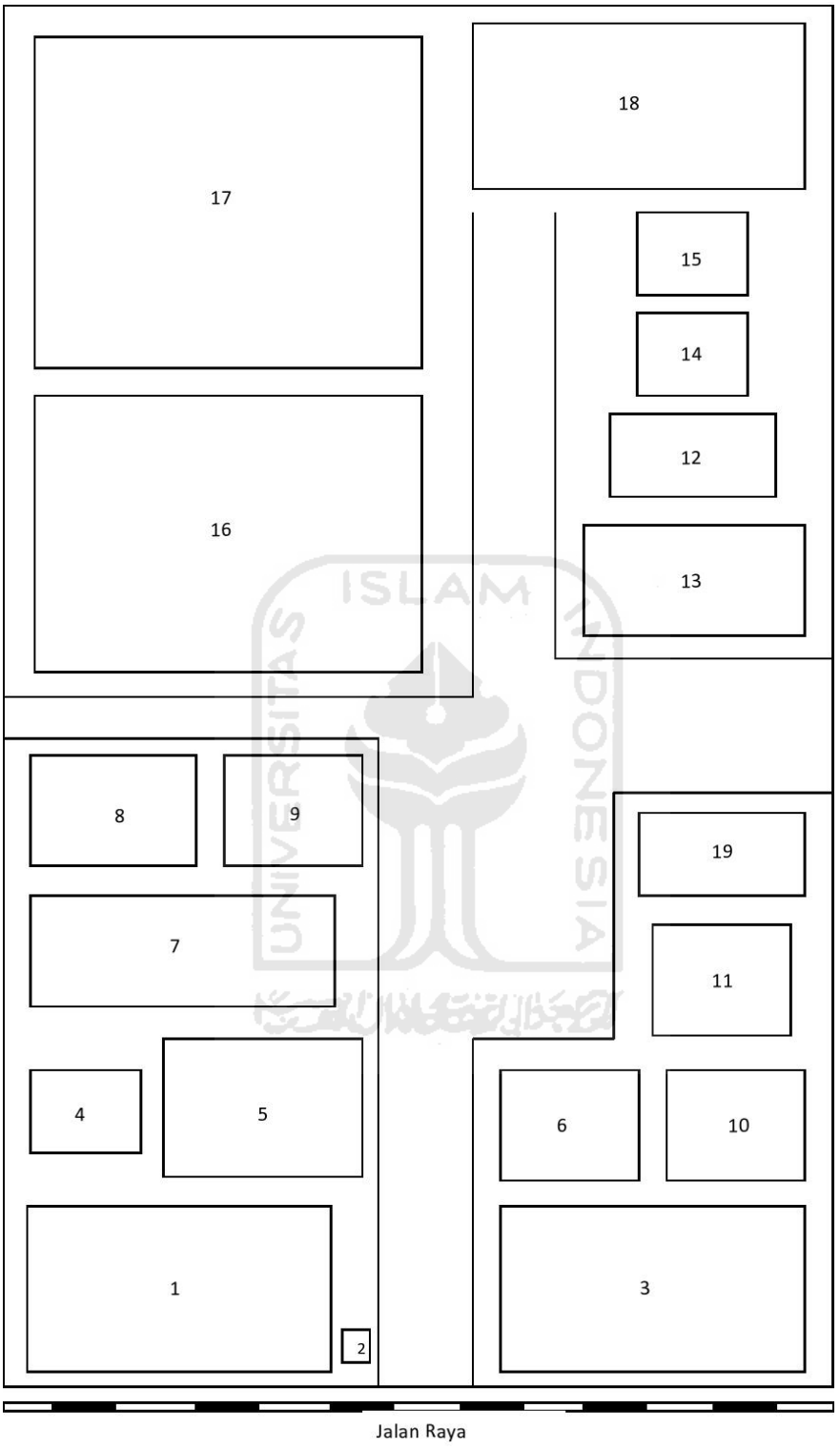
(Vilbrant, 1959)

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m^2)
1	Area Proses	70	60	4200
2	Area Utilitas	70	50	3500
3	Bengkel	30	15	450
4	Gudang Peralatan	30	15	450
5	Kantin	20	15	300
6	Kantor Teknik dan Produksi	30	25	750
7	Kantor Utama	55	30	1650
8	Laboratorium	30	20	600
9	Parkir Utama	55	30	1650
10	Parkir Truk	40	20	800
11	Perpustakaan	25	20	500
12	Poliklinik	25	20	500
13	Pos Keamanan	5	6	30
14	Control Room	20	15	300
15	Control Utilitas	20	15	300
16	Area Rumah Dinas	50	30	1500
17	Area Mess	60	30	1800
18	Masjid	25	20	500
19	Unit Pemadam Kebakaran	25	20	500
20	Taman	55	20	1100
21	Jalan	1000	10	10000
22	Daerah Perluasan	60	30	1800
	Luas Tanah			33180
	Luas Bangunan			20280
	Total		376	53460

Luas tanah : 33.180 m^2

Luas bangunan : 20.280 m^2



Gambar 4.3 Layout Pabrik Monoethanolamin

Skala 1 : 1000

Keterangan gambar:

1. Kantor utama
2. Pos keamanan
3. Parkir utama
4. Kantin
5. Kantor teknik dan produksi
6. Masjid
7. Taman
8. Laboratorium
9. Perpustakaan
10. Poliklinik
11. Unit pemadam kebakaran
12. Gudang peralatan
13. Parkir truk
14. Ruang kontrol utilitas
15. Ruang kontrol proses
16. Area utilitas
17. Area proses
18. Area perluasan
19. Bengkel

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal ynag perlu diperhatikan, yaitu :

a) Aliran bahan baku dan produk

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

b) Aliran udara

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

c) Pencahayaan

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

d) Lalu lintas manusia dan kendaraan

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

e) Pertimbangan ekonomi

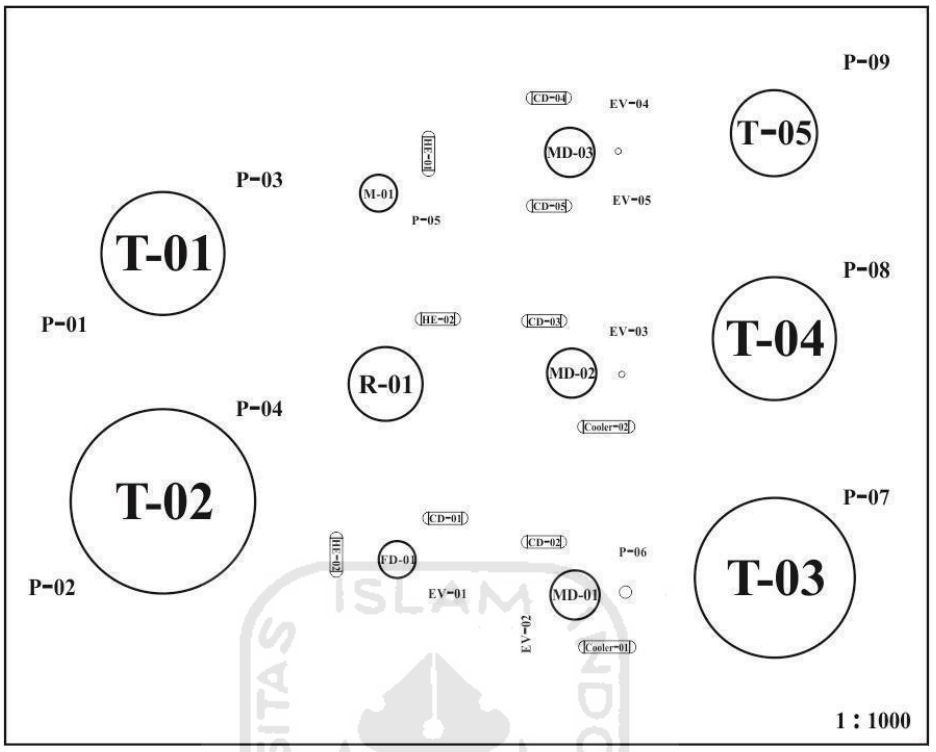
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

f) Jarak antar alat proses

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

a) Kelancaran proses produksi dapat terjamin
b) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
c) Biaya material handling menjadi lebih rendah sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kebutuhan yang tidak penting
d) Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka pabrik tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal
e) Karyawan mendapatkan kepuasan kerja



Gambar 4.4 Tataletak Alat Proses

Skala 1:1000

Keterangan :

1. T-01 : Tangki Penyimpanan Amonia
2. T-02 : Tangki Penyimpanan Etilen Oksida
3. M-01 : Mixer 01
4. R-01 : Reaktor 01
5. FD-01 : Flash Drum 01
6. MD-01 : Menara Distilasi 01
7. MD-02 : Menara Distilasi 02
8. MD-03 : Menara Distilasi 03
9. T-03 : Tangki Penyimpanan Produk Monoetanolamin
10. T-04 : Tangki Penyimpanan Produk Dietanolamin
11. T-05 : Tangki Penyimpanan Produk Trietanolamin
12. CD-01 – CD-03 : Kondenser
13. HE-01 – HE-03 : Heat Exchanger
14. P-01 – P-09 : Pompa

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 9	Arus 11	Arus 12
NH_3	1.161				
C_2H_4O		12.022			
H_2O	2.709	1.336			
C_2H_7NO			10.000		
$C_4H_{11}NO_2$			0,4922	5.418	
$C_6H_{15}NO_3$			0,1643	1,0867	1.808
Sub Total	3.871	13.358	10.001	5.420	1.808
Total	17.228		17.228		

4.4.2. Neraca Massa Alat

a. Mixer (M-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 7	Arus 3
NH_3	1.161		50.455		54.325
C_2H_4O		12.022	703		14.061
H_2O	2.709	1.336	0,0351	128.321	128.321
C_2H_7NO			0,0027	0,0005	0,0032
$C_4H_{11}NO_2$			0,0015	0,0003	0,0017
$C_6H_{15}NO_3$			0,0005	0,0001	0,0006
Sub Total	3.871	13.358	51.158	128.321	196.707
Total	196.707				196.707

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
NH_3	54.325,2481	50.454,5742
C_2H_4O	14.060,6525	703,0326
H_2O	128.321,2070	128.321,2070
C_2H_7NO	0,0032	10.000,0032
$C_4H_{11}NO_2$	0,0017	5.418,9452
$C_6H_{15}NO_3$	0,0006	1.809,3509
Total	196.707,1133	196.707,1133

c. Flash Drum (FD-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum (FD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
NH_3	50.454,5742	50.454,5742	
C_2H_4O	703,0326	703,0326	
H_2O	128.321,2070	0,0352	128.321,1719
C_2H_7NO	10.000,0032	0,0027	10.000,0005
$C_4H_{11}NO_2$	5.418,9452	0,0015	5.418,9437
$C_6H_{15}NO_3$	1.809,3509	0,0005	1.809,3505
Sub Total	196.707,1133	51.157,6467	145.549,4665
Total	196.707,1133	196.707,1133	

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H_2O	128.321,1719	128.321,1719	
C_2H_7NO	10.000,0005	0,0005	10.000,0000
$C_4H_{11}NO_2$	5.418,9437	0,0003	5.418,9435
$C_6H_{15}NO_3$	1.809,3505	0,0001	1.809,3504
Sub Total	145.549,4665	128.321,1727	17.228,2938
Total	145.549,4665	145.549,4665	

e. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C_2H_7NO	10.000,0000	10.000,0000	
$C_4H_{11}NO_2$	5.418,9435	0,4922	5.418,4513
$C_6H_{15}NO_3$	1.809,3504	0,1643	1.809,1860
Sub Total	17.228,2938	10.000,6565	7.227,6374
Total	17.228,2938	17.228,2938	

f. Menara Distilasi (MD-03)

Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
$C_4H_{11}NO_2$	5.418,4513	5.418,4513	
$C_6H_{15}NO_3$	1.809,1860	1,0867	1.808,0994
Sub Total	7.227,6374	5.419,5380	1.808,0994
Total	7.227,6374	7.227,6374	

4.4.3. Neraca Energi

a. Mixer (M-01)

Tabel 4.9 Neraca Energi Mixer (M-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)				ΔHout (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 7	Arus 3
NH_3	59.382		2.580.185		2.778.127
C_2H_4O		50.246	2.938		58.767
H_2O	69.205	34.118	0,8985	3.277.585	3.277.587
C_2H_7NO			0,0059	0,0010	0,0069
$C_4H_{11}NO_2$			0,0056	0,0010	0,0066
$C_6H_{15}NO_3$			0,0030	0,0005	0,0036
Sub Total	128.588	84.364	2.583.125	3.277.586	6.114.480
Total	6.114.480				6.114.480

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.10 Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 4
NH_3	11.428.635	10.614.345
C_2H_4O	325.716	16.286
H_2O	16.309.574	16.309.574
C_2H_7NO	0,0499	155.026
$C_4H_{11}NO_2$	0,0373	115.759
$C_6H_{15}NO_3$	0,0190	58.909
Qpendinginan		48.213.158
Panas reaksi	47.419.132	
Total	75.483.057	75.483.057

c. Flash Drum (FD-01)

Tabel 4.11 Neraca Energi Flash Drum (FD-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
NH_3	17.705.135	17.705.135	
C_2H_4O	49.489	49.489	
H_2O	41.933.320	11,4952	41.933.309
C_2H_7NO	627.038	0,1719	627.038
$C_4H_{11}NO_2$	364.055	0,0998	364.055
$C_6H_{15}NO_3$	170.392	0,0467	170.392
Sub Total	60.849.430	17.754.636	43.094.794
Total	60.849.430	60.849.430	

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.12 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H_2O	80.869.790	80.869.790	
C_2H_7NO	1.810.535	0,0870	1.810.535
$C_4H_{11}NO_2$	882.291	0,0424	882.291
$C_6H_{15}NO_3$	381.310	0,0183	381.310
Sub Total	83.943.926	80.869.791	3.074.135
Total	83.943.926	83.943.926	

e. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.13 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C_2H_7NO	4.328.877	4.328.877	
$C_4H_{11}NO_2$	1.891.533	171,7906	1.891.361
$C_6H_{15}NO_3$	766.857	69,6466	766.788
Sub Total	6.987.267	4.329.118	2.658.149
Total	6.987.267	6.987.267	

f. Menara Distilasi (MD-03)

Tabel 4.14 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-03)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
$C_4H_{11}NO_2$	2.929.115	2.929.115	
$C_6H_{15}NO_3$	1.153.131	692,6151	1.152.438
Sub Total	4.082.245	2.929.807	1.152.438
Total	4.082.245	4.082.245	

g. Heater (HE-01)

Tabel 4.15 Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
NH_3	2.778.127	11.428.635
C_2H_4O	58.767	325.716
H_2O	3.277.587	16.309.574
C_2H_7NO	0,0069	0,0499
$C_4H_{11}NO_2$	0,0066	0,0373
$C_6H_{15}NO_3$	0,0036	0,0190
Qpemanasan	21.949.445	
Total	28.063.925	28.063.925

h. Heater (HE-02)

Tabel 4.16 Neraca Energi Heater (HE-02)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
NH_3	15.461.948	17.705.135
C_2H_4O	31.913	49.489
H_2O	29.200.708	41.754.769
C_2H_7NO	359.340	1.156.410
$C_4H_{11}NO_2$	230.902	724.168
$C_6H_{15}NO_3$	112.177	170.392
Qpemanasan	16.163.377	
Total	61.560.363	61.560.363

i. Heater (HE-03)

Tabel 4.17 Neraca Energi Heater (HE-03)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
H_2O	41.933.309	80.843.788
C_2H_7NO	627.038	2.802.571
$C_4H_{11}NO_2$	364.055	1.620.565
$C_6H_{15}NO_3$	170.392	381.310
Qpemanasan	42.553.440	
Total	85.648.234	85.648.234

j. Cooler (CL-01)

Tabel 4.18 Neraca Energi Cooler (CL-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
$C_4H_{11}NO_2$	3.028.769	2.929.115
$C_6H_{15}NO_3$	1.190.030	1.153.131
Qpendinginan		136.554
Total	4.218.799	4.218.799

k. Cooler (CL-02)

Tabel 4.19 Neraca Energi Cooler (CL-02)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
$C_6H_{15}NO_3$	1.409.870	869.795
Qpendinginan		540.075
Total	1.409.870	1.409.870

l. Kondenser (CD-01)

Tabel 4.20 Neraca Energi Kondenser (CD-01)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
NH_3	17.705.135	2.580.185
C_2H_4O	49.489	2.938
H_2O	11,4952	0,8985
C_2H_7NO	0,1719	0,0059
$C_4H_{11}NO_2$	0,0998	0,0056
$C_6H_{15}NO_3$	0,0467	0,0030
Qpendinginan		15.171.512
Total	17.754.636	17.754.636

m. Kondenser (CD-02)

Tabel 4.21 Neraca Energi Kondenser (CD-02)

Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
H_2O	80.266.420	3.277.586
C_2H_7NO	0,0859	0,0010
$C_4H_{11}NO_2$	0,0419	0,0010
$C_6H_{15}NO_3$	0,0181	0,0005
Qpendinginan		76.988.834
Total	80.266.420	80.266.420

n. Kondenser (CD-03)

Tabel 4.22 Neraca Energi Kondenser (CD-03)

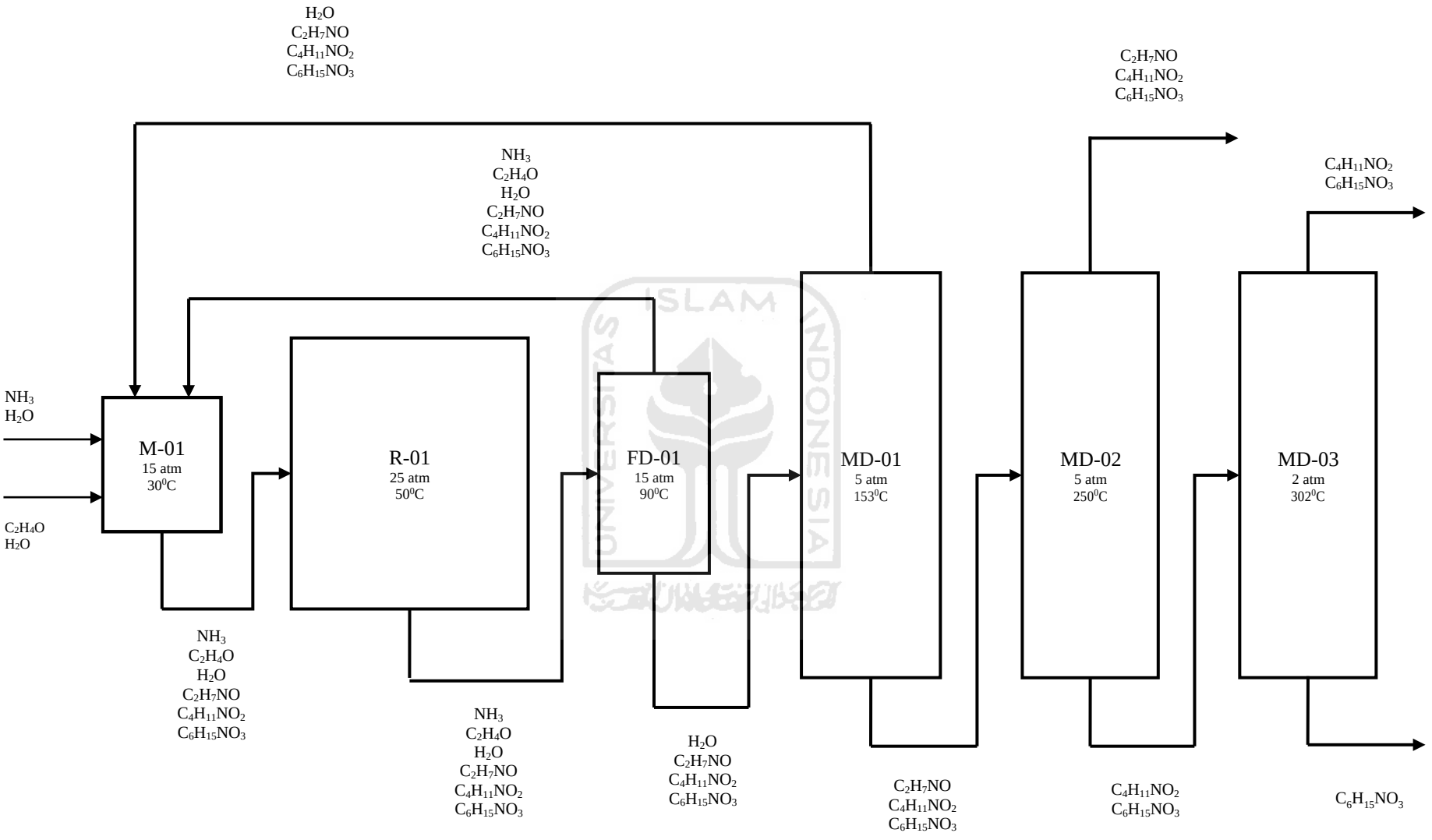
Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
C_2H_7NO	3.928.793	1.132.558
$C_4H_{11}NO_2$	157,5020	53,9264
$C_6H_{15}NO_3$	64,2767	24,1612
Qpendinginan		2.796.379
Total	3.929.015	3.929.015

o. Kondenser (CD-04)

Tabel 4.23 Neraca Energi Kondenser (CD-04)

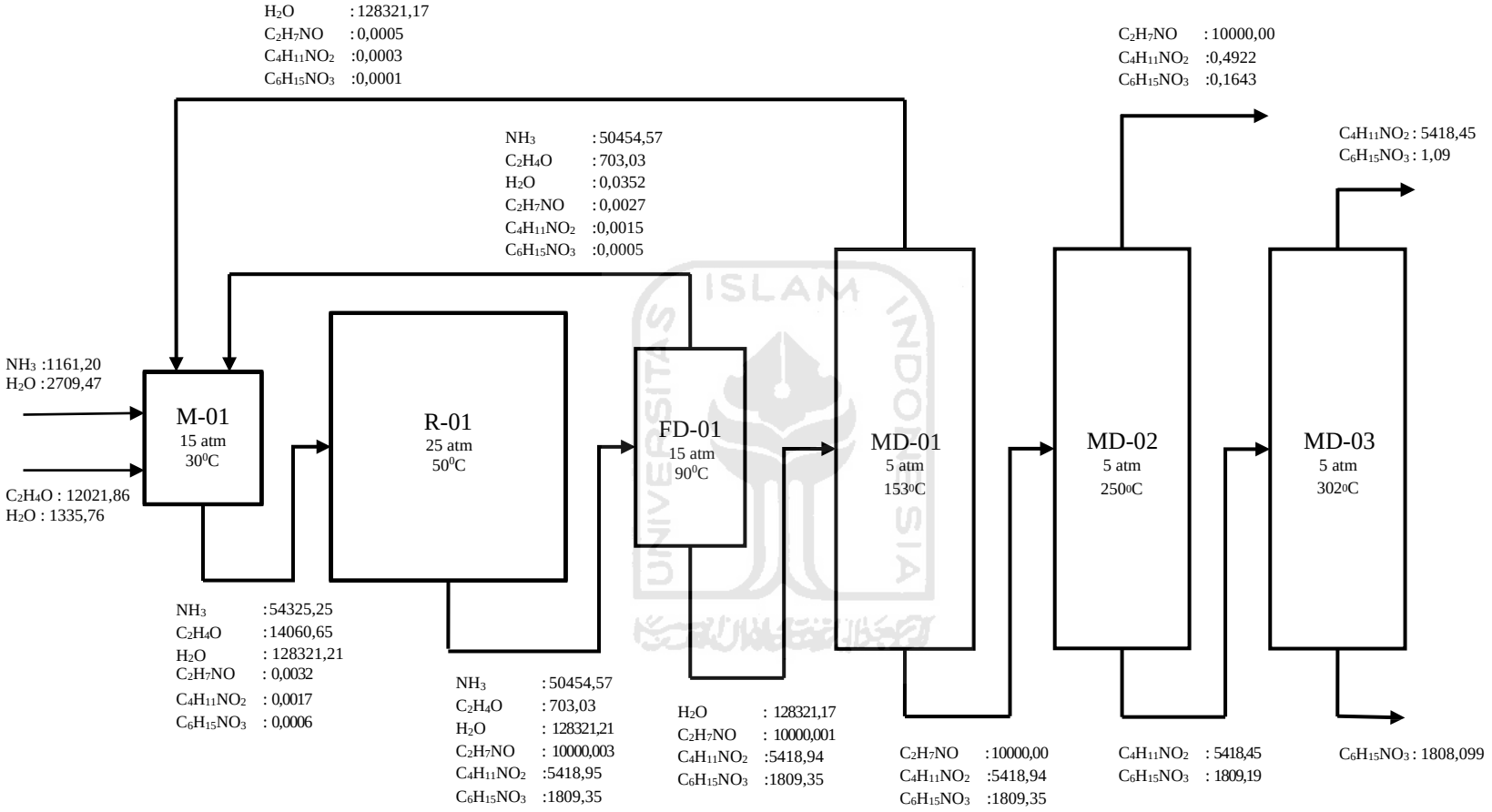
Komponen	ΔHin (kJ/jam)	ΔHout (kJ/jam)
$C_4H_{11}NO_2$	2.830.081	1.345.791
$C_6H_{15}NO_3$	670,5754	336,6956
Qpendinginan		1.484.624
Total	2.830.751	2.830.751

Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif

4.5. Perawatan (Maintenance)

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

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

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

a) Over head 1 x 1 tahun

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

b) Repairing

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

Faktor – faktor yang mempengaruhi maintenance :

a) Umur alat

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

b) Bahan baku

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

c) Tenaga manusia

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

4.6. Utilitas

Unit utilitas merupakan unit yang sangat penting bagi industri. Unit ini merupakan penunjang dan pendukung dari proses produksi. Proses produksi tidak berjalan dengan baik tanpa adanya unit utilitas. Sarana lain dari pabrik juga memerlukan peranan unit utilitas. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Unit-unit utilitas yang harus ada dalam pabrik antara lain:

a) Unit penyediaan dan pengolahan air
b) Unit pembangkit steam
c) Unit pembangkit listrik
d) Unit penyediaan bahan bakar

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

a. Unit penyediaan air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik yaitu sungai cisadane dan sungai cidanau. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

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

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

1) Air pendingin

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

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

2) Air umpan boiler (boiller feed water)

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

a) Zat – zat yang dapat menyebabkan korosi

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

b) Zat yang dapat menyebabkan kerak (scale forming)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tingg, yang biasanya berupa garam – garam karbonat dan silika.

c) Zat yang menyebabkan foaming

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

3) Air domestik

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

a) Syarat fisika, yaitu :

Suhu : Dibawah suhu udara

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

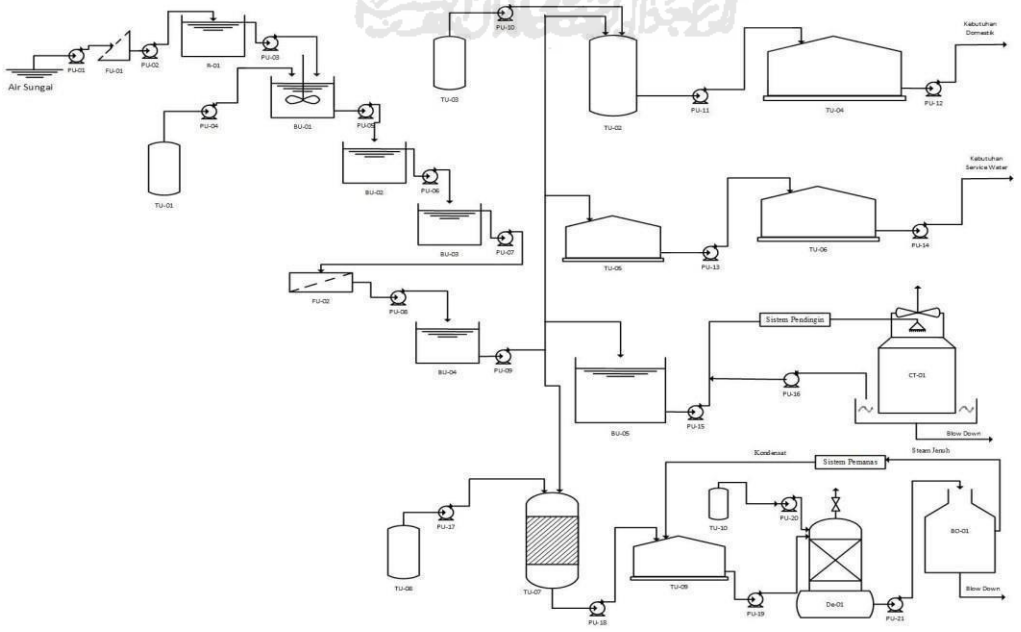
Bau : Tidak berbau

b) Syarat kimia, yaitu :

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

b. Unit pengolahan air

Dalam perancangan pabrik *Monoetanolamin*ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Berikut ini merupakan diagram alir pengolahan air :



Gambar 4.7 Diagram Pengolahan Air

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap 01
7. BU-03 : Bak Pengendap 02
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki Service Water
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak Cooling Water
16. CT-01 : Cooling Tower
17. TU-07 : Mixed – Bed
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Denim
20. TU-10 : Tangki N_2H_4
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi:

1) Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang kemudian dialirkan ke penyaringan (screening) dan langsung dimasukkan ke dalam reservoir.

2) Penyaringan (Screening)

Pada s*creening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (*screen*) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila screen kotor.

3) Penampungan (Reservoir)

Air dalam penampungan di reservoir, kotorannya seperti lumpur akan mengendap.

4) Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat (Al2(SO4)3), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

5) Bak pengendap I dan II

Flok dan endapan dari proses koagulasi diendapkan dalam bak pengendap I dan II.

6) Proses filtrasi

Air yang keluar dari bak pengendap II yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya dilewatkan filter untuk difiltrasi.

7) Bak penampung air bersih

Air dari proses filtrasi merupakan air bersih, ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih tersebut kemudian digunakan secara langsung untuk air pendingin dan air layanan (*Service Water*). Air bersih kemudian digunakan juga untuk air domestik yang terlebih dahulu di desinfektanisasi, dan umpan boiler terlebih dahulu di demineralisasi.

8) Demineralisasi

Air untuk umpan ketel pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya, Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*). Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca2+, Mg2+, SO42-, Cl- dan lain-lain, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler.

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

Cation Exchanger ini berisi resin penukar kation dengan formula RSO3H, dimana pengganti kation – kation yang dikandung dalam air diganti dengan ion H+ sehingga air yang

akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H+. Reaksi penukar kation :

$MgCl_2 + 2R\text{-}SO_3H \rightarrow Mg(RSO_3)_2 + 2Cl^- + 2H^+$

Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+. Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :

$Ba^{+2} > Pb^{+2} > Sr^{+2} > Ca^{+2} > Ni^{+2} > Cu^{+2} > Co^{+2} > Zn^{+2} > Mg^{+2} > Ag^+ > Cr^+ > K^+ > N_2^+ > Co^{+2} > H^+$

Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :

$Mg(RSO_3)_2 + 2Na^+ + 2Cl^- \rightarrow MgCl_2 + 2R\text{-}SO_3H$

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

Reaksi Penukar Anion :

$SO_4^{2-} + 2RNOH \rightarrow (RN)_2SO_4 + 2OH^-$

Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^-. Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :

$SO_4^{2-} > I > NO_3^- > CrO_4^{2-} > Br^- > Cl^- > OH^-$

Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :

$RN_2SO_4 + 2Na^+ + 2\ Cl^- \rightarrow 2RNCl + Na_2SO_4$

9) Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2. Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan

korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa Hidrazin yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel, Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO2 dapat dihilangkan. Karena gas- gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

c. Kebutuhan air

1) Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.24 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater	HE-01	10.539,6965
Heater	HE-02	7.761,3390
Heater	HE-03	20.433,3343
Reboiler	RB-01	13,9773
Reboiler	RB-02	13.346,3306
Reboiler	RB-03	1,4608
Total		52.096,1385

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, sehingga:

Kebutuhan steam = 20% x 52.096,1385 kg/jam

= 62.515 kg/jam

Blowdown = 15% x kebutuhan steam

= 15% x 62.515 kg/jam

= 9.377 kg/jam

Steam trap = 5% x kebutuhan steam

= 5% x 62.515 kg/jam

= 3.126 kg/jam

Kebutuhan air make up untuk steam = blowdown + steam trap

= (9.377 + 3.126) kg/jam

= 12.503 kg/jam

2) Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.25 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	577.851,1620
Cooler	CL-01	2.175,9162
Cooler	CL-02	8.605,8246
Total		588.632,9028

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, sehingga:

Kebutuhan air pendingin = 20% x 588.632,9028 kg/jam

= 706.359 kg/jam

Make up air pendingin:

Wm = We + Wd + Wb

= 6.004 kg/jam + 141 kg/jam + 5.863 kg/jam

= 12.008 kg/jam

3) Kebutuhan air domestik

Meliputi kebutuhan air karyawan dan kebutuhan air untuk mess.

a) Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100 – 120 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 120 liter/hari

= 5 kg/jam

Jumlah karyawan = 200 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan =1.023 kg/jam

b) Kebutuhan air untuk mess

Jumlah mess	= 50 rumah
Penghuni mess	= 100 orang
Kebutuhan air untuk mess	= 25.000 kg/jam
Total kebutuhan air domestik	=(1.023+25.000)
	= 26.023 kg/jam

4) Kebutuhan service water

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran dll sebesar 700 kg/jam.

4.6.2. Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 62.515 kg/jam

Jenis : water tube boiler

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O_2, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boile*r, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan *Monoetanolamin* diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan. Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas = 3.500 kW

Jenis = 1 buah

Rincian kebutuhanlistrik:

a. Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Reaktor	87,3227	65.116,5406
Mixer	19,2531	14.357,0542
Pompa-01	0,3482	259,6833
Pompa-02	0,7014	523,0115
Pompa-03	0,3482	259,6833
Pompa-04	1,2727	949,0178
Pompa-05	9,8147	7.318,8103
Pompa-06	6,9519	5.184,0177
Pompa-07	0,5468	407,7218
Pompa-08	0,5016	374,0741
Pompa-09	0,3761	280,4605
Total	127,4374	95.030,0753

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 4.27 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	2,0000	1.491,4000
Blower Cooling Tower	5,0000	3.728,5000
Pompa-01	26,6485	19.871,8237
Pompa-02	30,6934	22.888,0575
Pompa-03	34,4011	25.652,8902
Pompa-04	0,4218	314,5199
Pompa-05	22,6817	16.913,7575
Pompa-06	21,2296	15.830,8798
Pompa-07	20,0016	14.915,2135
Pompa-08	23,5558	17.565,5399
Pompa-09	18,7679	13.995,2551
Pompa-10	0,0010	0,7647
Pompa-11	1,1816	881,1322
Pompa-12	1,9702	1.469,1663
Pompa-13	0,2607	194,3670
Pompa-14	0,3374	251,5823
Pompa-15	17,2229	12.843,0934
Pompa-16	21,5637	16.080,0550
Pompa-17	36,6423	27.324,1288
Pompa-18	3,1729	2.366,0385
Pompa-19	1,7850	1.331,0804
Pompa-20	0,1036	77,2556
Total	289,6426	215.986,5012

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Listrik untuk penerangan adalah sebesar 93 kW

Listrik untuk AC adalah sebesar 14 kW

d. Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik untuk laboratorium dan bengkel adalah sebesar 36 kW

e. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi adalah sebesar 10 kW

Total kebutuhan listrik pada pabrik Monoetanolamin ialah sebesar :

Tabel 4.28 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	95,0301
	b. Utilitas	215,9865
2	a. Listrik AC	14
	b. Listrik Penerangan	93
3	Laboratorium dan Bengkel	36
4	Instrumentasi	10
Total		464,6915

4.6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) sebanyak 344 kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah diesel oil sebanyak 3.644 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Pemilihan bahan bakar Diesel Oil berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

a. Harganya relatif murah
b. Mudah didapat
c. Viskositsnya semakin rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
d. Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9.9 Perry 6th ed, didapat:

a. *Falsh point* = 38^0C (100^0F)
b. *Pour point* = -6^0C ($21,2^0$F)
c. *Densitas* = 0,8 kg/L
d. *Heating value* = 19.200 btu/lb

4.6.5. Unit Pengolahan Limbah

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

a. Limbah gas

Limbah gas yang dihasilkan berupa gas buang sisa hasil pembakaran boiler yang sebagian besar adalah gas CO_2. Penanganan yang dilakukan adalah dengan mengabsorbsi gas CO_2 sehingga kadarnya menurun dan bisa dibuang langsung ke lingkungan.

b. Limbah Cair

1) 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.

2) Limbah Domestik

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

3) 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.

4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Monoetanolamin yangg akan didirikan direncanakan memiliki klasifikasi sebagai berikut :

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas
Lapangan usaha : Industri Bahan Kimia
Status perusahaan : Swasta
Kapasitas : 10.000 ton/tahun
Lokasi perusahaan : Serang, Banten

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan pada beberapa faktor, yaitu :

a) Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
b) Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang pimpinan perusahaan
c) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewankomisaris
d) Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya serta karyawan perusahaan
e) Efisiensi manajemen

   Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup berpengalaman
f) Lapangan usaha lebih luas

   Suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga perseroan terbatas dapat

memperluas usahanya

Ciri – ciri Perseroan Terbatas :

a) Perseroan terbatas didirikan dengan akta dari notaris dengan berdasarkan Kitab Undang – Undang Hukum Dagang
b) Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham – sahamnya
c) Perseroan Terbatas dipimpin oleh suatu direksi yang terdiri dari para pemegang saham
d) Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum –hukum perburuhan

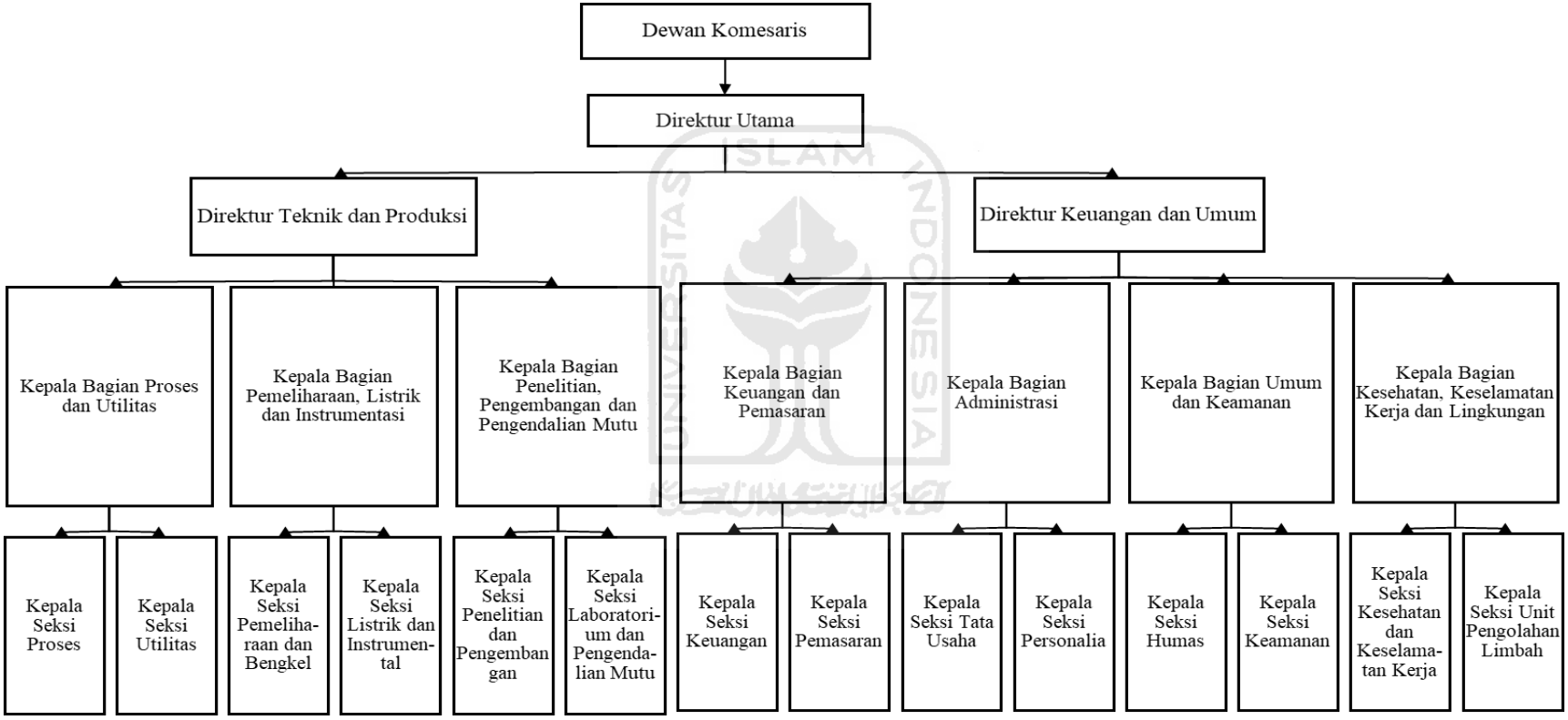
4.7.2. Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam

sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

a) Pemegang saham
b) Dewan komisaris
c) Direktur utama
d) Direktur
e) Kepala bagian
f) Kepala seksi
g) Karyawan dan operator

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



Gambar 4.8 Struktur Organisasi

4.7.3. Tugas dan Wewenang

A. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
b) Mengangkat dan memberhentikan Direktur
c) Mengesahkan hasil – hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

B. Dewan komisaris

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

a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber –sumber dana dan pengarah pemasaran
b) Mengawasi tugas – tugas direktur
c) Membantu direktur dalam tugas – tugas

C. Direktur utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama antara lain :

a) Tugas kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya
b) Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontuinitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
c) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
d) Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

a) Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik
b) Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala – kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain :

a) Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran serta penelitian dan pengembangan
b) Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala – kepala bagian yang menjadi bawahannya

D. Staff ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing- masing. Tugas dan wewenang :

a) Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
b) Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi
c) Mempertinggi efisiensi kerja

E. Kepala bagian

a. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi dan laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan dan pengadaan

c. Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi

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

d. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

e. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak

f. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

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

g. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

h. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

F. Kepala seksi

a. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

b. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

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

c. Kepala Seksi Utilitas

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

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat – alat serta fasilitas pendukungnya

e. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat – alat instrumentasi

f. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah

g. Kepala Seksi Keuangan

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

h. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik

i. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

j. Kepala Seksi Humas

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

k. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

l. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

4.7.4. Ketenagakerjaan

Sistem upah karyawan berbeda – beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan harian

Karyawan ynag diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karayawan borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatupekerjaan.

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara *kontinyu* setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun. Karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan shift dan karyawan *non shift.*

a. Karyawan shift

Karyawan shift merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat, dengan pola dari hari ke 1 hingga seterusnya dan berulang seperti tertera pada tabel berikut :

Tabel 4.29 Pembagian Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	P	P	L	L	M	M	M	M	M	L	L	S
2	L	L	M	M	M	M	M	L	L	S	S	S	S	S	L
3	M	M	L	L	S	S	S	S	S	L	P	P	P	P	P
4	S	S	S	S	L	P	P	P	P	P	L	L	M	M	M

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	S	S	S	S	L	P	P	P	P	P	L	L	M	M	M
2	P	P	P	P	P	L	L	M	M	M	M	M	L	L	S
3	L	L	M	M	M	M	M	L	L	S	S	S	S	S	L
4	M	M	L	L	S	S	S	S	S	L	P	P	P	P	P

Keterangan :

P = shift pagi M = shift malam S = shift siang L = Libur

Shift pagi : pukul 07.00 – 15.00

Shift sore : pukul 15.00 – 23.00

Shift malam : pukul 23.00 – 07.00

b. Karyawan non shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non shift bekerja selama 5 hari kerja dalam satu minggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari-hari besar agama ataupun hari nasional. Sehingga total kerjanya 40 jam dalam satu minggu. Dengan peraturan sebagai berikut :

Senin – kamis : Pukul 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00
Pukul 12.00 - 13.00 (istirahat)

Jumat : Pukul 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00
Pukul 11.30 – 13.30 (istirahat)

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawan. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam pengembangan karier para karyawan dalam perusahaan (Djoko, 2009).

4.7.5. Fasilitas Karyawan

Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa :

a. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari
b. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter
c. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan
d. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok
e. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga

kerja yang meninggal dunia karena karena kecelakaan sewaktu bekerja

f. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawanyang menderita sakit akibat kecelakaan kerja
g. Penyediaan kantin, tempat ibadah dan sarana olahraga
h. Penyediaan seragam dan alat – alat pengaman, seperti sepatu dan sarung tangan
i. Family Gathering Party (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali

4.7.6. Penggolongan jabatan dan keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4.30 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala bagian	S-1
Kepala seksi	S-1
Staff ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3 / D-4 / S-1
Karyawan	D-3 / S-1
Supir	SLTA
Cleaning service	SLTA
Satpam	SLTA

4.7.7. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1.Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.31 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
Direktur utama	1	35.000.000	35.000.000
Direktur teknik dan produksi	1	25.000.000	25.000.000
Direktur keuangan dan umum	1	25.000.000	25.000.000
Staff ahli	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Produksi	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Teknik	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Pemasaran dan keuangan	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Administrasi dan umum	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Litbang	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Humas dan keamanan	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. K3	1	18.000.000	18.000.000
Ka Bag. Pemeliharaan listrik dan instrumentasi	1	18.000.000	18.000.000
Ka Sek. Utilitas	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Proses	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Bahan baku dan produk	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Pemeliharaan	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Listrik dan instrumentasi	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Laboratorium	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
vKa Sek. Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Personalia	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Humas	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. Keamanan	1	12.000.000	12.000.000
Ka Sek. K3	1	12.000.000	12.000.000
Karyawan personalia	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan humas	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan litbang	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan pembelian	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan pemasaran	5	7.000.000	35.000.000
Karyawan administrasi	4	7.000.000	28.000.000
Karyawan kas/anggaran	4	7.000.000	28.000.000
Karyawan proses	18	7.000.000	126.000.000
Karyawan pengendalian	6	7.000.000	42.000.000
Karyawan laboratorium	6	7.000.000	42.000.000
Karyawan pemeliharaan	6	7.000.000	42.000.000
Karyawan utilitas	12	7.000.000	84.000.000
Karyawan K3	6	7.000.000	42.000.000
Operator proses	20	5.000.000	100.000.000
Operator utilitas	10	5.000.000	50.000.000
Sekretaris	6	6.000.000	36.000.000
Dokter	2	7.500.000	15.000.000
Perawat	4	4.000.000	16.000.000
Satpam	8	3.000.000	24.000.000
Supir	10	2.600.000	26.000.000
Cleaning service	9	2.600.000	23.400.000
Total	180	517.700.000	1.290.400.000

4.8. Evaluasi Ekonomi

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimiadiperlukan estimasi profitabilitas.Estimasi profibilitas meliputi beberapafaktor yang ditinjau yaitu :

A. Return On Investment (ROI)
B. Pay Out Time (POT)
C. Break Even Point (BEP)
D. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)
E. Shut Down Point (SDP)

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profibilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Invesment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari :

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
B. Modal Kerja
C. Biaya Produksi Total : Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost)
Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses)

Analisa pendapatan modal berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari :

A. Biaya Tetap (Fixed Cost)
B.Biaya Variabel (Variable Cost)
C.Biaya Mengambang (Regulated Cost)

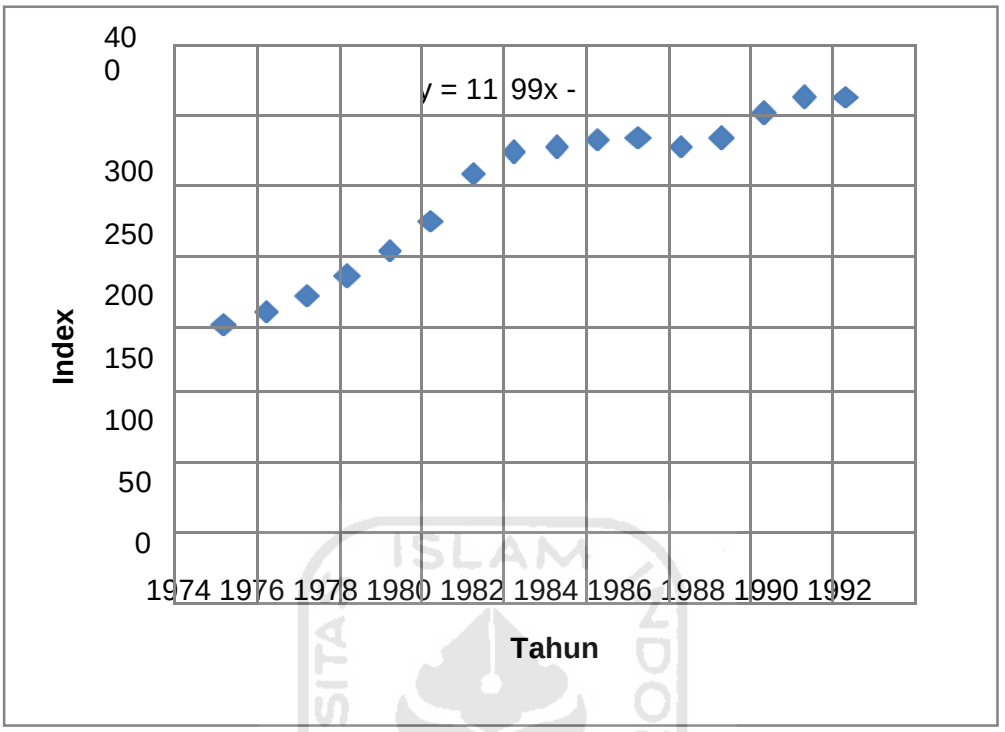
4.8.1. Harga Alat

Harga dari suatu alat industri akan berubah seiring denganperubahan ekonomi. Maka diperlukan perhitungan konversi harga alatsekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu.

Tabel 4.32 Indeks harga tiap tahun

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
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	2008	575,4
22	2009	521,9
23	2010	550,8
24	2011	585,7
25	2012	584,6
26	2013	567,3
27	2014	576,1
28	2015	556,8
29	2016	589
30	2017	598,9

Sumber: www.chemengonline.com/pci



Gambar 4.9 Tahun vs Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah . pabrik Monoetanolamin kapasitas 10.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2023, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar.

Harga alat diperoleh dari situs matches (www.matche.com) dan buku karangan Peters dan Timmerhaus. Perhitungan alat pada tahun pabarik dibangun diperoleh rumus berikut:

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

(Aries dan Newton,1955)

Keterangan:

Ex : Harga pembelian alat pada tahun 2023

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx: Indeks harga pada tahun 2023

Ny : Indeks harga pada tahunreferensi

Berikut adalah hasil perhitungan menggunakan rumus tersebut:

Tabel 4.33 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Total Harga
1	Mixer	1	$ 549.657
2	Reaktor	2	$ 241.182
3	Flash Drum	1	$ 118.363
4	Menara Distilasi 01	1	$ 63.637
5	Menara Distilasi 02	1	$ 16.795
6	Menara Distilasi 03	1	$ 11.425
7	Tangki 01	1	$ 295.679
8	Tangki 02	1	$ 342.179
9	Tangki 03	1	$ 223.930
10	Tangki 04	1	$ 107.852
11	Tangki 05	1	$ 57.468
12	Pompa 01	1	$ 17.480
13	Pompa 02	1	$ 18.623
14	Pompa 03	1	$ 12.225
15	Pompa 04	1	$ 13.824
16	Pompa 05	1	$ 16.795
17	Pompa 06	1	$ 15.081
18	Pompa 07	1	$ 13.824
19	Pompa 08	1	$ 12.225
20	Pompa 09	1	$ 16.795
21	Expansion Valve 01	1	$ 17.023
22	Expansion Valve 02	1	$ 17.023
23	Expansion Valve 03	1	$ 17.023
24	Expansion Valve 04	1	$ 17.023
25	Expansion Valve 05	1	$ 17.023
26	Cooler 01	1	$ 3.313
27	Cooler 02	1	$ 5.027
28	Heater 01	1	$ 34.846
29	Heater 02	1	$ 23.764
30	Heater 03	1	$ 52.326
31	Condenser 01	1	$ 107.623
32	Condenser 02	1	$ 117.449
33	Condenser 03	1	$ 17.023
34	Condenser 04	1	$ 6.741
35	Reboiler 01	1	$ 9.140
36	Reboiler 02	1	$ 9.140
37	Reboiler 03	1	$ 9.140
38	Tangki Accumulator 01	1	$ 4.798
39	Tangki Accumulator 02	1	$ 1.028
40	Tangki Accumulator 03	1	$ 685

Tabel 4.34 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Total harga
1	Screening	1	$ 28.562
2	Reservoir	1	$ 3.313
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	1	$ 2.742
4	Bak Pengendap I	1	$ 2.742
5	Bak Pengendap II	1	$ 2.742
6	Sand Filter	1	$ 9.140
7	Bak Air Penampung Sementara	1	$ 3.313
8	Bak Air Pendingin	1	$ 45.700
9	Cooling Tower	1	$ 45.700
10	Blower Cooling Tower	1	$ 228.500
11	Deaerator	1	$ 5.712
12	Boiler	1	$ 6.855
13	Tangki Alum	1	$ 11.425
14	Tangki klorinasi	1	$ 17.137
15	Tangki Kaporit	1	$ 1.142
16	Tangki Air Bersih	1	$ 89.800
17	Tangki Service Water	1	$ 22.850
18	Tangki Air Bertekanan	1	$ 22.850
19	Mixed Bed	1	$ 285.625
20	Tangki NaCl	1	$ 6.855
21	Tangki Air Denim	1	$ 20.565
22	Tangki Hydrazine	1	$ 7.997
23	Pompa 01	1	$ 54.840
24	Pompa 02	1	$ 54.840
25	Pompa 03	1	$ 54.840
26	Pompa 04	1	$ 10.054
27	Pompa 05	1	$ 45.700
28	Pompa 06	1	$ 45.700
29	Pompa 07	1	$ 45.700
30	Pompa 08	1	$ 45.700
31	Pompa 09	1	$ 45.700
32	Pompa 10	1	$ 10.054
33	Pompa 11	1	$ 22.850
34	Pompa 12	1	$ 22.850
35	Pompa 13	1	$ 10.054
36	Pompa 14	1	$ 10.054
37	Pompa 15	1	$ 22.850
38	Pompa 16	1	$ 22.850
39	Pompa 17	1	$ 10.054
40	Pompa 18	1	$ 18.280
41	Pompa 19	1	$ 18.280
42	Pompa 20	1	$ 10.054
43	Tangki Bahan Bakar	1	$ 9.140
44	Kompresor	1	$ 14.852

4.8.2. Perhitungan Biaya

A. Capital Investment

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untukmengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

1) Fixed Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitaspabrik.

2) Working Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modaluntuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4.35 Physical Plan Cost (PPC)

No	Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Purchased Equipment Cost	4.128.765	67.918.183.128
2	Delivered Equipment Cost	1.032.191	16.979.545.782
3	Instalasi Cost	642.305	10.565.922.337
4	Pemipaan	1.872.757	30.066.595.205
5	Instrumentasi	1.026.180	16.880.661.862
6	Insulasi	153.260	2.521.127.086
7	Listrik	412.876	6.791.818.313
8	Bangunan	1.232.827	20.280.000.000
9	Land & Yard Improvement	2.017.021	33.180.000.000
Total PPC		12.473.183	205.183.853.713

Tabel 4.36 Direct Plan Cost (DPC)

No	Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Teknik dan Konstruksi	14.967.819	246.220.624.456
Total (PPC+DPC)		27.441.002	451.404.478.169

Tabel 4.37 Fixed Capital Invesment (FCI)

No	Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Direct Plan Cost	14.967.819	246.220.624.456
2	Cotractor’s Fee	598.713	9.848.824.978
3	Contigency	1.496.782	24.622.062.446
Fixed Capital Invesment (FCI)		17.063.314	280.691.511.880

Tabel 4.38 Working Capital Invesment (WCI)

No	Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Raw Material Invertory	3.098.361	50.968.032.485
2	In Process Invertory	3.712.702	61.073.947.102
3	Product Invertory	7.425.404	122.147.894.204
4	Extended Credit	9.508.008	156.406.733.529
5	Available Cash	7.425.404	122.147.894.204
Working Capital Invesment (WCI)		31.169.879	512.744.501.523

B. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah Direct Manufacturing Cost, Indirect Manufacturing Cost dan Fixed Manufacturing Cost, atau biaya – biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Manufacturing Cost meliputi :

1) Direct Manufacturing Cost

Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 4.39 Directing Manufacturing Cost (DMC)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Raw Material	11.360.656	186.882.785.778
Labor	941.325	15.484.800.000
Supervision	94.133	1.548.480.000
Maintenance	341.266	5.163.830.238
Plant Supplies	51.190	842.074.536
Royalty and Patents	348.627	5.734.913.563
Utilities	23.071.021	379.518.293.078
Direct Manufacturing Cost (DMC)	36.208.217	595.625.177.192

2) Indirect Manufacturing Cost

Pengeluaran – pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

Tabel 4.40 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Payroll Overhead	141.199	2.322.720.000
Laboratory	94.133	1.548.480.000
Plant Overhead	470.663	7.742.400.000
Packaging and Shipping	1.743.135	28.674.567.814
Indirect Manufacturing Cost (IMC)	2.449.129	40.288.167.814

3) Fixed Manufacturing Cost

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.41 Fixed Manufacturing Cost(FMC)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Depreciation	1.365.065	22.455.320.950
Property Taxes	170.633	2.806.915.119
Insurance	170.633	2.806.915.119
Fixed Manufacturing Cost (FMC)	1.706.331	28.069.151.188

Tabel 4.42 Total Manufacturing Cost (TMC)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Direct Manufacturing Cost (DMC)	23.071.021	379.518.293.078
Indirect Manufacturing Cost (IMC)	2.449.129	40.288.167.814
Fixed Manufacturing Cost (FMC)	1.706.331	28.069.151.188
Total Manufacturing Cost (TMC)	27.226.481	447.875.612.080

4) Pengeluaran Umum (General Expense)

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

Tabel 4.43 General Expense (GE)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Administration	816.794	13.436.268.362
Sales Expense	1.361.324	22.393.780.604
Research	680.662	11.196.890.302
Finance	964.664	15.868.720.268
General Expense (GE)	3.823.444	62.895.659.536

Tabel 4.44 Total Production Cost (TPC)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Total Manufacturing Cost (TMC)	27.226.481	447.875.612.080
General Expense (GE)	3.823.444	62.895.659.536
Total Production Cost (TMC)	31.049.925	510.771.271.616

4.8.3. Analisis Keuntungan

A. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp. 573.491.356.274

Total biaya produksi : Rp. 510.771.271.616

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi

: Rp. 62.720.084.657

B. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 25% x Rp. 62.720.084.657

: Rp. 15.680.021.164

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – Pajak

: Rp. 47.040.063.493

(Sumber pajak diambil dari PERPU Nomor 1 Tahun 2020)

4.8.4. Analisis Kelayakan

A. Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

1) ROI sebelum pajak (ROI_b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries dan Newton, 1955).

ROI_b = 22,34% (pabrik memenuhi kelayakan)

2) ROI setelah pajak (ROI_a)

ROI_a = 16,76 % (pabrik memenuhi kelayakan)

B. Pay Out Time(POT)

*Pay Out Time*adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

1) POT sebelum pajak (POT_b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955).

POT_b = 3,3 tahun (pabrik memenuhi kelayakan)

2) POT setelah pajak (POT_a)

POT_a = 4,0 tahun (pabrik memenuhi kelayakan)

C. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Tabel 4.45 Annual Fixed Cost (Fa)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Depreciation	1.365.065	22.455.320.950
Property Taxes	170.633	2.806.915.119
Insurance	170.633	2.806.915.119
Fixed Cost (Fa)	1.706.331	28.069.151.188

Tabel 4.46 Annual Variable Cost (Va)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Raw Material	11.360.656	186.882.785.778
Packaging & Shipping	1.743.135	28.674.567.814
Utilities	9.933.824	163.411.408.964
Royalty and Patents	348.627	5.734.913.563
Annual Variable Cost (Va)	23.386.242	384.703.676.119

Tabel 4.47 Annual Regulated Cost (Ra)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Labor Cost	941.325	15.484.800.000
Plant Overhead	470.663	7.742.400.000
Payroll Overhead	141.199	2.322.720.000
Supervision	94.133	1.548.480.000
Laboratory	94.133	1.548.480.000
Administration	816.794	13.436.268.362
Finance	964.664	15.868.720.268
Sales Expense	1.361.324	22.393.780.604
Research	680.662	11.196.890.302
Maintenance	341.266	5.613.830.238
Plant Supplies	51.190	842.074.536
Regulated Cost (Ra)	5.957.352	97.998.444.310

Tabel 4.48 Annual Sales Cost (Sa)

Jenis	Harga ($)	Harga (Rp)
Annual Sales Cost	34.862.696	573.491.356.274
Annual Sales Cost (Sa)	34.862.696	573.491.356.274

Dari hasil perhitungan didapatkan BEP sebesar 47,82% . BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40% - 60% , sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik memenuhi kelayakan.

D. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan, karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

SDP = 24,46%

E. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun).

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Invesment (FCI) : Rp. 280.691.511.880

Working Capital Invesment (WCI) : Rp. 512.744.501.523

Salvage Value (SV) : Depresiasi : Rp. 22.455.320.950

Cash Flow (CF) : Annual profit + Depresiasi + Finance

: Rp. 85.364.104.711

*Discounted cash flow*dihitung secara *trial and error* dimana nilai R harus sama dengan S.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \cdots + (1+i) + 1] + \frac{(WC + SW)}{CF}$$

Dengan *trial and error* diperoleh nilai i : 0,1014

DCFR : 10,14%

Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga acuan bank

: 6,38%

Kesimpulan : Memenuhi syarat

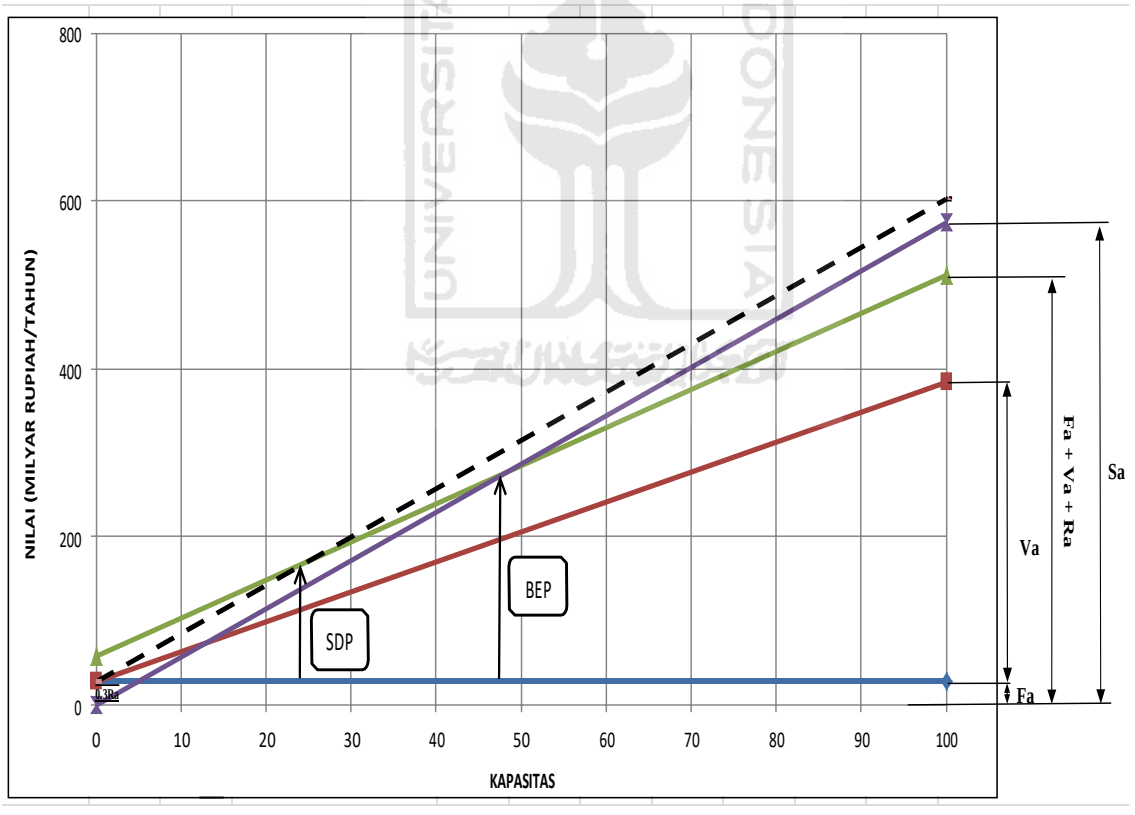
: 1,5 x 4,25%

: 6,38%

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank Indonesia saat ini adalah 4,25% berlaku mulai Juni 2020)

Sehingga DCFR = 10,13% > 1,5 bunga bank = minimum = 6,38%

Grafik Analisis Kelayakan



Gambar 4.10 Grafik Analisis Kelayakan

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dalam pra rancangan pabrik Monoetanolamin diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik Monoetanolamin didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga dapat mengurangi keterganatungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik Monoetanolamin akan didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dengan bahan baku amonia sebanyak 3.871 kg/jam dan etilen oksida sebanyak 13.358 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Serang, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik.
4. Berdasarkan analisis ekonomi, didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel 5.1 Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan	Referensi
Profit			
Profit sebelum pajak	62.720.084.657		
Profit sesudah pajak	47.040.063.493	Keuntungan setelah pajak (25%)	PERPU Nomor 1 Tahun 2020
Return On Invesment (ROI)			
ROI sebelum pajak	22,34%	Industrial Chemical: low risk 11% (min) , high risk 44% (min)	Aries Newton, P.193
ROI sesudah pajak	16,76%		
Pay Out Time (POT)			
POT sebelum pajak	3,3 tahun	Industrial Chemical: low risk 5th (max) , high risk 2th (max)	Aries Newton, P.196
POT sesudah pajak	4,0 tahun		
Break Even Point (BEP)	47,82%	40% - 60%	
Shut Down Point (SDP)	24,46%		
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	10,14%	1,5 x suku bunga acuan bank = 6,38%	Suku Bunga Acuan Bank Juni 2020 : 4,25%

5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, maka Pabrik Monoetanolamin dari amonia dan etilen oksida layak untuk dipertimbangkan.

5.2. Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik, seperti : pemilihan alat proses, bahan baku dan kemurdian hasil produk perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

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

Badan Pusat Statistik. 2019. Statistic Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 10 November 2019 pukul 21.05 WIB

Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York.

Brownell. L.E. and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design.* John Wiley and Sons Inc. New York.

Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6.* Pergason Press. Oxford.

Fogler, H.S. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering. 4th ed*. Pearson Education Inc. Massachusetts.

Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer.* Mc. GrawHill International Book Company Inc. New York.

Kirk, R.E., and Othmer D.F. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed*. The Interscience Encyclopedia Inc. New York

Matche. 2020. *equipment cost.* http://www.matche.com/. Diakses pada tanggal 26 Maret 2020 pukul 20.35 WIB

Peters, M., Timmerhause, K., dan West, R. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Mc Graw Hill. New York.

Perry, R.H., and Green, D. W. 2008. Perry's Chemical Engineers. 7th ed. McGraw Hill Companies Inc. USA.

P.T Polychem Indonesia Tbk. 2019. Etilen Oksida. https://polychemindo.com Diakses pada tanggal 11 November 2019 pukul 11.15 WIB

P.T Pupuk Kujang Cikampek. 2019. *Amonia*. https://pupuk-kujang.co.id Diakses pada tanggal 11 November 2019 pukul 10.07 WIB.

Science Lab. *Material Safety Data Sheet*. Diakses pada tanggal 09 Maret 2020 pukul 21.45 WIB.

The Chemical Engineering Plant Cost Index. 2020. *Cost Index.* www.chemengonline.com/pci. Diakses pada tanggal 7 Mei 2020 pukul 22.10 WIB.

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

Vilbrant, F.C. and Dryden, C.E., 1959, *Chemical Engineering Plant Design*, 4 th ed., McGraw-Hill Book Co., Inc., Tokyo

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.

Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company. Tokyo.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fase : Cair – cair

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Suhu Operasi : 50°C

Tekanan : 25 atm

Konversi terhadap C_2H_4O : 95%

1. Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/j)	Fraksi massa (xi)	ρi (kg/m^3)	ρi.xi (kg/m^3)
NH_3	54.325,2481	0,2762	594,2831	164,1251
C_2H_4O	14.060,6525	0,0715	855,4079	61,1447
H_2O	128.321,2070	0,6523	1.023,0130	667,3590
C_2H_7NO	0,0032	1,6378E-08	1.009,7653	1,6538E-05
$C_4H_{11}NO_2$	0,0017	8,8749E-09	1.091,1043	9,6834E-06
$C_6H_{15}NO_3$	0,0006	2,9633E-09	1.117,6104	3,3228E-06
Total	196.707,1076	1,0000		892,6288

A. Design Equation

$$Fv = \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

= 220,3683 m^3/jam

= 220.368,3063 liter/jam

Cao = na/Fv

= 0,0009282 kmol/liter

Cbo = nv/Fv

= 0,009282 kmol/liter

Reaksi

$C_2H_4O + NH_3 \longrightarrow C_2H_7NO$

m	: Cao	Cbo	
r	: Cao.x	Cao.x	Cao.x
s	: Cao – Cao.x	Cbo – Cao.x	Cao.x

Reaksi merupakan reaksi orde dua, dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan:

-ra = k Ca.Cb

X = 0,95

T = 1 jam

Ca = Cao - Cao.x

= 4,6410E-05 kmol/L

Cb = Cbo – Cao.x

= 0,0084 kmol/L

$$k = \frac{Cao.x}{t\ Cao\ (1-x)\ (Cbo - Cao\ .x)}$$

= 2.261,8529 L/kmol.Jam

B. Menentukan Volume Reaktor

Rate of input – rate of output – rate of reaction = accumulation

Fv.Cao – Fv.Ca – (-ra).V = 0

Fv.Cao – Fv.Cao (1-x) – (k.Ca.Cb).V = 0

Fv.Cao – Fv.Cao (1-x) = (k.Ca.Cb). V

$$V = \frac{Fv\ (Cao - Cao(1-x))}{k.Ca.Cb}$$

$$V = \frac{Fv.Cao.x}{k.Ca.Cb}$$

V = 220.368,312 L

= 220,3683 m^3

C. Optimasi Reaktor

$$Vn = \frac{FAo.(Xout - Xin)}{(-ra)out}$$

(Fogler hal 47)

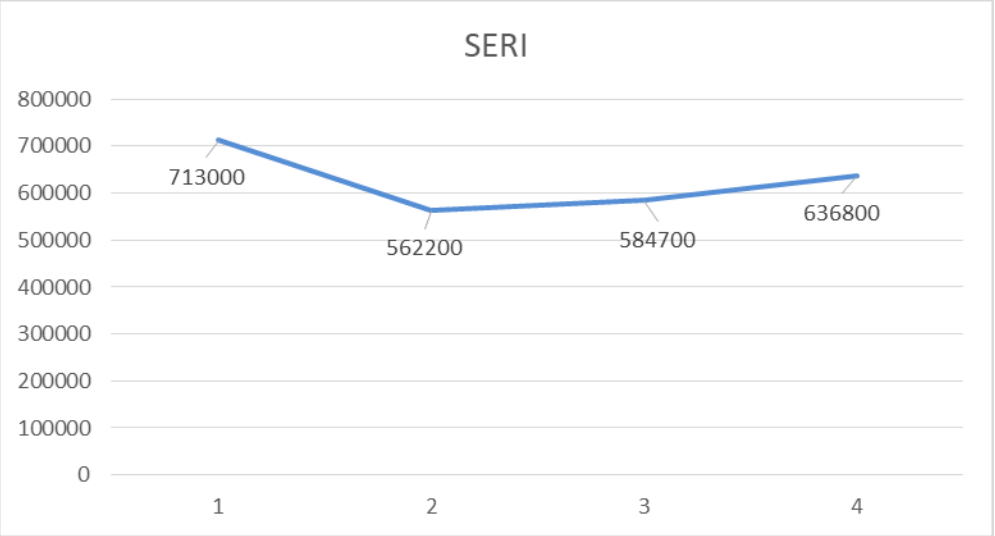
$$Vn = \frac{FAo.(Xout - Xin)}{k.Ca.Cb}$$

$$Vn = \frac{FAo.(Xout - Xin)}{k.Cao(1-Xout).(Cbo - Cao.Xout)}$$

Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	V (L)	Error V
1	0%	95%	220.368	0
1	0%	77%	38.072	0
2	77%	95%	38.072	0
1	0%	63%	19.074	0
2	63%	86%	19.074	0
3	86%	95%	19.074	0
1	0%	54%	13.025	0
2	54%	79%	13.025	0
3	79%	90%	13.025	0
4	90%	95%	13.025	0

n	Konversi	Volume (L)	Volume (gallon)	V over design (gallon)	Harga ($)	
					Unit	Total
1	95%	220.368	58.215	69.858	713.000	713.000
1	77%	38.072	10.058	12.069	281.100	562.200
2	95%	38.072	10.058	12.069	281.100	
1	63%	19.074	5.039	6.047	194.900	584.700
2	86%	19.074	5.039	6.047	194.900	
3	95%	19.074	5.039	6.047	194.900	
1	54%	13.025	3.441	4.129	159.200	636.800
2	79%	13.025	3.441	4.129	159.200	
3	90%	13.025	3.441	4.129	159.200	
4	95%	13.025	3.441	4.129	159.200	

Jumlah reaktor	Harga
1	713.000
2	562.200
3	584.700
4	636.800



Grafik Jumlah Reakrot Vs Harga

2. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan over design sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi:

Volume reaktor = 1,2 x Volume cairan

= 1,2 x 220,3683 m^3

= 264,4420 m^3 = 9.338,6888 ft^3 = 69.858,1635 gallon

A. Menghitung Diameter dan Tinggi Reaktor

Volume = volume silinder + volume tutup

= volume silinder + 2 volume head

Tutup berbentuk eliptical dished head

Dengan:

Dipilih perbandingan = D : H = 1 : 1,5

Volume head = 0,000049 D^3 (Pers. 5.11., Brownell hal 88)

Sehingga :

$$\text{Volume} = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0{,}000049 \times D^3)$$

$$9.338{,}6888\ ft^3 = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0{,}000049 \times D^3)$$

$$9.338{,}6888\ \text{ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 1{,}5D\right) + (0{,}000098 \times D^3)$$

$$9.338{,}6888\ \text{ft}^3 = D^3\left(\frac{4{,}71}{4} + 0{,}000098\right)$$

$$9.338{,}6888\ \text{ft}^3 = D^3(1{,}1775)$$

$$D^3 = \frac{9.338{,}6888\ \text{ft}^3}{1{,}1775}$$

$$D = \sqrt[3]{7.930{,}6158\ \text{ft}^3}$$

$$D = 19{,}9420\ \text{ft} = 239{,}3041\ \text{in} = 6{,}0783\ \text{m}$$

Maka tinggi reaktor :

$$H = 1{,}5D$$

$$H = 1{,}5 \times 19{,}9420\ \text{ft}$$

$$H = 29{,}9130\ \text{ft} = 358{,}9562\ \text{in} = 9{,}1175\ \text{m}$$

B. Menghitung Tinggi Cairan

$$\text{Volume cairan} = h_{\text{cairan}} \times \frac{\pi D^2}{4}$$

$$220{,}3683\ \text{m}^3 = h_{\text{cairan}} \times \frac{3{,}14 \times (6{,}0783\ \text{m})^2}{4}$$

$$220{,}3683\ \text{m}^3 = h_{\text{cairan}} \times 29{,}0026\ \text{m}^2$$

$$h_{\text{cairan}} = \frac{220{,}3683\ \text{m}^3}{29{,}0026\ \text{m}^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 7{,}5982\ \text{m}$$

C. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Persamaan 13.1 (Brownell 1959, Page 254) :

$$t_s = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0{,}6 \times P)} + C$$

Dengan:

Allowable stress (f) = 12.650 psia

Sambungan yang dipilih = double welded but joint

Efisiensi sambungan (E) = 80%

Corrosion allowance (C) = 0,125 in

Jari – jari reaktor (ri0 = 119,6521 in

Tekanan (P) = 24,3403 psia

Sehingga:

$$t_s = \frac{24{,}3403 \text{ psia} \times 119{,}6521 \text{in}}{(12.650 \text{ psia} \times 80\%) - (0{,}6 \times 24{,}3403 \text{psia})} + 0{,}125 \text{ in}$$

$$t_s = 0{,}3962 \text{ in}$$

Jadi tebal shell yang dibutuhkan sebesar 0,3962 in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, maka dipilih t standar:

ts = 7/16 in = 0,4375 in

ID shell = 239,3041 in

OD shell = ID + 2 ts

= 240 in + (2 x 0,4375 in)

= 240,1791 in

Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

OD = 240 in = 6,096 m

ID = OD – 2 ts

= 240 in – (2 x 0,4375 in)

= 239,1250 in = 19,9271 ft = 6,0738 m

H = 1,5 x D

= 1,5 x 239,1250 in

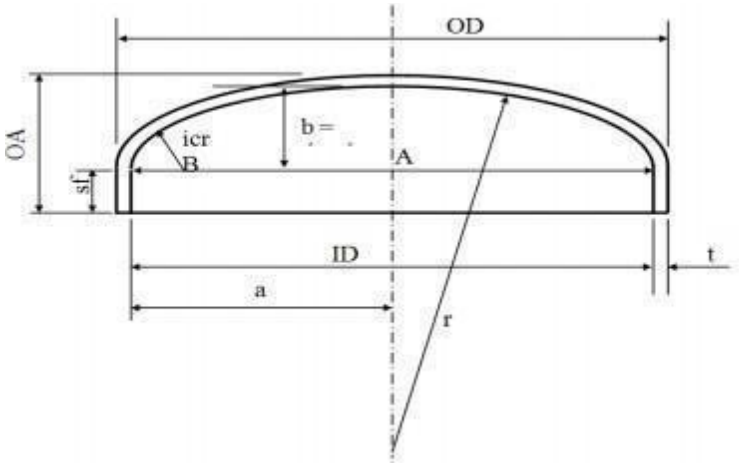
= 358,6875 in = 29,8906 ft = 9,1107 m

icr = 14,4375 in

rc = 180 in

3. Menghitung Dimensi Head Reaktor

Dipilih head dengan bentuk Eliptical Dished Head.



Gambar Penampang eliptical head

Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari – jari head

t : tebal head

r : jari – jari dalam head

icr : inside corner radius

b : deep of dish

sf : straight of flanged

OA : tinggi head

A. Menghitung Tebal Head

$$t_h = \frac{P \times ID\ head}{(2 \times f \times E) - (0{,}2 \times P)} + C$$

(Brownell & Young 1959, Page 138)

$t_h = 0{,}3957$ in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, dipilih th standar :

th = 0,4375 in = 7/16 in

B. Menghitung Tinggi Head

Berdasarkan tabel 5/8 (Brownell & Young, hal 93), maka digunakan sf:

sf = 1,5 in

ID = OD – 2 th

= 240 in – (2 x 0,4375 in)

= 239,125 in

a = ID/2

= 239,125 / 2

= 119,5625 in

AB = a – icr

= (119,5625 – 14,4375) in

= 105,1250 in

BC = rc – icr

= (180 - 14,4375) in

= 165,5625 in

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

= 128 in

b = rc – AC

= (180 - 128) in

= 52 in

Tinggi head total :

AO = sf + b + th

= (1,5 + 52 + 0,4375) in

= 54,0326 in = 1,3724 m

4. Menghitung Dimensi Pengaduk

Volume cairan yang diaduk = 220,3683 m^3 = 58.215,1362 gallon

Kekentalan cairan yang diaduk (μ) = 0,0374 cp = 0,00002515 lb/ft.s

Jenis pengaduk yang dipilih yaitu turbin with 6 flat blades

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai referensi buku Brown pada Fig. 477 kurva no. 15 halaman 507 dan tabelnya.

$\frac{Dt}{Di} = 3$

$$\frac{Zl}{Di} = 3{,}9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1{,}3$$

Maka diperoleh:

A. Diameter pengaduk (Di)

$$Di = \frac{Dt}{3}$$

$$= \frac{6{,}0738\ m}{3}$$

= 2,0246 m = 6,6424 ft

B. Tinggi cairan dalam pengadukan (Zl)

Zl = Di x 3,9

= 2,0246 m x 3,9

= 7,8960 m = 25,9052 ft

C. Jarak pengaduk dari dasar tangki

Zi = Di x 1,3

= 2,0246 m x 1,3

= 2,6320 m = 8,6351 ft

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi Wallas, halaman 288)

Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki = H/D

= 7,5982 / 6,0738

= 1,2510

Berdasarkan referensi Wallas maka jumlah pengaduk yang dipakai = 1 buah

Tiral nilai rpm (N) :
Diambil πdn = 14,1 ft/s

$$N = \frac{14{,}1\ ^{ft}/_{s}}{\pi D}$$

$$N = \frac{14{,}1\ ^{ft}/_{s}}{3{,}14 \times 6{,}6424\ ft}$$

$$N = {}^{0,6712}/_{s}$$

Menghitung nilai Re:

$$Re = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{55,7249\ {}^{lb}/_{ft^3} \times\ 0,6712/s \times (6,6424\ ft)^2}{0,00002515\ {}^{lb}/_{ft.s}}$$

Re = 65.626.185

Power number (Po) yang didapat dari Fig. 477 Brown = 7,1

Sehingga :

$$P = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times Po}{gc}$$

$$P = \frac{(0,6712/s)^3 \times (6,6424\ ft)^5 \times 55,7249\ {}^{lb}/_{ft^3} \times 7,1}{32,174\ {}^{ft}/_{s^2}}$$

$$P = 48.088,6502\ {}^{lb.ft}/_{s}$$

Pada reaksi dengan transfer panas, nilai Hp / 1000 gallon = 1,5 – 5

Diambil Hp / 1000 gallon = 1,5

Hp = Hp / 1000 gallon x volume cairan

= 1,5 Hp / 1000 gallon x 58.215,1362 gallon

= 87,3227 Hp

5. Menghitung Dimensi Coil Pendingin

A. Menghitung suhu LMTD

Hot fluid (aqueous solutions)

Tin = 50°C = K = 122°F

Tout = 90°C = K = 194°F

Cold fluid (water)

tin = 30°C = K = 86°F

tout = 45°C = K =

113°F Δt_1 = (113-86)°F

= 27°F

Δt_2 = (194-122)°F = 72°F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(72 - 27)°F}{\ln\left(\frac{72°F}{27°F}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 45{,}8795°F$$

B. Menghitung luas transfer panas

Qpendinginan = 46.584.577,6558 kJ/jam

= 44.162.179,6177 Btu/jam

Ud = 250 – 500 Btu/ft^2.°F.Jam (Kern, Table 8 Hal 840)

Diambil harga Ud = 250 Btu/ft^2.°F.Jam

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{44.162.179{,}6177\ {}^{btu}/_{jam}}{250\ {}^{btu}/_{ft^2.\,°F.\,Jam} \times 45{,}8795°F}$$

$$A = 3.850{,}2718\ ft^2$$

C. Menghitung selimut reaktor

OD = 240 in

= 6,0960 m = 20 ft

H = 358,6875 in

= 9,1107 m = 29,8906 ft

A = π . OD . H

= 3,14 x 20 ft x 29,8906 ft

= 1.877,1279 ft^2

D. Menghitung kebutuhan air pendingin

Qpendinginan = m air x Cp x ΔT

m air = (Qpendinginan) / (Cp air x ΔT)

Cp air = 4,1718 kJ/kg.K

ΔT = 20 K

$$\text{m air} = \frac{\text{Qpendinginan}}{\text{Cp air} \times \Delta T}$$

$$\text{m air} = \frac{46.584.577,6558\ ^{kJ}/_{jam}}{4,1718\ ^{kJ}/_{kg.K} \times 20K}$$

$$\text{m air} = 558.332,0690\ ^{kg}/_{jam} = 1.231.122,2122\ ^{lb}/_{jam}$$

sifat fisis air pada Tf = 99,5°F

Cp = 4.183,7938 J/kg.K = 0,9999 btu/lb.°F

ρ = 1.016,0968 kg/m^3 = 63,4044 lb/ft^3

μ = 0,6991 cp = 1,6919 lb/ft.jam

k = 0,3596 btu/jam.°F

E. Kecepatan volumetrik air

$$Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}}$$

$$Q_v = \frac{558.332,0690\ ^{kg}/_{jam}}{1.016,0968\ ^{kg}/_{m^3}}$$

$$Q_v = 549,4871\ ^{m^3}/_{jam}$$

F. Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5 – 2,5 m/s

(Coulson, hal 527)

Dipilih :

Kecepatan pendingin = 2,5 m/s

Debit air pendingin = 549,4871 m^3/jam

V = 2,5 m/s = 9000 m/jam

$$\text{luas penampang A} = \frac{549,4871\ ^{m^3}/_{jam}}{9000\ ^{m}/_{jam}}$$

= 0,0611 m^2 = 0,6572 ft^2 = 94,6341 in^2

$$A = \frac{1}{4}\pi ID^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 0{,}0611}{3{,}14}}$$

ID = 0,2789 m = 10,9796 in

Dipilih : diameter standar (Kern tabel 11, hal 844)

NPS	= 3	
Schedule Number	= 40	
OD	= 3,5 in	= 0,2917 ft
ID	= 3,068 in	= 0,2557 ft
Luas penampang (A')	= 7,38 in^2	= 0,0513 ft^2
Luas penampang (a")	= 0,917 ft^2/ft	

G. Menentukan hi

ρ air pendingin = kg/m^3 = 63,4044 lb/ft^3

μ air pendingin = cP = 1,6919 lb/ft.jam

k air pendingin = 0,3596 btu/ft.jam.°F

Cp air pendingin = 4.183,7938 J/kg

= 0,9999 btu/lb

Gt = kecepatan aliran massa / luas penampang

Gt = W / A

$$Gt = \frac{1.231.122{,}2122\ {}^{lb}/_{jam}}{0{,}0513 ft^2} = 24.021.896{,}8231\ {}^{lb}/_{ft^2.jam}$$

$$V = \frac{Gt}{\rho}$$

$$= \frac{24.021.896{,}8231\ {}^{lb}/_{ft^2.jam}}{63{,}4044\ {}^{lb}/_{ft^3}}$$

$$= 378.867{,}7335\ {}^{ft}/_{jam} = 32{,}0775\ {}^{m}/_{s} = 105{,}2410\ {}^{ft}/_{s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$Re = \frac{ID.Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0{,}05113\ ft^2 \times 24.021.896{,}8231\ {}^{lb}/_{ft^2.jam}}{1{,}6919\ {}^{lb}/_{ft.jam}}$$

$$= 727.665{,}5405$$

jH = 1000 (Kern fig 24, hal 834)

$$hi = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

(Kern,, hal 104)

$$hi = 1.414{,}1480\ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F}$$

H. Menentukan hio

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$hio = 1.414{,}1480\ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F} \times \frac{0{,}2557\ ft^2}{0{,}2917\ ft}$$

$$hio = 1.239{,}6018\ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F}$$

I. Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan:

$$ho = 0.87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.4}$$

ho = 638,4315 btu/ft^2.jam

J. Menentukan Uc

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$Uc = 421{,}3987 \ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F}$$

K. Menentukan Ud

$$Ud = \frac{h_D \times Uc}{h_D + Uc}$$

$$Ud = 296{,}4676 \ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F}$$

L. Menentukan luas bidang transfer panas

$$A = \frac{Qkoil}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{45.706.073{,}9009 \ {}^{btu}/_{jam}}{296{,}4676 \ {}^{btu}/_{ft^2.jam°F} \times 45{,}8795 \ °F}$$

$$A = 3.360{,}2959 \ ft^2 = 312{,}1715 \ m^2$$

M. Menentukan panjang koil

$$L_{pipa\,koil} = \frac{A}{a''}$$

$$L_{pipa\,koil} = \frac{3.360{,}2959}{0{,}917} = 3.664{,}4449 \text{ ft} = 1.116{,}9228 \text{ m}$$

N. Menentukan jumlah lengkungan koil

DC = 0,8 x (ID tangki reaktor)

= 0,8 x 6,0738 m

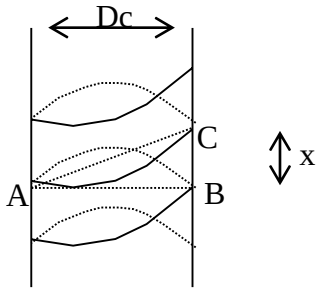
= 4,8590 m

AB = ID

BC = x

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

$$AC = \sqrt{(ID)^2 + x^2}$$



Busur AB =½πDc

Busur AC = ½ΠAc

Diambil:

x = 0,3 x OD

x = 0,3 x 3,5 in

= 1,0500 in = 0,0875 ft = 0,0267 m

Panjang 1 putaran

K lilitan = ½ putaran miring + ½ putaran datar

K lilitan = ½πDc + ½ΠAc

K lilitan = ½πDc + ½Π$(ID^2 + x^2)^{1/2}$)

K lilitan = (½π(4,8590)) + (½π$((6,0738)^2+(0,0267)^2)^{1/2}$)

= 17,1646 m

O. Menentukan banyak lilitan

$$N_{lilitan} = \frac{L_{pipa\ koil}}{K_{lilitan}}$$

$$N_{lilitan} = \frac{1.116,9228\ m}{17,1646\ m} = 65,0714 \approx 65$$

Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

Tinggi tumpukan koil = ((N lilitan -1)*x) +(N lilitan*OD)

= ((65-1)*0,0267)+(65*0,0889)

= 7,4854 m

Tinggi cairan dalam shell = 7,5982 m

Sehingga coil masih tercelup didalam cairan.

LAMPIRAN B

MIXER (M-01)

Fungsi : Untuk mencampurkan bahan baku segar dan bahan baku hasil recycle

Kondisi Operasi: P = 15 atm

T = 30°C

1. Menentukan Volume Mixer

Massa campuran = 196.707,1076 kg/jam

Densitas campuran = 899,6724 kg/m^3

Laju volumetrik (Fv) = 218,6430 m^3/jam = 3,6440 m^3/menit

Waktu tinggal = 10 menit

Volume cairan dalam mixer = 36,4405 m^3 = 1.286,8856 ft^3

Volume tangki = 43,7286 m^3 = 1.544,2627 ft^3

2. Menentukan Diameter dan Tinggi Mixer

Untuk tangki berpengaduk rasio H/D antara 1-2 (tabel 4.16 Ulrich hal 168 – 169)

Dipilih tangki silinder dengan H = 2D

Jenis head yang dipilih adalah

V_H = 0,000049D^3 (D=ft, V_H= ft^3) Brownell Young hal 88)

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4}\pi D^2 H + 2V_H$$

$$= \frac{1}{4}\pi D^2 \frac{1}{2}D + 2(0{,}000049D^3)$$

1.544,2627 = 1,1776 D^3

D^3 = 1.311,3666 ft^3

D = 10,9456 ft = 3,3362 m

r = 1,6681 m

H = 5,0043 m

V_H = 0,3497 m^3

3. Menentukan Tebal Shell

Dipilih dinding jenis carbon steel

$$t_s = \frac{P\,r}{f\,E - 0{,}6P} + C$$ (Brownell & Young hal 254)

ts = 1,25 in

4. Menghitung Ukuran Head

$$th = \frac{P\,r\,w}{2\,f\,E - 0{,}2P} + C$$ (Brownell & Young hal 258)

Dari tabel 5.7 Brown untuk

icr = 8,375 in

rc = 132 in

w = 1,74

sehingga tebal head adalah: t_h = 1,8590 in

dipilih tebal standar : t_h = 1,8750 in

mencari nilai a = 0,5 D

a = 67,1250 in = 1,7050 m

mencari nilai AB = a – icr

= 58,7500 in = 1,4923 m

BC = r – icr

= 123,6250 in = 3,1401 m

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

= 108,7731 in = 2,7628 m

b = r – AC

= 23,2269 in = 0,5900 m

Dari tabel 5.8 Brownell & Young hal 93 didapat sf = in

OA = th + b + sf

= 26,6019 in = 0,6757 m

Jadi tinggi total mixer = tinggi vessel + 2 OA

= 177,5354 in = 4,5094 m

5. Menghitung Power Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis

A. Ukuran pengaduk

Diameter pengaduk (d)

d = ID/3

d = 1,1472 m

Lebar pengaduk (b)

b = d/5

b = 0,6883 m

Panjang pengaduk (l)

l = d/4

l = 0,2868 m

Lebar baffle (w)

w = 0,1 D

w = 0,1147 m

Jarak pengaduk dengan dasar tangki

Zi / d = 0,75 – 1,3 ; dipilih 1

Zi = 1,1472 m

B. Kecepatan pengadukan

Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki Rasio = H : ID = 4,1706 : 3,4417 = 1,2118 ≈ 1

Berdasarkan referensi Wallas hal 288, jumlah pengaduk yang dipakai = 1

Trial nilai rps (N)

Pada reaksi pencampuran cair – cair, nilai HP / gallon = 1,5 – 5 dan kecepatan pengadukan = 10 – 15 ft/s

Trial = 14 ft/s
πDN = Trial / πD
N = 1,1846 / s

C. Power pengadukan

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

(Brown hal 508)

P = 19,25 HP

Asumsi efisiensi motor 80%, sehingga dipilih motor dengan tenaga 19,25 HP

LAMPIRAN C

Flash Drum (FD-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian besar bahan baku untuk kemudian di recycle kembali

Jenis : Silinder vertikal

Bahan : Carbon steel SA 283 grade C

1. Neraca Massa

Komponen	Uap (distilat)		Cair (bottom)	
	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)
NH_3	50.454,5742	2.967,9161		
C_2H_4O	703,0326	15,9780		
H_2O	0,0352	0,001954	128.321,1719	7.128,9540
C_2H_7NO	0,0027	4,4940E-05	10.000,0005	163,9344
$C_4H_{11}NO_2$	0,0015	1,4147E-05	5.418,9437	51,6090
$C_6H_{15}NO_3$	0,0005	3,3289E-06	1.809,3505	12,1433
Total	51.157,6467	2.983,8962	145.549,4665	7.356,6047

2. Menghitung Densitas Uap dan Cairan

A. Densitas uap

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

Bmcamp = 17,3711 kg/kgmol

R = 0,0821 am.m^3/kmol.K

Z = 0,2470

ρ uap = 35,4159 kg/m^3

B. Densitas cairan

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

ρ cairan = 900,0441 kg/m^3

3. Menghitung Laju Volumetrik Uap dan Cairan

A. Laju volumetrik uap

Laju volumetrik uap (V) = M uap / ρ uap

= 1.444,4827 m^3/jam = 0,4012 m^3/s = 14,1699 ft^3/s

B. Laju volumetrik cairan

Laju volumetrik cairan (L) = M cairan / ρ cairan

= 161,7137 m^3/jam = 0,0449 m^3/s =

1,5864 ft^3/s

4. Menghitung Vapour-Liquid Factor

$$FLV = \left(\frac{W_L}{W_V}\right)\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0,5}$$

(Persamaan 11.82 Coulson, 1982)

FLV = 0,5644

5. Menghitung Kecepatan Gas Maksimum

$$U_{V,max} = K_V\left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0,5}$$

(Persamaan 3-50 Wankat)

Kv = 0,2

Uv, max = 0,9882 ft/s = 0,3012 m/s

6. Menghitung Diameter Minimum

Av, min = Qv / Umax

=14,3390 ft^2

Atotal , min = Av, min / 0,2

= 71,6952 ft^2

$$Dmin = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

(Persamaan 3-53 Wankat)

Dmin = 9,1120 ft = 2,7773 m

7. Menghitung Ukuran Vessel

Waktu tinggal = 300 s

Vcairan = QLiq x waktu tinggal

= 8,4532 m^3

Vperancangan = 1,2 x Vcairan

= 10,1438 m^3 = 358,2267 ft^3

D = Dmin + 6in

= 115,3438 in = 2,9297 m = 9,6120 ft

$$L = \frac{V_L}{0{,}25 \times \pi \times D^2}$$

L = 4,9393 ft = 1,5055 m

Range diameter = 0,3 – 4 m

Range panjang = 1 – 20 m

(Ulrich tabel 4-18)

8. Menentukan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times ri}{(F \times E) - (0{,}6 \times P)} + C$$

(Persamaan 13.11 Brownell, 1959)

ts = 1 ½ in = 1,5 in

9. Menghitung Tebal Head

A. Menghitung tebal headminimum

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}}\right)$$

(Brownell and Young, 1959)

W = 2,1706 in

B. Menentukan tebal head

$$th = \frac{P\ r\ w}{2\ f\ E - 0{,}2P} + C$$

th = 2 ¼ in = 2,25 in (Brownell and Young, 1959)

10. Menghitung Lebar Head

BC = rc – icr

= 100,7500 in

AB = (ID/2) – icr

= 50,5000 in

OA = th + AB + sf

= 54,2500 in = 1,3780 m

11. Menghitung Tinggi Keseluruhan

Tinggi total = L +(2 x OA)

= 4,2614 m

LAMPIRAN D

Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Untuk memisahkan H_2O dengan produk utama dan produk samping

Jenis : Sieve Tray

1. Menentukan kondisi operasi

Bubble point umpan : T = 426,5216 K

P = 5 atm

Dew point distilat : T = 425,4506 K

P = 5 atm

Bubble point bottom : T = 523,5812 K

P = 5 atm

2. Relatif volatilitas rata – rata

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

(Coulson, 1958)

Komponen	αi atas	αi bawah	αi avg
H_2O	4.031,7443		
C_2H_7NO	435,4154	84,9868	192,3656
$C_4H_{11}NO_2$	10,8396	7,5405	9,0408
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	1,0000	1,0000
Total	4.478,9993	93,5273	202,4064

3. Cek pemilihan HK dan LK

Menentukan distribusi 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:

$$\frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} < -0{,}01 \quad atau \quad \frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} > 1{,}01$$

Komponen	F	D	xid/xf	keterangan
H_2O	0,9691	0,9995	16,1494	Hasil atas
C_2H_7NO	0,0223	1,0221E-08	0,0146	Terdistribusi
$C_4H_{11}NO_2$	0,0070	1,2925E-07	0,1574	Terdistribusi
$C_6H_{15}NO_3$	0,0017	3,2964E-07	0,6385	Terdistribusi
Total	1,0000	1,0000		

4. Menentukan jumlah plate minimum

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{x\,LK}{x\,HK}\right)_D \times \left(\frac{x\,HK}{x\,LK}\right)_B\right]}{\log \alpha_{avg,\ LK}}$$

(Coulson, 1983)

Nm =15 stages

5. Menentukan refluks minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah persaman underwood:

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

θ = 1,6000

Komponen	α i	xid	(α i . xid) / (α i – θ)
H_2O	4031,7443	0,9995	0,9999
C_2H_7NO	435,4154	1,1044E-09	1,1086E-09
$C_4H_{11}NO_2$	10,8396	3,4768E-10	4,0788E-10
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	8,1806E-11	-1,3634E-10
Total			3,0001

Rm + 1 = 3,0001

Rm = 2,0001

R operasi = 3,0002

6. Menentukan jumlah stage ideal (persamaan Gilliland)

$$\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) > 0{,}125 \quad berlaku,$$

$$\left(\frac{N - Nm}{N + 1}\right) = 0{,}6257 - 0{,}9868\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) + 0{,}5160\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) - 0{,}1738\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right)$$

N – Nm / N + 1 = 0,3320

N = 24 stages

7. Menghitung efisiensi total dan jumlah plate

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

$$Eo = 51 - 32{,}5\ \log(\mu_a \alpha_a)$$

(Coulson and Richardson eq.11.67, hal 422)

Didapatkan hasil Eo 92,2752%

$$Nact = \frac{N}{Eo}$$

Diambil N aktual = 26 plate

8. Menentukan lokasi umpan

Persamaan pendekatan yang digunan untuk menentukan feed plate adalah Kirkbride:

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,\ HK}}{x_{f,\ LK}}\right)\left(\frac{x_{b,\ LK}}{x_{d,\ HK}}\right)^2\right]$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.62, hal 422)

Dengan: Nt = jumlah plate di enriching section

Ns = jumlah plate di stripping section

Log (Nr/Ns)	= -0,1787
Nr/Ns	= 0,6627
Ns = Np / ((Nr/Ns)+1)	= 13,8038
Nr = Np – Ns	= 9,1482
Total	= 23

Jumlah plate ideal:

Seksi rectifying = 10 plate

Seksi stripping = 15 plate

Jumlah plate aktual = 25 plate

Letak feed = plate ke 10

9. Menghitung flooding (Flv)

$$Flv = \left(\frac{QL}{QV}\right)\left(\frac{\rho L}{\rho V}\right)^{0,5}$$

Bagian distilasi = 0,0338 m

Bagian bottom = 0,0876 m

10. Menghitung tinggi menara

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

Diambil jarak plate spacing = 0,3 m

Tinggi kolom = 7,8 m

Ruang kosong diatas plate teratas dan dibawah plate terbawah sebesar 10% dari tinggi kolom. Jadi sama dengan 0,78 m.

Tinggi shell menara distilasi = 9,3600 m

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, hal 459)

Diperoleh: Enriching section: Uf = 22,1438 m/s

Stripping section: Uf = 1,4393 m/s

Design maximum velocity

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

Dirancang: Uv, max = 0,8 Uf

Enriching section Uv, max = 17,7150

Stripping section Uv, max = 1,1515

Downcomer area

Downcomer area biasanya diambil 12% dari total column area.

(Coulson and Richardson, 1983, hal 460)

Diperoleh: Enriching section: Ad = 12% Ac

Stripping section: Ad = 12% Ac

Column diameter

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

Diperoleh: Enriching section: Dc = 2,1258 m

Stripping section: Dc = 4,5116 m

Check weeping

$$U_h min = \frac{[K_2 - 0{,}90\,.\,(25\,.4 - dh)]}{(\rho v)^{0{,}5}}$$

Jika (Uh act > Uh min) maka tidak terjadi weeping

Diperoleh: Enriching section: Uh (min) = 5,1969 m/s

Uh (min), actual = 5,6374 m/s

Stripping section: Uh (min) = 2,7445 m/s

Uh (min), actual = 8,8886 m/s

Check residence time

$$tr = \frac{Ad\,.hb\,.\rho_L}{Lwd}$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.95, hal 470)

Enriching section	Residence time	tr = 4,0150 s
		tr > 3s ..... sehingga memenuhi
Stripping section	Residence time	tr = 8,6126 s
		tr > 3s ..... sehingga memenuhi

Plate spesification

Enriching section

Plate No	: 10
Plate ID	: 2,1258 m
Hole size	: 5 mm
Hole pitch	: 12,80 mmΔ

Total no hole	: 6.487
Active hole	: 6.487
Blanking area	: 3,2240 m^2
Turn down	: 80
Plate material	: carbon steel
Downcomer material	: carbon steel
Plate spacing	: 0,3 m
Plate thickeness	: 5 mm
Plate pressure drop	: 161,7094 mm cairan

Stripping section

Plate No	: 15
Plate ID	: 4,5116 m
Hole size	: 5 mm
Hole pitch	: 12,60 mmΔ
Total no hole	: 7.426
Active hole	: 7.426
Blanking area	: 14,5208 m^3
Turn down	: 80
Plate material	: carbon steel
Downcomer material	: carbon steel
Plate spacing	: 0,3 m
Plate thickeness	: 5 mm
Plate pressure drop	: 161,7094 mm cairan

Menghitung tebal shell

Tebal shell:

$$t_{shell} = \frac{P \times ri}{(s \times e) - (0{,}6 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal shell 1 in

Menghitung tebal head

Tebal head:

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{(f \times e) - (0{,}1 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal head 7/8 in

Menentukan tinggi head

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2}$$

(Brownell and Young, 1959)

b = 31,3401 in

sf = 1,75 in

OA = th + b + sf

= 0,8627 m

Tinggi total menara distilasi

Tinggi total menara distilasi = tinggi shell + (2 x tinggi head)

= 9,3600 m + (2 x 1,2957) m

= 11,9514 m

Menara Distilasi (MD-02)

Fungsi : Untuk memisahkan produk monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin

Jenis : Sieve Tray

1. **Menentukan kondisi operasi**

Bubble point umpan : T = 523,5270 K

P = 5 atm

Dew point distilat : T = 508,8254 K

P = 5 atm

Bubble point bottom : T = 617,8150 K

P = 5 atm

2. **Relatif volatilitas rata – rata**

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

(Coulson, 1958)

Komponen	αi atas	αi bawah	αi avg
C_2H_7NO	106,8110		
$C_4H_{11}NO_2$	8,1215	4,5012	6,0462
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	1,0000	1,0000
Total	115,9325	5,5012	7,0462

3. **Cek pemilihan HK dan LK**

Menentukan distribusi 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:

$$\frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} < -0{,}01 \quad atau \quad \frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} > 1{,}01$$

Komponen	F	D	xid/xf	keterangan
C_2H_7NO	7,2000E-01	0,9989	52,4362	Hasil atas
$C_4H_{11}NO_2$	2,2667E-01	0,0004	0,7633	Terdistribusi
$C_6H_{15}NO_3$	5,3333E-02	0,0007	0,0145	Terdistribusi
Total	1,0000	1,0000		

4. Menentukan jumlah plate minimum

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{x\ LK}{x\ HK}\right)_D \times \left(\frac{x\ HK}{x\ LK}\right)_B\right]}{\log \alpha_{avg,\ LK}}$$

(Coulson, 1983)

Nm = 5 stages

5. Menentukan refluks minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah persaman underwood:

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

θ = 2,5431

Komponen	α i	xid	(α i . xid) / (α i – θ)
C_2H_7NO	106,8110	0,9989	1,0232
$C_4H_{11}NO_2$	8,1215	0,0004	0,0006
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	0,0007	-0,0005
Total			1,0233

Rm + 1 = 1,0233

Rm = 0,0233

R operasi = 0,0350

6. Menentukan jumlah stage ideal (persamaan Gilliland)

$$\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) > 0{,}125 \ \ berlaku,$$

$$\left(\frac{N - Nm}{N + 1}\right) = 0{,}6257 - 0{,}9868\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) + 0{,}5160\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) - 0{,}1738\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right)$$

N – Nm / N + 1 = 0,4962

N = 12 stages

7. Menghitung efisiensi total dan jumlah plate

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

$$Eo = 51 - 32{,}5\ \log(\mu_a \alpha_a)$$

(Coulson and Richardson eq.11.67, hal 422)

Didapatkan hasil Eo 59,7193%

$$Nact = \frac{N}{Eo}$$

Diambil N aktual = 20 plate

8. Menentukan lokasi umpan

Persamaan pendekatan yang digunan untuk menentukan feed plate adalah Kirkbride:

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,\ HK}}{x_{f,\ LK}}\right)\left(\frac{x_{b,\ LK}}{x_{d,\ HK}}\right)^2\right]$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.62, hal 422)

Dengan: Nt = jumlah plate di enriching section

Ns = jumlah plate di stripping section

Log (Nr/Ns)	= -0,2140
Nr/Ns	= 0,6110
Ns = Np / ((Nr/Ns)+1)	= 6,7712
Nr = Np – Ns	= 4,1372
Total	= 11

Jumlah plate ideal:

Seksi rectifying = 7 plate

Seksi stripping = 11 plate

Jumlah plate aktual = 18 plate

Letak feed = plate ke 7

9. Menghitung flooding (Flv)

$$Flv = \left(\frac{QL}{QV}\right)\left(\frac{\rho L}{\rho V}\right)^{0,5}$$

Bagian distilasi = 0,0032 m

Bagian bottom = 0,1988 m

10. Menghitung tinggi menara

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

Diambil jarak plate spacing = 0,3 m

Tinggi kolom = 6 m

Ruang kosong diatas plate teratas dan dibawah plate terbawah sebesar 10% dari tinggi kolom. Jadi sama dengan 0,6 m.

Tinggi shell menara distilasi = 7,2000 m

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, hal 459)

Diperoleh: Enriching section: Uf = 1,0434 m/s

Stripping section: Uf = 0,4242 m/s

Design maximum velocity

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

Dirancang: Uv, max = 0,65 Uf

Enriching section Uv, max = 0,6782

Stripping section Uv, max = 0,2757

Downcomer area

Downcomer area biasanya diambil 12% dari total column area.

(Coulson and Richardson, 1983, hal 460)

Diperoleh: Enriching section: Ad = 12% Ac

Stripping section: Ad = 12% Ac

Column diameter

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

Diperoleh: Enriching section: Dc = 0,9165 m

Stripping section: Dc = 1,1618 m

Check weeping

$$U_h \min = \frac{[K_2 - 0{,}90\,.\,(25\,.4 - dh)]}{(\rho v)^{0{,}5}}$$

Jika (Uh act > Uh min) maka tidak terjadi weeping

Diperoleh: Enriching section: Uh (min) = 2,5323 m/s

Uh (min), actual = 5,2354 m/s

Stripping section: Uh (min) = 2,2261 m/s

Uh (min), actual = 2,2514 m/s

Check residence time

$$tr = \frac{Ad\,.hb\,.\rho_L}{Lwd}$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.95, hal 470)

Enriching section	Residence time	tr = 85,4752 s
		tr > 3s.....sehingga memenuhi
Stripping section	Residence time	tr = 3,5135 s
		tr > 3s.....sehingga memenuhi

Plate spesification

Enriching section

Plate No 7

Plate ID	: 0,9165 m
Hole size	: 5 mm
Hole pitch	: 12,80 mmΔ
Total no hole	: 3.065
Active hole	: 3.065
Blanking area	: 0,5992 m^2
Turn down	: 80
Plate material	: carbon steel
Downcomer material	: carbon steel
Plate spacing	: 0,3 m
Plate thickeness	: 5 mm
Plate pressure drop	: 88,4698 mm cairan

Stripping section	
Plate No	: 11
Plate ID	: 1,1618 m
Hole size	: 5 mm
Hole pitch	: 12,60 mmΔ
Total no hole	: 4.924
Active hole	: 4.924
Blanking area	: 0,9629 m^3
Turn down	: 80
Plate material	: carbon steel
Downcomer material	: carbon steel
Plate spacing	: 0,3 m
Plate thickeness	: 5 mm
Plate pressure drop	: 88,4698 mm cairan

<u>Menghitung tebal shell</u>

Tebal shell:

$$t_{shell} = \frac{P \times ri}{(s \times e) - (0{,}6 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal shell 0,3750 in

Menghitung tebal head

Tebal head:

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{(f \times e) - (0{,}1 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal head 0,3125 in

Menentukan tinggi head

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2}$$

(Brownell and Young, 1959)

b = 7,6241 in

sf = 1,75 in

OA = th + b + sf

= 0,2460 m

Tinggi total menara distilasi

Tinggi total menara distilasi = tinggi shell + (2 x tinggi head)

= 7,2000 m + (2 x 0,4571) m

= 8,1142 m

Menara Distilasi (MD-03)

Fungsi : Untuk memisahkan produk monoetanolamin, dietanolamin dan trietanolamin

Jenis : Sieve Tray

1. **Menentukan kondisi operasi**

Bubble point umpan : T = 575,7778 K
P = 2 atm

Dew point distilat : T = 568,6301 K
P = 2 atm

Bubble point bottom : T = 635,1592 K
P = 2 atm

2. **Relatif volatilitas rata – rata**

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

(Coulson, 1958)

Komponen	αi atas	αi bawah	αi avg
$C_4H_{11}NO_2$	4,9939		
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	1,0000	1,0000
Total	5,9939	1,0000	1,0000

3. **Cek pemilihan HK dan LK**

Menentukan distribusi 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:

$$\frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} < -0{,}01 \quad atau \quad \frac{x_{i,\ D} \times D}{z_{i,\ F} \times F} > 1{,}01$$

Komponen	F	D	xid/xf	keterangan
$C_4H_{11}NO_2$	8,0952E-01	0,9992	43,6422	Hasil atas
$C_6H_{15}NO_3$	1,9048E-02	0,0007	0,2463	Terdistribusi
Total	1,0000	1,0000		

4. **Menentukan jumlah plate minimum**

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{x\,LK}{x\,HK}\right)_D \times \left(\frac{x\,HK}{x\,LK}\right)_B\right]}{\log \alpha_{avg,\ LK}}$$

(Coulson, 1983)

Nm = 4 stages

5. **Menentukan refluks minimum**

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah persaman underwood:

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

θ = 0,6745

Komponen	α i	xid	(α i . xid) / (α i – θ)
$C_4H_{11}NO_2$	4,9939	9,9922E-01	1,1552
$C_6H_{15}NO_3$	1,0000	7,0522E-04	0,0022
Total			1,1574

Rm + 1 = 1,1302

Rm = 0,1302

R operasi = 0,1953

6. **Menentukan jumlah stage ideal (persamaan Gilliland)**

$$\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) < 0{,}125$$

$$\text{berlaku, } \left(\frac{N - Nm}{N + 1}\right) = 0{,}5039 - 0{,}5968\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right) - 0{,}0908\left(\frac{R - Rm}{R + 1}\right)$$

N – Nm / N + 1 = 0,4601

N = 9 stages

7. **Menghitung efisiensi total dan jumlah plate**

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

$$Eo = 51 - 32{,}5\ \log(\mu_a \alpha_a)$$

(Coulson and Richardson eq.11.67, hal 422)

Didapatkan hasil Eo 64,9595%

$$\text{Nact} = \frac{\text{N}}{\text{Eo}}$$

Diambil N aktual = 14 plate

8. Menentukan lokasi umpan

Persamaan pendekatan yang digunan untuk menentukan feed plate adalah Kirkbride:

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,\ HK}}{x_{f,\ LK}}\right)\left(\frac{x_{b,\ LK}}{x_{d,\ HK}}\right)^2\right]$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.62, hal 422)

Dengan: Nt = jumlah plate di enriching section

Ns = jumlah plate di stripping section

Log (Nr/Ns)	= -0,1295
Nr/Ns	= 0,7421
Ns = Np / ((Nr/Ns)+1)	= 4,8051
Nr = Np – Ns	= 3,5660
Total	= 9
Jumlah plate ideal:	
Seksi rectifying	= 5 plate
Seksi stripping	= 7 plate
Jumlah plate aktual	= 12 plate
Letak feed	= plate ke 5

9. Menghitung flooding (Flv)

$$\text{Flv} = \left(\frac{\text{QL}}{\text{QV}}\right)\left(\frac{\rho\text{L}}{\rho\text{V}}\right)^{0,5}$$

Bagian distilasi	= 0,0118 m
Bagian bottom	= 0,1045 m

10. Menghitung tinggi menara

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

Diambil jarak plate spacing = 0,3 m

Tinggi kolom = 4,2 m

Ruang kosong diatas plate teratas dan dibawah plate terbawah sebesar 10% dari tinggi kolom. Jadi sama dengan 0,42 m.

Tinggi shell menara distilasi = 5,040 m

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, hal 459)

Diperoleh: Enriching section: Uf = 1,2465 m/s

Stripping section: Uf = 0,6101 m/s

Design maximum velocity

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

Dirancang: Uv, max = 0,65 Uf

Enriching section Uv, max = 0,8102

Stripping section Uv, max = 0,3966

Downcomer area

Downcomer area biasanya diambil 12% dari total column area.

(Coulson and Richardson, 1983, hal 460)

Diperoleh: Enriching section: Ad = 12% Ac

Stripping section: Ad = 12% Ac

Column diameter

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

Diperoleh: Enriching section: Dc = 0,8451 m

Stripping section: Dc = 1,0718 m

Check weeping

$$U_h min = \frac{[K_2 - 0{,}90 \,.\, (25\,.4 - dh)]}{(\rho v)^{0{,}5}}$$

Jika (Uh act > Uh min) maka tidak terjadi weeping

Diperoleh: Enriching section: Uh (min) = 3,2261 m/s

Uh (min), actual = 6,2543 m/s

Stripping section: Uh (min) = 3,0714 m/s

Uh (min), actual = 3,0995 m/s

Check residence time

$$tr = \frac{Ad \,.hb \,.\rho_L}{Lwd}$$

(Coulson and Richardson, eq. 11.95, hal 470)

Enriching section	Residence time	tr = 26,6228 s
		tr > 3s ..... sehingga memenuhi
Stripping section	Residence time	tr = 5,5338 s
		tr > 3s ..... sehingga memenuhi

Plate spesification

Enriching section

Plate No	: 5
Plate ID	: 0,8451 m
Hole size	: 5 mm
Hole pitch	: 12,80 mmΔ
Total no hole	: 2.606
Active hole	: 2.606
Blanking area	: 0,5096 m^2
Turn down	: 80

Plate material : carbon steel

Downcomer material : carbon steel

Plate spacing : 0,3 m

Plate thickeness : 5 mm

Plate pressure drop : 84,1253 mm cairan

Stripping section

Plate No 7

Plate ID : 1,0718 m

Hole size : 5 mm

Hole pitch : 12,60 mmΔ

Total no hole : 4.191

Active hole : 4.191

Blanking area : 0,8195 m^3

Turn down 80

Plate material : carbon steel

Downcomer material : carbon steel

Plate spacing : 0,3 m

Plate thickeness : 5 mm

Plate pressure drop : 84,1253 mm cairan

Menghitung tebal shell

Tebal shell:

$$t_{shell} = \frac{P \times ri}{(s \times e) - (0{,}6 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal shell 0,3125 in

Menghitung tebal head

Tebal head:

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{(f \times e) - (0{,}1 \times P)} + C$$

Dari perhitungan, diambil tebal head 0,25 in

Menentukan tinggi head

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

b = 5,6200 in

sf = 1,75 in

OA = th + b + sf

= 0,2235 m

Tinggi total menara distilasi

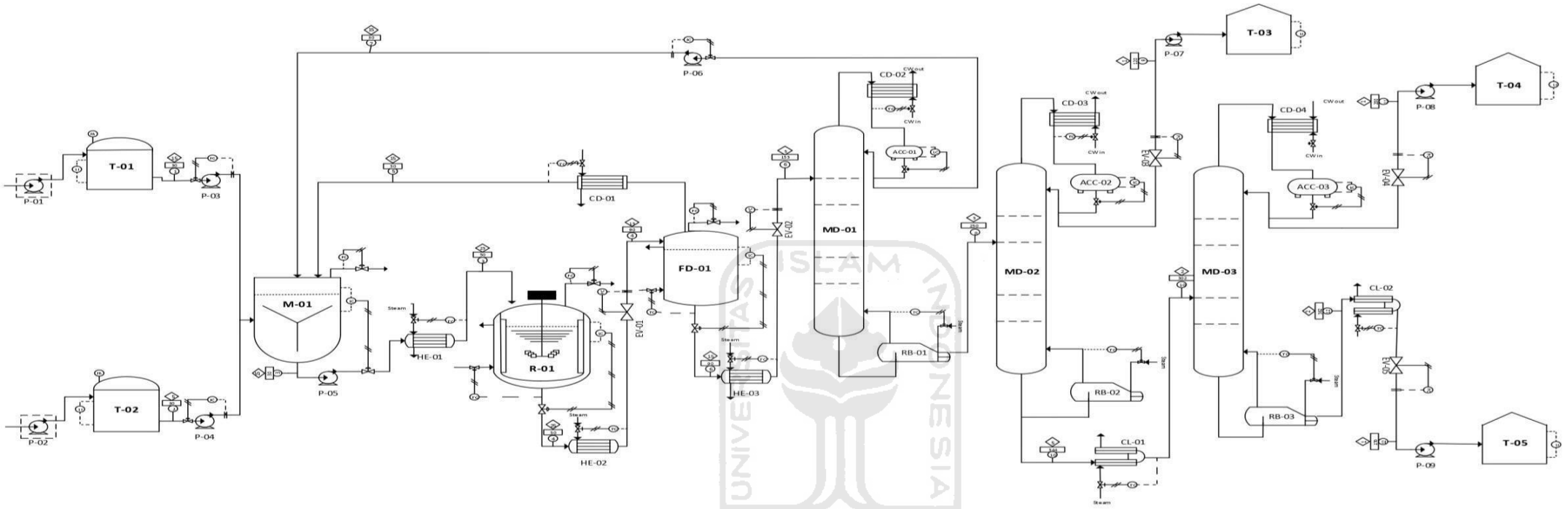
Tinggi total menara distilasi = tinggi shell + (2 x tinggi head)

= 5,0400 m + (2 x 0,4171) m

= 5,8741 m

LAMPIRAN E

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)											
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	arus 11	arus 12
NH_3	1,161.2022		54,325.2481	50,454.5742	50,454.5742							
C_2H_4O		12,021.8579	14,060.6525	703.0326	703.0326							
H_2O	2,709.4718	1,335.7620	128,321.2070	128,321.2070	0.0352	128,321.1719	128,321.1719					
C_2H_7NO			0.0032	10,000.0032	0.0027	10,000.0005	0.0005	10,000.0000	10,000.0000			
$C_4H_{11}NO_2$			0.0017	5,418.9452	0.0015	5,418.9437	0.0003	5,418.9435	0.4922	5,418.4513	5,418.4513	
$C_6H_{15}NO_3$			0.0006	1,809.3509	0.0005	1,809.3505	0.0001	1,809.3504	0.1643	1,809.1860	1.0867	1,808.0994
Total	3,870.6739	13,357.6198	196,707.1132	196,707.1133	51,157.6467	145,549.4665	128,321.1727	17,228.2938	10,000.6565	7,227.6374	5419.5380	1,808.0994

Alat	Keterangan	Simbol	Keterangan
M	Mixer	FR	Flow Recorder
R	Reaktor	FC	Flow Controller
FD	Flush Drum	LI	Level Indicator
MD	Menara Distilasi	LC	Level Controller
T	Tangki	TC	Temperature Controller
P	Pompa		Arus
CD	Kondenser		Suhu
RB	Reboiler		Tekanan
EV	Expansion Valve		Pipa
HE	Heater		Aliran Listrik
CL	Cooler		Udara Tekanan (Pneumatic)
ACC	Accumulator		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONOETANOLAMIN
DARI ETILEN OKSIDA DAN AMONIA
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh:
1. Rini Indraswari (16521200)
2. Cici Nurfaizah Budiman (16521266)

Dosen Pembimbing :
1. Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M.Sn.
2. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1	:	Rini Indraswari
No. Mahasiswa 1	:	16521200
Nama Mahasiswa 2	:	Cici Nurfaizah Budiman
No. Mahasiswa 2	:	16521266
Judul Pra rancangan Pabrik	:	Pra Rancangan Pabrik Kimia Monoetanolamin Dari Etilen Oksida Dan Amonia Dan Amonia Dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan	:	01 Oktober 2019
Selesai Masa Bimbingan	:	26 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	06 April 2020	Menghitung Utilitas	
2	09 Mei 2020	Revisi Utilitas	
3	15 Mei 2020	Menghitung Utilitas	
4	26 Juni 2020	Naskah Laporan Tugas Akhir	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 6 Juli 2020
Pembimbing,

(**Tuasikal Muhamad Amin, Ir., M.Sn.**)

Catatan:
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1	:	Rini Indraswari
No. Mahasiswa 1	:	16521200
Nama Mahasiswa 2	:	Cici Nurfaizah Budiman
No. Mahasiswa 2	:	16521266
Judul Pra rancangan Pabrik	:	Pra Rancangan Pabrik Kimia Monoetanolamin Dari Etilen Oksida Dan Amonia Dan Amonia Dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan	:	01 Oktober 2019
Selesai Masa Bimbingan	:	26 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14 Oktober 2019	Pertemuan awal dan penentuan judul	
2	11 November 2019	Penentuan kapasitas produksi	
3	25 November 2019	Penentuan kondisi operasi	
4	9 Desember 2019	Penentuan diagram alir kualitatif	
5	14 Januari 2020	Perhitungan neraca massa	
6	27 Januari 2020	Perhitungan neraca energi	
7	12 Maret 2020	Perancangan alat besar	
8	28 April 2020	Perancangan alat kecil	
9	13 Juni 2020	Perhitungan Ekonomi	
10	13 Juni 2020	Merancang Layout Pabrik, Layout Alat Proses, dan PEFD	
11	22 Juni 2020	Revisi PEFD, Ekonomi, Layout	
12	26 Juni 2020	Naskah Laporan Tugas Akhir	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, ...11 Juli 2020.....

Pembimbing,

(**Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.**)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy