

**PRARANCANGAN PABRIK *ETHYLENEDIAMINE*  
DARI *MONOETHANOLAMINE* DAN *AMMONIA*  
DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu  
syarat untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

Syahrul Dwi Adi Candra (2000020002)

Muh. Azhar (2000020014)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
YOGYAKARTA**

**2024**

**HALAMAN PERSETUJUAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK *ETHYLENEDIAMINE* DARI  
*MONOETHANOLAMINE* DAN *AMMONIA* DENGAN KAPASITAS  
20.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Syahrul Dwi Adi Candra (2000020002)

Muh. Azhar (2000020014)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

**Dosen Pembimbing**



**(Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.)**

**NIPM 196907222000020110861617**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK *ETHYLENEDIAMINE* DARI  
*MONOETHANOLAMINE* DAN *AMMONIA* DENGAN KAPASITAS  
20.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

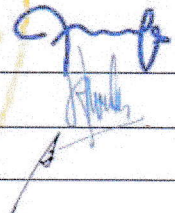
Syahrul Dwi Adi Candra (2000020002)

Muh. Azhar (2000020014)

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji  
Pada tanggal 16 Maret 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.  
Anggota : 1. Dr. Dhias Cahya Hakika, S.T., M.Sc  
2. Agus Aktawan, S.T., M.Eng.

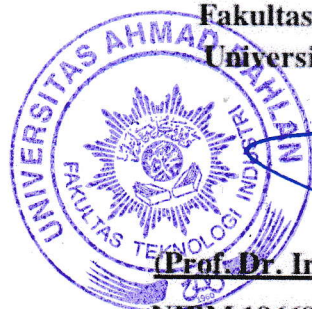


Yogyakarta, Maret 2024

Pengesahan Dekan

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



**(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)**

**NIPM 196608121996010110784324**

## PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Syahrul Dwi Adi Candra (2000020002)  
2. Muh. Azhar (2000020014)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul “Prarancangan Pabrik *Ethylenediamine* dari *Monoethanolamine* dan *Ammonia* dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun” benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 06 Maret 2024

Yang membuat pernyataan



(Syahrul Dwi Adi Candra)



(Muh. Azhar)

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa sholawat serta salam semogaselalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan naskah Skripsi yang berjudul “Prarancangan Pabrik *Ethylenediamine* dari *Monoethanolamine* dan *Ammonia* dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun”.

Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Muchlas, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM. Selaku dosen pembimbing atas bimbingan, saran, maupun motivasinya.
5. Orangtua, kakak, adik serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap skripsi ini dapat bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya maupun bagi para pembaca serta semua pihak pada umumnya.

## HAL PERSEMBAHAN

### PENULIS 1

*Alhamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur yang sangat besar kepada Allah SWT atas ridha-Nya yang telah memberikan kelancaran untuk menyelesaikan penyusunan dan pengerjaan Tugas Akhir (TA) ini. Shalawat serta salam selalu tercurah kepada Rasulullah Nabi Muhammad SAW yang semoga kita termasuk orang yang akan menerima syafaat beliau di hari akhir nanti. Sebagai ungkapan rasa terima kasih saya persembahkan hasil dan segala usaha pengerjaan tugas akhir ini kepada:*

*Diri saya sendiri yang mampu bertahan dan melewati segala hal yang terjadi semasa duduk di bangku sekolah hingga kuliah. Semoga apapun yang terjadi ke depannya saya bisa lebih kuat lagi dan diberi kemudahan agar bisa melewati segalanya untuk saya dan orang-orang tercinta.*

*Kedua orang tua saya, Bapak Selo Basuki dan Ibu Sumini yang tidak pernah lelah mendoakan saya dan memberi kecukupan materi. Terima kasih selalu berjuang mencari nafkah untuk saya semoga saya bisa membanggakan dan dapat membahagiakan kalian kelak. Dan Terima kasih kepada kakak saya yang telah memberikan supportnya selama ini.*

*Ibu Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.. terima kasih banyak telah memberikan saya bimbingan, dukungan dan motivasi dalam menyelesaikan skripsi ini. Serta Dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan Ibu menjadi amal jariyah.*

*Muh. Azhar selaku sahabat dan partner saya sejak Penelitian, Kerja Praktek, hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner, dan segala semangat, bantuan, pantang menyerah, dan kesabarannya dalam menyelesaikan masa studi ini.*

*Trias Pramedikawati yang selalu menjadi support system saya selama masa perkuliahan. Terima kasih telah selalu menemani saya jalan-jalan kemanapun untuk melepaskan penat dan menjadi tempat berkeluh kesah selama masa perkuliahan. Terima kasih atas support dan bantuannya. Semoga kelak dapat menjadi jodoh saya dan menjadi orang yang sukses.*

*Dedi, Riyan, Ahyar, Amal, Sekar, Uswatun, Annis, Mulia, Aditya, Abi, Arif, Ersya, Syafira, Dilla, Indri, Yukha, Mutiara. Terima kasih atas bantuan dan support selama masa studi kuliah. Semoga kedepannya dapat dilancarkan jalan menuju kesuksesan. Serta teman-teman Angkatan 2020 dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu saya ucapkan terimakasih. Semoga Allah melimpahkan Rahmat-Nya pada kalian semua, Aamiin.*

## PENULIS 2

*Alhamdulillah rabbil'alamin, rasa syukur yang sangat besar kepada Allah SWT atas ridha-Nya yang telah memberikan kelancaran untuk menyelesaikan penyusunan dan pengerjaan Tugas Akhir (TA) ini. Shalawat serta salam selalu tercurah kepada Rasulullah Nabi Muhammad SAW yang semoga kita termasuk orang yang akan menerima syafaat beliau di hari akhir nanti. Sebagai ungkapan rasa terima kasih saya persembahkan hasil dan segala usaha pengerjaan tugas akhir ini kepada:*

*Diri saya sendiri yang mampu mengerahkan segala usaha, pikiran, dan kelapangan dada yang saya miliki dalam menghadapi segala persoalan dalam hidup sejak pertama kali lahir di dunia pada 3 Februari 2003 sampai sekarang ini. Semoga sampai kedepannya saya selalu bisa untuk menghadapi segala sesuatu dalam hidup dengan baik dan diberi kemudahan.*

*Keluarga tercinta yaitu ayah saya Suhiddin Sahu, S.Ag. dan ibu saya Mulia, serta kedua adik kebanggaan saya Muhammad Faqih dan Muhammad Farros yang selalu mendukung tanpa menuntut apa-apa serta menjadi alasan saya bisa sampai di titik ini dan alasan saya selalu semangat dalam menjalani hidup.*

*Ibu Endah Sulistiawati, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing yang selalu memberi dukungan, solusi, serta motivasi dalam proses pengerjaan tugas akhir ini. Serta jajaran dosen S1 dan S2 Teknik Kimia UAD yang telah menyalurkan ilmu yang beliau sekalian punya selama saya menempuh masa studi.*

*Syahrul Dwi Adi Candra selaku sahabat dan partner saya dalam menyusun tugas akhir ini, terima kasih atas segala usaha yang sudah dikerahkan serta sudah mau memilih saya sebagai partner.*

*Sahabat seperjuangan saya Dedi, Amal, Ahyar, Riyan, Adit, Sekar, Uus, Trias, Mulia Annis, Zul, Alan, Aat, Alwi, Agus, Adnan, Alif, Ilham, Vito, Awal, Akfan, Haikal, Fariad, Allung, Rizki, Edo, Nanda, Mubdi, Sandi, Amru, Kevin, Muklis, Opan. Terkhusus kepada seorang perempuan yang insya Allah akan menjadi jodoh saya kelak. Serta kepada seluruh teman-teman mahasiswa UAD terkhusus Teknik Kimia angkatan 2020 yang tidak sempat saya sebutkan satu persatu.*

*Seluruh warga Yogyakarta dan Kendari, serta semua pihak yang ikut terlibat dalam penyusunan tugas akhir ini maupun terlibat dalam kehidupan saya. Semoga Allah SWT melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua, amin.*

**HALAMAN MOTTO  
PENULIS 1**

“Tidak ada yang akan berhasil kecuali kau melakukannya”  
(Maya Angelou)

“Fokus pada proses bukan hasil akhir”  
(Syahrul Dwi Adi Candra)

“Ketahuilah bahwasanya kemenangan itu bersama kesabaran, jalan keluar itu  
bersama kesulitan, dan bersama kesulitan itu ada kemudahan”  
(HR. Tirmidzi)

“Maka sesungguhnya bersama kesulitan itu ada kemudahan”  
(Q.S. Al-Insyirah: 5)

“Allah tidak membebani seseorang melainkan sesuai dengan kesanggupannya”  
(Q.S. Al-Baqarah : 286)

“Anda mungkin bisa menunda, tapi waktu tidak bisa menunggu”  
(Benjamin Franklin)

“Tuntutlah ilmu, tapi tidak melupakan ibadah. Kerjakanlah ibadah tapi tidak boleh  
lupa pada ilmu”  
(Hassan Al Bashri)



## PENULIS 2

“Sungguh, telah Kami ciptakan manusia dalam bentuk yang sebaik-baiknya”  
(Q.S. At-Tin: 4)

“Segala sesuatu dapat dilakukan, dan segala masalah ada jalan keluarnya”  
(Muhammad Azhar)

“Barangsiapa bertaqwa kepada Allah niscaya Dia akan membukakan jalan keluar baginya, dan Dia memberi rezeki dari arah yang tidak disangka-sangka, dan barangsiapa bertawakkal kepada Allah niscaya Allah akan mencukupkan keperluannya”  
(Q.S. At-Thalaq: 2-3)

“Muhammad Azhar pasti bisa dan selalu bisa, Allah SWT selalu membantu”  
(Muhammad Azhar)

“Berdoalah kepada-Ku, niscaya akan kuperkenankan bagimu”  
(Q.S. Al-Mukmin: 60)

“Ketahuilah bahwasanya kemenangan itu bersama kesabaran, jalan keluar itu bersama kesulitan, dan bersama kesulitan itu ada kemudahan”  
(HR. Tirmidzi)

“*Maximum Effort*”  
(Wade Wilson The Deadpool, 2016)

“*It Always Seems Impossible Untill It's Done*”  
(Nelson Mandela)

## DAFTAR ISI

<b>KATA PENGANTAR</b> .....	v
<b>HAL PERSEMBAHAN</b> .....	vi
<b>HALAMAN MOTTO</b> .....	viii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xiii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xvii
<b>DAFTAR LAMBANG</b> .....	xvii
<b>ABSTRAK</b> .....	xix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
I.2. Tinjauan Pustaka .....	2
I.3. Tinjauan Kinetika dan Termodinamika .....	4
<b>BAB II URAIAN PROSES</b> .....	14
II. 1. Tahap penyiapan bahan baku.....	14
II. 2. Tahap Reaksi .....	14
II. 3. Tahap Pemurnian Produk.....	14
II. 4. Diagram Alir Kualitatif .....	15
<b>BAB III SPESIFIKASI BAHAN</b> .....	16
III.1. Spesifikasi Bahan Baku .....	16
III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu .....	18
III.2. Spesifikasi Produk .....	19
<b>BAB IV NERACA MASSA</b> .....	21
IV.1. Neraca Massa Alat .....	21
IV.2. Neraca Massa Total.....	23
IV.2. Diagram Alir Kuantitatif .....	24
<b>BAB V NERACA PANAS</b> .....	26
V.1. Neraca Massa Alat.....	26
V.1.1. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-01) .....	27
V.1.2. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-02) .....	27
V.1.3. Neraca Panas Separator (SP-01).....	27
V.1.4. Neraca Panas Separator (SP-02).....	27
V.1.5. Neraca Panas Reaktor (R-01) .....	27
V.1.6. Neraca Panas <i>Flash Drum</i> (FD-01).....	27

V.1.7. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01).....	27
V.1.8. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02).....	27
V.1.9. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01) .....	28
V.1.10. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02) .....	28
V.1.11. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03) .....	28
V.1.12. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-04) .....	28
V.1.13. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-05) .....	29
V.1.14. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01) .....	29
V.1.15. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02) .....	29
V.1.16. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03) .....	29
<b>BAB VI SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>30</b>
VI.1. Tangki Penyimpanan.....	30
VI.2. Pompa.....	31
VI.3. <i>Vaporizer</i> .....	33
VI.4. Separator .....	33
VI.5. <i>Compressor</i> .....	34
VI.6. Reaktor .....	34
VI.7. <i>Flash Drum</i> .....	35
VI.8. Menara Destilasi.....	35
VI.9. <i>Heat Exchanger</i> .....	36
VI.10. <i>Cooler</i> .....	37
VI.11. <i>Condenser</i> .....	38
VI.12. <i>Reboiler</i> .....	38
VI.13. <i>Accumulator</i> .....	39
VI.14. <i>Expansion Valve</i> .....	39
<b>BAB VII UTILITAS .....</b>	<b>40</b>
VII.1. Unit Penyediaan Pengolahan Air .....	40
VII.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	46
VII.3. Unit Pembangkit Listrik.....	48
VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar .....	48
VII.5. Unit Pengolahan Limbah .....	48
VII.6. Laboratorium .....	52
<b>BAB VIII LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....</b>	<b>53</b>

VIII.1. Lokasi Pabrik.....	53
VIII.2. <i>Layout</i> Pabrik.....	55
VIII.3. <i>Layout</i> Peralatan .....	58
<b>BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....</b>	<b>60</b>
IX.1. Organisasi Perusahaan .....	60
IX.2. Struktur Organisasi.....	60
IX.3. Tugas dan Wewenang .....	62
IX.4. Pembagian Jam Kerja.....	65
IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian.....	66
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	67
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	68
IX.7. Manajemen Perusahaan.....	70
<b>BAB X EKONOMI TEKNIK .....</b>	<b>71</b>
X.1. Dasar Perhitungan .....	72
X.2. Perhitungan Biaya Produksi .....	79
X.3. Analisis Kelayakan .....	80
X.5. Analisis Keuangan.....	86
X.6. Analisis Kelayakan .....	86
<b>BAB XI KESIMPULAN .....</b>	<b>89</b>
XI.1. Kesimpulan .....	89
XI.2. Saran.....	89
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>91</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Perbandingan metode Ammonolysis Ethylene glicol dan metode Ammonolysis <i>Monoethanolamine</i> .....	4
Tabel I.2. Harga $\Delta H_{of}$ Masing – Masing Komponen .....	6
Tabel I.3. Data Impor Produk <i>Ethylenediamine</i> di Indonesia .....	9
Tabel I.4. Data impor <i>Ethylenediamine</i> di Asia Tenggara .....	11
Tabel I.5. Data Pabrik <i>Ethylenediamine</i> di Dunia .....	11
Tabel III.1. Sifat Fisis Bahan Baku .....	17
Tabel III.2 Sifat Fisis <i>Raney Nickel</i> (Ni-H <sub>2</sub> ) .....	18
Tabel III.3 Sifat Fisis <i>Ethylenediamine</i> .....	19
Tabel III.4 Sifat Fisis Air .....	20
Tabel IV.1 Neraca Massa Reaktor .....	21
Tabel IV.2. Neraca Massa <i>Flash Drum</i> .....	21
Tabel IV.3. Neraca Massa Menara Destilasi 01 .....	22
Tabel IV.4. Neraca Massa Menara Destilasi 02 .....	22
Tabel IV.5. Neraca Massa Total .....	23
Tabel V.1. Neraca Panas <i>Vaporizer-01</i> .....	26
Tabel V.2. Neraca Panas <i>Vaporizer-02</i> .....	26
Tabel V.3. Neraca Panas Separator (SP-01) .....	26
Tabel V.4. Neraca Panas Separator (SP-02) .....	26
Tabel V.5. Neraca Panas Reaktor (R-01) .....	27
Tabel V.6. Neraca Panas <i>Flash Drum</i> (FD-01) .....	27
Tabel V.7. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01) .....	27
Tabel V.8. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02) .....	27
Tabel V.9. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01) .....	28
Tabel V.10. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02) .....	28
Tabel V.11. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03) .....	28
Tabel V.12 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-04) .....	28
Tabel V.12. Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-05) .....	29

Tabel V.13. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	29
Tabel V.14. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	29
Tabel V.15. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	29
Tabel VI.1. Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan .....	30
Tabel VI.2. Spesifikasi Alat Pompa 01-05.....	31
Tabel VI.3. Spesifikasi Alat Pompa 06-10.....	32
Tabel VI.4. Spesifikasi Alat <i>Vaporizer</i> .....	33
Tabel VI.5. Spesifikasi Alat Separator.....	33
Tabel VI.6. Spesifikasi Alat <i>Compressor</i> .....	34
Tabel VI.7. Spesifikasi Alat Reaktor .....	34
Tabel VI.8. Spesifikasi Alat <i>Flash Drum</i> .....	35
Tabel VI.9. Spesifikasi Alat Menara Destilasi.....	35
Tabel VI.10. Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i> .....	36
Tabel VI.11. Spesifikasi Alat <i>Cooler</i> .....	37
Tabel VI.12. Spesifikasi Alat <i>Condenser</i> .....	38
Tabel VI.13. Spesifikasi Alat <i>Reboiler</i> .....	38
Tabel VI.14. Spesifikasi Alat <i>Accumulator</i> .....	39
Tabel VI.15. Spesifikasi Alat <i>Expansion Valve</i> .....	39
Tabel VII.1. Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	44
Tabel VII.2. Kebutuhan Air Pendingin .....	45
Tabel VII.3. Kebutuhan Air Kantor .....	46
Tabel VII.4. Kebutuhan Air Total.....	46
Tabel VIII.1. Rincian Area Bangunan Pabrik <i>Ethylenediamine</i> .....	56
Tabel IX.1. Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i> Setiap dua minggu .....	66
Tabel IX.2. Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan .....	68
Tabel X.1. Indeks dari <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> .....	73
Tabel X.2. <i>Physical Plant Cost</i> (PPC) .....	82
Tabel X.3. <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	82
Tabel X.4. <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI) .....	82
Tabel X.5. <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC) .....	83

Tabel X.6. <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	83
Tabel X.7. <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	83
Tabel X.8. <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i> .....	84
Tabel X.9. <i>Working Capital (WC)</i> .....	84
Tabel X.10. <i>General Expense (GE)</i> .....	84
Tabel X.11. <i>Total Production Cost</i> .....	85
Tabel X.12. <i>Fixed Cost (Fa)</i> .....	85
Tabel X.13. <i>Variable Cost (Va)</i> .....	85
Tabel X.14. <i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	85
Tabel X.15. <i>Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i> .....	87

## DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1. Diagram Alir Kualitatif .....	15
Gambar IV.1. Diagram Alir Kuantitatif .....	25
Gambar VII.1. Diagram Alir Pengolahan Air .....	47
Gambar VII.2. Diagram Alir Sistem Pengolah Limbah.....	51
Gambar VIII.1. Tata Letak Bangunan Pabrik .....	57
Gambar VIII.2. Tata Letak Alat Proses .....	59
Gambar IX.1. Struktur Organisasi Pabrik <i>Ethylenediamine</i> .....	60
Gambar X.1. Ekstrapolasi Indeks Harga .....	87



## DAFTAR LAMBANG

A	= Luas permukaan panas, ft <sup>2</sup> , in <sup>2</sup> , m
A <sub>R</sub>	= Luas permukaan dinding reaktor,
m <sup>2</sup> A	= Jari jari dalam reaktor, m
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Break Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, kg/kmol
C	= Faktor korosi, in
C <sub>A</sub>	= Konsentrasi zat A, kmol/L
CA <sub>0</sub>	= Konsentrasi zat A mula-mula, kmol/L
CL	= <i>Cooler</i>
C <sub>p</sub>	= Kapasitas panas, Btu/lb.F, kkal/kg
CD	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ex	= Harga alat untuk tahun
xEy	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m <sup>2</sup> /j, L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Cost</i>
FD	= <i>Flash Drum</i>
F	= <i>Allowable stress</i>
F	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expense</i>
gc	= Gravitasi, m <sup>2</sup> /s
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam,
Btu/j.ft.Fh <sub>o</sub>	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level control</i>
Le	= Panjang elbow, ft
Nre	= <i>Reynold number</i>
Nt	= Jumlah <i>tube</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahunan x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahunan y
OD	= Diameter luar, m, in, ft
P	= <i>Power motor</i> , HP

POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j,
Kkal/j,K/Jr	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Cost</i>
SDP	= <i>Break Even Point</i>
Sa	= <i>Sales Expense</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
SP	= Separator
T	= Suhu, °C, °F, °K
T-n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
UPL	= Unit Pengolahan Limbah
VP	= <i>Vaporizer</i>
WC	= <i>Working Capital</i>
X	= Konversi
$\mu$	= Viskositas, Cp
$\Sigma$	= Jumlah
$\eta$	= Efisiensi pompa
P	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\Delta p$	= <i>Pressure Drop</i> , psi $\Delta$
T	= Beda suhu

## ABSTRAK

Pabrik *Ethylenediamine* ( $C_2H_8N_2$ ) merupakan pabrik kimia yang mempunyai prospek bagus untuk didirikan mengingat kebutuhan dalam negeri yang masih harus diimpor dari luar negeri dan adanya peluang ekspor yang masih terbuka, maka dirancang Pabrik *Ethylenediamine* didesain dari *Ammonia* ( $NH_3$ ) yang diperoleh dari Pupuk Kaltim dan *Monoethanolamine* ( $C_2H_7NO$ ) diperoleh dari Funshun Beifhang Chemical Co, Northeast China, yang telah direncanakan dibangun di Bontang. Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun. *Ethylenediamine* digunakan sebagai bahan baku pembuatan pestisida (fungisida), bahan untuk mengelolah selulosa pada industri pulp dan kertas, zat adiktif pada pelumas dan bahan bakar, bahan baku pembuatan lem dan bahan pelapis.

*Ethylenediamine* dibuat salah satunya dengan cara mereaksikan *Ammonia* dan *Monoethanolamine* dengan menambahkan katalis *Raney Nickel*. Reaksi berlangsung secara adiabatik, isothermal pada suhu  $265\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 33 atm. Reaktor yang digunakan adalah *Ammonia Fixed Bed Multitube*. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan pengambilan panas pada Reaktor (R-01) dipasang pendingin menggunakan medium *downtherm A*. Kemudian produk Reaktor (R-01) diumpankan ke *Flash Drum* (FD-01) untuk memisahkan gas *Ammonia* dari campuran yang nantinya dapat di *Recycle* kembali menjadi umpan *Ammonia*. Hasil bawah *Flash Drum* kemudian di umpankan menuju Menara Destilasi (MD-01). Hasil atas Menara Destilasi (MD-01) diumpankan ke Menara Destilasi (MD-02) untuk dimurnikan lagi produk utamanya dengan memisahkan antara air dari *Ethylenediamine*. Hasil produk *Ethylenediamine* dialirkan menuju *Ammonia* penyimpanan (T-04), sedangkan hasil atas air di bawah menuju unit pengolahan limbah (UPL) untuk pengolahan lebih lanjut. Hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) yang berupa *Monoethanolamine* dialirkan menuju *Ammonia* penyimpanan (T-03) yang dapat diolah kembali ataupun dijual.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pabrik *Ethylenediamine* ini merupakan Pabrik dengan resiko yang tinggi. Modal tetap sebesar Rp. 336.159.893.051 dan modal kerja sebesar Rp. 686.220.002.033. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp. 151.123.720.333/tahun dan setelah dipotong pajak 30% keuntungan mencapai Rp. 105.786.604.233/tahun. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 44,96% dan setelah pajak 31,47%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,89 tahun dan sesudah pajak 2,53 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 52,29% kapasitas dan *Break Even Point* (SDP) sebesar 41,67% kapasitas. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 39,75%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi tersebut, dapat disimpulkan bahwa Pabrik *Ethylenediamine* dari *Monoethanolamine* dan *Ammonia* dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun ini layak untuk didirikan dan dikaji lebih lanjut karena masih memenuhi syarat.

**Keyword:** *Ethylenediamine*, *Amynolisis Monoethanolamine*, *Fixed Bed Multitube*

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Salah satu komponen penting yang menjadi penopang perekonomian suatu negara adalah industri atau pabrik kimia. Bahan kimia pemasarannya sangat luas di pasar internasional karena bahan mentah kimia penting dalam produksi suatu barang atau benda. Semua benda di sekitar kita baik itu pakaian, barang elektronik, sampai makanan yang selalu kita konsumsi dibuat dari atau tersusun dari bahan kimia. Oleh karena itu industri kimia berperan penting untuk menopang kegiatan produksi suatu negara. Dengan adanya industri kimia yang menyediakan bahan baku kimia membantu meningkatkan kegiatan produksi dalam negeri yang tentunya memberi dampak baik pada peningkatan pendapatan negara. Selain itu, bahan kimia juga dapat diekspor untuk memenuhi kebutuhan di pasar dunia. Bahan kimia yang memiliki fungsi luas dalam berbagai industri produksi suatu barang atau benda salah satunya adalah *Ethylenediamine*.

*Ethylenediamine* atau umumnya dikenal dengan singkatan EDA merupakan senyawa kimia organik bersifat basa dari gugus amina atau secara khususnya termasuk dalam kelompok *ethyleneamines*. Senyawa kimia ini memiliki rumus kimia  $C_2H_8N_2$  dengan rumus molekul  $H_2NCH_2CH_2NH_2$ . Ciri umum senyawa kimia ini adalah berupa cairan jernih tanpa warna dengan bau menyerupai *Ammonia*. Senyawa kimia *Ethylenediamine* umumnya memiliki fungsi sebagai bahan tambahan dalam produksi beberapa bahan seperti katalis *activator* pada bahan pemutih (*bleach*), polimer pada lem, bahan tambahan pada pestisida anti jamur, dan bahan tambahan pada pelumas serta bahan bakar (Kirk dan Othmer, 2001).

Fungsi dari senyawa *Ethylenediamine* yang cukup luas sebagai bahan tambahan membuktikan bahwa senyawa tersebut penting dalam beberapa proses produksi. Di Indonesia sendiri belum ada pabrik kimia yang didirikan sebagai produsen dari senyawa kimia *Ethylenediamine*. Selama ini negara menggantungkan kebutuhan atas senyawa kimia tersebut dari impor luar negeri. Beberapa perusahaan dalam negeri juga hanya berperan sebagai agen distributor senyawa

Ethylendiamine. Menanggapi hal tersebut maka kami memiliki pemikiran untuk membuat perancangan pabrik kimia *Ethylenediamine* agar Indonesia bisa untuk memproduksi senyawa tersebut secara pribadi dapat membantu memenuhi kebutuhan di dalam negeri dan juga memungkinkan untuk senyawa tersebut dapat menjadi komoditi ekspor yang dapat menambah pendapatan negara. Selain itu, pendirian pabrik ini juga dapat mensejahterakan masyarakat dengan membuka lapangan pekerjaan yang baru sehingga membawa keuntungan bagi negara dan rakyat.

## **I.2. Tinjauan Pustaka**

### **I.2.1 Metode Pembuatan *Ethylenediamine***

Senyawa kimia *Ethylenediamine* dapat diproduksi dalam industri dengan beberapa macam metode berupa (Ketta, Mc, et.al., 1987):

#### **I.2.1.1. *Ammonolysis Ethylene glicol***

*Ethylenediamine* dapat diproduksi dengan mereaksikan *Ethylene Glicol* dan *Ammonia* serta hidrogen. Reaksi dilakukan pada fase cair, suhu dan tekanan tinggi pada reaktor *fixed bed*. Suhu reaksi antara 220° C sampai 270° C. Tekanan operasi harus lebih tinggi dari 1000 lb/in<sup>2</sup>, yaitu sekitar 3000 sampai 6000 lb/in<sup>2</sup>. Perbandingan mol umpan *Ethylene Glicol* dan *Ammonia* minimal 1:15, dan sebaiknya digunakan perbandingan 20–30 mol *Ammonia* per mol *Ethylene Glicol*. Katalis yang dapat digunakan dalam proses ini adalah nikel dan tembaga.

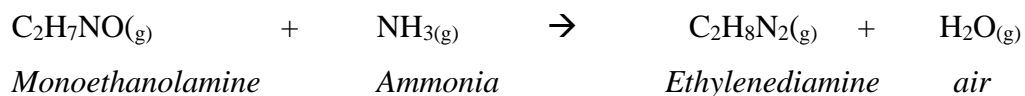
Proses yang terjadi pada pembuatan *Ethylenediamine* dari *Ethylene Glicol* dan *Ammonia* serta hidrogen adalah sebagai berikut. Umpan *Ethylene glicol*, *Ammonia* dan hidrogen dengan perbandingan tertentu sebelum direaksikan dalam reaktor dipanaskan terlebih dahulu dalam preheater. Selanjutnya *Ethylene Glicol*, *Ammonia* dan hidrogen bereaksi di dalam Reaktor *fixed bed* fase gas pada suhu dan tekanan tertentu. Aliran hasil dari reaktor kemudian dialirkan ke *stripper* untuk memisahkan sisa *Ammonia* dan hidrogen yang tidak bereaksi. Produk yang mengandung *Ethylenediamine* kemudian dipisahkan di dalam menara distilasi hingga diperoleh produk dengan kemurnian tertentu (US.Patent No.3137730). Metode ini memberikan beberapa keuntungan dimana seluruh bahan maupun produk tidak memberikan dampak korosi terhadap peralatan dalam prosesnya.

Namun, metode ini juga memiliki kelemahan dimana tekanan minimumnya pada 3000 psia atau 200 atm yang dimana angka tersebut sangat tinggi serta metode ini memerlukan bahan baku *Ammonia* dalam jumlah yang besar sehingga cenderung boros.

### **I.2.1.2. Ammonolysis *Monoethanolamine***

Metode ini ditemukan sejak akhir tahun 1960 dan diharapkan dapat menjadi metode alternatif sebagai pengganti proses pembuatan *Ethylenediamine* dari *Ethylene glycol* yang dinilai kurang menguntungkan dari segi konversi dan tekanan operasi. Pada metode ini, *Ethylenediamine* dibuat dengan cara mereaksikan *Monoethanolamine* dan *Ammonia* di dalam suatu reaktor *fixed bed* dengan suhu dan tekanan tinggi. Reaksi ini menghasilkan *Ethylenediamine* sebagai hasil utama serta air sebagai hasil samping.

Reaksi :



Proses pembuatan *Ethylenediamine* dari *Monoethanolamine* dan *Ammonia* dengan mengumpankan kedua bahan dalam reaktor *fixed bed* fase gas. Reaksi berlangsung pada suhu sedang dan hasil keluaran reaktor mengandung produk *Ethylenediamine*, *Monoethanolamine* dan *Ammonia* yang tidak bereaksi serta air. Setelah melalui serangkaian proses pemisahan untuk memisahkan *Ammonia* yang tidak bereaksi, produk dan reaktan dipisahkan dalam menara distilasi. *Monoethanolamine* di *Recycle* ke reaktor sedangkan air dibuang (Mc.Ketta, 1982).

*Ethylenediamine* dapat diproduksi dengan mereaksikan secara kontinyu pada tekanan sekitar 31-33 atm dengan perbandingan molar *Monoethanolamine* terhadap *Ammonia* minimal 1:5,6. Kisaran suhu pengoperasian 235-275°C. Jika *Monoethanolamine* dan *Ammonia* direaksikan dalam reaktor *multitube* unggun tetap fase gas dengan rasio molar minimal 1:5,6, tekanan 25-1000 lb/in<sup>2</sup>, dan suhu sekitar 235-275°C, produk yang mengandung nitrogen akan dihasilkan dan diproduksi. Dalam kondisi ini, konversi *Monoethanolamine* yaitu 70 sampai 80%. Bahan tambahan yang umum dipakai pada proses termasuk katalis nikel, kobalt, platinum, paladium dan katalis logam lainnya. Tetapi yang umum dipakai berupa

katalis *Raney Nickel* atau *Raney Cobalt*.

### I.2.2 Pemilihan Proses

Perbandingan antara metode *Ammonolysis Ethylene glicol* dan metode *Ammonolysis Monoethanolamine* dapat dipaparkan dalam tabel I.1.

Tabel I.1. Perbandingan metode *Ammonolysis Ethylene glicol* dan metode *Ammonolysis Monoethanolamine*

Metode	<i>Ammonolysis Ethylene glicol</i>	<i>Ammonolysis Monoethanolamine</i>
Jenis Reaktor	Fixed Bed	Fixed Bed
Suhu Reaktor	220-270°C	235-275 °C
Tekanan	200 atm	31-33 atm
Rasio Bahan Baku	1 : 15	1 : 5,6
Konversi	52%	80%
Katalis	Nikel Cobalt	<i>Raney Cobalt</i>
Fase	Gas	Gas

Dari kedua proses produksi *Ethylenediamine*, maka perancang menggunakan proses dengan reaksi antara monoethanolamine dan *Ammonia* karena mempertimbangkan kelebihanannya berupa kondisi operasi yang menggunakan tekanan lebih rendah serta memiliki konversi yang lebih tinggi. Selain itu berbeda dengan metode dengan bahan baku *ethylene glicol*, metode ini tidak memakan bahan baku *Ammonia* yang banyak sehingga lebih hemat.

### I.3. Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

#### I.3.1 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembuatan *Ethylenediamine* merupakan reaksi eksotermis, jadi ini terjadi ketika panas dilepaskan selama reaksi dipengaruhi oleh kecepatan reaksi. Nilai konstanta laju reaksi (k) pembentukan *Ethylenediamine* berdasarkan kinetika umum Persamaan Arrhenius:

$$k = A [ \exp (-E/RT) ]$$

dengan, k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor tumbukan

$E$  = Energi aktivasi

$T$  = Suhu mutlak

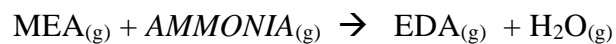
Faktor-faktor yang dapat berpengaruh terhadap kecepatan reaksi berupa :

- Suhu

Faktor ini berbanding lurus dimana jika suhu semakin tinggi maka nilai  $K$  atau konstanta kecepatan reaksi akan semakin tinggi sehingga reaksi berlangsung semakin cepat.

- Katalis

Bahan tambahan ini berfungsi untuk menurunkan energi aktivasi agar konstanta kecepatan reaksinya semakin besar sehingga reaksi berlangsung cepat. Reaksi berlangsung ke kanan nilai konstanta kecepataannya reaksi *Monoethanolamine* dan *Ammonia* untuk menghasilkan *Ethylenediamine* seperti yang dijelaskan di bawah ini:



$$r_1 = k_1 P_{\text{MEA}} \cdot P_{\text{NH}_3}, \frac{\text{kmol}}{\text{kg katalis.jam}}$$

Agar mengetahui kecepatan reaksi, menggunakan konstanta kecepatan reaksi :

$$r_1 = 4,2726 \cdot 10^2 \exp \frac{-1,4201 \cdot 10^4}{RT}$$

(Chen et al, 2013)

### I.3.2 Tinjauan Termodinamika

Sifat reaksi dapat diketahui apakah eksotermis atau endotermis dengan menggunakan perhitungan terhadap panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) tekanan 1 atm serta suhu 298 K.



Tabel I.2. Harga  $\Delta H_f^\circ$  Masing – Masing Komponen

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
NH <sub>3</sub>	-4590
H <sub>2</sub> O	-241800
EDA	-17340
MEA	-210190

(Smith, 1950)

Reaksi Utama :



$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ_{298} &= (\text{H}_f \text{ EDA}_{(g)} + \text{H}_f \text{ H}_2\text{O}_{(g)}) - (\text{H}_f \text{ MEA}_{(g)} + \text{H}_f \text{ NH}_{3(g)}) \\ &= (-17340 - 241800) - (-210190 - 4590) \text{ kJ/kmol} \\ &= -3050 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Hasil  $\Delta H_f^\circ_{298}$  negatif sehingga reaksi utama bersifat eksotermis.

#### I.4. Kegunaan Produk

*Ethylenediamine* dimanfaatkan pada berbagai industri, baik sebagai bahan baku maupun bahan baku pendukung. Pemanfaatan *Ethylenediamine* diantaranya adalah sebagai berikut:

1. *Bleaching Activator, TetraacetylEthylenediamine* (TAED) telah banyak diadopsi untuk digunakan dalam produk detergen sebagai aktivator untuk pemutih peroksida. Ini dibuat dengan terlebih dahulu mereaksikan EDA dengan dua mol asam asetat untuk membentuk *bis-amide*, yang kemudian di reaksikan dengan dua mol *asetat anhidrida* untuk membentuk *Tetraacetylenediamine*.
2. Fungisida, *Ethylenediamine* digunakan sebagai bahan baku pembuatan pestisida, terutama fungisida. Beberapa jenis fungisida yang dibuat dari *Ethylenediamine* adalah sebagai berikut:
  - a) *Ethylene-bis-dithiocarbamates* (EBDC) merupakan fungisida yang dibuat dengan cara mereaksikan *Ethylenediamine* dengan *carbon disulfide* dalam suasana basa dengan menambahkan natrium hidroksida (bisa juga amonium hidroksida).
  - b) Imidazoline golongan imidazoline yang merupakan jenis pestisida

adalah 2-heptadecyl-2-imidazoline yang dibuat dengan cara mereaksikan *Ethylenediamine* dengan asam stearat. Digunakan untuk mengontrol keropeng pada apel dan bercak pada daun ceri.

3. Resin di Industri Kertas, *Ethylenediamine* digunakan untuk delignifikasi pada proses pulping, *ethylene-bis* (stearumide) yang dibuat dengan mereaksikan EDA dengan asam stearat digunakan sebagai pencegah busa dalam proses pulping Reaksi pembentuk *ethylene-bis* (steanamide).
4. Aditif Bahan Bakar, *Ethylenediamine* yang telah dialkilasi dapat digunakan sebagai zat aditif pada bahan bakar minyak untuk mencegah terjadinya endapan. Selain itu *Ethylenediamine* juga digunakan sebagai zat aditif pada bahan bakar mesin diesel yang berguna untuk menaikkan angka *cetane* sehingga dapat meningkatkan kualitas bahan bakar mesin diesel.
5. *Epoxy Curing Agent*, kelompok *ethyleneamines* sendiri sering digunakan sebagai bahan pengawet atau bagian dari bahan pengawet, namun biasanya dimodifikasi dengan berbagai cara untuk meningkatkan kinerja, penanganan, dan keselamatan.
6. Resin Tekstil pada industri tekstil dan serat, baik serat alami maupun serat sintetis, *Ethylenediamine* digunakan sebagai bahan pendukung pada industri zat untuk meningkatkan mutu produk tekstil, misalnya sebagai bahan pengawet pada kain dan serat, menghaluskan serat wol dari kerutan serta untuk melindungi kain dan serat dari ngengat.
7. Polimer dan Elastomer, *Ethylenediamine* adalah komponen kunci polimer dalam serat spandelo *Ethylenediamine* digunakan dalam proses untuk membekukan lateks stirena butadiena tingkat rendah partikel yang tersebar halus. *Ethylenediamine* secara khusus dapat digunakan sebagai penstabil untuk resin urea tertentu, pengawetan resin fenolik, untuk mengurangi statis pada busa polistirena, untuk menghambat polimerisasi isoprena. *Ethylenediamine* yang direaksikan dengan asam stearat membuat *ethylene-bis* (ateanamide) (EBS) yang digunakan sebagai pelumas eksternal untuk resin Akrilonitril Butadiena Stiren (ABS) dan Polivinil Klorida (PVC), dan sebagai pengatur viskositas, pengawet, dan peningkat kilap permukaan.

Selain itu, *Ethylenediamine* juga digunakan dalam pembuatan senyawa silane dan sifanal yang meningkatkan daya rekat antara permukaan anorganik dan film polimer.

8. *Chaleting Agent* digunakan pada *electroplating* dan *electroless metal coating* dengan emas, perak, platimum, palladium, tembaga, zine, nickel, dll. *Chaleting agent* di industri dibuat dengan mereaksikan *Ethylenediamine* dengan *Formaldehyde* dan *Hydrogen Cyanide* atau *Alkali Metal Cyanide* dengan adanya *Sodium Hydroxide* berlebih untuk membentuk *Retrasodium Ethylenediamine Tetraacetic Acid* (Na,EDTA).

## **I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik**

### **I.5.1 Data Impor**

Negara Indonesia sampai saat ini masih menggantungkan pemenuhan kebutuhan terhadap *Ethylenediamine* melalui impor dari negara-negara lain. Umumnya, kebutuhan terhadap suatu bahan kimia pada suatu negara akan selalu meningkat setiap tahunnya. Terutama *Ethylenediamine* yang memiliki peran lumayan penting pada beberapa industri. Namun dalam kenyataannya, impor terhadap bahan kimia *Ethylenediamine* di Indonesia kurang stabil. Sehingga data mengalami penurunan dan peningkatan setiap tahunnya. Sehingga penentuan kapasitas dengan metode regresi linear tidak tepat digunakan untuk memprediksi kebutuhan di tahun kedepannya. Oleh karena itu, dipilih metode pertumbuhan untuk memprediksikan kebutuhan terhadap *Ethylenediamine* untuk tahun 2028. Berikut informasi terkait kapasitas impor *Ethylenediamine* yang diperoleh dari BPS pada tahun 2012-2022 dalam Tabel I.3.

Tabel I.3. Data Impor Produk *Ethylenediamine* di Indonesia

No	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	Perkembangan
1.	2012	3366,7940	-
2.	2013	3400,6930	0,0100
3.	2014	4107,2690	0,2199
4.	2015	3919,2550	0,1640
5.	2016	3788,9180	0,1253
6.	2017	3342,9900	-0,0070
7.	2018	8155,2280	1,4222
8.	2019	4023,6600	0,1951
9.	2020	3972,22800	0,1798
10.	2021	4157,1420	0,2347
11.	2022	3963,8790	0,1773
Total			2,7216
Rata-Rata			0,2721

(Sumber: (BPS) Perdagangan Luar Negeri Indonesia Tahun 2012-2022)

Dari tabel I.3. diatas diperkirakan kebutuhan impor terhadap bahan kimia *Ethylenediamine* untuk negara indonesia pada tahun 2028, adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= F_0(1+i)^n \\
 &= 3963,879(1 + 0,272168)^6 \\
 &= 16.802,9800 \text{ Ton/Tahun} \\
 &= 20.000 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Dimana:

F = Jumlah produksi pada tahun perencanaan (2028)

F<sub>0</sub> = Jumlah produksi pada data tahun terakhir (2022)

i = Rata-rata pertumbuhan produksi (2012-2022)

n = Proyeksi untuk tahun mendatang (6 tahun)

(Peter and Timmerhous, 1991)

Tabel I.4. Data Impor *Ethylenediamine* di Asia Tenggara

<b>Negara</b>	<b>Impor (ton/tahun)</b>
Thailand	10.3250
Vietnam	8.7650
Malaysia	5.4320
Filipina	4.8760
Singapura	2.9870

(International Trade Centre, 2022)

Dari perhitungan dengan metode pertumbuhan diatas maka diperoleh prediksi produksi *Ethylenediamine* untuk perancangan tahun 2028 sebesar 20.000 Ton/Tahun. Dari hasil pemilihan kapasitas tersebut masih memiliki kelebihan produksi sebanyak 3.197,02 Ton/Tahun yang harapannya dapat di ekspor keluar negeri. Namun berdasarkan hasil produk perancangan diperoleh kemurnian *Ethylenediamine* sebesar 97,46 %. Dari hasil tersebut tidak sesuai dengan standar kemurnian untuk ekspor internasional dimana berdasarkan ISO 13943.2018 kemurnian *Ethylenediamine* sebesar 99,5 %. Sehingga kelebihan produksi akan di simpan sebagai cadangan untuk kebutuhan dalam negeri.

### I.5.3 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Tabel I.5. Data Pabrik *Ethylenediamine* di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Union Carbide	Lousiana, Amerika Serikat	82.000
Texaco	Texas, Amerika Serikat	32.000
BASFn AG	Antwerp, Jerman	30.000
Berol Kemi	Jerman	25.000
Dow Jefferson	Texas, AS	22.500
Modokemi	Stenungsund, Jerman	10.000
Synair	Amerika Serikat	20.000

(Kirk Othmer, 1997 dan Mc.Ketta, 1972)

Proses produksi *Ethylenediamine* menggunakan bahan baku *Monoethanolamine* dan *Ammonia*, dari data tabel I.5. diperoleh rentang produksi 10.000 - 82.000 ton/tahun. Kapasitas desain minimum unit *Ethylenediamine* dapat dilihat dari pabrik Modokemi di Stenonsund, Jerman yang memiliki kapasitas 10.000 ton/tahun. Maka dari itu, pada desain awal pabrik kimia, kapasitas produksi dipilih 20.000 ton/tahun, untuk prediksi pembangunan sampai 2028. Tekad ini berperan dalam memenuhi kebutuhan *Ethylenediamine* pada tahun 2028.

### I.5.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam produksi *Ethylenediamine* berupa *Ammonia* didapatkan dari PT. Pupuk Kaltim yang dapat memproduksi *Ammonia* sebesar 1000 ton/hari. Pada saat yang sama, *Monoethanolamine* masih perlu diimpor dari *Shandong Longxing Chemical Co., Ltd.* Kapasitas produksi di Cina adalah 120.000 ton/tahun. Sebab, belum ada pabrik monoetanolamin di Indonesia. *Ethylenediamine* dapat digunakan di berbagai pabrik, sebagai bahan baku ataupun bahan penolong. *Ethylenediamine* digunakan dalam industri pestisida, industri minyak bumi dan pelumas, serta industri tekstil dan serat.

## **I.6. Pemilihan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi juga penting dalam perancangan pabrik karena pemilihan lokasi memiliki dampak angka panjang dan memberikan kemungkinan bagi pengembangan pabrik di masa depan. Dalam perancangan ini dipilih wilayah Bontang Kalimantan Timur. Pertimbangan lokasi ini antara lain sebagai berikut. Pemilihan lokasi pabrik ini sesuai dengan beberapa faktor berupa.

### **1. Sumber Bahan Baku**

Bahan baku menjadi hal utama dalam menentukan lokasi pabrik, dan pabrik *Ethylenediamine* dibangun pada kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur. Mengingat dekatnya lokasi pabrik Pupuk Kaltim yang memproduksi *Ammonia* dan Kalimantan Timur (Kalimantan Timur) salah satu pusat industri di Kalimantan.

### **2. Iklim**

Kondisi alam (iklim) di kawasan tempat pabrik dibangun harus didukung dalam arti kondisinya harus sesuai dengan yang dibutuhkan. Terletak di wilayah Bontang Kalimantan Timur, mempunyai iklim tropis suhu rata-rata 28 °C. Mengingat kondisi tersebut, maka kawasan Bontang cocok untuk dijadikan lokasi pabrik *Ethylenediamine*.

### **3. Fasilitas Air**

Lokasi pabrik diusulkan seharusnya memiliki sumber air. Dengan letak sumber air yang lebih dekat maka akan memudahkan dalam menjalankan proses pabrik karena pengoperasian proses tersebut memang membutuhkan banyak air, baik itu untuk proses produksi, aktivitas perkantoran dan lain sebagainya. Pasokan air untuk pabrik *Ethylenediamine* berasal dari Sungai Panjang Bontang. Sementara itu, kebutuhan listrik dihasilkan oleh PLN ULP Bontang dan generator cadangan dengan bahan bakar *fuel oil* yang dibangun sendiri.

### **4. Transportasi**

Lokasi pabrik seharusnya dapat dijangkau pasar dan bahan baku atau dekat dengan pelabuhan, rel kereta api, dan jalan raya agar dapat mempermudah transportasi sehingga dapat memotong pengeluaran bagi perusahaan. Pabrik *Ethylenediamine* berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur sehingga memudahkan

dalam mempromosikan produk ke berbagai daerah.

#### 5. Tenaga Kerja

Untuk kelancaran suatu pabrik, selain lengkapnya peralatan proses serta bahan baku yang digunakan, juga memerlukan tenaga kerja untuk melakukan proses produksi dari tahap awal sampai tahap akhir. Maka, lokasi pabrik dipilih dekat dengan tempat tinggal pekerja. Dekat dengan tempat tinggal pekerja (tetapi jangan terlalu dekat) agar tidak sulit mencari pekerja.

#### 6. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik untuk 10 atau 20 tahun mendatang. Sebab ditahun mendatang ingin menambah area pabrik, maka lahan kosong untuk keperluan tersebut sudah direncanakan.

#### 7. Peraturan Daerah

Apabila suatu bangunan (pabrik) didirikan, maka harus disertai surat izin dari instansi wilayah tersebut, berupa pemda maupun BPN setempat atau lembaga terkait. Lahan pabrik yang direncanakan harus tidak memiliki sengketa atau kasus lainnya. Sehingga tidak ada masalah di masa mendatang.

#### 8. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Kondisi disekitar pabrik harus diperhatikan serta dipahami sehingga tidak timbul permasalahan pada proses pendirian pabrik, lokasi yang dipilih harus memanfaatkan sumber daya yang ada di sekitar pabrik baik alam atupun masyarakat setempat



## BAB II

### URAIAN PROSES

#### II. 1. Tahap penyiapan bahan baku

*Ammonia* cair dari Tangki penyimpanan T-01 dengan kondisi 30°C dan tekanan 15 atm dialirkan dengan pompa P-01 ke *Vaporizer* V-01 untuk diubah fasenya menjadi uap.

*Monoethanolamine* cair yang disimpan dalam Tangki penyimpanan T-02 dengan kondisi 30°C dan tekanan 1 atm dialirkan dengan pompa P-02 ke *Vaporizer* V-02 untuk diubah fasenya menjadi uap.

#### II. 2. Tahap Reaksi

Bahan baku *Ammonia* dan *Monoethanolamine* yang telah disiapkan tersebut kemudian masing-masing melalui Kompresor K-01 dan K-02 dan melalui *Heat Exchanger* HE-01 dan HE-02 untuk dinaikkan suhu dan tekanannya sesuai kondisi operasi suhu 265°C dan tekanan 33 atm.

Gas yang kondisinya telah sesuai dengan kondisi operasi reaktor ini kemudian diumpankan ke dalam reaktor. Pada reaktor terjadi tahap pembentukan produk. *Ammonia* bereaksi dengan *Monoethanolamine* menghasilkan *Ethylenediamine* dan air sebagai produk samping.

Reaksi pembentukan *Ethylenediamine* dari *Ammonia* dan *Monoethanolamine* dilakukan pada reaktor unggun tetap dengan tumpukan katalis (*Fixed Bed Multitube*) R-01. Katalis yang digunakan adalah *Raney Nickel*. Umpan masuk reaktor pada tekanan 33 atm dan suhu 265°C serta produk keluar reaktor pada tekanan 32,8446 atm dan suhu 235,1310°C.

#### II. 3. Tahap Pemurnian Produk

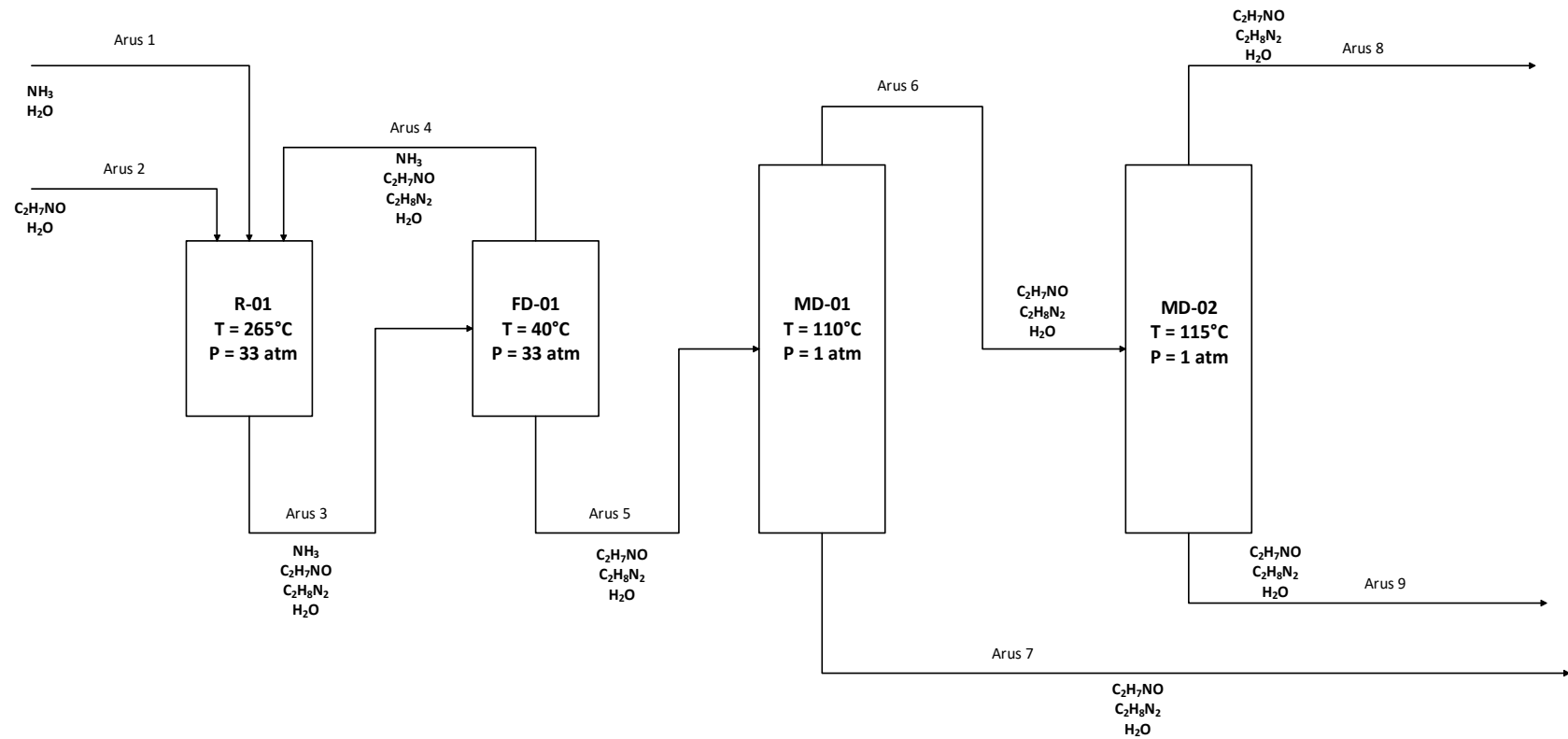
Gas produk reaktor ini kemudian dialirkan ke *Cooler* CL-01, tujuannya untuk mendinginkan keluaran hasil Reaktor yang telah bereaksi menjadi 40°C. Keluaran CL-01 kemudian diumpankan ke *Flash Drum* FD-01 untuk memisahkan komponen *Ammonia* dari campuran. *Ammonia* hasil atas FD-01 di-*Recycle* sebagai umpan Reaktor R-01 yang sebelumnya dinaikkan suhunya menjadi 265°C dengan

*Heat Exchanger* HE-03. Sedangkan hasil bawah FD-01 berupa campuran *Ethylenediamine*, air dan sisa *Monoethanolamine* yang tidak bereaksi diumpankan ke Menara distilasi MD-01 setelah sebelumnya diturunkan tekanannya dengan *Expansion Valve* EV-01 menjadi 1 atm dan dinaikkan suhunya dengan *Heat Exchanger* HE-04 menjadi 109,8700°C.

Pada Menara distilasi MD-01, terjadi pemisahan *Ethylenediamine* dan air dari *Monoethanolamine*. Hasil atas MD-01 yang mengandung *Ethylenediamine* dan air kemudian diumpankan ke Menara distilasi MD-02, sedangkan hasil bawah yang mengandung *Monoethanolamine* dialirkan ke *Cooler* CL-02 untuk didinginkan menjadi 30°C dan disimpan di Tangki penyimpanan T-03 karena alirannya yang jumlahnya sedikit dan dapat dijual kembali.

Sebelum diumpankan campuran dipanaskan terlebih dahulu dengan *Heat Exchanger* HE-05 menjadi 115,0700°C. Pada menara distilasi MD-02, *Ethylenediamine* dengan kemurnian 97,46% dipisahkan dari air. Hasil atas yang mengandung sebagian air dialirkan ke unit pengolahan limbah untuk *treatment* lebih lanjut. Sedangkan hasil bawah MD-02 yang berupa *Ethylenediamine* dengan kemurnian 97,46 dialirkan ke CL-03 untuk didinginkan sampai suhu 30°C dan selanjutnya disimpan dalam Tangki penyimpan produk T-04.

## II. 4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II.1. Diagram Alir Kualitatif

## **BAB III**

### **SPEKIFIKASI BAHAN**

#### **III.1. Spesifikasi Bahan Baku**

Spesifikasi bahan baku terdiri dari beberapa bahan yang terdapat di dalamnya di antaranya ada *Ammonia* dan *Monoethanolamine*. Dalam bahan baku terdapat sifat dari bahan tersebut yaitu sifat fisis.

*a. Ammonia*

*Ammonia* yang merupakan bahan dasar yang diambil dari PT. Pupuk Kaltim, Bontang, Kalimantan Timur. Adapun spesifikasi *Ammonia* seperti tertera pada Tabel III.1.

*b. Monoethanolamine*

*Monoethanolamine* yang merupakan bahan baku yang diimpor dari *Shandong Longxing Chemical Co., Ltd.*. Adapun spesifikasi bahan tersebut tertera pada Tabel III.1.

Tabel III.1. Sifat Fisis Bahan Baku

<b>Sifat Fisis</b>	<i>Ammonia</i>	<i>Monoethanolamine</i>
Wujud/fasa	Gas	Cair
Rumus Molekul	NH <sub>3</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO
Berat Molekul	17,031 g/gmol	61,084 g/gmol
Titik Didih	-33,34°C	171°C
Titik Beku	-77,74°C	10,51°C
<i>Critical temperature</i>	405,65°K	638°K
<i>Critical Pressure</i>	112,78 bar	68,70 bar
Massa Jenis (25 °C)	0,602 gr/ml	1,014 gr/ml
Viskositas gas	101,28 μp	-
Viskositas cair (25°C)	0, 135 centipoise	23,2 centipoise
Kemurnian	99,5%	99,5%
Pengotor	Air	Air

(Yaws, 1999)

### III.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Pada proses pembuatan *Ethylenediamine* dengan menggunakan proses *Ammonolysis Monoethanolamine* ini menggunakan bahan pembantu yaitu katalis. Adapun proses yang digunakan yaitu *Raney Nickel* Fungsi katalis ini yaitu untuk mempercepat reaksi akan tetapi tidak ikut bereaksi. Untuk spesifikasi katalis yang digunakan pada pembuatan *Ethylenediamine* tertera pada Tabel III.2.

Tabel III.2. Sifat Fisis *Raney Nickel* (Ni-H<sub>2</sub>)

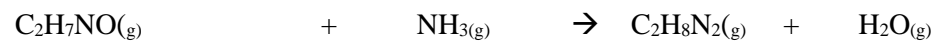
Sifat Fisis	Nikel
Bentuk	Butir
Rumus Molekul	Ni-H <sub>2</sub>
Warna	Abu-Abu gelap
Densitas	1,2 g/cm <sup>3</sup>
<i>Bulk Density</i>	524,512 kg/m
Diameter	0,35 cm
Porositas	0,325
Berat Katalis	611,1282 kg (10% Umpan)
Umur Katalis	1-2 Tahun

(American Chemical Society, 2017)

## III.2. Spesifikasi Produk

### III.2.1. Spesifikasi Produk Utama

Produk *Ethylenediamine* ini dihasilkan dari adanya proses *Ammonolysis Monoethanolamine* dengan bahan baku utama *Ammonia* dan *Monoethanolamine*. Untuk spesifikasi produk *Ethylenediamine* tertera pada Tabel III.3. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Tabel III.3. Sifat Fisis *Ethylenediamine*

Sifat Fisis	<i>Ethylenediamine</i>
Rumus Molekul	$\text{C}_2\text{H}_8\text{N}_2$
Bentuk	Cair
Berat Molekul	60,099 gr/mol
Titik Beku	11,14°C
Titik Didih	117,26°C
Suhu Kritis	319,85°C
Tekanan Kritis	62,90 bar
Massa Jenis	0,983 gr/cm <sup>3</sup>
Viskositas gas (25°C)	72,45 μp
Kemurnian	97,46
Pengotor	<i>Monoethanolamine &amp; Air</i>

(Yaws, 1999)

### III.2.2. Spesifikasi Produk Samping

Produk samping yang dihasilkan dari produk *Ethylenediamine* dari proses *Ammonolysis Monoethanolamine* dengan bahan baku utama *Ammonia* dan *Monoethanolamine* yaitu Air. Untuk spesifikasi produk samping tertera pada Tabel III.4.

Tabel III.4. Sifat Fisis Air

Sifat Fisis	Air
Rumus Molekul	H <sub>2</sub> O
Bentuk	Cairan bening tak berwarna
Berat Molekul	18,016 gr/mol
Titik Beku	0°C
Titik Didih	100°C
Massa Jenis	0,997 gr/cm <sup>3</sup>
Kapasitas Panas (pada 30°C)	1 cal/gr <sup>o</sup> K
Viskositas (pada 30°C)	0,85 cp
Panas Penguapan	40,683 J/mol
Panas Pembentukan	-67,8724 kcal/mol

(Yaws, 1999)



**BAB IV**  
**NERACA MASSA**

**IV.1. Neraca Massa Alat**

**IV.1.1. Neraca Massa Reaktor**

Tabel IV.1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM Kg/Kmol	Input			Output
		Arus 1 Kg/jam	Arus 2 Kg/jam	Arus 4 Kg/jam	Arus 3 Kg/jam
<i>Ammonia</i>	17,0310	716,8310	0	3297,4230	3297,4230
Air	18,0160	20,1721	16,1495	3,5147	794,6113
EDA	60,0990	0	0	5,9934	2529,554
MEA	61,0840	0	3213,7017	0,0643	642,7531
<b>Total</b>		<b>7264,3419</b>			<b>7264,3419</b>

**IV.1.2. Neraca Massa *Flash Drum***

Tabel IV.2. Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	BM Kg/Kmol	Input	Output	
		Arus 3 Kg/jam	Arus 4 Kg/jam	Arus 5 Kg/jam
<i>Ammonia</i>	17,0310	3297,4230	3297,4230	0
Air	18,0160	794,6113	3,5147	791,0967
EDA	60,0990	2529,5540	5,9934	2523,5610
MEA	61,0840	642,7531	0,0643	642,6889
<b>Total</b>		<b>7264,3419</b>	<b>7264,3419</b>	

#### IV.1.3. Neraca Massa Menara Destilasi 01

Tabel IV.3. Neraca Massa Menara Destilasi 01

Komponen	BM Kg/Kmol	Input	Output	
		Arus 5 Kg/jam	Arus 6 Kg/jam	Arus 7 Kg/jam
<i>Ammonia</i>	17,0310	0	0	0
Air	18,0160	791,0967	783,1860	7,9106
EDA	60,0990	2523,5610	2498,3270	25,2350
MEA	61,0840	642,6889	64,2676	578,4200
<b>Total</b>		<b>3957,3462</b>	<b>3957,3462</b>	

#### IV.1.4. Neraca Massa Menara Destilasi 02

Tabel IV.4. Neraca Massa Menara Destilasi 02

Komponen	BM Kg/Kmol	Input	Output	
		Arus 6 Kg/jam	Arus 8 Kg/jam	Arus 9 Kg/jam
<i>Ammonia</i>	17,0310	0	0	0
Air	18,0160	783,1860	782,4027	0,7832
EDA	60,0990	2498,3270	24,9820	2473,3440
MEA	61,0840	64,2676	0,6427	63,6260
<b>Total</b>		<b>3345,7806</b>	<b>3345,7806</b>	

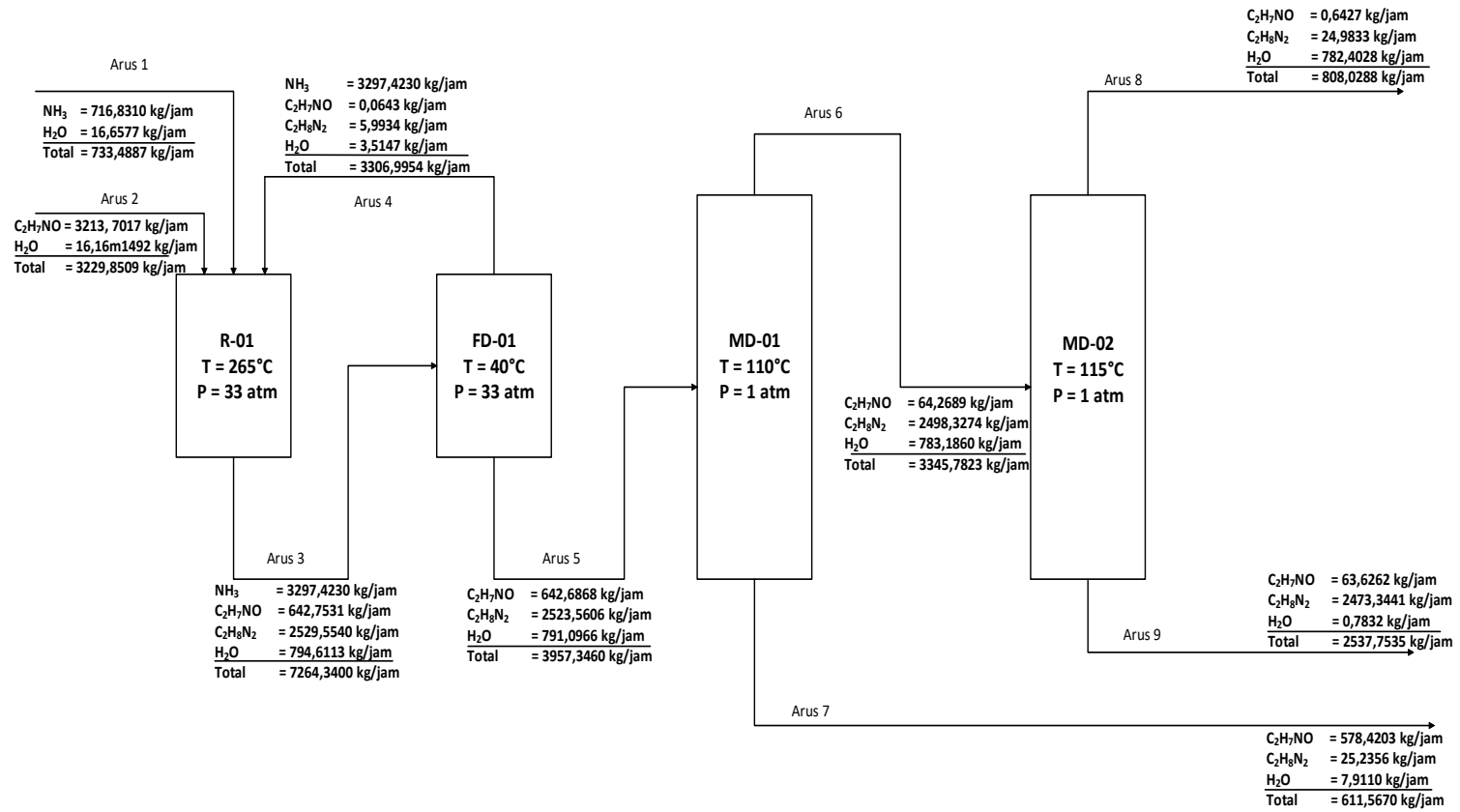
## IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV.5. Neraca Massa Total

Komponen	BM Kg/Kmol	Input		Output			
		Arus 1 Kg/jam	Arus 2 Kg/jam	Arus 4 Kg/jam	Arus 7 Kg/jam	Arus 8 Kg/jam	Arus 9 Kg/jam
<i>Ammonia</i>	17,0310	4014,2540	0	3297,4230	0	0	0
Air	18,0160	20,1721	16,1495	3,5147	7,9106	782,4027	0,7832
EDA	60,0990	0	0	5,9934	25,2350	24,9820	2473,3440
MEA	61,0840	0	3213,7660	0,0643	578,4200	0,6427	63,6260
<b>Total</b>		<b>7264,3419</b>		<b>7264,3419</b>			

#### **IV.2. Diagram Alir Kuantitatif**

Diagram alir kuantitatif adalah penggambaran proses pembuatan *Ethylenediamine* dari proses *Ammonolysis Monoethanolamine* setiap arusya dilengkapi dengan laju alir dalam satuan kg/jam dan bahan-bahan yang keluar tiap arus. Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada Gambar IV.1 berikut ini.



Gambar IV.1. Diagram Alir Kuantitatif

## BAB V

### NERACA PANAS

#### V.1. Neraca Massa Alat

##### V.1.1. Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel V.1. Neraca Panas *Vaporizer-01*

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q Air	0,1040	0,2086
Q <i>Ammonia</i>	23,4195	48,2469
Q penguapan	-	1046033,1147
Q pemanas	1046058,0466	-
<b>TOTAL</b>	<b>1046081,5702</b>	<b>1046081,5702</b>

##### V.1.2. Neraca Panas Vaporizer (VP-02)

Tabel V.2. Neraca Panas *Vaporizer-02*

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q air	0,0833	4,3456
Q MEA	12,5421	702,0753
Q penguapan	-	507629,2486
Q pemanas	508323,0441	-
<b>TOTAL</b>	<b>508335,6695</b>	<b>508335,6695</b>

##### V.1.3. Neraca Panas Separator (SP-01)

Tabel V.3. Neraca Panas Separator (SP-01)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q Umpan	4628,4326	-
Q Produk	-	6671,9243
Q <i>Steam</i>	2043,4917	-
<b>Total</b>	<b>6671,9243</b>	<b>6671,9243</b>

##### V.1.4. Neraca Panas Separator (SP-02)

Tabel V.4. Neraca Panas Separator (SP-02)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q Umpan	2286,3346	-
Q Produk	-	3007,6554
Q <i>Steam</i>	721,3208	-
<b>Total</b>	<b>3007,6554</b>	<b>3007,6554</b>

### V.1.5. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V.5. Neraca Panas Reaktor (R-01)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q umpan	737.008,8200	-
Q reaksi	2.468,6900	-
Q pendingin	-	-2.680,1000
Q produk	-	742.157,6100
<b>Total</b>	<b>739.477,5100</b>	<b>739.477,5100</b>

### V.1.6. Neraca Panas *Flash Drum* (FD-01)

Tabel V.6. Neraca Panas *Flash Drum* (FD-01)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q Umpan	1036,2810	-
Q Produk	-	1601,2121
Q <i>Steam</i>	958,6674	-
Q Pemanas	-	393,7363
<b>Total</b>	<b>1994,9485</b>	<b>1994,9485</b>

### V.1.7. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Tabel V.7. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q umpan	260188,3666	-
Q <i>Reboiler</i>	1661853,6040	-
Q destilat	-	213492,2652
Q condensor	-	1669097,2972
Q bottom	-	39452,4082
<b>Total</b>	<b>1922041,9706</b>	<b>1922041,9706</b>

### V.1.8. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

Tabel V.8. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q umpan	233467,5537	-
Q <i>Reboiler</i>	5141928,3686	-
Q destilat	-	66211,5058
Q condensor	-	5161216,2283
Q bottom	-	147968,1883
<b>Total</b>	<b>5375395,9224</b>	<b>5375395,9224</b>

**V.1.9. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)**Tabel V.9. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kkal/jam)</b>	<b>OUTPUT (kkal/jam)</b>
Q umpan	667364,6629	
Q produk	0,0000	3373180,8800
Q pemanas	2705816,2175	
Total	3373180,8804	3373180,8804

**V.1.10. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)**Tabel V.10. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kkal/jam)</b>	<b>OUTPUT (kkal/jam)</b>
Q umpan	441563,3924	
Q produk	0,0000	664745,6292
Q pemanas	223182,2367	
Total	664745,6292	664745,6292

**V.1.11. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)**Tabel V.11. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kkal/jam)</b>	<b>OUTPUT (kkal/jam)</b>
Q umpan	57251,2407	
Q produk	0,0000	2768662,5190
Q pemanas	2711411,2783	
Total	2768662,5189	2768662,5189

**V.1.12. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-04)**Tabel V.12. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-04)

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kkal/jam)</b>	<b>OUTPUT (kkal/jam)</b>
Q umpan	44895,4910	
Q produk	0,0000	261049,4397
Q pemanas	216153,9486	
Total	261049,4397	261049,4397



### V.1.13. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-05)

Tabel V.13. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-05)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Q umpan	212238,3324	
Q produk	0,0000	233693,9638
Q pemanas	21455,6314	
Total	233693,9638	233693,9638

### V.1.14. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Tabel V.14. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Umpan	2690888,4880	0
Produk	0	102179,6791
Pendingin	0	2588708,8090
Total	2690888,4880	2690888,4880

### V.1.15. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Tabel V.15. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Umpan	65432,92304	0
Produk	0	11688,45106
Pendingin	0	53744,47198
Total	65432,92304	65432,92304

### V.1.16. Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

Tabel V.16. Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

KOMPONEN	INPUT (kkal/jam)	OUTPUT (kkal/jam)
Umpan	182299,7660	0
Produk	0	43425,39031
Pendingin	0	138874,3757
Total	182299,7660	182299,7660

**BAB VI**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**VI.1. Tangki Penyimpanan**

Tabel IV.1. Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

<b>Keterangan</b>	<b>Tangki 01</b>	<b>Tangki 02</b>	<b>Tangki 03</b>	<b>Tangki 04</b>
Kode alat	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>Ammonia</i>	Menyimpan bahan baku <i>Monoethanolamine</i>	Menyimpan produk samping <i>Monoethanolamine</i>	Menyimpan produk <i>Ethylenediamine</i>
Jenis	Berbentuk Bola dengan pondasi beton	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flatbottomed</i> dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair
Kapasitas	774,5661 m <sup>3</sup>	690,7933 m <sup>3</sup>	124,6620 m <sup>3</sup>	292,3710 m <sup>3</sup>
Suhu desain	30°C	30°C	30°C	30°C
Tekanan desain	16,6507 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi :				
Diameter tangki	5,6981 m	13,7160 m	6,8044 m	10,6689 m
Tinggi <i>head</i>	-	310,4737 in	123,6907 in	309,7914 in
Tebal <i>head</i>	-	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Tinggi total	-	13,3776 m	7,6200 m	13,3602 m
Ketebalan <i>shell</i>	-	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Bahan	<i>Stainless Steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>	<i>Carbon steel SA-283 C</i>
Jumlah	2	2	1	2

## VI.2. Pompa

Tabel VI.2. Spesifikasi Alat Pompa 01-05

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan <i>Ammonia</i> menuju T-01	Mengalirkan <i>Monoethanola mine</i> menuju T-02	Mengalirkan <i>Ammonia</i> dari T-01 menuju VP-01	Mengalirkan <i>Monoethanol amine</i> dari T-02 menuju VP-02	Mengalirkan kembali hasil CD-01 ke MD-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Radial flow</i>
Laju alir massa	67,0136 gpm	42,4783 gpm	42,4783 gpm	51,1230 gpm	8,9096 gpm
Power Pompa	0,75 HP	0,75 HP	0,33 HP	0,75 HP	0,13 HP
Spesifikasi					
D nominal	1,3779 in	1,1259 in	1,1259 in	1,2121 in	0,4921 in
Sch	40	40	40	40	40
ID	1,6100 in	1,3800 in	1,3800 in	1,3800 in	0,6220 in
<i>Flow area per pipe</i>	2,0400 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>
OD	1,9000 in	1,6600 in	1,6600 in	1,6600 in	0,8400 in

Tabel VI.3. Spesifikasi Alat Pompa 06-10

<b>Keterangan</b>	<b>Pompa-06</b>	<b>Pompa-07</b>	<b>Pompa-08</b>	<b>Pompa-09</b>	<b>Pompa-10</b>
Kode alat	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan Hasil bawah MD-01 ke CL-02	Mengalirkan kembali hasil CD-02 ke MD-02	Mengalirkan Hasil bawah MD-02 ke CL-03	Mengalirkan <i>Monoethano lamine</i> dari T-03	Mengalirkan <i>Ethylenedia mine</i> dari T-04
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
<i>Impellar</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Laju alir massa	8,7084 gpm	43,3332 gpm	40,3332 gpm	8,2313 gpm	40,7528 gpm
Power Pompa	0,13 HP	0,33 HP	0,33 HP	0,13 HP	0,17 HP
Spesifikasi					
D nominal	0,5088 in	1,0939 in	1,0939 in	0,4779 in	1,0693 in
Sch	40	40	40	40	40
ID	0,8240 in	1,3800 in	13800 in	0,6220 in	1,3800 in
<i>Flow area per pipe</i>	0,5340 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>	1,5000 in <sup>2</sup>
OD	1,0500 in	1,6600 in	1,6600 in	0,8400 in	1,6600 in

### VI.3. Vaporizer

Tabel VI.4. Spesifikasi Alat Vaporizer

<b>Keterangan</b>	<b>Vaporizer-01</b>	<b>Vaporizer-02</b>
Kode alat	VP-01	VP-02
Fungsi	Menguapkan umpan <i>Ammonia</i>	Menguapkan umpan <i>Monoethanolamine</i>
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Luas Perpindahan Panas (A)	313,9990 ft <sup>2</sup>	281,2914 ft <sup>2</sup>
Spesifikasi :		
ID	1,25 in	1,25 in
OD	1,5 in	1,5 in
Rd	0,0032 jam.ft <sup>2</sup> .°F	0,0036 jam.ft <sup>2</sup> .°F
Fluida panas	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>
Fluida dingin	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>

### VI.4. Separator

Tabel VI.5. Spesifikasi Alat Separator

<b>Keterangan</b>	<b>Separator-01</b>	<b>Separator-02</b>
Kode alat	SP-01	SP-02
Fungsi	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluaran dari VP-01	Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluaran dari VP-02
Jenis	<i>Vertical Separator Single Stage</i>	<i>Vertical Separator Single Stage</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Suhu	117,20 °C	169,78 °C
Tekanan	10 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Volume	2,9660 ft <sup>3</sup>	5,2409 ft <sup>3</sup>
Diameter	24 in	30 in
Tinggi	284,7632 in	75,5297 in
Tebal shell	0,4375 in	0,1875 in

### VI.5. Compressor

Tabel VI.6. Spesifikasi Alat *Compressor*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Compressor-01</i></b>	<b><i>Compressor-02</i></b>
Kode alat	CP-01	CP-02
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan <i>Ammonia</i> menjadi 33 atm	Menaikkan tekanan umpan <i>Monoethanolamine</i> menjadi 33 atm
Jenis	<i>Sentrifugal multistage</i>	<i>Sentrifugal multistage</i>
Jumlah Stage	2	2
Tekanan masuk	10 atm	1 atm
Tekanan keluar	33 atm	33 atm
Suhu masuk	117,0480 °C	169,6300 °C
Suhu Keluar	130,7160 °C	192,1160 °C
Power	30 HP	8 HP

### VI.6. Reaktor

Tabel VI.7. Spesifikasi Alat Reaktor

<b>Keterangan</b>	<b>Reaktor</b>
Kode alat	R-01
Fungsi	Mereaksikan <i>Ammonia</i> dan <i>Monoethanolamine</i> menjadi <i>Ethylenediamine</i>
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Reaksi	Eksotermis
Suhu desain	265°C
Tekanan Desain	33 atm
Konversi	98%
Spesifikasi :	
Diameter	1,705 m
Tinggi	5,547 m
Tebal <i>shell</i>	2,0029 in
Tebal <i>head</i>	0,0496 in
Banyak <i>tube</i>	1500 buah
Tebal isolator	0,1781 m
Pendingin :	
Jenis pendingin	<i>Downtherm A</i>
Suhu pendingin	25-192°C
Katalisator	<i>Raney Nickel</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1

### VI.7. *Flash Drum*

Tabel VI.8. Spesifikasi Alat *Flash Drum*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Flash Drum</i></b>
Kode Alat	FD-01
Fungsi	Memisahkan 100% gas <i>Ammonia</i> dari gas campuran keluaran Reaktor
Jenis	Tangki silinder tegak
Kondisi operasi :	
Fase	Cair
Temperatur	40°C
Tekanan	33 atm
Spesifikasi :	
Volume cairan	0,3868 m <sup>3</sup>
Diameter	0,7000 m
Tinggi	2,3918 m
Tebal tangki	0,0048 m
Bahan	SA-249 TP317
Bentuk <i>head</i>	Elipsoidal
Jumlah	1

### VI.8. Menara Destilasi

Tabel VI.9. Spesifikasi Alat Menara Destilasi

<b>Keterangan</b>	<b><i>Menara Destilasi 01</i></b>	<b><i>Menara Destilasi 02</i></b>
Kode Alat	MD-01	MD-02
Fungsi	Memisahkan <i>Ethylenediamine</i> dan air dari komponen lain	Memisahkan <i>Ethylenediamine</i> dari air
Jenis	Plate tower dengan Shieve tray	Plate tower dengan Shieve tray
Kondisi operasi :		
Temperatur	110°C	115°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Diameter	2,7218 m	2,7000 m
Tinggi	35,4317 m	49,3138 m
Jumlah plate	62 buah	65 buah
Tebal head	0,1875	0,25
Tebal Shell	0,1875	0,1875
Bahan	<i>Stainless Steel SA 285 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 285 grade C</i>
Jumlah	1	1

## VI.9. Heat Exchanger

Tabel VI.7. Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

<b>Keterangan</b>	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>	<i>Heat Exchanger-04</i>	<i>Heat Exchanger-05</i>
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04	HE-05
Fungsi	Menaikkan suhu <i>Ammonia</i> dari 130,7160 °C sampai 265 °C	Menaikkan suhu <i>Monoethan olamine</i> dari 192,1160 °C sampai 265 °C	Menaikkan suhu <i>Recycle Ammonia</i> dari 40 °C sampai 265 °C	Menaikkan suhu umpan MD-01 dari 40 °C sampai 110 °C	Menaikkan suhu umpan MD-02 dari 107 °C sampai 115 °C
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi					
ID	0,7320 in	0,4820 in	0,732 in	0,4820 in	0,4820 in
OD	1,5000 in	0,7500 in	1,5000 in	0,7500 in	0,7500 in
A	433,6230 ft <sup>2</sup>	227,7078 ft <sup>2</sup>	1185,3489 ft <sup>2</sup>	62,8160 ft <sup>2</sup>	62,8160 ft <sup>2</sup>
<i>Rd</i>	0,0032	0,0104	0,0033	0,0158	0,1619
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	Gases	Gases	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>



## VI.10. Cooler

Tabel VI.8. Spesifikasi Alat Cooler

<b>Keterangan</b>	<b>Cooler-01</b>	<b>Cooler-02</b>	<b>Cooler-03</b>
Kode alat	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran R-01 dari 235 °C sampai 40 °C	Menurunkan suhu hasil bawah MD-01 dari 158,5000 °C sampai 50 °C	Menurunkan hasil bawah MD-02 dari 126 °C sampai 50 °C
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi			
ID	0,7320 in	0,6060 in	0,6060 in
OD	1,5000 in	0,7500 in	0,7500 in
A	1428,7000 ft <sup>2</sup>	39,2600 ft <sup>2</sup>	133,4840 ft <sup>2</sup>
<i>Rd</i>	0,0035	0,0081	0,0088
Fluida panas	Gases	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>
Fluida dingin	Air	Air	Air

### VI.11. Condenser

Tabel VI.9. Spesifikasi Alat *Condenser*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Condenser-01</i></b>	<b><i>Condenser-02</i></b>
Kode alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Menkondensasikan hasil atas MD-01	Menkondensasikan hasil atas MD-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi		
ID	0,7320 in	0,7320 in
OD	1,0000 in	1,2500 in
A	670,2080 ft <sup>2</sup>	996,9500 ft <sup>2</sup>
<i>Rd</i>	0,0389	0,0031
Fluida panas	Gases	Gases
Fluida dingin	Air	Air

### VI.12. Reboiler

Tabel VI.10. Spesifikasi Alat *Reboiler*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Reboiler-01</i></b>	<b><i>Reboiler-02</i></b>
Kode alat	RB-01	RB-02
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bawah MD-01 yang tidak teruapkan	Memanaskan kembali hasil bawah MD-02 yang tidak teruapkan
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>
Spesifikasi		
ID	0,6060 in	0,6060 in
OD	0,7500 in	0,7500 in
A	424,0080 ft <sup>2</sup>	753,7920 ft <sup>2</sup>
<i>Rd</i>	0,0043	0,0034
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Fluida dingin	<i>Light Organic</i>	<i>Light Organic</i>

### VI.13. Accumulator

Tabel VI.11. Spesifikasi Alat *Accumulator*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Accumulator-01</i></b>	<b><i>Accumulator-02</i></b>
Kode alat	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung arus keluaran CD-01	Menampung arus keluaran CD-02
Jenis	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Horizontal
Bahan	<i>Carbon Steel SA.167 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA. 167 Grade C</i>
Spesifikasi		
Diameter	0,4245 m	0,1622 m
Panjang	0,2,7981 m	1,1361 m
Tebal	0,1875in	0,1875 in
Jumlah	1	1

### VI.14. Expansion Valve

Tabel VI.12. Spesifikasi Alat *Expansion Valve*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Expansion Valve</i></b>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran FD-01
Jenis	<i>Globe Valve</i>
Laju alir massa	Cair
Temperatur	40°C
Pin	33 atm
Pout	1 atm
<i>Power motor</i>	5 Hp
Spesifikasi :	
D nominal	1 in
OD	1,3200 in
ID	1,0490 in

## **BAB VII**

### **UTILITAS**

Unit utilitas adalah unit pendukung proses yang merupakan bagian penting penunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit ini merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi berjalan sesuai yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas pada pabrik ini, antara lain :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyedia bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah
6. Unit penyediaan udara tekan
7. Unit laboratorium

#### **VII.1. Unit Penyediaan Pengolahan Air**

##### **VII.1.1. Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber penyediaan air. Dalam perancangan pabrik *Ethylenediamine* ini, sumber air diperoleh dari sungai Panjang Bontang. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk:

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

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- a) Kesadahan, yang dapat menyebabkan kerak.
- b) Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.

Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

- 1) Sebagai pemadam kebakaran (hydrant) dan alat-alat pemadam lain
- 2) Air umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)
- 3) Air rumah tangga dan sanitasi (air untuk domestik)
- 4) Air perkantoran dan laboratorium

Air yang diperoleh dari sungai harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan boiler dan air proses. Air untuk umpan boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahannya dengan proses demineralisasi, deaerasi dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah sebagai

berikut :

- a) Alum [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ]
- b)  $\text{Na}_2\text{CO}_3$
- c) Kaporit
- d) HCl
- e) NaOH
- f)  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$
- g)  $\text{N}_2\text{H}_2$

### VII.1.2. Unit Pengolahan Air

Air yang diperoleh dari sungai diolah terlebih dahulu sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik agar mendapatkan air bersih. Tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut.

#### 1. Clarifier

Pada *clarifier*, terjadi proses flokulasi proses ini merupakan penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok. Pada proses awal *raw material* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan kimia, yaitu:

- a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  (Tawas), penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*.
- b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , berfungsi untuk zat penetralisasi.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel pada lainnya, kemudian  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  akan diinjeksikan. Air baku dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* kemudian diaduk menggunakan *agitator*. Air bersih akan keluar dari bagian pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blowdown* secara berkala.

## 2. Penyaringan *Sand Filter*

Air yang keluar dari *clarifier* akan dimasukkan kedalam *sand filter* untuk menyaring partikel *solid* yang masih terbawa. Selanjutnya air yang telah melewati proses di *sand filter* akan ditampung di dalam bak penampungan air bersih. Air di dalam bak penampungan air bersih akan didistribusikan ke setiap bagian unit sesuaikeperluannya.

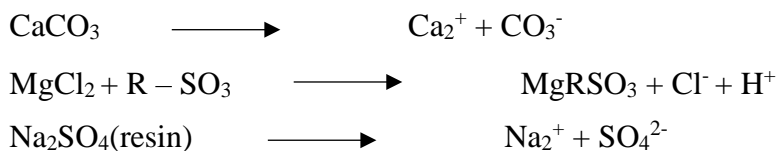
Untuk keperluan air proses pada pabrik akan berlangsung dengan cara mengalirkan dari bak penampungan menuju proses. Sedangkan air yang digunakankeperluan kantor, laboratorium, perumahan, poliklinik, kantin dan masjid air yangdigunakan akan di tambahkan gas klorin untuk membunuh kuman.

## 3. Demineralisasi

Demineralisasi adalah proses penghilangan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk memperoleh konduktivitas dibawah 0,3 ohm dan kandungan silika di bawah 0,2 ppm. Tujuan dari proses ini adalah mengalirkan air murni yangterbebaskan dari garam murni terlarut untuk digunakan sebagai air umpan *boiler*. Tahapaan yang dilalui untuk proses pengolahan air *boiler*, yaitu :

### a. *Cation Exchanger*

*Cation Exchanger* berisi resin pengganti kation. Kation yang terkandungyaitu kalsium, magnesium, natrium, potassium, mangan dan besi yang di gantidengan ion  $H^+$  sehingga air yang keluar dari *Cation Exchanger* ialah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . Reaksi yang terkandung dalam *Cation Exchanger* :



Kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat dalam jangka waktu tertentu

Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

*Anion Exchanger* berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan adanya resain yang bersifat basa sehingga anion- anion seperti  $\text{CO}_3^{2+}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resain tersebut.

Reaksi:



c. *Deaerasi*

*Deaerasi* merupakan proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen. Air yang sudah mengalami proses demineralisasi kemudian dipompakan menuju deaerator dan diinjeksikan hidrazin ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) yang berfungsi sebagai pengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagian air umpan *boiler*.

Reaksi :



### VII.1.3. Kebutuhan Air

1. Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan air untuk pembangkit *Steam* dapat dilihat pada Tabel VII.1 berikut ini.

Tabel VII.1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
VP-01	728,3841
VP-02	2931,6593
HE-01	141745,2784
HE-02	9442,5477
HE-03	114716,2544
HE-04	9145,1900
HE-05	907,7596
RB-01	340,0566
RB-02	1052,1666
<b>TOTAL</b>	<b>281009,2966</b>



Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *Steam*. Kebutuhan air *blow down boiler* =  $20\% \times 281009,2966 = 56201,8593$  kg/jam

## 2. Air Pendingin

Kebutuhan air proses dapat dilihat pada Tabel VII.2 berikut ini.

Tabel VII.2. Kebutuhan Air untuk Pendingin

<b>Nama alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
CL-01	4433019,9340
CL-02	92034,4207
CL-03	237,8146
CD-01	111283,4517
CD-02	344112,9272
<b>TOTAL</b>	<b>4980688,5482</b>

Diprediksi air yang hilang pada saat *make-up* 20% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air *blow make-up* =  $20\% \times 4980688,5482 = 1052339,5690$  kg/jam

## 3. Kebutuhan Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai perumahan sebanyak 30 rumah dengan penghuni 4 orang di setiap rumahnya. Dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 120 kg/hari.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} &= (30 \times 4 \times 120) \text{ kg/jam} \\ &= 14.400 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

## 4. Air Kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada Tabel VII.3 berikut ini

Tabel VII.3. Kebutuhan Air Kantor

<b>Penggunaan</b>	<b>Kebutuhan (kg/hari)</b>
Air karyawan	8150
Bengkel	200
Politeknik	300
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1000
Kantin masjid dan kebun	1500
<b>Total</b>	<b>11650</b>

Maka total kebutuhan air yang diperlukan adalah 11650 kg/hari

#### 5. Kebutuhan Air Total

Kebutuhan air total dapat dilihat pada Tabel VII.4 berikut ini

Tabel VII.4. Kebutuhan Air Total

<b>No</b>	<b>Kebutuhan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
1	Air pendingin	4980688,5482
2	Air untuk <i>Steam</i> , makeup	1333348,8660
3	Air keperluan domestik	1085,4170
4	Over design 10% total	631512,2830
	<b>Total</b>	<b>6946635,1135</b>

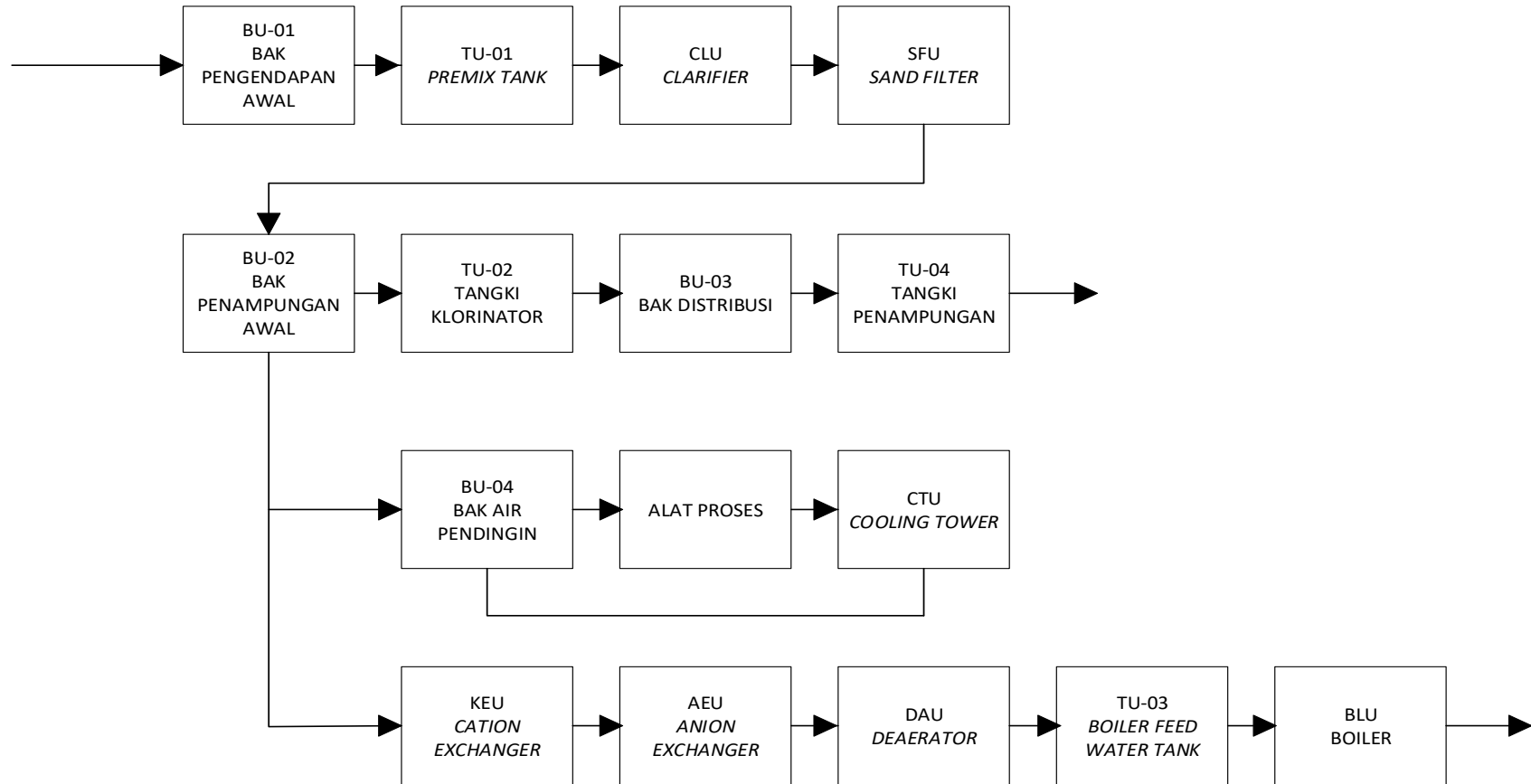
Maka total kebutuhan air yang diperlukan adalah 6946635,1135 kg/jam

#### VII.1.4. Kebutuhan *Dowtherm A*

Kebutuhan *Dowtherm A* sebagai pendingin reaktor (R-01) adalah sebesar 25000 kg/jam. Input suhu dari pendingin *Dowtherm A* yaitu 30°C dan suhu keluarnya 92 °C yang kemudian akan diolah di unit utilitas dengan mendinginkan kembali menjadi 30°C dengan bantuan alat *Cooler* sebagai input pendingin reaktorkembali

#### VII.2. Unit Pembangkit *Steam*

*Steam* yang harus dibangkitkan adalah setam jenuh sebanyak 281009,2966 kg/jam dengan jenis *water tube boiler*. Diagram alir pengolahan air dapat dilihat pada gambar VII.1. berikut.



Gambar VII.1. Diagram Pengolahan Air

### VII.3. Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses sebagai berikut.

- |  |               |
|--|---------------|
| a. Listrik alat proses dan utilitas                | = 759,6458 kW |
| b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol          | = 37,9823 kW  |
| c. Listrik laboratorium, perkantoran dan lain-lain | = 189,9115 kW |

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 1212,8436 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada *generator* disediakan 500 kW jika sewaktu waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

### VII.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Bahan bakar generator sebanyak 71755,3144 kg/jam.

### VII.5. Unit Pengolahan Limbah

Pabrik *Ethylenediamine* ini menghasilkan limbah berupa limbah cair, padat, dan gas. Limbah ini harus diolah terlebih dahulu di unit pengolahan limbah sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan.

#### VII.5.1. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik *Ethylenediamine* ini bersumber adalah sebagai berikut.

1. Hasil pencucian alat alat pabrik. Limbah ini banyak mengandung kerak yang menempel pada peralatan pabrik.
2. Air buangan domestik toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Limbah cair ini dapat di olah dengan beberapa tahapan yaitu:
  - a. Pengolahan primer

Tahapan pengolahan limbah cair sebagian diolah menggunakan proses fisika.

- 1) Pengendapan

Limbah cair yang dihasilkan kemudian ditampung pada bak

pengendapan. Bak pengendapan ini berfungsi untuk mengendapkan padatan terlarut dari air limbah. Pada tahapan ini juga ditambahkan koagulan  $Al(SO_2)_3 \cdot 18H_2O$ . Air limbah yang telah bersih kemudian dialirkan menuju bak penetralisasi.

## 2) Netralisasi

Pada pengolahan netralisasi meliputi pengolahan fisika dan kimia, yaitu dengan penambahan desifektan maupun menggunakan *ion exchanger*. Limbah cair yang dihasilkan diumpukan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi dan diinjeksikan  $Al(SO_2)_3 \cdot 18H_2O$  yang berfungsi untuk koagulan dan  $Na_2CO_3$ , berfungsi untuk zat penetralisasi.

## b. Pengolahan Sekunder

Pengolahan sekunder merupakan proses pengolahan limbah secara biologis yaitu dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan adalah bakteri aerob. Metode yang digunakan adalah *activated sludge* dengan tujuan menetralsasi sisa asam yang masih ada.

Pada metode *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair akan dialirkan ke tangki dan di dalamnya limbah akan dicampur dengan lumpur yang mengandung bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung di dalam tangki selama beberapa jam yang akan dibantu dengan pemberian gelembung udara aerasi (pemberian oksigen).

Aerasi berfungsi sebagai pemercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah. Kemudian limbah akan disalurkan ke dalam tangki pengendapan untuk mengalami proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan ke dalam tangki aerasi. Limbah yang telah melalui tahap ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

## c. Pengolahan Tersier

Pengolahan menggunakan proses ini dilakukan jika setelah dilakukannya pengolahan primer dan sekunder. Apabila masih adanya zat berbahaya yang terkandung dan nilai pH belum sesuai dengan spesifikasi

maka perlunya pengolahan kembali.

d. Desinfeksi

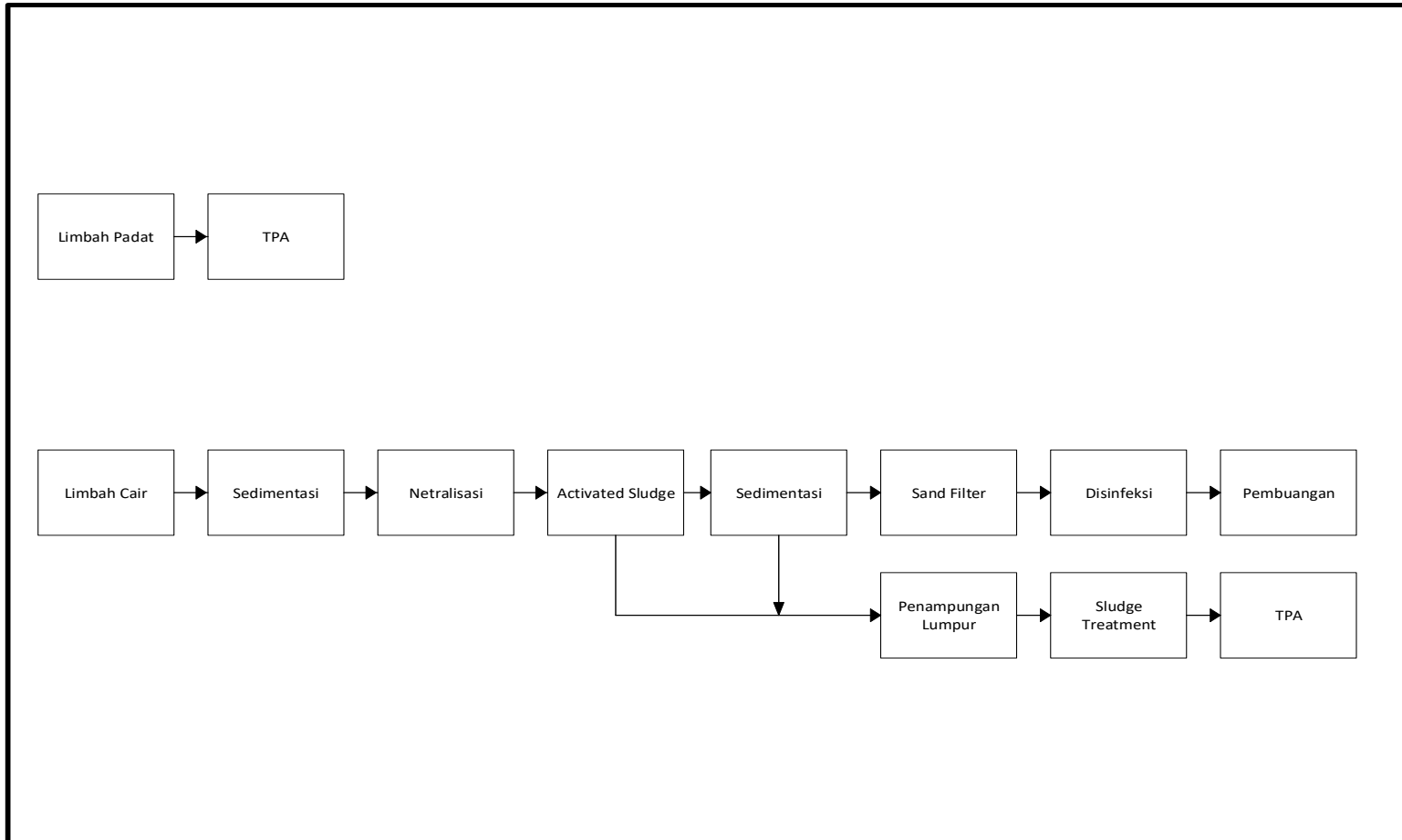
Tujuan dari tahap ini yaitu mengurangi atau membunuh mikroorganisme patogen yang ada dalam limbah cair. Desinfeksi dilakukan secara kimia yaitu dengan menambahkan senyawa seperti ( $\text{Cl}_2$ ) dan kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ ).

e. Pengolahan Lumpur

Pada proses ini akan mengolah endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier. Di mana akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang kemudian diolah dengan diurai secara aerob sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

#### **VII.5.2. Limbah Padat**

Limbah padat ini dihasilkan dari limbah domestik seperti kertas dan plastik. Sampah yang dihasilkan akan ditampung dan kemudian diteruskan ke bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).



Gambar VII.2. Diagram Pengolahan Limbah

## VII.6. Laboratorium

Unit yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Pengendalian mutu produk merupakan hal yang sangat penting. Hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Hal ini juga bertujuan untuk menjaga kualitas produk agar sesuai dengan standar mutu. Peran lain keberadaan laboratorium adalah pengendalian pencemaran lingkungan. Tugas laboratorium adalah sebagai berikut.

1. Memeriksa bahan baku yang digunakan.
2. Menganalisis produk yang dihasilkan.
3. Menganalisa zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada limbah pabrik.
4. Melakukan penelitian dan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.

Sesuai dengan tugas dan fungsi laboratorium dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

### a) Laboratorium Fisik (Pengamatan)

Laboratorium ini bertugas untuk melakukan analisis secara fisika terhadap semua aliran yang berhasil dari produksi maupun tangki. Analisa dilakukan terhadap bahan baku *Monoethanolamine* meliputi densitas, *specific gravity*, dan kadar pengotor sedangkan analisa yang dilakukan terhadap bahan baku *Ammonia* meliputi viskositas dan kadar metana. Analisa juga dilakukan terhadap produk *Ethylenediamine* na meliputi viskositas, densitas, kadar pengotor bebas.

### b) Laboratorium Analitik

Laboratorium ini bertugas untuk melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku, bahan pembantu, produk, dan analisa air.

### c) Laboratorium Perlindungan Lingkungan.

Laboratorium ini berfungsi untuk melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.



## BAB VIII

### LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

#### VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan pabrik, karena harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang dan dimungkinkan untuk mengembangkan pabrik dimasa yang akan datang. Pada perancangan ini dipilih daerah Kawasan Bontang, Kalimantan Timur. Pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah sebagai berikut:

1. Sumber bahan baku

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Pabrik *Ethylenediamine* ini akan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur. Dengan pertimbangan dekat dengan lokasi pabrik Pupuk Kaltim yang memproduksi *Ammonia* dan Kalimantan Timur yang merupakan salah satu pusat industri di Indonesia sehingga dekat daerah pemasaran.

2. Iklim

Kondisi alam (iklim) dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisinya memang harus sesuai dengan yang dibutuhkan. Di daerah Bontang, Kalimantan Timur merupakan daerah dengan iklim tropis dengan suhu rata-rata 28°C. Mengingat kondisi tersebut, maka kawasan Bontang cocok untuk dijadikan lokasi pabrik *Ethylenediamine*.

3. Fasilitas Transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan kereta api, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan. Lokasi pabrik *Ethylenediamine* terletak di Bontang, Kalimantan Timur, sehingga mempermudah penyebaran produk ke berbagai daerah.

4. Fasilitas Air

Pabrik yang akan didirikan haruslah dekat dengan sumber air.

Dengan dekatnya lokasi sumber air maka jalannya proses suatu pabrik akan lebih mudah, karena jalannya dari suatu proses sangatlah membutuhkan air yang banyak baik untuk proses produksi, aktifitas kantor, dan sebagainya. Pabrik *Ethylenediamine* suplai air diperoleh dari sungai Panjang Bontang. Sedangkan, kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN ULP Bontang dan cadangan *generator* dengan bahan bakar *fuel oil* yang dibangun sendiri.

#### 5. Tenaga Kerja

Agar suatu pabrik berjalan dengan baik disamping tersedianya alat-alat proses yang lengkap dan bahan baku yang dipergunakan diperlukan juga tenaga kerja guna menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku sampai dengan diperolehnya produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik dirancang tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi pemukiman tenaga kerja tersebut, agar tidak sulit dalam mencari tenaga kerja.

#### 6. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik haruslah memperhitungkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

#### 7. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik) haruslah dilengkapi dengan surat-surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat serta dari instansi lainnya yang terkait. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat mendatang.

#### 8. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang, misalnya dapat menggunakan potensi-potensi yang ada, baik potensi alam sekitar ataupun potensi dari masyarakat sekelilingnya.

## VIII.2. *Layout* Pabrik

*Layout* pabrik merupakan kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada dalam pabrik, meliputi perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, penyimpanan produk, dan unit pendukung maupun unit tambahan-tambahan lainnya yang dirancang untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi. Pabrik *Ethylenediamine* ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga dalam menentukan *Layout* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Secara garis besar *Layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah, yaitu:

### 1. Daerah Proses

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi yang diletakkan terpisah dari daerah lainnya.

### 2. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus diperhitungkan sejak awal, supaya masalah kebutuhan tempat di masa yang akan datang tidak akan timbul.

### 3. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu diperlukan peralatan-peralatan pemadam kebakaran di sekitar lokasi yang berbahaya tadi. Tangki penyimpanan produk atau unit-unit yang mudah meledak harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan bangunan lain, guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

### 4. Instalasi dan Utilitas

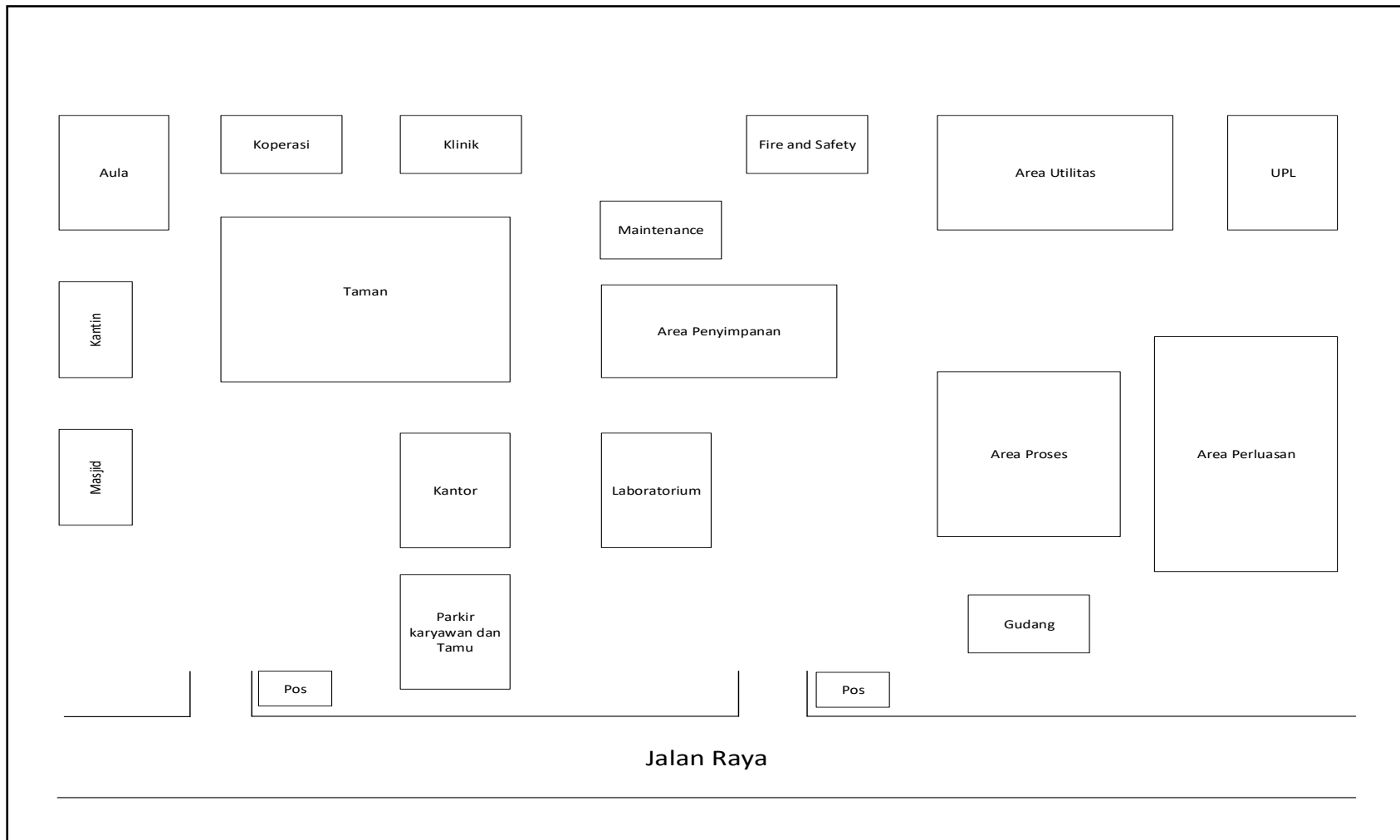
Pemasangan dan distribusi utilitas yang baik dari udara, *Steam*, air, dan listrik akan membantu kerja. Penempatan alat proses harus sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

### 5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Untuk itu area pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga limbah tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya. Rincian luas area pabrik *Ethylenediamine* dapat dilihat pada Tabel VIII.1 berikut ini.

Tabel VIII.1. Rincian Area Bangunan Pabrik *Ethylenediamine* na

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m <sup>2</sup>
Perkantoran	45	16	720
Pos Keamanan/Satpam	8	4	32
Aula	15	30	450
Parkir Karyawan dan Tamu	16	22	352
Koperasi	12	6	72
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	14	8	112
Maintenance	12	24	288
<i>Fire and Safety</i>	16	14	224
Gudang	22	10	220
<i>Laboratorium</i>	12	16	192
Area Utilitas	24	10	240
Area Proses	65	35	2275
Area Penyimpanan	45	20	900
Tempat Pengolahan Limbah	16	20	320
Jalan dan Taman	60	40	2400
Area Perluasan	110	20	2200
<b>TOTAL</b>	518	317	11285
<b>Luas Tanah</b>			11285
<b>Luas Bangunan</b>			6685



Gambar VIII.1. Tata Letak Bangunan Pabrik

### VIII.3. *Layout* Peralatan

*Layout* peralatan merupakan pengaturan dari tata letak peralatan proses. Untuk menghindari bahaya seperti ledakan atau kebakaran pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam prarancangan tata letak alat proses antara lain:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Alur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan secara ekonomis yang cukup besar. Selain itu juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

b. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan untuk mencegah terjadinya stagnansi udara atau keadaan berhenti udara pada suatu tempat yang mengandung akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.

c. Pencahayaan

Pencahayaan yang memadai harus diadakan pada seluruh area pabrik, Selain itu perlu ditambahkan pencahayaan pada tempat-tempat proses yang memiliki resiko tinggi.

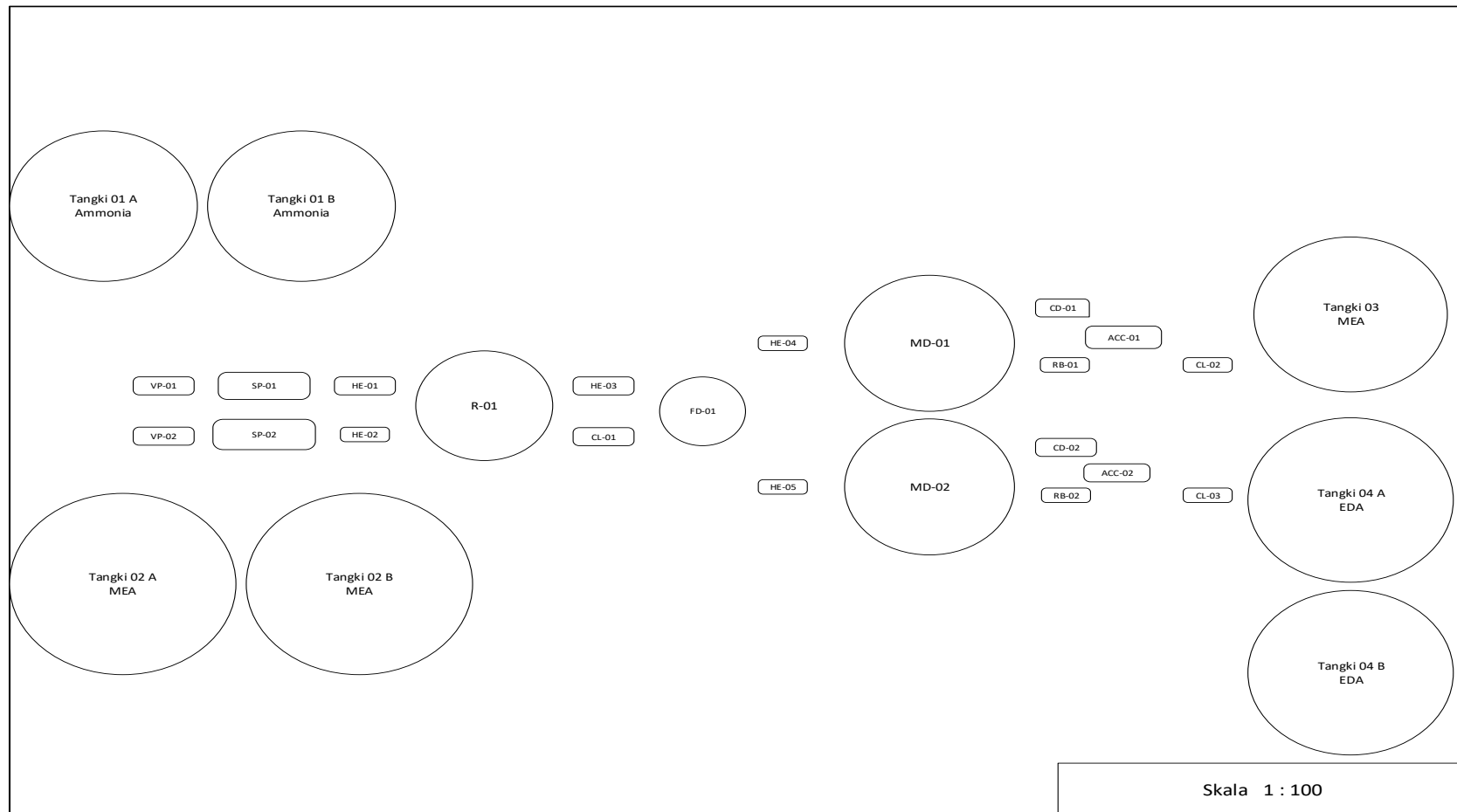
d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Hal ini perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak alat proses guna karyawan dapat mencapai alat proses dengan cepat, mudah, dan aman. Peralatan yang mengalami gangguan harus segera diperbaiki, maka dari itu keamanan dan keselamatan karyawan selama bekerja juga perlu diperhatikan dengan baik.

e. Pertimbangan Ekonomi

Penataan letak alat proses diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi, namun tetap mengutamakan kelancaran dan keamanan pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi pertimbangan ekonomi.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar VIII.2. berikut ini.



Gambar VIII.2. Tata Letak Alat Proses

## **BAB IX**

### **STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

#### **IX.1. Organisasi Perusahaan**

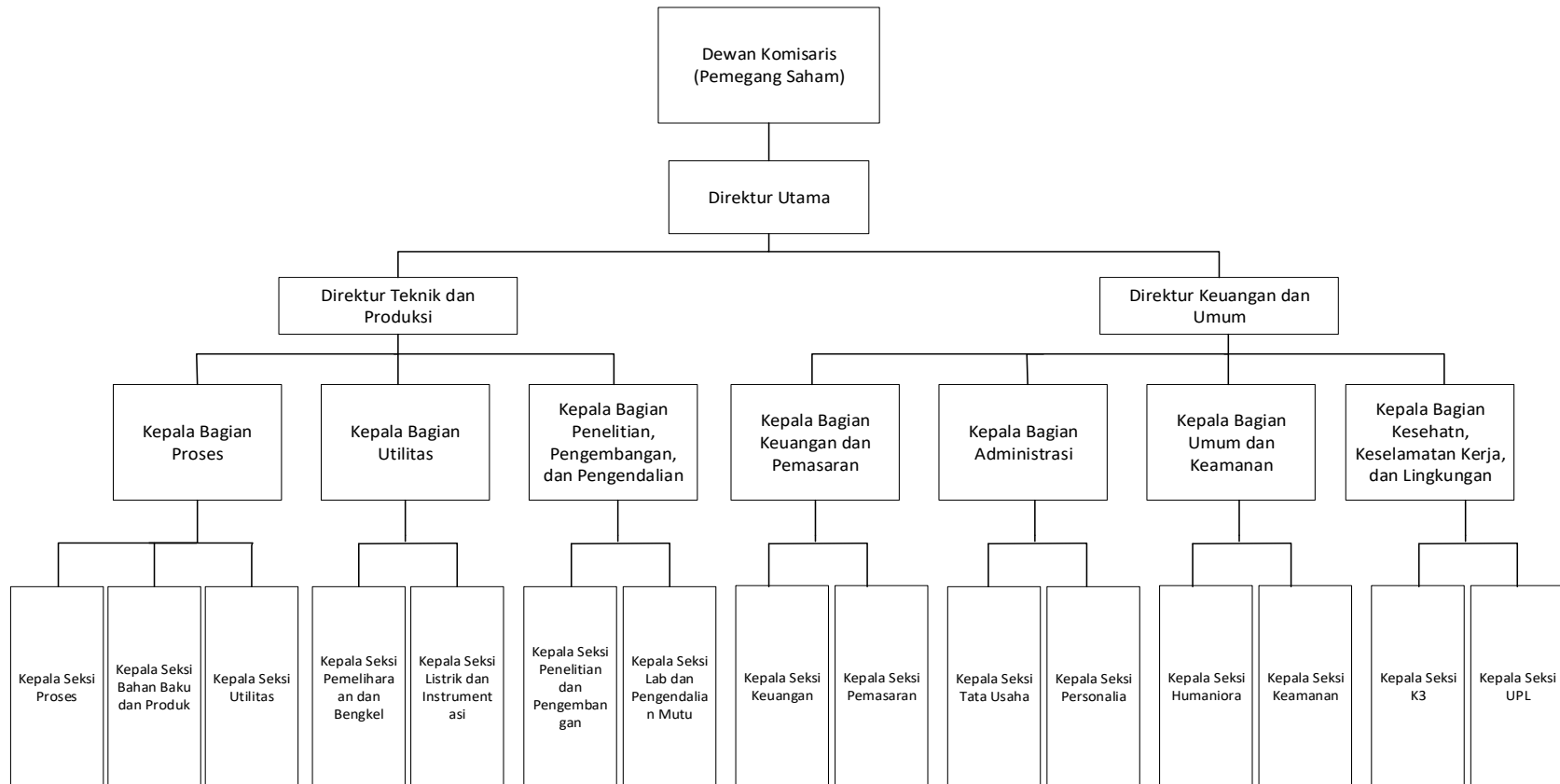
Bentuk perusahaan pada perancangan pabrik *Ethylenediamine* ini merupakan perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perkumpulan yang modalnya didapatkan dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada jumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Pemilihan bentuk perseroan pada beberapa ketentuan sebagai berikut:

- a. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham.
- b. Efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang sudah berpengalaman sebagai dewan komisaris dan direktur utama.
- c. Lapangan usaha yang lebih luas, sebuah PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dapat memperluas usahanya.

#### **IX.2. Struktur Organisasi**

Pabrik ini memiliki struktur organisasi yang berfungsi untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan hubungan kerja antara satu bagian ke bagian yang lainnya. Hal ini juga untuk mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.





Gambar IX.1. Struktur Organisasi Pabrik *Ethylenediamine*

### **IX.3. Tugas dan Wewenang**

#### **IX.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham merupakan sejumlah orang yang memberikan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi Perusahaan tersebut dengan cara membeli saham perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk persoalan tersebut adalah rapat umum pemegang saham. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Menegaskan hasil usaha serta neraca penghitungan untung dan rugi tahunan perusahaan.
2. Meningkatkan dan memperhatikan dewan konstitusi dan manager.
3. Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

#### **IX.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dan pemilik saham dan tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang komisaris adalah sebagai berikut:

1. Menilai dan menyetujui direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengaruh pemasaran.
2. Mengawasi tugas dan direksi.
3. Membantu direksi dalam hal yang penting.

#### **IX.3.3. Direktur Utama**

Dewan umum adalah pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas direktur utama antara lain:

1. Menentukan sasaran akhir (final goal) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai goal tersebut.
2. Menentukan strategi perusahaan.
3. Memilih dan mengangkat manager direktur.

4. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan.
5. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dan penerjunan rapat umum pemegang saham.

Direktur utama membawahi beberapa direktur, yaitu:

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dari direktur yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan Dan Umum

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

#### **IX.3.4. Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerja serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian tersebut dari:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas, Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta utilitas.
2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi, Mempunyai tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu, Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukaan keuangan.
4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran, Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Kepala Bagian Administrasi, Memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.
6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan, Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Mempunyai tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan serta keselamatan kerja karyawan.

### **IX.3.5. Kepala Seksi**

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

1. Kepala Seksi Proses, Memimpin langsung serta membantu kelancaran proses produksi.
2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produksi, Memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.
3. Kepala Seksi Utilitas, Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *Steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel, Mempunyai tanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian, serta perbaikan alat-alat maupun fasilitas pendukungnya.
5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi, Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat- alat instrumentasi.
6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan, Mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.
7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu, Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.
8. Kepala Seksi Keuangan, Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
9. Kepala Seksi Pemasaran, Mengkoordinasikan kegiatan yang pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
10. Kepala Seksi Tata Usaha, Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kotor.

11. Kepala Seksi Personalia, Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
12. Kepala Seksi Humas, Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
13. Kepala Seksi Keamanan, Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja, Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah, Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

#### **IX.4. Pembagian Jam Kerja**

Pabrik *Ethylenediamine* ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada *Ethylenediamine* na ini terbagi menjadi dua yaitu:

##### **IX.4.1. Karyawan Non Shift**

Karyawan non *Shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Orang-orang yang termasuk dalam karyawan non *Shift* adalah direktur, *Shift* ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi. Karyawan non *Shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

Senin – jumat : pukul 08.00 WIB - 16.00 WIB

Sabtu : pukul 08.00 WIB 12.00 WIB

##### **IX.4.2. Karyawan Shift**

Karyawan *Shift* adalah karyawan yang berlangsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Orang-orang yang termasuk karyawan *Shift* adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *Shift* bekerja secara berganti sehari semalam. Karyawan *Shift* dibagi dalam tugas *Shift* dengan

pengaturan sebagai berikut.

*Shift* pagi : pukul 07.00 WIB - 15.00 WIB

*Shift* sore : pukul 15.00 WIB - 23.00 WIB

*Shift* malam : pukul 23.00 WIB - 07.00 WIB

Pembagian *Shift* kerja dapat dilihat pada Tabel IX.1.

Tabel IX.1. Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan *Shift* Setiap dua minggu

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

Keterangan : A,B,C dan D adalah nama regu *Shift*

P: *Shift* pagi

S: *Shift* siang

M: *Shift* malam

L: Libur

### IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah rincian tugas dan keahlian

1. Direktur Utama : S3/S2 Teknik Kimia
2. Direktur Teknik dan Produksi : S2/S1 Teknik Kimia
3. Direktur Keuangan dan Umum : S2/S1 Ekonomi
4. Staf Ahli dan Litbang : Sarjana Teknik Kimia,  
Ekonomi,dan Hukum
5. Sekretaris : Akademisi Sekretaris
6. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
7. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
8. Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
9. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
10. Kepala Bagian Umum : Sarjana Teknik Kimia
11. Kepala Seksi Proses : DIII Teknik Kimia
12. Kepala Seksi Pengendalian Proses : DIII Elektro/Listrik
13. Kepala Seksi Laboratorium : DIII Teknik Kimia

14. Kepala Seksi Utilitas	: DIII Teknik Mesin
15. Kepala Seksi Pemeliharaan	: DIII Teknik Mesin
16. Kepala Seksi Administrasi	: DIII Manajemen
17. Kepala Seksi Kas	: DIII Akuntansi
18. Kepala Seksi Pemasaran	: DIII Semua Jurusan
19. Kepala Seksi Pembelian	: DIII Manajemen
20. Kepala Seksi Keamanan	: DIII Semua Jurusan
21. Kepala Seksi Humas	: DIII Manajemen
22. Kepala Seksi Personal	: Sarjana Psikologi
23. Kepala Satpam	: Purna Perwira, TNI/Polisi
24. Operator	: SMK/SMU/Sederajat
25. Karyawan Biasa	: SMK/SMU/Sederajat
26. Karyawan Pemeliharaan	: STM
27. Medis	: Doktor
28. Paramedis	: Perawat
Lain-lain	: SD/SMP/Sederajat

## **IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

### **IX.6.1. Karyawan *Non Shift***

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap ialah 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 harian ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan ialah karyawan yang dikerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu

pekerjaan.

### IX.6.2. Sistem Gaji

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada tabel IX.2.

Tabel IX.2. Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
4	Kepala Bagian	5	Rp 20.000.000	Rp 100.000.000
5	Kepala Seksi	10	Rp 15.000.000	Rp 150.000.000
6	Karyawan Proses	30	Rp 10.000.000	Rp 300.000.000
7	Laboran	6	Rp 4.500.000	Rp 27.000.000
8	HSE	6	Rp 4.500.000	Rp 27.000.000
9	Karyawan lain	30	Rp 4.200.000	Rp 126.000.000
10	Satpam	8	Rp 4.000.000	Rp 32.000.000
11	Sekretaris	6	Rp 5.500.000	Rp 33.000.000
12	Medis	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
13	Paramedis	4	Rp 4.700.000	Rp 18.800.000
14	Sopir	8	Rp 4.000.000	Rp 32.000.000
15	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 4.000.000	Rp 40.000.000
<b>Total</b>		<b>163</b>	<b>Rp 190.400.000</b>	<b>Rp 1.000.800.000</b>

### IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktivitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam



perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain:

a. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesejangan antara karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, *safety shoes*, dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

b. Tunjangan

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

c. Cuti

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

d. Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur dengan kebijakan perusahaan.

e. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan

1.000.000,00/bulan..

### **IX.7. Manajemen Perusahaan**

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dan manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi bahan produksi jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyinggungan. Perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpanan yang terjadi dapat dilakukan dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

## **BAB X**

### **EKONOMI TEKNIK**

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembangkan dan terjadinya titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak. Dalam evaluasi ekonomi ini terdapat beberapa faktor yang ditinjau yaitu:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)
4. *Break Even Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut perlu dilakukan. Perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*) Meliputi:
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*) Meliputi:
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal. Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:
  - a. Biaya hidup (*Fixed Cost*)
  - b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
  - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

### **X.1. Dasar Perhitungan**

Pabrik *Ethylenediamine* ini didirikan pada tahun 2028.

Kapasitas produksi: 20.000 ton/tahun

Satu tahun operasi: 330 Hari

Nilai kurs (Maret 2024): Rp 15.727

Penentuan harga peralatan pada tahun tertentu diperlukan indeks harga peralatan. Indeks ini ditentukan berdasarkan data-data indeks pada tahun-tahun sebelumnya. Pada pabrik *Ethylenediamine* ini berproduksi selama satu tahun yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2014. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat diperhitungkan pada tahun analisa.

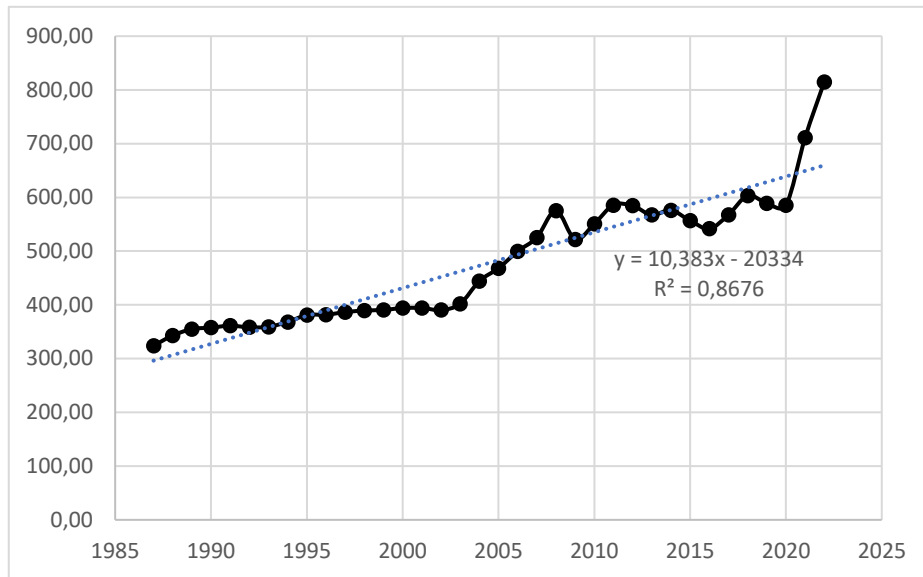
Harga indeks pada tahun 2028 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks pada tahun 1897 sampai dengan 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indek 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada tabel X.1 sebagai berikut:

Tabel X.1. Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>	<b>X (tahun ke-)</b>
1987	324,00	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	357,60	4
1991	361,30	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	390,40	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
<b>TOTAL</b>	<b>17.205,85</b>	<b>666</b>

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2018)*

Dari data indeks di atas didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang dilihat pada grafik di bawah ini



Gambar X.1. Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan  $Y = 10,383x - 20334$ . Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar 722,724.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada Maret 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1US\$ = Rp. 15.727. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

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

Dimana :

$Ex$  : Harga pembelian 2028

$Ey$  : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

$Nx$  : Indeks harga pada tahun 2028

$Ny$  : Indeks harga pada tahun referensi 2014

(*Chemical\_engineering\_cost\_estimation\_ari.Pdf*, n.d.)

Tabel X.2. Hasil Perhitungan Harga Alat

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp
Tangki Ammonia	T-01	2	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 67.200,00	\$ 80.529,02	\$ 161.058,04	Rp 2.532.959.839
Tangki MEA	T-02	2	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 98.000,00	\$ 176.186,45	\$ 352.372,90	Rp 5.541.768.528
Tangki Produk Samping	T-03	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 60.300,00	\$ 108.408,60	\$108.408,60	Rp 1.704.942.052
Tangki EDA	T-04	2	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 93.200,00	\$ 116.664,89	\$ 233.329,79	Rp 3.669.577.591
Pompa	P-01	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-02	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp114.182.135
Pompa	P-03	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-04	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-05	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp
Pompa	P-06	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-07	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-08	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-09	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Pompa	P-10	1	<i>Diameter (Inch); Material; Seal Type</i>	\$ 5.800,00	\$ 7.260,26	\$ 7.260,26	Rp 114.182.135
Kompresor	CP-01	1	<i>Power (HP)</i>	\$ 11.500,00	\$ 14.395,35	\$ 14.395,35	Rp 226.395.613
Kompresor	CP-02	1	<i>Power (HP)</i>	\$ 7.500,00	\$ 9.388,27	\$ 9.388,27	Rp 147.649.313
Vaporizer	VP-01	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 16.600,00	\$ 20.779,37	\$ 20.779,37	Rp 326.797.146
Vaporizer	VP-02	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 18.900,00	\$ 23.658,44	\$ 23.658,44	Rp 372.076.269
Separator	S-01	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 9.200,00	\$ 11.516,28	\$ 11.516,28	Rp 181.116.491
Separator	S-02	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 9.200,00	\$ 11.516,28	\$ 11.516,28	Rp 181.116.491



Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp
<i>Expansion Valve</i>	EV-01	1	<i>Diameter (m)</i>	\$ 8.900,00	\$ 11.140,75	\$ 11.140,75	Rp 175.210.518
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 24.300,00	\$ 30.417,99	\$ 30.417,99	Rp 478.383.774
<i>Reboiler</i>	RB-02	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 39.600,00	\$ 49.570,06	\$ 49.570,06	Rp 779.588.372
<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 55.600,00	\$ 69.598,37	\$ 69.598,37	Rp 1.094.573.573
<i>Accumulator</i>	ACC-02	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 26.500,00	\$ 33.171,89	\$ 33.171,89	Rp 521.694.239
<i>Kondenser</i>	CD-01	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 35.800,00	\$ 44.813,34	\$ 44.813,34	Rp 704.779.387
<i>Kondenser</i>	CD-02	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 50.200,00	\$ 62.838,82	\$ 62.838,82	Rp 988.266.068
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 98.800,00	\$ 123.674,80	\$ 123.674,80	Rp 1.945.033.616
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 18.100,00	\$ 22.657,02	\$ 22.657,02	Rp 356.327.009
<i>Heat Exchanger</i>	HE-03	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 84.300,00	\$ 105.524,15	\$ 105.524,15	Rp 1.659.578.277
<i>Heat Exchanger</i>	HE-04	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 1.600,00	\$ 2.002,83	\$ 2.002,83	Rp 31.498.520
<i>Heat Exchanger</i>	HE-05	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 1.600,00	\$ 2.002,83	\$ 2.002,83	Rp 31.498.520
<i>Cooler</i>	C-01	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 98.800,00	\$ 123.674,80	\$ 123.674,80	Rp 1.945.033.616

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp
<i>Cooler</i>	C-03	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 17.500,00	\$ 21.905,96	\$ 21.905,96	Rp 344.515.063
<i>Cooler</i>	C-02	1	<i>Type ; Area (ft2); Material</i>	\$ 1.400,00	\$ 1.752,48	\$ 1.752,48	Rp 27.561.205
<i>Reaktor Fixed Bed Multitube</i>	R-01	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 55.400,00	\$ 69.348,02	\$ 69.348,02	Rp 1.090.636.258
<i>Flash Drum</i>	FD-01	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 25.900,00	\$ 32.420,82	\$ 32.420,82	Rp 509.882.294
Menara Destilasi	MD-01	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 32.750,00	\$ 40.995,44	\$ 40.995,44	Rp 644.735.333
Menara Destilasi	MD-02	1	<i>Volume (gallon)</i>	\$ 39.900,00	\$ 49.945,59	\$ 49.945,59	Rp 785.494.345
<b>Total</b>	<b>42</b>			<b>\$ 1.166.550</b>	<b>\$ 1.543.101,53</b>	<b>\$ 1.916.482</b>	<b>Rp 30.140.510.671</b>

## **X.2. Perhitungan Biaya Produksi**

### **X.2.1. *Capital Investment***

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

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

### **X.2.2. *Manufacturing Cost***

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton *Manufacturing Cost* terdiri dari:

a. *Direct Cost*

*Direct cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

### **X.2.3. *General Expenses***

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

### X.3. Analisis Kelayakan

Untuk dapat memenuhi keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang dilakukan untuk menyatakan kelayakan adalah:

#### X.3.1. *Percent Return on Investment (ROI)*

*Percent Return on Investment (ROI)* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dilakukan.

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

#### X.3.2. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time (POT)* merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

#### X.3.3. *Break Even Point (BEP)*

*Break Even Point (BEP)* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat di mana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dimana :

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : Penjualan Produk

#### X.3.4. *Break Even Point (SDP)*

1. Suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena

keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas (tidak menghasilkan profit).

2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang dihasilkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga harus berhenti atau tutup.

### **X.3.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)**

DCFR merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun. selama umur pabrik. Penurunan untuk menentukan DCFR:

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

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

### **X.3.6. Hasil Perhitungan**

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Ethylendiamine* merupakan rencana *PPC*, *PC*, *MC*, serta *General Expense*. Hasil rencana disajikan pada Tabel X.3- Tabel X.15 sebagai berikut:

Tabel X.3. *Physical Plant Cost (PPC)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 3.368.217	Rp 52.971.947.505
2	<i>Instalasi Cost</i>	\$ 2.526.163	Rp 39.728.960.629
3	Pemipaan	\$ 2.290.388	Rp 36.020.924.303
4	Instrumentasi	\$ 1.077.829	Rp 16.951.023.202
5	Isolasi	\$ 269.457	Rp 4.237.755.800
6	Listrik	\$ 336.822	Rp 5.297.194.751
7	Bangunan	\$ 1.487.728,11	Rp 23.397.500.000
8	Tanah dan Pembuatan Jalan	\$ 1.581.566,23	Rp 24.873.292.126
9	Utilitas	\$ 2.413.463	Rp 7.956.528.874
<b>Total</b>		<b>\$ 15.351.633</b>	<b>Rp 241.435.127.190</b>

Tabel X.4. *Direct Plant Cost (DPC)*

<b>No</b>	<b>No</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Engineering and construction ( 20 % PPC)</i>	\$ 3.070.327	Rp 48.287.025.438
2	<i>PPC + Engineering and Construction</i>	\$ 18.421.959	Rp 289.722.152.628
<b>Total</b>		<b>\$ 21.492.286</b>	<b>Rp 338.009.178.065</b>

Tabel X.5. *Fixed Capital Investment (FCI)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 18.421.959	Rp 289.722.152.628
2	<i>Cotractor's fee</i>	\$ 736.878	Rp 11.588.886.105
3	<i>Contingency</i>	\$ 1.842.196	Rp 28.972.215.263
4	<i>Enviromental cost</i>	\$ 336.822	Rp 5.297.194.751
5	<i>Plant Start Up</i>	\$ 36.844	Rp 579.444.305
<b>Total</b>		<b>\$ 21.374.699</b>	<b>Rp 336.159.893.051</b>

Tabel X.6. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	\$ 64.586.497,11	Rp 1.015.751.840.018,22
2	<i>Tenaga Kerja</i>	\$ 763.629,43	Rp 12.009.600.000,00
3	<i>Supervisor</i>	\$ 76.362,94	Rp 1.200.960.000,00
4	<i>Maintenance</i>	\$ 1.496.228,94	Rp 23.531.192.513,58
5	<i>Plant Supplies</i>	\$ 224.434,34	Rp 3.529.678.877,04
6	<i>Royalty &amp; Patents</i>	\$ 1.179.092,05	Rp 18.543.580.667,33
7	<i>Utilitas</i>	\$ 629.444,67	Rp 9.899.276.379,00
<b>Total</b>		<b>\$ 68.955.689,48</b>	<b>Rp 1.084.466.128.455,17</b>

Tabel X.7. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 114.544,41	Rp 1.801.440.000,00
2	<i>Laboratory</i>	\$ 76.362,94	Rp 1.200.960.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 381.814,71	Rp 6.004.800.000,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 11.790.920,50	Rp 185.435.806.673,30
<b>Total</b>		<b>\$ 12.363.642,57</b>	<b>Rp 194.443.006.673,30</b>

Tabel X.8. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Depreciation</i>	\$ 1.709.975,93	Rp 26.892.791.444,09
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 213.746,99	Rp 3.361.598.930,51
3	<i>Insurance</i>	\$ 213.746,99	Rp 3.361.598.930,51
<b>Total</b>		<b>\$ 2.137.469,91</b>	<b>Rp 33.615.989.305,12</b>

Tabel X.9. *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 68.955.689,480	Rp 1.084.466.128.455,17
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 12.363.642,568	Rp 194.443.006.673,30
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 2.137.469,912	Rp 33.615.989.305,12
<b>Total</b>		<b>\$ 83.456.801,961</b>	<b>Rp 1.312.525.124.433,59</b>

Tabel X.10. *Working Capital (WC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 5.382.208,09	Rp 84.645.986.668,19
2	<i>In Process Inventory</i>	\$ 10.432.100,25	Rp 164.065.640.554,20
3	<i>Product Inventory</i>	\$ 6.954.733,50	Rp 109.377.093.702,80
4	<i>Extended Credit</i>	\$ 13.909.466,99	Rp 218.754.187.405,60
5	<i>Available Cash</i>	\$ 6.954.733,50	Rp 109.377.093.702,80
<b>Total</b>		<b>\$ 43.633.242,32</b>	<b>Rp 686.220.002.033,58</b>

Tabel X.11. *General Expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	\$ 66.179,18	Rp 1.040.800.000,00
2	<i>Sales Expense</i>	\$ 4.172.840,10	Rp 65.626.256.221,68
3	<i>Research</i>	\$ 2.920.988,07	Rp 45.938.379.355,18
4	<i>Finance</i>	\$ 17.683.206,36	Rp 278.103.786.389,69
<b>Total</b>		<b>\$ 24.843.213,71</b>	<b>Rp 390.709.221.966,55</b>



Tabel X.12. *Total Production Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing cost</i>	\$ 83.456.802	Rp 1.312.525.124.434
2	<i>General Expense</i>	\$ 24.843.214	Rp 390.709.221.967
<b>Total</b>		<b>\$ 108.300.016</b>	<b>Rp 1.703.234.346.400</b>

Tabel X.13. *Fixed Cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depresiasi</i>	\$ 1.709.976	Rp 26.892.791.444
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 213.747	Rp 3.361.598.931
3	Asuransi	\$ 213.747	Rp 3.361.598.931
<b>Total</b>		<b>\$ 2.137.470</b>	<b>Rp 33.615.989.305</b>

Tabel X.14. *Variable Cost (Va)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 64.586.497	Rp 1.015.751.840.018
2	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 11.790.920	Rp 185.435.806.673
3	<i>Utilities</i>	\$ 629.445	Rp 9.899.276.379
4	<i>Royalty &amp; Patent</i>	\$ 1.179.092	Rp 18.543.580.667
<b>Total</b>		<b>\$ 78.185.954</b>	<b>Rp 1.229.630.503.738</b>

Tabel X.15. *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	\$ 763.629	Rp 12.009.600.000,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 114.544	Rp 1.801.440.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 381.815	Rp 6.004.800.000,00
4	<i>Supervision</i>	\$ 76.363	Rp 1.200.960.000,00
5	<i>Laboratorium</i>	\$ 76.363	Rp 1.200.960.000,00
6	<i>General Expense</i>	\$ 24.843.214	Rp 390.709.221.966,55
7	<i>Maintenance</i>	\$ 1.496.229	Rp 23.531.192.513,58
8	<i>Plant Supplies</i>	\$ 224.434	Rp 3.529.678.877,04
<b>Total</b>		<b>\$ 27.976.591</b>	<b>Rp 439.987.853.357</b>

### X.5. Analisis Keuangan

Harga Jual Produk <i>Ethylenediamine</i>	= 5 usd/kg
	= \$ 117.909.205 usd/tahun
Annual Sales (Sa)	= Rp 1.854.358.066.733
Total Cost	= Rp 1.703.234.346.400
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 151.123.720.333
Pajak Pendapatan	= Rp 45.337.116.099
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp 105.786.604.233

### X.6. Analisis Kelayakan

1. *Percent Return on Investment (ROI)*

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

$$ROI \text{ Sebelum pajak} = 44,96\%$$

$$ROI \text{ Setelah pajak} = 31,47\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

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

$$POT \text{ Sebelum pajak} = 1,89 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ Setelah pajak} = 2,53 \text{ Tahun}$$

3. *Percent Profit On Sales (POS)*

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Penjualan Pajak}} \times 100\%$$

$$POS \text{ Sebelum pajak} = 8,15\%$$

$$POS \text{ Setelah pajak} = 5,70\%$$

4. *Break Even Point (BEP)*

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

$$BEP = 52,29\%$$

5. *Break Even Point (SDP)*

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

$$SDP = 41,67\%$$

6. *Discounted Cash Flow Rate (DFCR)*

Umur Pabrik	= 10 Tahun
<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp 336.159.893.051
<i>Working Capital</i>	= Rp 686.220.002.034
<i>Cash Flow</i>	= Rp 410.783.182.067

DFCR dihitung secara *trial & error*

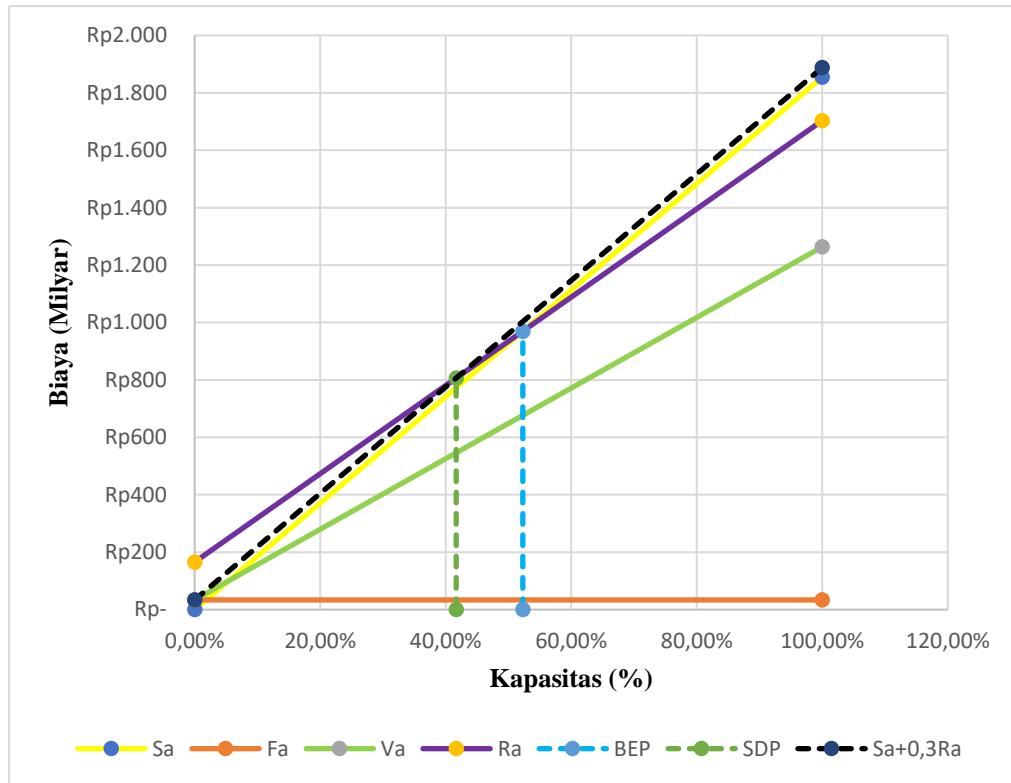
$$(FC + WC)(1 + i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Tabel X.16. *Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Nilai i	R	S	R - S
1,0000	1.046.917.012.566. 800,0000	420.951.031.245 .691,0000	625.965.981.321.109,00
0,8000	365.037.390.855.9 44,0000	183.542.343.115 .991,0000	181.495.047.739.953,00
0,7000	206.111.163.243.2 58,0000	118.438.201.367 .491,0000	87.672.961.875.766,90
0,6000	112.411.858.265.0 11,0000	75.312.011.550. 775,7000	37.099.846.714.235,10
0,5000	58.955.576.586.77 7,7000	47.273.926.107. 407,1000	11.681.650.479.370,60
0,4000	29.572.814.380.71 4,3000	29.398.114.935. 841,7000	174.699.444.872,58
0,3975	29.048.987.429.28 4	29.048.987.429. 284	0

Dengan *trial and error* diperoleh nilai  $i = 39,75\%$

Hubungan proses kapasitas dan keuntungan dijelaskan pada Gambar X.2 berikut.



Gambar X.2. Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

## BAB XI

### KESIMPULAN

#### XI.1. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan proses dari kondisi bahan baku maupun kondisi operasinya, maka pabrik Ethylenediamine dengan kapasitas 20.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh data sebagai berikut.

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

Sebelum pajak = 8,15%

Sesudah pajak = 5,70%

2. *Retrun On Investment* (ROI)

Sebelum pajak = 44,96%

Sesudah pajak = 31,47%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi minimal 44% (Aries dan Newton, 1995).

3. *Pay Out Time* (POT)

Sebelum pajak = 1,89 Tahun

Sesudah pajak = 2,53 Tahun

Syarat POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko tinggi maksimal dua tahun.

4. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 52,29%, syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40-60%

5. *Break Even Point* (SDP) tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 41,67%, syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25-40%

6. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFRR) sebesar 39,75%.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *Ethylenediamine* dengan kapasitas 20.000 ton/tahun beresiko tinggi dan layak dipertimbangkan untuk pendiriannya karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan sehingga layak didirikan.

#### XI.2. Saran

Pada proses perancangan pabrik kimia perlunya pemahaman konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik di antaranya sebagai berikut:

1. Perancangan alat proses harus dipilih secara selektif untuk meminimalisir harga alat sehingga mengoptimalkan keuntungan yang dihasilkan. Selain itu faktor keamanan dari sifat fisis bahan maupun produk juga berpengaruh pada pemilihan jenis alat.
2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan harapannya limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi dan dapat menghasilkan pabrik ramah lingkungan.
3. Mengoptimalisasi energi dan peralatan pabrik baik alat utama dan penunjang sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, 2012-2022, Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Diakses pada 28 Oktober 2023 dari <https://www.bps.go.id>.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- Couper, J.R., 2005, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Elsevier, United Kingdom.
- Etzkorn, William G, et al. 1993. Anhydrous Diluents For The Propylene Oxidation Reaction To Acrolein and Acrolein Oxidation To Acrylic Acid, U.S. Patent 5,198,578. United States.
- Evans, F.L., 1980, "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants", Vol.2, ed.2 , Gulf Publishing Co., United States of America.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, Industrial chemical, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, Chemical Reaktor Analysis and Design, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Holman, J., 1981, Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Kirk-Othmer, 2001, "*Encyclopedia of Chemical Technology., 5th Edition*", John Wiley & Sons.
- Mc.Ketta, J., 1987, "*Encyclopedia Chemical Process Design.*" New York: Marchell Dekker Inc.
- McKetta Jr, J.J., 1982, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design., 1st edition.*" CRC Press.  
New York.

- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineers Hand Book", 6th. ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo..
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, "Plant Design and Economics for Chemical Engineering ", 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo
- Smith, J. M., 1950, "Introduction to chemical engineering thermodynamics," Journal of Chemical Education.
- Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for *Industri*", Mc.Graw Hill Kogakusha Book Company, Inc., Tokyo.
- Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, " Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics ", 3 rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Ulrich, G.G., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Willey and Sons, New York
- Xinzhi Chen, Shaodong Zhou, Haijiang Zhang and Chao Qian., 2013, "*Departement of Chemical Engineering, Zhejiang University*" P.R China.
- Yaws, C. L., 1999, "Chemical Properties Handbook", McGraw Hill Company, Inc., New York.

(US.Patent No.3137730)

[www.alibaba.com](http://www.alibaba.com)

www. matche.com

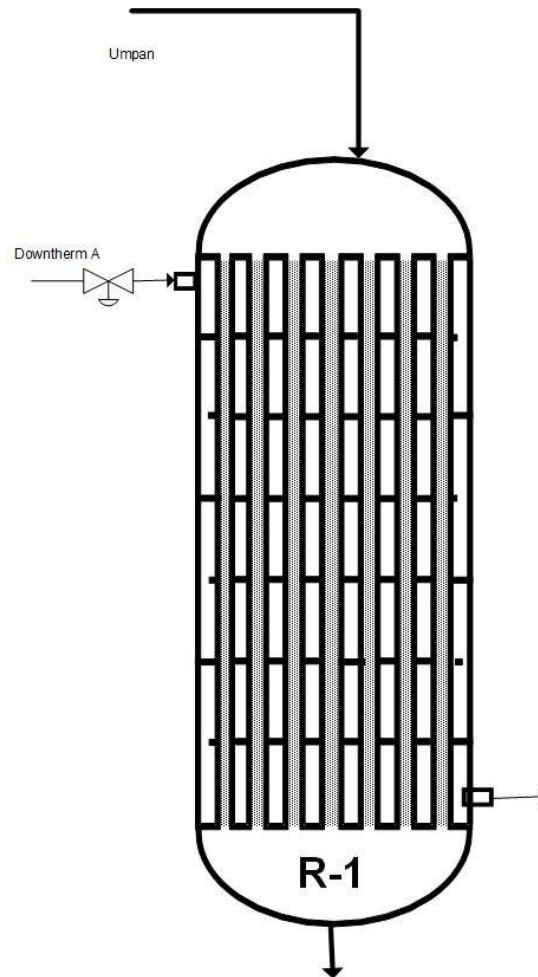


# **LAMPIRAN**

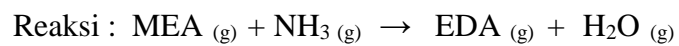
## LAMPIRAN A

### REAKTOR

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *Monoethanolamin* dan *Amonia* menjadi *Ethylenediamine* 2529,5500 kg/jam.
- Kondisi Operasi : Suhu = 265 °C  
Tekanan = 33 atm
- Reaksi : Eksotermis
- Konversi : 98 %
- Pendingin : *Downtherm A*
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
  2. Menghitung pressure drop
  3. Menghitung berat katalis
  4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
  5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat

- b. Umur katalis 3-4 tahun
- c. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. Pengendalian suhu mudah karena menggunakan tipe shell and tube

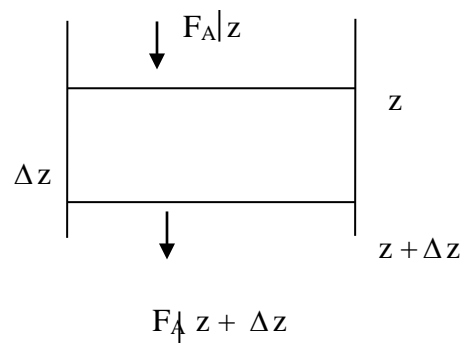
( Hill, hal 425-431 )

## 2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

- a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal  $\Delta Z$  dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang Bereaksi} = 0$$

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_a) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

$\Delta v$  = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\Delta Z$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \cdot \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\text{Dimana } F_A = -F_{Ao} (1 - X_A)$$

$$\Delta F_A = -F_{Ao} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{Ao} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4 F_{Ao}} \varepsilon$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{Ao}}$$

dimana :  $\frac{dX_A}{dz} =$  perubahan konversi persatuan panjang

$\varepsilon =$  porositas

$(-r_A) =$  kecepatan reaksi =  $k C_A \cdot C_B$

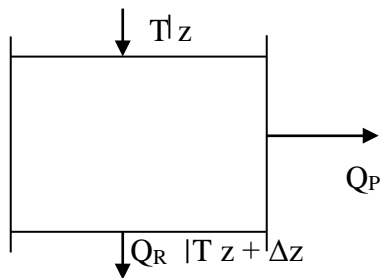
$Z =$  tebal tumpukan katalisator

$D_i =$  diameter dalam pipa

Tabel 1 Neraca Massa Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
AMONIA	4014,2500	3297,4200
WATER	36,3667	794,6110
EDA	-	2529,5500
MEA	3213,7700	642,7530
<b>TOTAL</b>	<b>7264,3419</b>	<b>7264,3419</b>

b. Neraca panas elemen volume



$Q_R$  = panas reaksi

$Q_P$  = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output = Acc

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_p = U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{(\sum m. Cp)(-\Delta T) = \Delta H_R . F_{Ao} . \Delta X_A + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)}{(\sum m. Cp) \left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R . F_{Ao} . \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)} : \Delta Z$$

$$\left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R . F_{Ao} . \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)}{(\sum m. Cp)}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R . F_{Ao} . \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U . \pi . D_o . \Delta Z (T - T_s)}{(\sum m. Cp)}$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{Perubahan Suhu persatuan panjang katalis}$$

$\Delta H_R$  = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

$D_o$  = Diameter luar

T = Suhu gas

$T_s$  = Suhu penelitian

$T_s$  = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 15 – 400 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T \text{ cal/g.K}$$

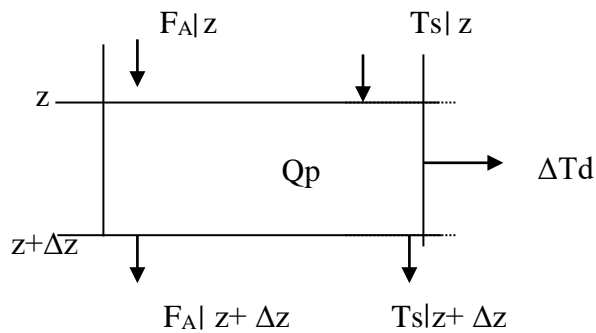
$$\rho = 1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5898 - 6,04212 T \text{ (gr/cm.J)}$$

$$k = 1,512 - 1,0387 \cdot 10^{-3} T \text{ cal/g.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p \cdot C_{pp} (T_{s|z} - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_{s|z + \Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p \cdot C_{pp} (T_{s|z} - T_{s|z + \Delta z}) = - Q_p$$

$$(T_{s|z} - T_{s|z + \Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}$$



$$(T_s|_Z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$- (T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_Z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

lim  $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[ \frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

$G$  = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa,  $\text{gr/cm}^3$

$\rho$  = Densitas gas,  $\text{gr/cm}^3$

$D_p$  = Densitas partikel katalisator,  $\text{cm}$

$G$  = Gaya Gravitasi,  $\text{cm/det}^2$

$\varepsilon$  = Porosity tumpukan katalisator

$\mu$  = Viskositas gas,  $\text{gr/cm jam}$

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel 2 Umpan Yi Masuk Reaktor 1

Komponen	Bmi	Massa	Mol	yi
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
AMONIA	17,031	4014,2500	235,7025	0.8118
WATER	18,016	36,3667	2,0186	0.0070
EDA	60,099	-	-	-
MEA	61,084	3213,7700	52,6123	0,1812
<b>Total</b>		<b>7264,3419</b>	<b>290,3334</b>	<b>1,0000</b>

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV_g = ZnRT$$

$$Z = 0,9025$$

$$n = 80,0875 \text{ mol/s}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{gmol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 33 \text{ atm}$$

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} = 96689,5698 \text{ cm}^3/\text{s}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(33 \text{ atm}) 25,0699 \text{ gr/mol}}{82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol.K}} (538\text{K})(0,9025)} = 0,0207653 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositan umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
AMONIA	-7.874	3.6700E-01	-4.7000E-06
WATER	-36.826	4.2900E-01	-1.6200E-05
EDA	-4.843	2.7120E-01	-4.0319E-05
MEA	-12.592	2.8970E-01	-3.9470E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	η gas Mikropoise	μ <sub>gas</sub>	μ <sub>gas</sub>	μ <sub>gas</sub>
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
AMONIA	0.8118	188,2116	0.000019	0.067756	0.000016
WATER	0.0070	189,2870	0.000019	0.068143	0.000016
EDA	0.0000	129,3925	0.000013	0.046581	0.000011
MEA	0.1812	131,8422	0.000013	0.047463	0.000011
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>638,7334</b>	<b>0,000064</b>	<b>0.229944</b>	<b>0.000056</b>

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub>	y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub>	y <sub>i</sub> .μ <sub>gas</sub>	η gas Mikropoise
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	
AMONIA	0.0000153	0.055007	0.000013	152.7966
WATER	0.0000001	0.000474	0.000000	1.3160
EDA	0.0000000	0.000000	0.000000	0.0000
MEA	0.0000024	0.008601	0.000002	23.8916
<b>Total</b>	<b>0.0000178</b>	<b>0.064082</b>	<b>0.000016</b>	<b>178.0042</b>

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 0,000018 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,000178004 \text{ g/cm.s}\end{aligned}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

<b>Formula</b>	<b>A (W/m.K)</b>	<b>B (W/m.K)</b>	<b>C (W/m.K)</b>
AMONIA	0.00457	2.3239E-05	1.4810E-07
WATER	0.00053	4.7093E-05	4.9551E-08
EDA	-0.0112	7.2328E-05	2.2662E-08
MEA	0.00878	-2.9523E-05	8.6097E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Yi</b>	<b>k<sub>gas</sub></b>	<b>yi.k<sub>gas</sub></b>
		<b>W/m.K</b>	<b>W/m.K</b>
AMONIA	0.8118	5.9939E-02	4.8661E-02
WATER	0.0070	4.0208E-02	2.7955E-04
EDA	0.0000	3.4272E-02	0.0000E+00
MEA	0.1812	1.7817E-02	3.2287E-03
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.5224E-01</b>	<b>5.2169E-02</b>

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,0522 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1878 \text{ Kj/jam.m.K} \\
 &= 0,0449 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0001 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 1

Komponen	A (J/mol.K)	B (J/mol.K)	C (J/mol.K)	D (J/mol.K)	E (J/mol.K)
AMONIA	33.573	-1.2581E-02	8.8906E-05	-7.1783E-08	1.8569E-11
WATER	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
EDA	10.249	3.25E-01	-1.99E-04	6.36E-08	-8.71E-12
MEA	-0.555	3.70E-01	-3.20E-04	1.58E-07	-3.23E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kjoule/kmol.K	kjoule/kg.K	kjoule/kg.K
AMONIA	0.8118	17,031	42,9136	42,9136	2,5197	2,0456
WATER	0.0070	18,016	35,5947	35,5947	1,9757	0,0137
EDA	0.0000	60,099	136,6738	136,6738	2,2741	0,0000
MEA	0.1812	61,084	127,7808	127,7808	2,0919	0,3791
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>156,23</b>	<b>342,9629</b>	<b>342,9629</b>	<b>8,8615</b>	<b>2,4384</b>

Tabel 9 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
AMONIA	4014,2500	8211,5656	34,8387
WATER	36,3667	0,4996	0,2475
EDA	0,0000	0,0000	0,0000
MEA	3213,7700	1218,2690	23,1556
<b>TOTAL</b>	<b>7264,3867</b>	<b>9430,3342</b>	<b>58,2417</b>

Cp campuran = 58,2417 Kj/kmol.K  
 = 9430,3342 Kj/jam.K  
 = 2,4384 Kj/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p . dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel 10 Data Panas Reaksi Reaktor

Komponen	A (kj/mol )	B (kj/mol )	C (kj/mol )	D (kj/mol )	E (kj/mol )
AMONIA	33.573	-1.26E-02	8.89E-05	-7.18E-08	1.86E-11
WATER	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
EDA	10.249	3.25E-01	-1.99E-04	6.36E-08	-8.71E-12
MEA	-0.555	3.70E-01	-3.20E-04	1.58E-07	-3.23E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel 11 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	$\Delta H_f$ (kj/mol )	$\Delta H_f$ (Kj/kmol )	$\Delta H$ (J/mol )	$\Delta H$ (Kj/kmol )
AMONIA	-45.90	-45900	9422,4475	9422,4475
WATER	-241.80	-241800	8281,3010	8281,3010
EDA	-17.32	-17320	27621,9490	27621,9490
MEA	-210.19	-210190	25919,4914	25919,4914
<b>Total</b>	<b>-515,21</b>	<b>-515210</b>	<b>71245,1889</b>	<b>71245,1889</b>

Dari data didapat:



$$\Delta H_{R\ 298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \qquad 1 \text{ KJ/kmol} = 0.238846 \text{ kcal/kmol}$$

$$= \mathbf{-3030 \quad \text{Kj/kmol}}$$

$$\Delta H_r = 35903,2500 \quad \text{Kj/kmol}$$

$$\Delta H_p = 35341,9389 \quad \text{Kj/kmol}$$

$$\Delta H_R = -3591,3111 \quad \text{Kj/kmol}$$

$$= -857,7702932 \quad \text{kkal/kmol}$$

$$\Delta H_R \text{ total} = -857,7702932 \text{ kkal/kmol}$$

$$-3591,3111 \text{ kj/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Raney Nickel)

Jenis : Butir

Diameter : 0,35 cm

Density : 1,2 gr/cm<sup>3</sup>

Bulk density : 0,524 gr/cm<sup>3</sup>

Porositas : 0,325

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio  $D_p / D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu  $h_w/h$  telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :



Dp/Dt      0,05   0,1   0,15   0,2   0,25   0,3

hw/h      5,5   7,0   7,8   7,5   7,0   6,6

dipilih Dp/Dt = 0,15

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter tube

Sehingga :

$$Dp/Dt = 0,15$$

$$Dp = 0,35 \text{ cm}$$

$$Dt = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,919 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standar :

Ukuran pipa (IPS)	1,00 in	2,54 cm	0,0254 m
OD	1,32 in	3,3528 cm	0,0335 m
ID	1,049 in	2,6645 cm	0,0266 m
Flow area/pipe	0,104 in <sup>2</sup>	0,6710 cm <sup>2</sup>	0,00007 m <sup>2</sup>
Schedule number	40		
Surface / lin ft	0,344 ft <sup>2</sup> /ft		

(Kern,hal.844)

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 1 in

Outside diameter = 1,32 in = 3,3528 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in = 2,6645 cm

Flow area per pipe = 0,864 in<sup>2</sup>

Surface per in ft = 0,344 ft<sup>2</sup>/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih  $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$\mu_g$  = viskositas umpan = 0,000178 g/cm.det

$D_t$  = Diameter tube = 2,6645 cm

$$G_t = \frac{(0,000178)(3100)}{2,6645} = 0,2070 \text{ gr/cm}^2.\text{s} = 7452,3377 \text{ kg/m}^2.\text{h}$$

$$A_t = \frac{(7228,0200)(3100)}{0,2070} = 9698,9969 \text{ cm}^2$$

Luas penampang pipa  $A_o = (\pi/4)ID^2 = (3,14/4)1,049^2 = 5,5730 \text{ cm}^2$

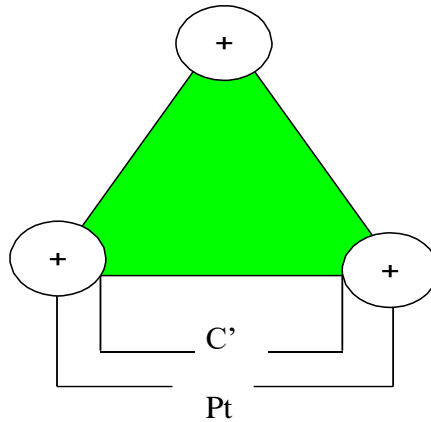
Jumlah pipa dalam reaktor

( 4 )

$$Nt \max = \frac{9698,9969}{5,5730} = 1740,3586 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$\begin{aligned} Pt &= 1,25 \times Odt \\ &= 1,25 \times 1,32 \text{ in} = 1,65 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in} = 0,33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Ids = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$Ids = 170,4855 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 170,4855 cm = 67,1230 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

$t_s$  = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (67,1203 /2) in

P = 582 psi

Jadi P = (120/100)\*P = 582 psi

$$\text{maka } t_s = \frac{(582 \times 67,1203/2)}{12650 \times 0,85} + 0,125$$

$$= 2,0029 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 2 in

$$\text{Diameter luar reaktor} = \text{ID} + 2 \cdot t_s$$

$$= 67,1203 + (2 \cdot 2)$$

$$= 69,1203 \text{ in}$$

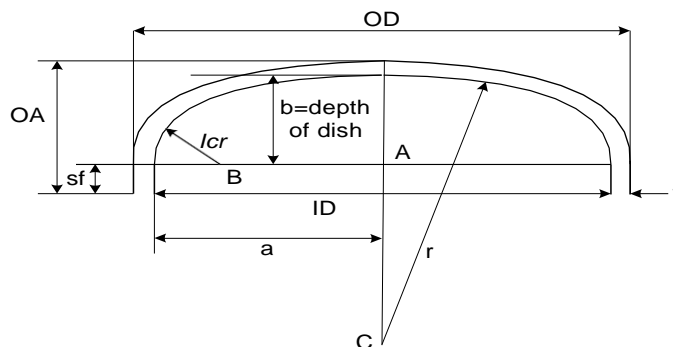
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 180 in.

## 5. Menghitung head reaktor

### a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P \cdot I_{Ds}}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 582 psi

I<sub>ds</sub> = diameter dalam reactor, in = 67,1203 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{(582 \times 67,1203 / 2)}{(2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 582)} + 0,125 \\ &= 1,9518 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 2 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

O<sub>ds</sub> = 48 in

t<sub>s</sub> = 1 in

didapat : icr = 11 in

r = 170 in

a = I<sub>ds</sub>/2 = 16,6678 in

$$AB = a - irc = 5,6678 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 159 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 158,8989 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 11,1011 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan  $th = 1 \text{ in}$  didapat  $sf = 1,5 - 4 \text{ in}$   
perancangan digunakan  $sf = 4 \text{ in}$

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= (1 + 11,1011 + 4) \text{ in} \\ &= 17,6086 \text{ in} \\ &= 0,4473 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + \text{tinggi head top} \\ HR &= 218,3961 \text{ in} \\ &= 18,1997 \text{ ft} \\ &= 5,5473 \text{ m} \end{aligned}$$

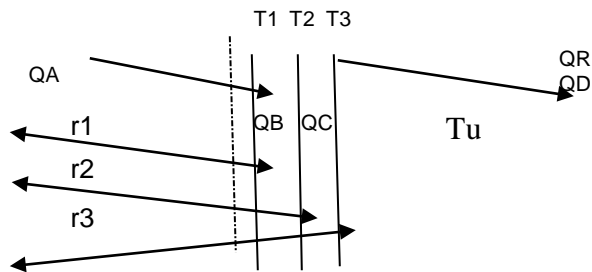
6. Tebal isolasi reaktor

a. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell =

suhu pendingin rata-rata

b. Keadaan steady state  $QA=QB=QC=(QD+QR)$

c. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

$r_1$  = jari-jari dalam reaktor

$r_2$  = jari-jari luar reaktor

$r_3$  = jari-jari isolator luar

$Q_A$  = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

$Q_B$  = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

$Q_C$  = Perp. Konduksi melalui isolator

$Q_D$  = Perp. Konveksi dari permukaan luar isolator

$Q_R$  = Perp. Panas radiasi

$T_1$  = Suhu dinding dalam reaktor

$T_2$  = Suhu dinding luar reaktor

$T_3$  = Suhu isolator luar

$T_u$  = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

\* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$



$$\varepsilon = 0,96$$

\* carbon steel :  $k_s = 41,1184 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

\* sifat-sifat fisis udara pada suhu  $T_f$  (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,8524 \text{ m}$$

$$r_2 = 2,286 \text{ m}$$

$$L = 5,1 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena  $Gr_L.Pr > 10^9$ , sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g.\beta.(T - T_4).L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2.\text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 508,2811 \text{ K}$$

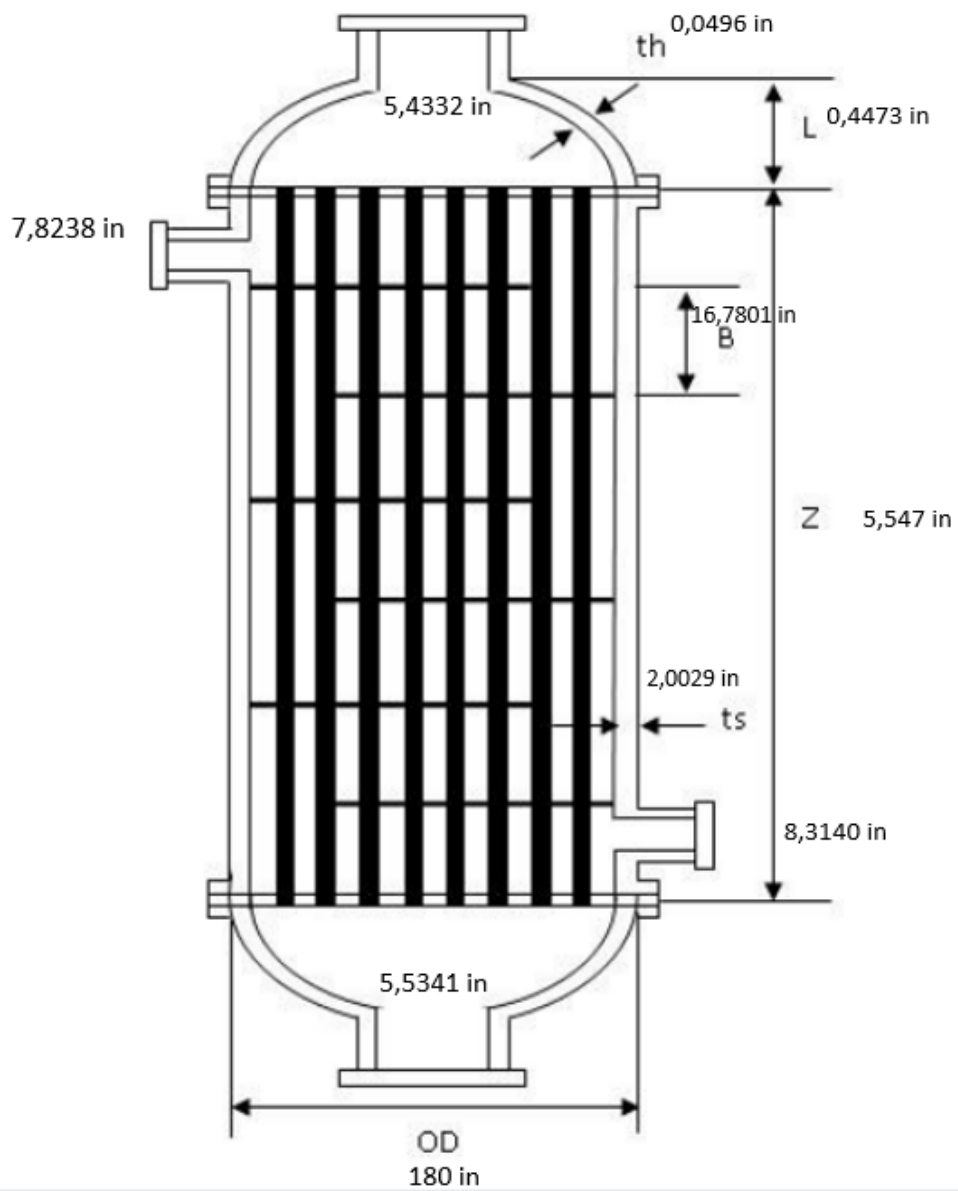
$$\text{Tebal isolasi (x)} = 0,1781 \text{ m}$$

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta 1

z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0,00	0,0000	538,1500	298,1500
0,10	0,0189	536,7558	305,1214
0,20	0,0377	535,4142	311,8498
0,30	0,0565	534,1232	318,3439
0,40	0,0752	532,8808	324,6119
0,50	0,0939	531,6853	330,6618
0,60	0,1126	530,5349	336,5013
0,70	0,1312	529,4279	342,1379
0,80	0,1498	528,3625	347,5786
0,90	0,1684	527,3375	352,8304
1,00	0,1870	526,3511	357,8999
1,10	0,2056	525,4020	362,7936
1,20	0,2242	524,4889	367,5176
1,30	0,2428	523,6105	372,0780
1,40	0,2614	522,7654	376,4804
1,50	0,2800	521,9526	380,7304
1,60	0,2986	521,1709	384,8334
1,70	0,3172	520,4192	388,7946
1,80	0,3359	519,6964	392,6189
1,90	0,3546	519,0016	396,3112
2,00	0,3734	518,3339	399,8762
2,10	0,3922	517,6922	403,3182
2,20	0,4111	517,0759	406,6417
2,30	0,4300	516,4839	409,8508
2,40	0,4490	515,9157	412,9495
2,50	0,4680	515,3703	415,9418
2,60	0,4871	514,8473	418,8314
2,70	0,5063	514,3457	421,6219
2,80	0,5256	513,8652	424,3168
2,90	0,5450	513,4050	426,9196
3,00	0,5645	512,9646	429,4335
3,10	0,5841	512,5436	431,8617
3,20	0,6039	512,1416	434,2072

3.30	0,6237	511,7580	436,4729
3.40	0,6438	511,3925	438,6619
3.50	0,6639	511,0449	440,7767
3.60	0,6843	510,7150	442,8201
3.70	0,7048	510,4025	444,7946
3.80	0,7255	510,1074	446,7029
3.90	0,7465	509,8298	448,5473
4.00	0,7676	509,5699	450,3303
4.10	0,7891	509,3279	452,0541
4.20	0,8108	509,1046	453,7210
4.30	0,8329	508,9008	455,3333
4.40	0,8553	508,7180	456,8932
4.50	0,8782	508,5583	458,4028
4.60	0,9015	508,4255	459,8644
4.70	0,9253	508,3253	461,2804
4.80	0,9496	508,2690	462,6533
4.90	0,9741	508,2811	463,9864

<b>Resume :</b>		
konversi (X) =	0,9741	
suhu gas masuk (Tin) =	538,1500	K
suhu gas keluar (Tout) =	508,2811	K
Z (panjang pipa tube) =	4,90	m
Jumlah Tube (Nt min) =	1500	buah
tekanan masuk (P in) =	33,0000	atm
tekanan keluar (P out) =	32,8487	atm
diameter shell (IDS) =	84,6726	cm
suhu pendingin masuk (Ts in) =	298,1500	K
suhu pendingin keluar (Ts out)=	463,9864	K



**LAMPIRAN B**  
**FLASH DRUM**

Fungsi : Memisahkan hasil atas reaktor berupa campuran uap dan cair diinginkan Ammonia sebagai top produk FD-01.

Jenis : Tangki silinder tegak

A. Kondisi Umpan dan Sifat Fisis Komponen

Suhu (Tf) = 40°C = 313,1500 K

Tekanan (Pf) = 33 atm = 25080 mmHg

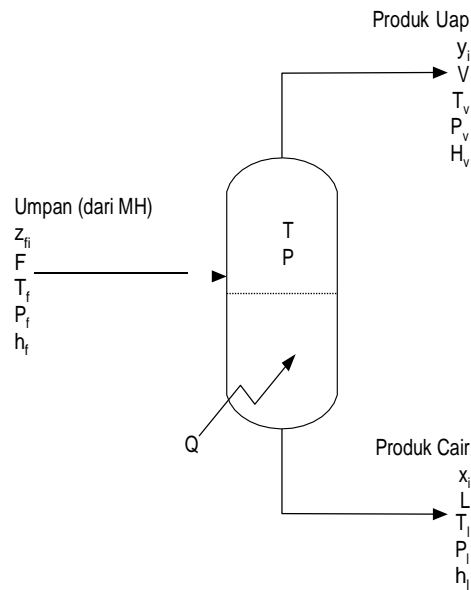
Tabel 1. Komposisi Umpan dan Sifat Fisis

Komponen	Input		Zf (fraksi mol)	T uap (titik didih)
	kg/jam	kmol/jam		Kelvin
Ammonia	3297,4230	193,6130	0,6669	239,8100
Air	794,6113	44,1059	0,1519	373,1500
EDA	2529,5540	42,0898	0,1450	390,4100
MEA	642,7531	10,5224	0,0362	444,1500
<b>Total</b>	<b>7264,3400</b>	<b>46,1264</b>	<b>1,0000</b>	

B. Distribusi Komponen

Asumsi: diinginkan Ammonia dengan kemurnian 99% sebagai hasil produk atas.

1. Tekanan sepanjang menara tetap.
2. Komponen yang titik didihnya rendah sebagai fraksi uap.
3. Relatif volatilitas dianggap konstan sepanjang menara.
4. Terjadi kesetimbangan fase.



Gambar B.2. Flash Drum

Keterangan:

$z_f$  = fraksi umpan

$F$  = umpan (kmol/jam)

$T_f$  = suhu umpan, K

$P_f$  = tekanan, atm

$h_f$  = entalpi umpan

$y_i$  = fraksi uap

$V$  = distilat (kmol/jam)

$T_v$  = suhu atas, K

$P_v$  = tekanan top, atm

$H_v$  = entalpi uap

$x_i$  = fraksi bawah

$L$  = laju bottom, kmol/jam

$T_l$  = suhu bawah

$P_l$  = tekanan bottom

$H$  = entalpi bottom

Di mana:

- $T_v = T_l = T < T_f$
- $P_v = P_l = P < P_f$
- Terjadi kesetimbangan antara fasa uap dan fasa cair
- Proses adiabatik sehingga  $Q = 0$

C. Persamaan yang digunakan dalam *Multicomponent Flash Drum*

1. Neraca Massa

Total :.....  $F = V + L$ ..... (1)

$$F \cdot Z_i = y_i \cdot V + x_i \cdot L$$

Komponen : .....(2)

2. Kestimbangan

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad \text{.....(3)}$$

$$K_i = \frac{P_i^0}{P} \quad \text{.....(4)}$$

3. Neraca Panas

$$F \cdot h_f + Q = V \cdot H_v + L \cdot h_l \quad Q = 0, \text{ sehingga}$$

$$F \cdot h_f = V \cdot H_v + L \cdot h_l \quad \text{.....(5)}$$

$$hF = f(T_f, P_f, Z_i)$$

$$hL = (T, P, X_i, \text{ cair jenuh})$$

$$HV = f(T, P, Y_i, \text{ uap jenuh})$$

$$\sum Y_i = 1,00$$

$$\sum X_i = 1,00 \quad \text{.....(6)}$$

Di mana:

$$x_i = \frac{Z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} \quad \text{.....(7)}$$

$$Y_i = \frac{K_i \cdot Z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} \quad \text{.....(8)}$$

Substitusi ke persamaan 7, 8 ke 6 sehingga diperoleh persamaan Rachford Rice, yaitu:

$$\sum_{i=1}^C \frac{(K_i - 1)z_i}{1 + (K_i - 1) \frac{V}{F}} = 0$$



#### D. Penentuan Suhu *Flash Drum*

Menentukan suhu operasi:

$$P = 33 \text{ atm} = 25080 \text{ mmHg}$$

$$T = 40^\circ\text{C} = 313,1500 \text{ K}$$

$$V/F = 0,6679$$

Tabel 2. Hasil Penentuan Suhu Operasi

Komponen	Zi	F.zi	Po	K	f (V/F)	xi	yi
	Fraksi Umpan	kmol/jam	mmHg	Po/P			
Ammonia	0,6669	193,6130	1,2529,E+25	4,9957,E+20	0,9985	0,0000	0,9985
Air	0,1519	44,1059	5,5407,E+01	2,2092,E-03	-0,4544	0,4554	0,0010
EDA	0,1450	42,0898	2,9619,E+01	1,1810,E-03	-0,4350	0,4355	0,0005
MEA	0,0362	10,5224	1,2472,E+00	4,9727,E-05	-0,1091	0,1091	0,0000
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>290,3311</b>			<b>0.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>

$$V = 0,6679 F$$

$$V = 193,9089 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 96,4222 \text{ kmol/jam}$$

#### E. Neraca Massa

Tabel 3. Neraca Massa dalam kmol/jam

Komponen	Xf	F, umpan	Yd	D, distilat	Xw	B, bottom	Mr
	Fraksi Umpan	kmol/jam	Fraksi Distilat	kmol/jam	Fraksi Bottom	kmol/jam	kg/kmol
Ammonia	0,6669	193,6130	0,9985	193,6130	0,0000	0,0000	17,031
Air	0,1519	44,1059	0,0010	0,1951	0,4554	43,9108	18,016
EDA	0,1450	42,0898	0,0005	0,0997	0,4355	41,9901	60,099
MEA	0,0362	10,5224	0,0000	0,0011	0,1091	10,5214	61,084
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>290,3311</b>	<b>1,0000</b>	<b>193,9089</b>	<b>1,0000</b>	<b>96,4222</b>	<b>248,2300</b>

Tabel 4. Neraca Massa dalam kg/jam

Komponen	Xf	F, umpan	Yd	D, distilat	Xw	B, bottom	Mr
	Fraksi Umpan	kg/jam	Fraksi Distilat	kg/jam	Fraksi Bottom	kg/jam	kg/kmol
Ammonia	0,6669	193,6130	0,9971	3297,423	0,0000	0,0000	17,0310
Air	0,1519	44,1059	0,0011	3,5147	0,1999	791,0966	18,0160
EDA	0,1450	42,0898	0,0018	5,9934	0,6377	2523,5606	60,0990
MEA	0,0362	10,5224	0,0000	0,0643	0,1624	642,6888	61,0840
<b>Total =</b>	<b>1,0000</b>	<b>290,3311</b>	<b>1,0000</b>	<b>3306,995</b>	<b>1,0000</b>	<b>3957,3460</b>	<b>248,2300</b>

Tabel 5. Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
Ammonia	3297,4230	3297,4230	0,0000
Air	794,6113	3,5147	791,0966
EDA	2529,5540	5,9934	2523,5606
MEA	642,7531	0,0643	642,6888
-	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Subtotal</b>	<b>7264,3400</b>	<b>3306,9954</b>	<b>3957,3460</b>
<b>Total</b>	<b>7264,3400</b>	<b>7264,3400</b>	

## F. Perhitungan Neraca Panas

Tabel 6. Data Kapasitas Panas *Liquid*

Komponen	A	B	C	D	cP (J/mol K)	Q
Ammonia	-182,1570	3,3618,E+00	-1,4398,E-02	2,0371,E-05	-1,3490,E+02	1,9361,E+02
Air	92,0530	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07	9,1408,E+01	4,0140,E+03
EDA	-28,8010	1,5005,E+00	-4,0172,E-03	4,0670,E-06	-7,1836,E+00	-3,0154,E+02
MEA	23,1110	1,2283,E+00	-3,1218,E-03	3,0714,E-06	4,0843,E+01	4,2973,E+02
<b>Total</b>					<b>-9,8330</b>	<b>4335,7951 kj/jam 1036,281032 kkal/jam</b>

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel 7. Data Kapasitas Panas *Vapour*

Komponen	A	B	C	D	E	cP (J/mol K)	Q
Ammonia	33,5730	-1,2581,E-02	8,8900,E-05	-7,1783,E-08	1,8569,E-11	3,3404,E+01	193,6130
Air	33,9330	-8,4200,E-03	2,9900,E-05	-1,7800,E-08	3,6900,E-12	3,3813,E+01	1484,9664
EDA	10,2490	3,2500,E-01	-1,9900,E-04	6,3600,E-08	-8,7100,E-12	1,5079,E+01	633,2863

Komponen	A	B	C	D	E	cP (J/mol K)	Q
MEA	-0,5550	3,7000,E-01	-3,2000,E-04	1,5800,E-07	-3,2300,E-11	4,9235,E+00	51,8035
<b>Total</b>						<b>87,2204</b>	<b>2363,6691 kj/jam</b>
							<b>564,931107 kkal/jam</b>

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 8. Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	Tc	n	V, mol	dHvap (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
Ammonia	31,5230	405,6500	0,3640	1,936,E+02	2,8341	5,487,E+02
Air	52,0530	647,1300	0,3210	4,411,E+01	10,8191	4,772,E+02
EDA	57,5200	593,0000	0,3380	4,209,E+01	11,1656	4,700,E+02
MEA	74,0240	638,0000	0,3040	1,052,E+01	14,4007	1,515,E+02
<b>Total</b>					<b>39,2196</b>	<b>1647,3909 kj/jam</b>
						<b>393,7363107 kkal/jam</b>

$$H_{vap} = A(1-T/T_c)^n$$

(Chemical Properties Handbook, Carl L Yaws)

Tabel 9. Data Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Q Umpan	1036,2810	-
Q Produk	-	1601,2121
Q Steam	958,6674	-
Q Pemanas	-	393,7363
<b>Total</b>	<b>1994,9485</b>	<b>1994,9485</b>

### G. Perhitungan Dimensi Drum

Tabel 10. Neraca Massa dengan Pembagian Output

Komponen	BM	Umpan		Cair		Gas	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Ammonia	17,031	3297,4230	193,6130	0,0000	0,0000	3297,423	193,6130
Air	18,016	794,6113	44,1059	791,0966	43,9108	3,5147	0,1951
EDA	60,099	2529,5540	42,0898	2523,5606	41,9901	5,9934	0,0997
MEA	61,084	642,7531	10,5224	642,6888	10,5214	0,0643	0,0011
<b>Subtotal</b>		<b>7264,3414</b>	<b>290,3311</b>	<b>3957,3460</b>	<b>96,4222</b>	<b>3306,995</b>	<b>193,9089</b>
<b>Total</b>		<b>7264,3414</b>		<b>7264,3414</b>			

Tabel 11. Nilai Fraksi Bottom dan Distilat dengan Berat Molekul

Komponen	Xi	Yi	Xi.BM	Yi.BM
	kmol/jam	kmol/jam		
Ammonia	0,0000	0,99847	0,0000	17,0050
Air	0,4554	0,00101	8,2045	0,0181
EDA	0,4355	0,00051	26,1720	0,0309
MEA	0,1091	0,00001	6,6654	0,0003

Tabel 12. Data-Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	T	$\rho$ (g/ml)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
Ammonia	0,2369	0,2547	0,2887	405,6500	313,1500	0,2592	259,2193
Air	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	313,1500	0,4201	420,1044
EDA	0,2277	0,2073	0,2017	593,0000	313,1500	0,2645	264,4927
MEA	0,2715	0,2241	0,2015	638,0000	313,1500	0,3165	316,5286
<b>Total</b>						<b>1,2603</b>	<b>1260,3450</b>

$$\rho = A.B^{-(1-T/Tc)^n}$$

(Yaws, 1999)

Tabel 13. Nilai Fraksi Bottom dan Distilat dengan Densitas

Komponen	Xi	Xi.rho	Yi	Yi.rho
		kg/m <sup>3</sup>		kg/m <sup>3</sup>
Ammonia	0,0000	0,0000	0,9985	258,8238
Air	0,4554	191,3159	0,0010	0,4227
EDA	0,4355	115,1816	0,0005	0,1360
MEA	0,1091	34,5389	0,0000	0,0017
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>341,0365</b>	<b>1,0000</b>	<b>259,3842</b>

Umpan Gas

Konstanta gas = 0,08206 m<sup>3</sup> atm/kmol. K

Densitas gas =  $P/(R.T) = 1,2842 \text{ kmol/m}^3 = 21,9011 \text{ kg/m}^3$

1. Maximum Design Vapour Velocity ( $u_v, \text{max}$ )

$$U_v = 0,0035(r_l/r_v)^{0,5}$$

$$U_v = 0,1381 \text{ m/detik}$$

(Coulson and Richardson, 1983:363)

2. Laju Alir Volumetrik Uap (V)

$$Q_v = \frac{V_w}{(3600 \cdot \rho_v)} \quad Q_v = 0,0419 \text{ m}^3/\text{detik}$$

3. Luas Penampang Drum

$$A = \frac{Q_v}{U_v} \quad A = 0,3037 \text{ m}^2$$

4. Diameter Drum

$$D = \left( \frac{4A}{3,14} \right)^{0,5} \quad D = 0,6220 \text{ m}$$

Dipilih  $D = 0,7000 \text{ m}$

5. *Disengagement Space*

$$H_v = 1,5D \quad H_v = 1,0500$$

(Evans, F.L, 1974:156)

6. Laju Alir Cairan

$$Q_l = \frac{L_w}{(3600 \cdot \rho_l)} \quad Q_l = 0,0032 \text{ m}^3/\text{detik}$$

7. *Hold Up* Cairan

$$t = 2 \text{ menit} = 120 \text{ detik (Coulson and Richardson, 1983:363)}$$

8. Volume Cairan

$$V_l = Q_l \cdot t \quad V_l = 0,3868 \text{ m}^3$$

9. Tinggi Cairan

$$H_l = \frac{V_l}{A} \quad H_l = 1,2737 \text{ m}$$

Jarak *feed nozzle* dengan permukaan cairan  
 $nf = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$   
 (Evans, F.L, 1974:156)

10. Tinggi Total Drum

$$H = H_l + H_v + nf \quad H = 2,3491 \text{ m}$$

$H/D = 3,3558$  (Syarat terpenuhi  $H/D$  yaitu 3-5)  
 (Evans, F.L, 1974:155)

a. Menentukan Tebal *Shell*

$$D_i = 0,7000 \text{ m}$$

$$P_i = 1,1 \times P = 36,3000 \text{ atm} = 3,6781 \text{ N/mm}^2$$

Jenis bahan yang digunakan adalah SA-249 TP 317 dengan kandungan 18 Cr-13 Ni-4 Mo (Appendix D, Brownell: 1959).

$$S = 16000 \text{ psi} = 110,3168 \text{ N/mm}^2$$

$$\text{Efficiency pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 2 \text{ mm}$$

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i}$$

$$t = 16,0596 \text{ mm}$$

*Thick Head Design* (Coulson, Vol.6 : 2008)

1. *Hemispherical Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE - 0,4P_i} \quad t = 8,8914 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.43)$$

2. *Ellipsoidal Heads*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 0,2P_i} \quad t = 15,7828 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.45)$$

3. *Torispherical Heads*

$$t = \frac{0,885P_i R_c}{SE - 0,1P_i} \quad R_c = D_i \quad t = 26,3956 \text{ mm} \quad \dots\dots(13.45)$$

4. *Flat Ends*

$$t = D_e \sqrt{\frac{CP_i}{SE}} \quad C = \text{full gasket} = 0,25 \quad D_e \text{ (m)} = \text{bolt circle dia} = 1,7 \quad t = 170,3450 \text{ mm}$$

Sehingga dipilih *Ellipsoidal Heads*

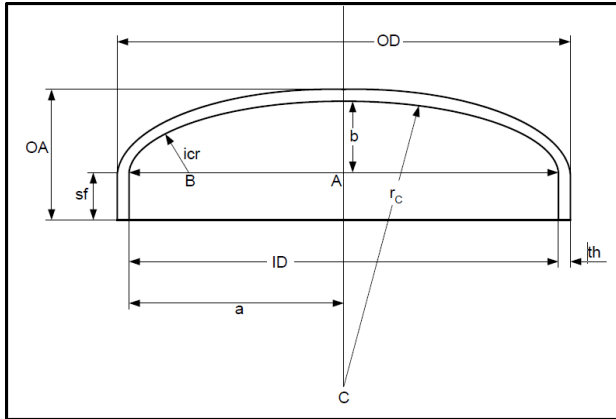
$$t \text{ tangki} = 16,0596 \text{ mm} = 0,6323 \text{ inch}$$

$$t \text{ head} = 15,7828 \text{ mm} = 0,6214 \text{ inch}$$

$$t \text{ bottom} = 15,7828 \text{ mm} = 0,6314 \text{ inch}$$

$$\text{Dipilih} = 3/16 \text{ inch} = 0,1875 \text{ inch} = 0,0048 \text{ m}$$

b. Menghitung Tinggi *Head/Bottom Flash Drum*



(Brownell, 1959)

Table 5.8. Typical Standard Straight Flange for ASME Code Flanged and Dished Heads

Thickness, in.	Standard Straight Flange, in.	Recommended Max Straight Flange, in.
3/16	1 1/2 - 2 1/4	"
1/4	1 1/2 - 2 1/4	"
5/16	1 1/2 - 3	"
3/8	1 1/2 - 3	"
7/16	1 1/2 - 3	"

Tabel hanya berlaku untuk *Ellipsoidal Head*

Table 26. Karakteristik *Ellipsoidal Head*

Karakteristik		Satuan	
Untuk tebal head 3/16 inch, <i>standard straight flange</i> (sf) = 1,5 – 2,25		2	inch
Dipilih sf =		2	
OD head =	ID vessel + 2. tebal tangki =	0,7095	Meter
	OD =	27,9341	inch
	icr =	1	inch
	r =	15	inch
BC =	r – icr =	14	inch
AB =	(ID/2) – icr =	12,7795	inch
AC =	$(BC^2 - AB^2)^{0,5} =$	5,7170	inch
b =	r – AC =	9,2830	inch
Tinggi head (OA) =		Tebal head + b + sf	
	=	11,4705	inch
	=	0,2914	inch

c. Menghitung Luas Permukaan Dinding Luar

$$dinding\ vessel = \pi (D + 2 t_h) H = 5,2361\ m^2$$

$$dinding\ head = 2 \left( \frac{1,22\pi}{4 (D + 2 t_h)^2} \right) = 0,9648\ m^2$$

$$Luas\ total = dinding\ vessel + dinding\ head = 6,2009\ m^2$$

$$tinggi\ total = H + 2 \cdot OA = 2,9318\ m$$

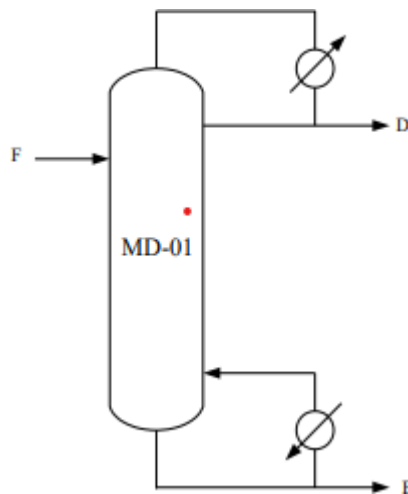


## LAMPIRAN C MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan *Ethylenediamine* dan air dari *Monoethanolemine*

Jenis : *plate tower* dengan *sieve tray*

Gambar :



### 1. Menentukan Kolom Distilasi

Dalam merancang Menara distilasi ini dipilih jenis *plate tower* dengan *sieve tray* karena beberapa pertimbangan berikut :

- A. Diperkirakan diameter kolom lebih dari 3 ft
- B. Rentang laju alir cukup besar dan tanpa menyebabkan *flooding*

Pada Menara distilasi ini digunakan jenis *tray sieve tray* dikarenakan beberapa pertimbangan berikut :

- A. Kapasitas uap dan cairannya cukup besar.
- B. Pressure drop rendah dan efisiensi tinggi
- C. Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah
- D. Biaya perawatan mudah karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana

### 2. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Pada perancangan Menara distilasi ini digunakan bahan konstruksi *Stainless Steel* karena beberapa pertimbangan :

- A. Umpan yang masuk ke kolom bersifat korosif

B. Struktur kuat

C. Harga yang terjangkau

3. Menentukan Jumlah *Plate* dan *Feed Plate*

**Umpan Masuk Menara (F)**

<b>KOMPONEN</b>	<b>kg/jam</b>	<b>kmol/jam</b>	<b>fraksi mol</b>
Air	791,0970	43,9108	0,4554
EDA (LK)	2.523,5630	41,9901	0,4355
MEA (HK)	642,6892	10,5214	0,1091
<b>TOTAL</b>	<b>3957,3492</b>	<b>96,4223</b>	<b>1,0000</b>

**Hasil Atas Menara (D)**

<b>KOMPONEN</b>	<b>kg/jam</b>	<b>kmol/jam</b>	<b>fraksi mol</b>
Air	783,186003	43,471692	0,5049
EDA (LK)	2498,32739	41,570199	0,4828
MEA (HK)	64,2689197	1,05214	0,0122
<b>TOTAL</b>	<b>3345,782313</b>	<b>86,094031</b>	<b>1,0000</b>

**Hasil Bawah Menara (B)**

<b>KOMPONEN</b>	<b>kg/jam</b>	<b>kmol/jam</b>	<b>fraksi mol</b>
Air	7,9109697	0,439108	0,0425
EDA (LK)	25,235630	0,419901	0,0407
MEA (HK)	578,42027	9,46926	0,9168
<b>TOTAL</b>	<b>611,566878</b>	<b>10,328269</b>	<b>1,0000</b>

### Jumlah Plate Minimum

Menggunakan persamaan *Fenske* berikut, dapat dihitung *stage* minimal untuk kolom distilasi :

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_d \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_b \right]}{\log \alpha_{Avg}}$$

Dengan :

$X_{Lk} : H_k$  = fraksi mole komponen kunci ringan : berat

$\alpha_{Lk-Hk}$  = sifat penguapan relatif komponen ringan terhadap kunci berat

$$N_{min} = \frac{\log \left( \frac{0,4828}{0,0122} \right) \left( \frac{0,9168}{0,0407} \right)}{\log(6,0900)} = 7,3489 \quad (\text{Coulson \& Richardson's, vol. 6})$$

### Menentukan Harga Rmin

$$R_{min} + 1 = \frac{\sum(\alpha_i \cdot X_{i,d})}{(\alpha_i - \theta)}$$

$$\theta = 1,1619$$

Komponen	$X_{i,f}$	$\alpha_{avg}$	$(\alpha_i \cdot X_{i,d}) / (\alpha_i - \theta)$
Air	0,1999	11,4765	0,2605
EDA (LK)	0,6377	6,3505	0,9139
MEA (HK)	0,1624	1,0000	-0,1186
<b>TOTAL</b>			<b>1,1744</b>

$$R_{m+1} = 1,1744$$

$$R_m = 1,1744 - 1 = 0,1744$$

$$R_m / (R_m + 1) = 0,1485$$

R optimum berkisar antara 1.2 sampai 1.5  $R_m$ , pada umumnya digunakan 1,5  $R_m$ .

$$\begin{aligned}
 R &= 1,5 \\
 R_{min} &= R_m \times R \\
 &= 0,1744 \times 1,5 \\
 &= 0,2616
 \end{aligned}$$

### Menghitung Jumlah *Stage* Teoritis

$$\begin{aligned}
 R/R+1 &= 0,2073 \\
 R_m/R_{m+1} &= 0,1485 \\
 N_m &= 7,3489 \\
 N_m/N &= 0,2800 \\
 N &= \frac{N_m}{N_m/N} = 26,2460 \approx 27
 \end{aligned}$$

### Menentukan Efisiensi

Menghitung viskositas *top* menggunakan persamaan  $\log \mu = A+B/T+CT+DT^2$ .

KOMPONEN	A	B	C	D	$\mu_i$	x <sub>id</sub>	$\mu_i \cdot x_{id}$
Air	-10,2158	1.792,500	0,017730	-0,0000126	2,6E-01	0,505	1,3E-01
EDA (LK)	-18,3052	2.961,700	0,037865	-0,0000219	5,1E+00	0,483	2,5E+00
MEA (HK)	-13,1818	2.859,600	0,020826	-0,0000142	1,6E+00	0,012	1,9E-02
<b>TOTAL</b>					<b>7,0E+00</b>	<b>1,000</b>	<b>2,6E+00</b>

Menghitung viskositas *bottom* menggunakan persamaan yang sama diperoleh:

KOMPONEN	A	B	C	D	$\mu_i$	x <sub>ib</sub>	$\mu_i \cdot x_{ib}$
Air	-10,2158	1.792,500	0,017730	-0,000012631	0,1724	0,0425	0,0073
EDA (LK)	-18,3052	2.961,700	0,037865	-0,000021965	6,4288	0,0407	0,2614
MEA (HK)	-13,1818	2.859,600	0,020826	-0,000014230	0,6039	0,9168	0,5536
<b>TOTAL</b>					<b>7,2242</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,8223</b>

(Yaws, 1999)

Maka,

$$\mu \text{ avg} = \frac{2,60+0,822}{2} = 1,7127$$

$$\alpha_{LK} \text{ avg} = 1,0000$$

Dihitung dengan persamaan empiris *O'Connell* :

$$E_o = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a) \quad (11.67)$$

(*Coulson & Richardson's, vol. 6*)

$$E_o = 51 - 32,5 \log (1,7127 \times 1,0000)$$

$$= 43,4051 \% \approx 0,434051$$

### **Menghitung Jumlah Plate Actual**

$$N \text{ teoritis} = 27$$

$$\text{Efisiensi plate} = 0,434051$$

$$N_{\text{actual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{\text{Efisiensi plate}}$$

$$N \text{ actual} = 27/0,434051 = 62,2046 \text{ stage}$$

Jumlah *N actual*, 63 stage dengan *reboiler* atau 62 stage tanpa *reboiler*.

### **Menentukan Feed Plate**

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

(*Coulson & Richardson's, vol. 6*)

$$\text{Log}(N_r/N_s) = -0,0647295$$

$$N_r/N_s = 0,861530$$

$$N_r + N_s = 62$$

$$N_s = \frac{N_r + N_s}{1 + N_r/N_s} = \frac{62}{1,86153} = 33,3059 \approx 34 \text{ stage dari bawah}$$

$N_r = 28,6941 \approx 29 \text{ stage dari atas}$ , sehingga ditentukan *feed tray* pada *tray* dari atas.

#### 4. Menghitung Kondisi Operasi

##### ➤ Kondisi Operasi Atas

Didapatkan tekanan atas = 1 atm dan suhu atas = 380,2292164 K

KOMPONEN	x <sub>id</sub>	log <sub>10</sub> p <sub>o</sub>	p <sub>o</sub>	k	x	α
Air	0,5049	6,9E+00	973,1383	1,2804	0,6465	14,3147
EDA (LK)	0,4828	6,3E+00	554,6266	0,7298	0,3524	8,1585
MEA (HK)	0,0122	4,2E+00	67,9817	0,0894	0,0011	1,0000
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,7E+01</b>	<b>1595,7466</b>	<b>2E+00</b>	<b>1,0000</b>	<b>23,47</b>

##### ➤ Kondisi Operasi Umpan

Didapatkan tekanan umpan = 1 atm dan suhu umpan = 109,8694445 K

KOMPONEN	x <sub>if</sub>	mol	log <sub>10</sub> P	p <sub>o</sub>	k	z
Air	0,4554	43,9108	6,98E+00	1069,7025	1,4075	0,6410
EDA (LK)	0,4355	41,9901	6,41E+00	607,1997	0,7989	0,3479
MEA (HK)	0,1091	10,5214	4,35E+00	77,2759	0,1017	0,0111
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>	<b>96,4223</b>	<b>1,77E+01</b>	<b>1754,1781</b>	<b>2,3081</b>	<b>1,0000</b>

##### ➤ Kondisi Operasi Bawah

Didapatkan tekanan bawah = 1 atm dan suhu bawah = 431,6874782 K

KOMPONEN	x <sub>ib</sub>	log <sub>10</sub> p <sub>o</sub>	p <sub>o</sub>	k	y	α
Air	0,0425	8,4E+00	4469,8128	5,8813	0,2500	8,6383
EDA (LK)	0,0407	7,7E+00	2350,5334	3,0928	0,1257	4,5426
MEA (HK)	0,9168	6,2E+00	517,4387	0,6808	0,6242	1,0000
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>	<b>22,416</b>	<b>7337,785</b>	<b>9,655</b>	<b>1,000</b>	<b>14,181</b>

## 5. Menentukan Dimensi Menara

### Menentukan Diameter Menara

Menghitung berdasarkan kecepatan uap maksimal dari persamaan 11.79 dan 11.80 buku *Coulson & Richardson's*.

$$U_v = (0.1711 s^{-2} + 0.271 s^{-1} - 0.047) \left[ \frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{0.5} \quad D_c = \sqrt{\frac{4 V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}$$

(*Coulson & Richardson's, vol. 6*)

Dengan :

$U_v$  = Kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang  
total menara, m/s

$V_w$  = Kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

$I_s$  = *Plate spacing*, m

$D_c$  = Diameter kolom, m

#### ➤ *Enriching Section*

Densitas cairan ( $\rho_L$ ) = 331,10 kg/m<sup>3</sup>

BM campuran = 38,86 kg/kmol

Densitas uap ( $\rho_V$ ) =  $\frac{BM \times P}{R \times T}$   
= 0,0012 kg/lit = 1,2456 kg/m<sup>3</sup>

$U_v$  = 0,6884 m/s

$V_w$  = 4220,9239 kg/jam

$D_c$  = 1,3198 m

#### ➤ *Stripping Section*

Densitas cairan ( $\rho_L$ ) = 301,18 kg/m<sup>3</sup>

BM campuran = 59,21 kg/kmol

Densitas uap ( $\rho_V$ ) =  $\frac{BM \times P}{R \times T}$   
= 0,0016 kg/lit = 1,6716 kg/m<sup>3</sup>

$U_v$  = 0,5662 m/s

$V_w$  = 5257,8431 kg/jam

$D_c$  = 1,4020 m

## Perancangan Plate

### ➤ Panjang weir

Parameter	Seksi <i>Enriching</i>	Seksi <i>Stripping</i>
- Diameter <i>coloumn</i>	1,3198 m	1,4020 m
- Luas penampang <i>coloumn</i> ( $A_c$ )	1,3674 m <sup>2</sup>	1,5430 m <sup>2</sup>
- Luas <i>downcomer</i> ( $A_d$ ) = 0.12 $A_c$	0,1641 m <sup>2</sup>	0,1852 m <sup>2</sup>
- Luas <i>net area</i> ( $A_n$ ) = $A_c - A_d$	1,2033 m <sup>2</sup>	1,3578 m <sup>2</sup>
- Luas <i>active area</i> ( $A_a$ ) = $A_c - 2 A_d$	1,0392 m <sup>2</sup>	1,1727 m <sup>2</sup>
- Luas <i>hole area</i> ( $A_h$ ) = 0.1 $A_a$	0,1039 m <sup>2</sup>	0,1173 m <sup>2</sup>

Panjang weir ( $t_w$ ) merupakan fungsi  $A_d/A_c$  yang telah digrafikan (*fig 11.31, coulson*). Untuk  $A_d = 0,12A_c$ , diperoleh  $t_w/D_c = 0,78$ . Sehingga

$$t_w (\text{Enriching}) = 1,0295 \text{ m}$$

$$t_w (\text{Stripping}) = 0,5563 \text{ m}$$

Dalam perancangan dipilih :

$$\text{Take weir height (hw)} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (Dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness / tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

### ➤ Cek Weeping

#### ○ *Enriching section*

$$V = 4220,9239 \text{ kg/jam}$$

$$L = 875,1415 \text{ kg/jam}$$

$$\text{max how} = 5,9869 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} = 4,2589 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min. how} + \text{hw} = 54,2589 \text{ mm}$$

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - d_h)]}{(\rho v)^{0.5}} = 6,6703 \text{ m/s}$$



$$Q_v = (V. \text{ BM vapour}) / \rho V$$

$$= 3388,7435 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,9413 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_h = (0.8 Q_v) / A_h$$

$$= 7,2463 \text{ m/s,}$$

$V_h > U_{hmin}$  sehingga tidak terjadi *weeping*

○ *Stripping section*

$$V = 159,9648 \text{ kg/jam}$$

$$L = 771,5317 \text{ kg/jam}$$

$$\text{max how} = 4,0436 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} = 44,5547 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min. how} + h_w = 117,4157 \text{ mm}$$

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0.90.(25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

$$= 6,2220 \text{ m/s}$$

$$Q_v = (V. \text{ BM vapour}) / \rho V$$

$$= 95,6947 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02658 \text{ m}^3/\text{s}$$

(Coulson & Richardson's, vol. 6)

➤ *Plate Pressure Drop*

Dalam menghitung *plate pressure drop* digunakan persamaan :

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$
$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

(Coulson & Richardson's, vol. 6)

Dengan :

$U_h$  = kecepatan uap melalui hole, m/s

$C_o$  = koefisien *discharge sieve plate*

$C_o$  merupakan fungsi tebal *plate*,  $d_{hole}$  dan perbandingan *area hole* dan *active area*.

○ *Enriching section*

$$U_h \text{ max} = 9,0579 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1$$

$$\text{Tebal plate/ } d_h = 1$$

$$H_d = 22,3090 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 37,7531 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 116,0490 \text{ mm liquid}$$

○ *Stripping section*

$$U_h \text{ max} = 0,2267 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1$$

$$\text{Tebal plate/ } d_h = 1$$

$$H_d = 0,0206 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 41,5031 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 95,5673 \text{ mm liquid}$$

➤ *Total Pressure Drop*

Dalam menghitung total *pressure drop*, dipilih harga  $h_t$  yang paling besar, yaitu dari seksi *enriching*.

$$H_t = 116,0490 \text{ mm liquid}$$

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} \times h_t \times \rho_L$$

$$= 376,9361 \text{ Pa} = 0,0037 \text{ atm}$$

➤ Menentukan jumlah *hole*

$$\begin{aligned} \text{Luas satuan } hole &= \pi/4 (dh)^2 \\ &= 0,000019625 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah } hole \text{ bawah} = 5975,4203$$

$$\text{Jumlah } hole \text{ atas} = 5295,3931$$

### ***Downcomer Liquid Back Up***

$$\begin{aligned} \text{Hap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 40 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{Aap } top = 0,0412 \text{ m}^2$$

$$\text{Aap } bottom = 0,0223 \text{ m}^2$$

$$\text{Ad } top = 0,1641 \text{ m}^2$$

$$\text{Ad } bottom = 0,1852 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 166 \cdot \left[ \frac{L_{wd}}{\rho L A m} \right]^2$$

(Coulson pers 11.92)

Dengan :

$L_{wd}$  = kecepatan alir cairan pada *downcomer*

$H_{dc}$  = *headloss* pada *downcomer*

$$\text{Top } h_{dc} = 0,0528 \text{ mm}$$

$$H_b = 172,0886 \text{ mm}$$

$$\text{Bottom } h_{dc} = 0,1697 \text{ mm}$$

$$H_b = 149,7807 \text{ mm}$$

➤ Cek *resident time*

$$tr = \frac{Ad \cdot h_b \cdot \rho L}{L_{wd}}$$

(Coulson pers 11.95 p 470)

$$\text{Top } tr = 38,4600 \text{ s}$$

$$\text{Bottom } tr = 38,9744 \text{ s}$$

➤ *Maximum vapour velocity*

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \qquad u_f = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Dimana :

$L_w$  = kec aliran cairan kg/s

$V_w$  = kec aliran uap kg/s

$F_{lv}$  = faktor aliran cairan uap

$U_f$  = kec *flooding* uap m/s

$K$  = konstanta yg merupakan fungsi  $F_{lv}$  dan  $L_t$

(*Coulson p 454 pers 11.81 & 11.82*)

○ Seksi *Enriching*

Dari perhitungan diperoleh :

$$F_{lv} = 0,0127$$

Dari fig 11.27 *coulson* untuk *tray spacing* 0.45 maka  $k = 0,07$ , karena *maximal superficial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$U_f = 1,4646 \text{ m/s, agar tidak terjadi } \textit{flooding}, \text{ diambil}$$

$$85\%$$

$$= 0,85 \times 1,4646 \text{ m/s}$$

$$= 1,2449 \text{ m/s}$$

○ Seksi *Stripping*

Dari perhitungan diperoleh :

$$F_{lv} = 0,3593$$

Dari fig 11.27 *coulson* untuk *tray spacing* 0.45 maka  $k = 0,07$ , karena *maximal superficial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$U_f = 0,9370 \text{ m/s, agar tidak terjadi } \textit{flooding}, \text{ diambil}$$

$$85\%$$

$$= 0,85 \times 0,9370 \text{ m/s}$$

$$= 0,7964 \text{ m/s}$$

➤ *Check entrainment*

○ *Seksi Enriching*

$$U_v = 0,7823 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = 53,4122\%$$

$$\Psi = 0,0026$$

○ *Seksi Stripping*

$$U_v = 0,0196 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = 2,0893\%$$

$$\Psi = 0,02$$

**Menentukan Tebal Dinding Menara**

➤ *Tebal Shell*

Diameter Menara

○ *Seksi enriching* = 51,9612 in

○ *Seksi stripping* = 55,1968 in

Tekanan perancangan = 16,17 Psia

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA 167 grade 3*

$$T_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

(*Brownell, P.254*)

○ *Seksi Enriching*

$$T_s = 0,1666 \text{ in}$$

Dipakai tebal *shell* standar = 3/16 in

$$OD = ID + 2 t$$

$$= 52,3362 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7, *Brownell - Young*, OD yang sesuai adalah : 54 in

$$ID \text{ koreksi} = OD - 2 t$$

$$= 53,625 \text{ in}$$

○ *Seksi Stripping*

$$T_s = 0,1691 \text{ in}$$

Dipakai tebal *shell* standar = 3/16 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 55,5718 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7, *Brownell - Young*, OD yang sesuai adalah : 60 in

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t \\ &= 59,525 \text{ in} \end{aligned}$$

➤ **Tebal Head**

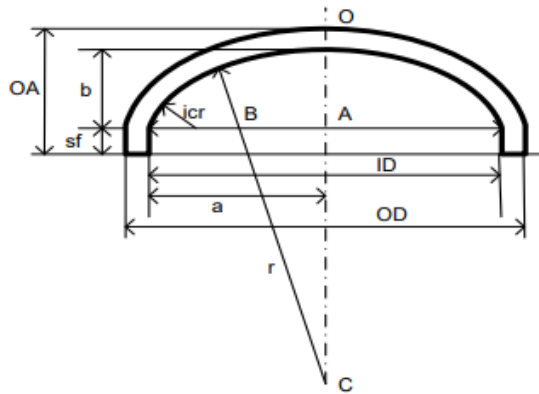
Pada perancangan menara distilasi ini jenis *head* yang dipilih adalah *torispherical dished head*.

$$Th = \frac{0.885 P \cdot ri}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

(*Brownell, pers.13.12*)

Sehingga dari perhitungan diperoleh nilai  $th = 0,2974$  in, maka dipilih tebal standar  $th = 7/16$  in.

➤ **Menentukan jarak puncak dengan *straight flange***



Dari tabel 5.6, *Brownell*, *straight flange (sf)* antara (1,5-3), dipilih *straight flange (sf) = 2,5* in. Dari tabel 5.7, *Brownell - Young*, diperoleh

	<b>Seksi <i>enriching</i></b>	<b>Seksi <i>stripping</i></b>
$ri$	= 54 in	60 in
$icr$	= 3,25 in	3,625 in
$icr / OD$	= 0,06	0,06

$a =$	$ID/2$	$=$	25,9806 in	27,5984 in
$AB =$	$a - icr$	$=$	22,7306 in	23,9734 in
$BC =$	$r - icr$	$=$	50,75 in	56,375 in
$AC =$	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	$=$	45,3749 in	51,0237 in
$b =$	$r - AC$	$=$	8,6251 in	8,9763 in
$Hh = OA =$	$th + b + sf$	$=$	10,7829 in	11,1341 in

### Menentukan Tinggi Menara

$$\begin{aligned} \text{Volume head bottom} &= 0.000049 ID^3 \quad (\text{Brownell, P.88}) \\ &= 8,2402 \text{ in}^3 = 0,000135033 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{bottom}} = 0,0007116 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = 38,9745 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= Q \cdot \theta \\ &= 0,02773 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan} &= (\text{Vol. cairan} - \text{vol. head})/Ac \\ &= 0,01789 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tray spacing (Ts)} = 0,45 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom} &= (\text{Nact} - 1) Ts \\ &= 27,9 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang kosong diatas plate pertama} &= 10\% \times \text{tinggi kolom} \\ &= 2,79 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi menara} = 34,8750 \text{ m}$$

$$Hh_{\text{top}} + Hh_{\text{bottom}} = 21,9170 \text{ in} = 0,5567 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total menara} = 35,4317 \text{ m}$$

### Nozzle

Dalam menentukan ukuran dari *nozzle*, menggunakan persamaan berikut ini :

$$D_{\text{opt}} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35}$$

Dimana :

$D_{\text{opt}}$  = diameter optimum, mm

$W_m$  = kec. umpan masuk/keluar, kg/s

$\rho$  = densitas, kg/m<sup>3</sup>

Sehingga setelah dilakukan perhitungan diperoleh data sebagai berikut :

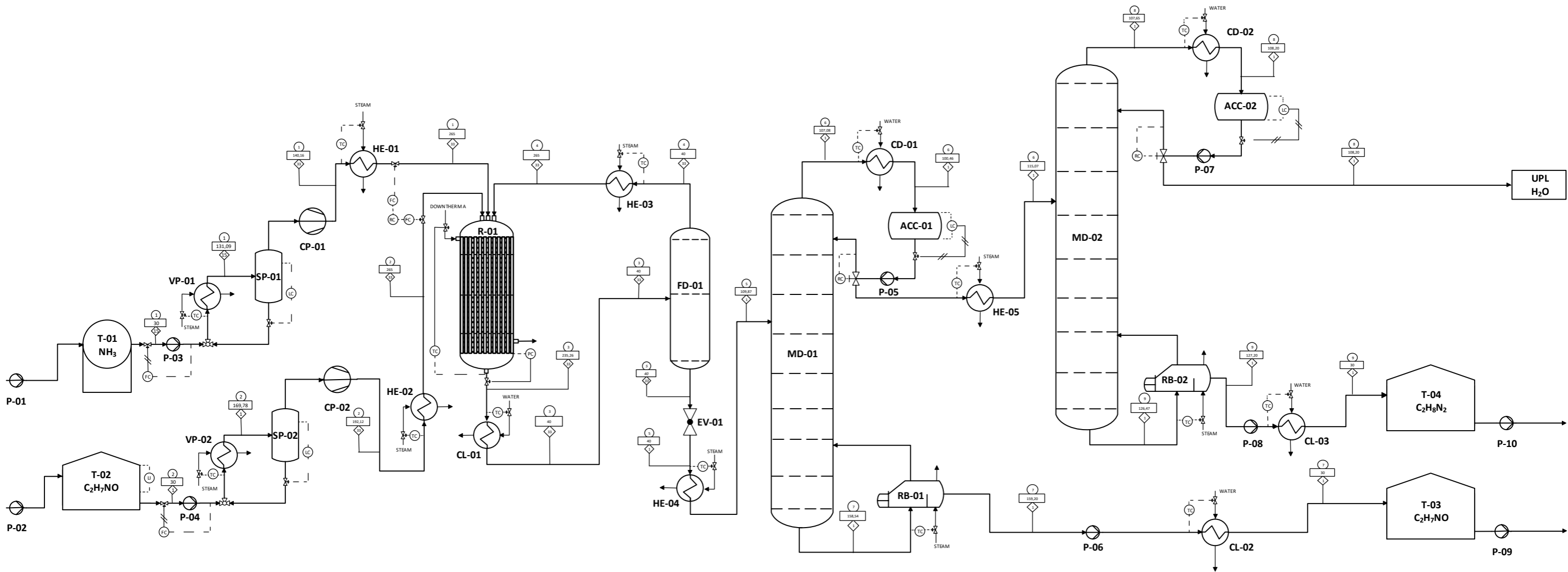
<b>Keterangan</b>	<b>D opt (mm)</b>	<b>ID (in)</b>	<b>OD (in)</b>	<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Wm (kg/s)</b>
Pipa Pemasukan Umpan	31,4829	1,38	1,66	319,5423	1,0993
Pipa Pemasukan Refluks	14,6221	0,62	0,84	331,0987	0,2431
Pipa Pemasukan Uap Boiler	39,7989	1,61	1,90	1,6762	0,04443
Pipa Pengeluaran Uap Atas	226,6115	10,02	10,75	1,2456	1,1725
Pipa Pengeluaran Cairan <i>Bottom</i>	14,1920	0,62	0,84	301,1824	0,2143



# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

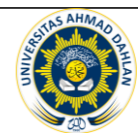
## PRARANCANGAN PABRIK ETHYLENEDIAMINE DARI MONOETHANOLAMINE DAN AMMONIA

### KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
NH <sub>3</sub>	716,8310	-	3297,4230	3297,4230	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	16,6577	16,1492	794,6113	3,5147	791,0966	783,1860	7,9110	782,4028	0,7832
C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	-	-	2529,5540	5,9934	2523,5606	2498,3274	25,2356	24,9833	2473,3441
C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	-	3213,7017	642,7531	0,0643	642,6888	64,2689	578,4203	0,6427	63,6262
<b>Total</b>	<b>733,4887</b>	<b>3229,8509</b>	<b>7264,3400</b>	<b>3306,9954</b>	<b>3957,3460</b>	<b>3345,7823</b>	<b>611,5670</b>	<b>808,0288</b>	<b>2537,7535</b>

Alat	Keterangan	Simbol	Keterangan
T	Tangki	U	Level Indicator
P	Pompa	LC	Level Control
CP	Compressor	PC	Pressure Control
VP	Vaporizer	RC	Ratio Control
SP	Separator	TC	Temperature Control
HE	Heat Exchanger	FC	Flow Control
R	Reaktor	○	Nomor Arus
CL	Cooler	◇	Tekanan (atm)
FD	Flash Drum	□	Suhu (°C)
MD	Menara Destilasi	---	Electric Connection
CD	Condensor	---	Pipping
ACC	Accumulator	---	Udara Tekanan
EV	Expansion Valve	⊗	Control Valve



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRARANCANGAN PABRIK ETHYLENEDIAMINE DARI  
MONOETHANOLAMINE DAN AMMONIA  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :  
Syahrul Dwi Adi Candra (2000020002)  
Muh. Azhar (2000020014)

Dosen Pembimbing :  
Dr. Endah Sulistiawati, S.T., M.T., IPM.

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
YOGYAKARTA  
2024