

**PRA RANCANGAN PABRIK *ETHYLENEDIAMINE*  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

Diajukan sebagai salah satu syarat menyelesaikan pendidikan  
Sarjana Terapan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan  
Jurusan Teknik Kimia  
Politeknik Negeri Ujung Pandang

MIFTHAHUL JANNA 43120005  
NURUL FADHILAH SULHAM 43120017

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG  
MAKASSAR  
2024**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **Pra Rancangan Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun** oleh Mifthahul Janna NIM 431 20 005 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 30 September 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

Pembimbing II



M. Badai, S.T., M.T  
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **Pra Rancangan Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun** oleh Nurul Fadhilah Sulham NIM 431 20 017 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 30 September 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I

Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

Pembimbing II

M. Badai, S.T., M.T  
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan

Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Selasa tanggal 8 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Mifthahul Janna NIM 431 20 005 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Ethylenediamine Kapasitas 10.000 Ton/Tahun.**

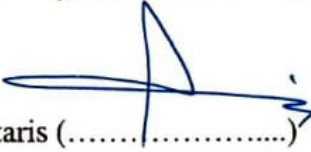
Makassar, 8 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:


1. Ir. Zulmanwardi, M.Si.

Ketua ()

2. A. Muh. Iqbal Akbar Asfar, S.T., M.T.

Sekretaris ()

3. Dr. Mahyati, S.T., M.Si.

Anggota ()

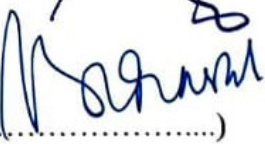
4. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.

Anggota ()

5. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng

Anggota ()

6. M. Badai, S.T., M.T

Anggota ()

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Selasa tanggal 8 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Nurul Fadhilah Sulham NIM 431 20 017 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Ethylenediamine Kapasitas 10.000 Ton/Tahun.**


Makassar, 8 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:


1. Ir. Zulmanwardi, M.Si.

Ketua  (.....)

2. A. Muh. Iqbal Akbar Asfar, S.T., M.T.

Sekretaris  (.....)

3. Dr. Mahyati, S.T., M.Si.

Anggota  (.....)

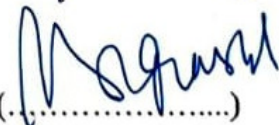
4. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.

Anggota  (.....)

5. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng

Anggota  (.....)

6. M. Badai, S.T., M.T

Anggota  (.....)

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis ucapkan kehadirat Allah *Subhanahu Wa Ta'ala*. karena berkat rahmat dan hidayah-Nya, penulis dapat menyelesaikan skripsi pra rancangan pabrik ini yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” dengan baik. Skripsi pra rancangan pabrik ini dibuat untuk memenuhi syarat akademis di Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Dalam menyelesaikan skripsi pra rancangan pabrik ini, penulis telah banyak mendapat bimbingan, saran dan bantuan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih kepada Orang tua dan segenap keluarga yang telah memberikan motivasi baik secara moril ataupun materil kepada penulis dan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

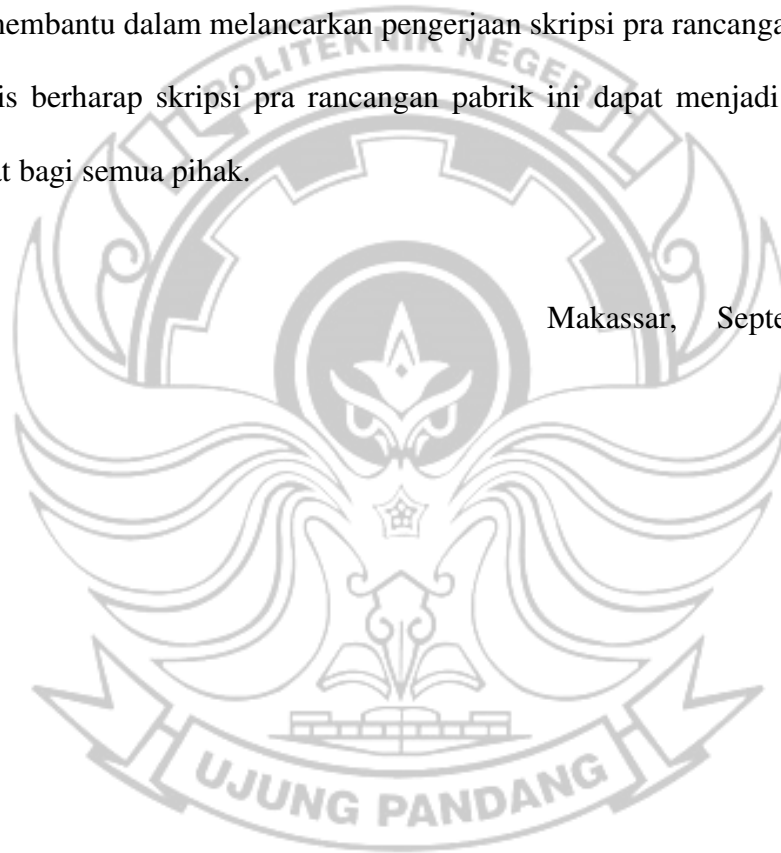
1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku Koordinator Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang dan selaku Pembimbing I yang telah mencurahkan waktu dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi pra rancangan pabrik ini.

4. Bapak M. Badai, S.T., M.T. selaku Pembimbing II yang telah mecurahkan waktu dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi pra rancangan pabrik ini.
5. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Seluruh teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang Angkatan 2020 yang telah memberikan semangat dan membantu dalam melancarkan pengerjaan skripsi pra rancangan pabrik.

Penulis berharap skripsi pra rancangan pabrik ini dapat menjadi acuan dan bermanfaat bagi semua pihak.

Makassar, September 2024

Penulis



## DAFTAR ISI

	Hal.
HALAMAN SAMBUNG.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
SURAT PERNYATAAN.....	xv
RINGKASAN.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan.....	2
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	7
1.4 Tinjauan Pustaka.....	10
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	17
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	17
2.2 Konsep Dasar Proses.....	22
2.3 Langkah Proses.....	27
BAB III NERACA MASSA.....	31
3.1 Neraca Massa Total.....	31
3.2 Neraca Massa Tiap Alat.....	33
BAB IV NERACA PANAS.....	39
4.1 <i>Furnace</i> (F-101).....	39
4.2 <i>Compressor</i> (CP-101).....	39
4.3 <i>Mixing Point</i> .....	40
4.4 Vaporizer (VP-101).....	41
4.5 <i>Heater</i> (H-101).....	41
4.6 <i>Compressor</i> (CP-102).....	42



4.7	Reaktor (R-101)	43
4.8	<i>Expansion Valve</i> (EXV-101)	43
4.9	<i>Condensor</i> (CD-101)	44
4.10	<i>Heater</i> (H-102)	45
4.11	Menara Destilasi (MD-101)	45
4.12	Menara Destilasi (MD-102)	46
4.13	Menara Destilasi (MD-103)	47
4.14	<i>Cooler</i> (CL-101)	47
4.15	<i>Cooler</i> (CL-102)	48
4.16	<i>Cooler</i> (CL-103)	49
4.17	<i>Cooler</i> (CL-104)	50
4.18	<i>Compressor</i> (CP-103)	51
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT</b>		<b>52</b>
5.1	Tangki 101 (T-101)	52
5.2	Tangki 102 (T-102)	52
5.3	Tangki 103 (T-103)	53
5.4	Tangki 104 (T-104)	54
5.5	Tangki 105 (T-105)	55
5.6	Tangki 106 (T-106)	55
5.7	<i>Furnace</i> (F-101)	56
5.8	<i>Compressor</i> (CP-101)	57
5.9	<i>Compressor</i> (CP-102)	58
5.10	Mixer (MX-101)	58
5.11	<i>Vaporizer</i> (VP-101)	59
5.12	<i>Knock Out Drum</i> (KO-101)	60
5.13	<i>Knock Out Drum</i> (KO-102)	61
5.14	<i>Heater</i> (H-101)	62
5.15	<i>Heater</i> (H-102)	62
5.16	Reaktor (R-101)	63
5.17	<i>Expansion Valve</i> (EXV-101)	64
5.18	<i>Condensor</i> (CD-101)	65

5.19	<i>Cooler</i> (CL-101) .....	65
5.20	<i>Cooler</i> (CL-102) .....	66
5.21	<i>Cooler</i> (CL-103) .....	67
5.22	<i>Cooler</i> (CL-104) .....	68
5.23	Menara Destilasi (MD-101) .....	69
5.24	Menara Destilasi (MD-102) .....	72
5.25	Pompa (P-101) .....	77
5.26	Pompa (P-102) .....	78
5.27	Pompa (P-103) .....	78
5.28	Pompa (P-104) .....	79
5.29	Pompa (P-105) .....	80
5.30	Pompa (P-106) .....	80
5.31	Pompa (P-107) .....	81
5.32	Pompa (P-108) .....	81
5.33	Pompa (P-109) .....	82
5.34	Pompa (P-110) .....	82
5.35	Blower (BL-101) .....	83
5.36	Tangki 107 (T-107) .....	83
5.37	<i>Compressor</i> (CP-103) .....	84
<b>BAB VI UTILITAS .....</b>		<b>85</b>
6.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	85
6.2	Unit Penyediaan Udara .....	89
6.3	Unit Pengadaan Listrik .....	89
6.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	91
6.5	Unit Pengolahan Limbah .....	92
6.6	Spesifikasi Alat Utilitas .....	93
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....</b>		<b>101</b>
7.1	Instrumentasi .....	101
7.2	Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup .....	104
<b>BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI .....</b>		<b>119</b>
8.1	Bentuk Perusahaan .....	119

8.2	Struktur Organisasi .....	120
8.3	Tugas dan Wewenang .....	124
8.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	129
8.5	Status Karyawan .....	131
8.6	Kualifikasi Karyawan .....	132
8.7	Sistem Penggajian .....	133
BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN .....		134
9.1	Deskripsi Tata Letak Pabrik .....	134
9.2	Tata Letak Alat Proses .....	139
BAB X ANALISA EKONOMI .....		142
10.1	Estimasi Penanaman Modal Total ( <i>Total Capital Investment</i> ) .....	142
10.2	Analisis Kelayakan .....	145
BAB XI KESIMPULAN .....		150
DAFTAR PUSTAKA .....		151
LAMPIRAN .....		155



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor <i>Ethylenediamine</i> di Indonesia Tahun 2018-2022 .....	2
Tabel 1.2 Data Impor <i>Ethylenediamine</i> di Dunia .....	3
Tabel 1.3 Kapasitas Pabrik <i>Ethylenediamine</i> di Dunia .....	3
Tabel 1.4 Total Data Impor <i>Ethylenediamine</i> di Dunia .....	4
Tabel 1.5 Pabrik Komersial MEA di Negara Lain .....	6
Tabel 1.6 Pabrik Komersial Amonia di Indonesia .....	6
Tabel 1.7 Pabrik yang Menggunakan <i>Ethylenediamine</i> di Indonesia .....	9
Tabel 1.8 Aspek Pertimbangan Pemilihan Metode Reaksi EDA .....	14
Tabel 2.1 Nilai $\Delta H^{\circ}_f$ (kJ/mol) Komponen .....	23
Tabel 2.2 Nilai $\Delta G^{\circ}_f$ Komponen .....	24
Tabel 3.1 Neraca Massa Total Pabrik <i>Ethylenediamine</i> .....	31
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor (R-101) .....	33
Tabel 3.3 Neraca Massa Knock Out Drum (KO-102) .....	34
Tabel 3.4 Neraca Massa Knock Out Drum (KO-101) .....	35
Tabel 3.5 Neraca Massa Mixer (MX-101) .....	35
Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-101) .....	36
Tabel 3.7 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-102) .....	37
Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-103) .....	37
Tabel 4.1 Neraca Panas <i>Furnace</i> (F-101) .....	39
Tabel 4.2 Neraca Panas <i>Compressor Stage 1</i> .....	40
Tabel 4.3 Neraca Panas <i>Compressor Stage 2</i> .....	40
Tabel 4.4 Neraca Panas <i>Mixing Point</i> .....	40
Tabel 4.5 Neraca Panas Vaporizer (VP-101) .....	41
Tabel 4.6 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-101) .....	42
Tabel 4.7 Neraca Panas <i>Compressor Stage 1</i> .....	42
Tabel 4.8 Neraca Panas <i>Compressor Stage 2</i> .....	42
Tabel 4.9 Neraca Panas Reaktor (R-101) .....	43
Tabel 4.10 Neraca Panas <i>Expansion Valve</i> (EXV-101) .....	44
Tabel 4.11 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-101) .....	44

Tabel 4.12 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-102) .....	45
Tabel 4.13 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101) .....	46
Tabel 4.14 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102) .....	46
Tabel 4.15 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103) .....	47
Tabel 4.16 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-101) .....	48
Tabel 4.17 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-102) A .....	48
Tabel 4.18 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-102) B .....	48
Tabel 4.19 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-103) A .....	49
Tabel 4.20 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-103) B .....	49
Tabel 4.21 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-104) A .....	50
Tabel 4.22 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-104) B .....	50
Tabel 4.23 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-104) C .....	50
Tabel 6.1 Kebutuhan Air Untuk Kebutuhan Umum .....	86
Tabel 6.2 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin .....	86
Tabel 6.3 Kebutuhan Steam Untuk Pemanas dan Penguapan Umpan .....	87
Tabel 6.4 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Proses .....	90
Tabel 6.5 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Utilitas .....	90
Tabel 6.6 Kebutuhan Listrik Total .....	91
Tabel 6.7 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	98
Tabel 7.1 Instrumen dalam Pabrik <i>Ethylenediamine</i> .....	103
Tabel 7.2 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya .....	106
Tabel 7.3 Jenis – Jenis Alat Pemadam Kebakaran .....	112
Tabel 7.4 Alat Pelindung Diri pada Pabrik <i>Ethylenediamine</i> .....	115
Tabel 8.1 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan Shift .....	130
Tabel 8.2 Kualifikasi Karyawan .....	132
Tabel 8.3 Perincian Gaji Karyawan .....	133
Tabel 9.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik .....	139
Tabel 10.1 Total <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI) .....	143
Tabel 10.2 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC) .....	143
Tabel 10.3 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC) .....	143
Tabel 10.4 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC) .....	144

Tabel 10.5 Total <i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	144
Tabel 10.6 Total <i>Working Capital Investment (WCI)</i> .....	144
Tabel 10.7 Total <i>General Expense</i> .....	145
Tabel 10.8 Biaya Produksi .....	146
Tabel 10.9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi .....	146
Tabel 10.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi .....	146



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor <i>Ethylenediamine</i> di Dunia .....	4
Gambar 1.2 Peta Daerah Pemilihan Lokasi Pabrik .....	9
Gambar 1.3 <i>Flowsheet</i> Dasar Metode <i>Ethylenedichloride</i> .....	10
Gambar 1.4 Diagram Alir Metode <i>Ethylene Glycol</i> .....	13
Gambar 3.1 Neraca Massa Arus Masuk dan Keluar Proses .....	31
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif .....	32
Gambar 3.3 Skema Neraca Massa Knock Out Drum (KO-102) .....	33
Gambar 3.4 Skema Neraca Massa Knock Out Drum (KO-102) .....	34
Gambar 3.5 Skema Neraca Massa Knock Out Drum (KO-101) .....	34
Gambar 3.6 Skema Neraca Massa Mixer (MX-101) .....	35
Gambar 3.7 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-101) .....	36
Gambar 3.8 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-102) .....	36
Gambar 3.9 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-103) .....	37
Gambar 4.1 Skema Neraca Panas <i>Furnace</i> (F-101) .....	39
Gambar 4.2 Skema Neraca Panas <i>Compressor</i> (CP-101) .....	39
Gambar 4.3 Skema Neraca Panas <i>Mixing Point</i> .....	40
Gambar 4.4 Skema Neraca Panas Vaporizer (VP-101) .....	41
Gambar 4.5 Skema Neraca Panas <i>Heater</i> (H-101) .....	41
Gambar 4.6 Skema Neraca Panas <i>Compressor</i> (CP-102) .....	42
Gambar 4.7 Skema Neraca Panas Reaktor (R-101) .....	43
Gambar 4.8 Skema Neraca Panas <i>Expansion Valve</i> (EXV-101) .....	43
Gambar 4.9 Skema Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-101) .....	44
Gambar 4.10 Skema Neraca Panas <i>Heater</i> (H-102) .....	45
Gambar 4.11 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101) .....	45
Gambar 4.12 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102) .....	46
Gambar 4.13 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103) .....	47
Gambar 4.14 Skema Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-101) .....	47
Gambar 4.15 Skema Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-102) .....	48
Gambar 4.16 Skema Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-103) .....	49

Gambar 4.17 Skema Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-104) .....	50
Gambar 8.1 Struktur Organisasi. ....	123
Gambar 9.1 Layout Pabrik (Non Skala) .....	138
Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses .....	141





## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Mifthahul Janna

NIM : 431 20 005

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 30 September 2024



Mifthahul Janna  
431 20 005

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nurul Fadhilah Sulham

NIM : 431 20 017

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 30 September 2024



Nurul Fadhilah Sulham

431 20 017

## **PRA RANCANGAN PABRIK *ETHYLENEDIAMINE* KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

### **RINGKASAN**

*Ethylenediamine* (EDA) merupakan bahan kimia yang digunakan dalam industri pestisida, pulp dan kertas, minyak pelumas dan bahan bakar minyak, farmasi, kosmetik, serta bahan pembuat tekstil dan serat. Pendirian pabrik EDA bertujuan untuk memenuhi kebutuhan EDA di dalam negeri dan ekspor ke negara tetangga seperti Malaysia, Singapura, dan Thailand.

Pabrik EDA direncanakan didirikan di kawasan *Industri Java Integrated Industrial and Port Estate* (JIPE) Gresik, Provinsi Jawa Timur dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dan beroperasi selama 330 hari/tahun. Produk samping yang diperoleh pada proses industri berupa *diethylenetriamine* (DETA) sebanyak 3.255,36 ton/tahun. Metode yang digunakan pada industri ini adalah metode reaksi *monoethanolamine* (MEA) dengan amonia. Reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed* yang beroperasi pada tekanan 30 atm dan temperatur 235°C. Kapasitas produksi membutuhkan bahan baku utama berupa *monoethanolamine* sebanyak 15.924,82 ton/tahun dan amonia sebanyak 24.864,21 ton/tahun.

Perusahaan ini berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dimana struktur organisasi yang dipakai adalah *line and staff*. Perusahaan ini dipimpin oleh seorang direktur dengan jumlah karyawan 159 orang.

Hasil perhitungan analisa ekonomi menunjukkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp149.134.952.421/tahun, *Break Event Point* (BEP) pada 43,58%, ROI sebesar 24,52%, dan POT selama 3,08 tahun. Analisa ekonomi menunjukkan bahwa pabrik EDA dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak (*feasible*) didirikan.



## **PRE DESIGN ETHYLENEDIAMINE PLANT CAPACITY 10.000 TONS/YEAR**

### **SUMMARY**

*Ethylenediamine (EDA) is a chemical used in the pesticide, pulp and paper, lubricating oil and fuel oil, pharmaceutical, cosmetic, and textile and fiber manufacturing industries. The establishment of the EDA plant aims to meet the needs of EDA in the country and exports to neighboring countries such as Malaysia, Singapore, and Thailand.*

*The EDA plant is planned to be established in the Java Integrated Industrial and Port Estate (JIPE) Gresik Industrial area, East Java Province with a capacity of 10.000 tons / year and operates for 330 days / year. The by-product obtained in the industrial process is diethylenetriamine (DETA) as much as 3.255,36 tons/year. The method used in this industry is the reaction method of monoethanolamine (MEA) with ammonia. The reaction is carried out in a fixed bed reactor operating at a pressure of 30 atm and a temperature of 235°C. The production capacity requires the main raw material in the form of monoethanolamine as much as 15.924,82 tons/year and ammonia as much as 24.864,21 tons/year.*

*The company is a Limited Liability Company (PT) where the organizational structure used is line and staff. The company is led by a director with 159 employees.*

*The results of economic analysis calculations show after-tax profits of Rp 149.134.952.421/year, Break Event Point (BEP) at 43,58%, ROI of 24,52%, and POT for 3,08 years. The economic analysis shows that the EDA plant with a capacity of 10.000 tons/year is feasible.*





# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

*Ethylenediamine* ( $C_2H_8N_2$ ) disingkat EDA adalah senyawa organik yang digunakan dalam berbagai aplikasi industri kimia, diantaranya industri pertanian, detergen, pelumas-bahan bakar, tekstil, logam, farmasi dan kosmetik. Pada industri pelumas-bahan bakar, senyawa ini digunakan sebagai zat aditif dan industri logam sebagai bahan pelapis atau *coating* (Harsojo *et al.*, 2017). Pemanfaatan EDA pada industri pertanian digunakan dalam memproduksi pestisida, selain itu bahan turunan EDA dikondensasikan dengan asam lemak untuk memproduksi softener pada industri detergen. Kebutuhan yang cukup tinggi mengakibatkan Indonesia mengimpor EDA dari berbagai negara seperti Cina, Jerman, Jepang dan Amerika Serikat (UNdata, 2024).

Manfaat EDA yang beragam menunjukkan pentingnya bahan ini dalam berbagai sektor industri. Jumlah kebutuhan EDA dunia dari tahun 2018 sampai 2022 dengan rata-rata 74.478 ton/tahun menunjukkan bahwa prediksi kebutuhan industri kimia pada tahun 2028 terhadap EDA meningkat hingga 84,5%. Mengingat jumlah kebutuhan EDA yang selalu meningkat dan produksi dalam negeri belum ada, maka pembangunan pabrik EDA di Indonesia cukup menguntungkan, sehingga ketergantungan pada impor dapat dikurangi dan mengeksport untuk penambahan devisa negara.

Pendirian pabrik EDA dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri sehingga dapat menanggulangi ketergantungan terhadap impor serta diharapkan dapat menjadi komoditi ekspor di negara-negara tetangga seperti Singapura dan

Malaysia. Pabrik ini juga akan mendorong peluang berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan EDA sebagai bahan baku.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan

### 1.2.1 Kebutuhan *Ethylenediamine* (EDA) Dalam Negeri

Kebutuhan EDA di Indonesia dipenuhi dari impor luar negeri, sehingga data jumlah impor menunjukkan total permintaan pasar dalam negeri. Berdasarkan data yang diperoleh dari (BPS, 2024), jumlah impor EDA di Indonesia dari tahun 2018-2022 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Impor *Ethylenediamine* di Indonesia Tahun 2018-2022

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2018	8.155,23
2019	4.023,66
2020	3.972,23
2021	4.157,14
2022	3.963,88
<b>Rata-rata</b>	<b>4.854,43</b>

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia (bps.go.id), 2024

Konsumsi EDA dari tahun ke tahun relatif tidak konstan tergantung kebutuhan pabrik di Indonesia. Berdasarkan Tabel 1.1, menunjukkan kebutuhan EDA di Indonesia rata-rata berkisar antara 3.000-4.000 ton/tahun dan akan terus naik seiring dengan perkembangan teknologi. Pendirian pabrik EDA dapat menjadi solusi bagi industri kimia di Indonesia untuk mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri.

### 1.2.2 Kapasitas Pabrik *Ethylenediamine* di Dunia

Kapasitas pabrik EDA yang telah ada dapat dijadikan acuan dalam memilih kapasitas pabrik. Kapasitas pabrik EDA yang telah beroperasi di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik *Ethylenediamine* di Dunia

Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
Shandong Lianmeng Chemical, China	10.000
Berol Kemi, Jerman	25.000
Synair, Amerika Serikat	20.000
Doww Jefferson, Texas Amerika Serikat	22.500
<b>Total</b>	<b>77.500</b>

Sumber: Mcketta, 1986

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan. Berdasarkan Tabel 1.2, kapasitas produksi maksimal Pabrik EDA adalah 25.000 ton/tahun oleh *Berol Kemi* di Jepang, sementara kapasitas minimal yang ada berasal dari *Shandong Lianmeng Chemical* di China dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.

### 1.2.3 Kebutuhan *Ethylenediamine* (EDA) Luar Negeri

Pabrik ini direncanakan dapat memenuhi kebutuhan EDA dalam negeri dan juga dapat melakukan ekspor ke luar negeri. Pabrik ini berencana mengekspor ke negara tetangga seperti Malaysia dan Singapura. Total kebutuhan EDA di Indonesia dan negara lain dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Impor *Ethylenediamine* di Dunia

Negara	Data Impor (Ton/Tahun) Dunia				
	2018	2019	2020	2021	2022
Indonesia	8.155,23	4.023,66	3.972,23	4.157,142	3.963,88
China	21.857,67	40.229,44	44.546,72	45.112,03	34.964,29
Germany	10.307,75	16.178,79	17.593,85	18.244,85	19.044,77
Malaysia	7.027,51	6.375,40	5.394,12	6.392,71	-
Singapura	9.969,41	-	4.147,10	1.906,06	2.963,73
Australia	196.918	238.473	-	-	163.544
Jepang	2.549,68	2.602,23	261.454	2.231,53	1.823,62
Portugal	8.043,81	18.240,59	20.098,166	10.010,27	17.681,58
<b>Total</b>	<b>68.107,99</b>	<b>69.888,59</b>	<b>76.013,64</b>	<b>78.054,60</b>	<b>80.605,43</b>

Sumber: UNdata, 2024



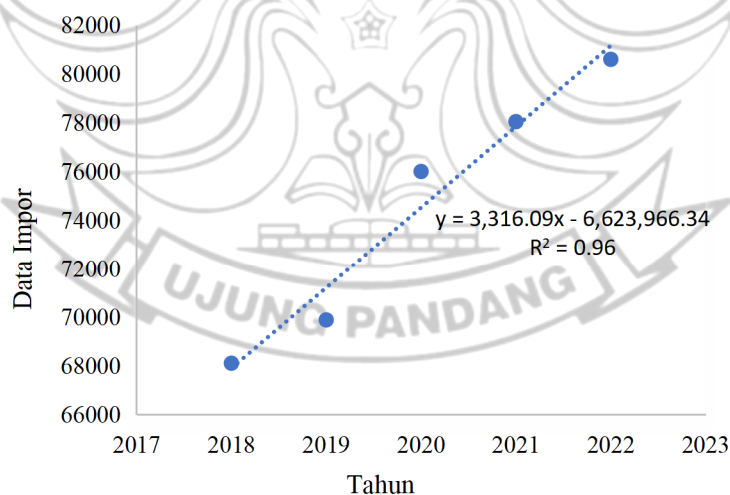
#### 1.2.4 Perhitungan Kapasitas Produksi *Ethylenediamine* (EDA)

Perhitungan kapasitas pabrik EDA yang direncanakan akan beroperasi pada tahun 2028. Berdasarkan Tabel 1.2 total data impor EDA di Indonesia dan negara lain mengalami peningkatan dari tahun 2018 hingga 2022 yang dituangkan pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Total Data Impor *Ethylenediamine* di Dunia

Tahun	Data Impor (Ton/Tahun)
2018	68.108
2019	69.889
2020	76.014
2021	78.055
2022	80.605

Berdasarkan dari Tabel 1.4, maka diperoleh grafik hubungan antara impor *ethylenediamine* di Dunia setiap tahun.



Gambar 1.1 Grafik Data Impor *Ethylenediamine* di Dunia

Kebutuhan EDA pada tahun 2028 dapat diprediksi dengan cara regresi linear menggunakan Persamaan (1.1).

$$y = 3.316,09x - 6.623.966,34 \quad \dots(1.1)$$

Dimana:

y = Jumlah kebutuhan EDA

x = Tahun (2028)

Sehingga:

$$\begin{aligned} y &= 3.316,09x - 6.623.966,34 \\ &= (3.316,09 \times 2028) - 6.623.966,34 \\ &= 101.064 \end{aligned}$$

Nilai impor diasumsikan sama dengan nilai konsumsi pada tahun 2028 di dunia,

$$m_1 = m_5 = 101.064 \text{ ton}$$

Karena di Indonesia belum ada pabrik yang memproduksi, sehingga,  $m_2 = m_4 = 0$

Pabrik berdiri di Indonesia sehingga impor pada tahun 2028 dihentikan,  $m_1 = 0$

Peluang kapasitas produksi EDA pada tahun 2028 dapat ditentukan dengan persamaan (1.2) (Max *et al.*, 1991):

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5 \quad \dots(1.2)$$

Keterangan:

$m_1$  = nilai impor tahun 2028 (ton/tahun)

$m_2$  = nilai produksi pabrik dalam negeri (ton/tahun)

$m_3$  = kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2026 (ton/tahun)

$m_4$  = nilai ekspor tahun 2028 (ton/tahun)

$m_5$  = nilai konsumsi tahun 2028 (ton/tahun)

Sehingga:

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_2 + m_3) \\ &= (0 + 101.064) - (0 + 0) \\ &= 101.064 \text{ Ton} \end{aligned}$$

Perkiraan kebutuhan EDA di dunia pada tahun 2028 mencapai hingga 101.062 ton. Berdasarkan kebutuhan EDA di Indonesia pada tahun 2022 yaitu 3.963,88 ton dan kapasitas produksi di dunia, maka pabrik yang akan dibangun rencananya akan menutupi 10% dari kebutuhan EDA di dunia yaitu 10.000 ton/tahun. Kapasitas produksi 10.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan EDA di dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor dan memberikan lapangan pekerjaan baru. EDA yang tersisa dapat di ekspor ke negara-negara tetangga untuk menambah devisa negara serta menambah tingkat perekonomian masyarakat Indonesia.

#### 1.2.5 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan EDA dalam metode ini berupa *monoethanolamine* (MEA) dan amonia. Bahan baku MEA belum diproduksi di Indonesia sehingga harus diimpor dari negara lain, sedangkan kebutuhan amonia diperoleh dari dalam negeri. Industri komersial bahan baku utama pembuatan EDA yang telah beroperasi dapat dilihat pada Tabel 1.5 dan 1.6.

Tabel 1.5 Pabrik Komersial MEA di Negara Lain

<b>Industri</b>	<b>Negara</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
Chemical Material. Co, Ltd	China	10.000
Nippon Shokubai	Jepang	240.000
Funshun beifhang chemical co.	China	150.000

Tabel 1.6 Pabrik Komersial Amonia di Indonesia

<b>Industri</b>	<b>Daerah</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
PT. Petrokimia Gresik	Jawa Timur	1.105.000
PT. Pupuk Kalimantan Timur	Kalimantan Timur	2.740.000
PT. Pupuk Indonesia	Jawa Barat	7.000.000
PT. Panca Amara Utama	Sulawesi Tengah	700.000

Kebutuhan amonia diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas 1.105.000 ton/tahun, sedangkan MEA diimpor dari Nippon Shokubai Jepang yang berkapasitas 240.000 ton/tahun.

### **1.3 Penentuan Lokasi Pabrik**

Pabrik EDA direncanakan berlokasi di kawasan Industri *Java Integrated Industrial and Port Estate* (JIPE) yang terletak di Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Penentuan lokasi pabrik perlu mempertimbangkan kelangsungan dan perkembangan pabrik. Faktor-faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik di kabupaten Gresik, Jawa Timur adalah sebagai berikut:

#### **1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama pada proses produksi EDA adalah MEA dan amonia. MEA diimpor dari Nippon Shokubai Jepang dengan kapasitas sebesar 240.000 ton/tahun. Letak pabrik berada dalam kawasan yang memiliki pelabuhan sehingga jarak yang ditempuh dari transportasi darat cukup dekat dan biaya pengangkutan lebih murah. Amonia dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas sebesar 1.105.000 ton/tahun. Letak pabrik yang rencana didirikan dan PT. Petrokimia keduanya berada di Gresik sehingga jarak tempuh transportasi untuk bahan baku amonia cukup dekat yaitu 13,1 km.

#### **1.3.2 Utilitas**

Kebutuhan penunjang utilitas seperti tenaga listrik dapat dipenuhi dari PT Pembangkitan Jawa-Bali Unit Pembangkit Listrik Tenaga Uap dan Gas di Gresik yang merupakan anak perusahaan PLN (Persero) kapasitas 2.219 MW dan generator yang dibangun sendiri sebagai cadangan. Kebutuhan bahan bakar

dipenuhi oleh PT. Pertamina RU VI Balongan dan kebutuhan air diambil dari fasilitas kawasan JIPE.

### 1.3.3 Ketersediaan Lahan

Lokasi pendirian pabrik ini berada di kawasan Industri *Java Integrated Industrial and Port Estate* (JIPE) dengan ketersediaan lahan sebesar 2.967 hektar yang terdiri dari 1.761 hektar luas kawasan industri, 406 hektar pelabuhan dan 800 hektar perumahan. Area kawasan industri JIPE menggabungkan infrastruktur lengkap yang mencakup pelabuhan laut dalam, jalur kereta api, dan akses tol langsung ke berbagai saluran distribusi pasar domestik dan internasional.

### 1.3.4 Tenaga Kerja

Berdasarkan Data (BPS, 2024) upah minimum Kabupaten Gresik tahun 2024 sebesar Rp 4.642.000,31. Jumlah pencari kerja pada tahun 2022 di Kabupaten Gresik adalah 4.799 (BPS, 2023). Tenaga kerja berkualitas diperoleh dari orang yang berpendidikan dan tenaga kerja kurang terdidik dapat dipenuhi dari warga sekitar dengan tujuan menekan angka pengangguran.

### 1.3.5 Pemasaran

Pabrik EDA didirikan dengan tujuan utama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian akan dipasarkan sebagai komoditi ekspor ke negara-negara tetangga. Pabrik yang menggunakan EDA dalam negeri sebagian besar berada di pulau Jawa. JIPE memiliki akses koneksi jalan tol KLBM (Krian-Legundi-Bunder-Manyar) langsung dari Surabaya sebagai kota terbesar kedua di Indonesia sehingga distribusi dapat dilakukan melalui jalur darat menggunakan truk *tanker*. Pabrik yang menggunakan EDA di Indonesia dilihat pada Tabel 1.7.

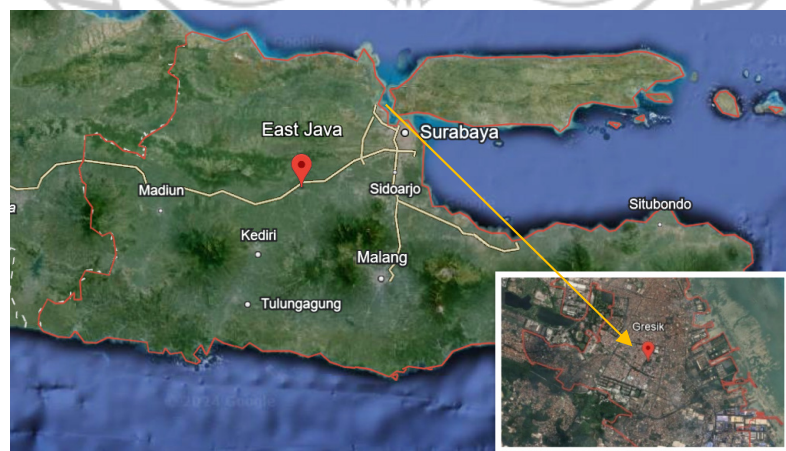
Tabel 1.7 Pabrik yang Menggunakan *Ethylenediamine* di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi
PT. Ethica Industri Farmasi	Bekasi, Jawa Barat
PT. Pabrik Kertas Indonesia	Surabaya, Jawa Timur
PT. Yasulor Indonesia	Bekasi, Jawa Barat
Meroke Tetap Jaya	Medan, Sumatera Utara
PT. Adil Organik Indonesia	Bogor, Jawa Barat
PT. AVO Innovation Technology	Yogyakarta
PT. Paragon Technology and Innovation	Sukoharjo, Jawa Tengah

Lokasi yang didirikan pabrik dekat dengan pelabuhan JIPE Manyar yang berjarak cukup dekat yaitu 7,1 km sehingga distribusi untuk memenuhi kebutuhan luar negeri atau ekspor dapat dilakukan melalui jalur laut menggunakan kapal.

#### 1.3.6 Kebijakan Pemerintah

Daerah Gresik kawasan JIPE merupakan kawasan industri yang telah ditetapkan pemerintah sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Gresik yang ditandatangani presiden Jokowi pada tanggal 28 Juni 2021 sesuai PP No. 71 tahun 2021. Faktor-faktor seperti kebijakan pemerintah dalam hal ini perizinan, lingkungan masyarakat sekitar, faktor sosial serta perluasan pabrik sangat memungkinkan untuk berdirinya pabrik EDA.



Gambar 1.2 Peta Daerah Pemilihan Lokasi Pabrik  
(Sumber: Google Earth, 2024)

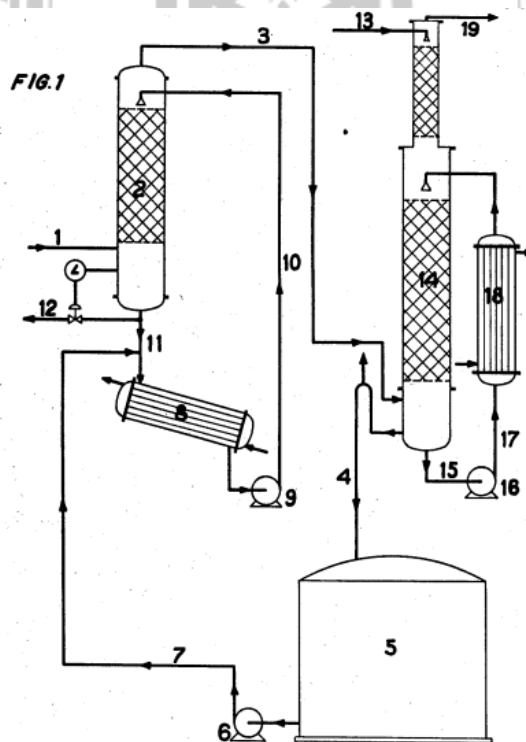
## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Metode Proses Pembuatan *Ethylenediamine* (EDA)

Terdapat tiga metode proses yang digunakan oleh industri untuk memproduksi EDA (Mcketta, 1986) yaitu :

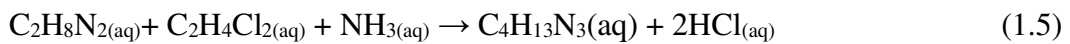
#### 1) Metode *Ethylenedichloride* (EDC) dengan Amonia ( $\text{NH}_3$ )

Pada metode ini EDC, ammonia cair dan cairan hasil *recycle* dicampur dan masuk ke reaktor bertekanan tinggi/*high pressure* reaktor tekanan 79-90 atm dengan suhu di dalam reaktor  $100^\circ\text{C}$  (Costabello *et al.*, 1965). Produk yang dihasilkan terdiri dari campuran *ethylenediamine*, *diethylenediamine*, *diethylenetriamine*, *triethylenetetramine* dan *tetraethlenepentamine*. Produk tersebut dipisahkan dengan 5 kolom distilasi (Lichtenberger *et al.*, 1962).



Gambar 1.3 *Flowsheet* Dasar Metode *Ethylenedichloride*  
(Sumber: Costabello *et al.*, 1965)

Reaksi yang terjadi:



Distribusi produk dapat dikendalikan dengan mengatur perbandingan mol  $\text{NH}_3$ :EDC dan me-*recycle* produk, jika perbandingan mol diperbesar maka akan meningkatkan produk *ethylenediamine* (Kirk, 1983). Mula-mula larutan amonia ( $\text{NH}_3$ ) dengan kadar 24-60% direaksikan dengan EDC dengan rasio  $\text{NH}_3$ :EDC sebesar 5:1 sampai 30:1. Amonia diumpankan berlebih agar meminimalisir reaksi pembentukan *polyamines* sehingga amonia yang tidak bereaksi di-*recycle* agar lebih ekonomis. Reaktor yang digunakan yaitu reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) (Costabello *et al.*, 1965).

Dampak positif dari reaksi ini adalah menghasilkan banyak senyawa yang dapat dimanfaatkan menjadi produk tertentu, namun dampak negatif yang dihasilkan dari reaksi ini yaitu konversi masing-masing produk menjadi kecil akibat sebagian produk bereaksi menghasilkan reaksi samping dan adanya resiko terjadinya korosi pada peralatan yang disebabkan terbentuknya garam ammonium klorida serta kesulitan untuk me-*recovery* senyawa-senyawa *amine* dari produk larutan yang bercampur dengan asam klorida (Lichtenberger *et al.*, 1962).

## 2) Metode *Ethylene Glycol* dengan Amonia ( $\text{NH}_3$ )

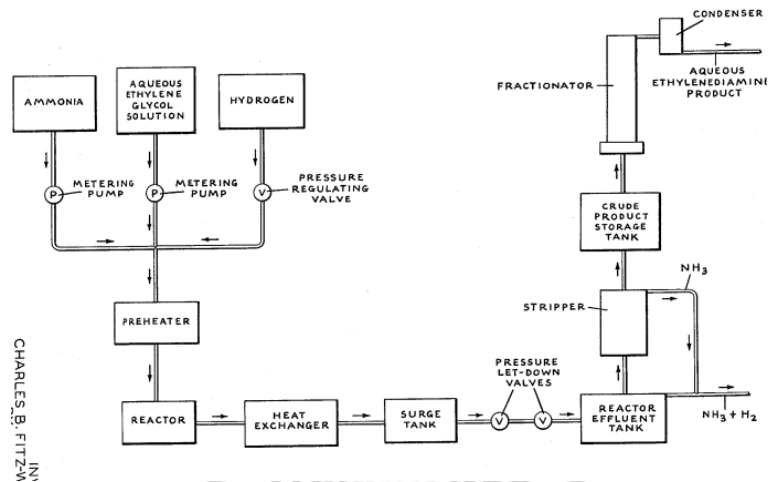
Proses pembuatan EDA dengan bahan baku *ethylene glycol* dan amonia dilakukan pada fase cair, suhu reaksi  $220^\circ\text{C}$ -  $270^\circ\text{C}$  dan pada tekanan tinggi yaitu sekitar 3000 sampai 6000 lb/in<sup>2</sup>. Perbandingan mol umpan *ethylene glycol* dan



amonia dengan perbandingan minimal 1:15, dan digunakan perbandingan 20 – 30 mol amonia per mol *ethylene glycol*. Waktu reaksi yang diperlukan sekitar 3-10 menit (Fitz-William, 1964). Reaktor yang digunakan yaitu *fixed bed reactor*. Reaksi ini memerlukan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) sebanyak 0,2-10% dari berat *ethylene glycol* agar memperoleh yield EDA yang tinggi dan air sebanyak 30-300% dari berat *ethylene glycol* (Bykovskii *et al.*, 2019).

Katalis yang dapat digunakan dalam proses ini adalah nikel dan tembaga. Pada umumnya semua katalis yang mengandung nikel dan tembaga bisa digunakan, namun untuk hasil yang maksimal katalis yang digunakan adalah *Monel Alloy* yang terdiri dari 70% nikel, dan 30% tembaga. Larutan EDA yang keluar reaktor kemudian dipisahkan dari campuran yang berupa *piperazine*, *ethylene glycol*, dan fraksi berat menggunakan *fractional distillation*. Konversi reaksi yang diperoleh sebesar 45% (Fitz-William, 1964).

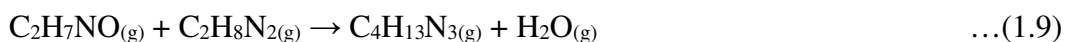
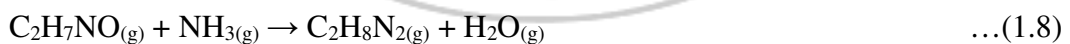
Keuntungan dari metode ini adalah baik reaktan, produk utama maupun samping tidak menimbulkan korosi pada peralatan proses. Kelemahan pada metode ini memerlukan tekanan yang sangat tinggi dan dalam prosesnya memerlukan amonia dalam jumlah yang sangat tinggi.



Gambar 1.4 Diagram Alir Metode *Ethylene Glycol*  
(Sumber: Fitz-William, 1964)

### 3) Metode *Monoethanolamine* (MEA) dengan Amonia (NH<sub>3</sub>)

Pada metode ini MEA dan amonia diumpankan ke *fixed bed reactor* yang beroperasi pada temperatur 250-350°C dan tekanan antara 25 hingga 1000 psig untuk proses kontinyu. Berdasarkan *United States Patent* US4918233A proses kontinyu dinyatakan Liquid Hourly Space Velocity (LHSV) membutuhkan durasi reaksi sebesar 0.05-1 jam<sup>-1</sup> (Deeba *et al.*, 1991). Keluaran reaktor dihasilkan produk berupa *ethylenediamine* dan *diethylenetriamine*. Produk dan reaktan dipisahkan dalam kolom distilasi. Persamaan reaksi antara MEA dan amonia ditunjukkan pada persamaan (1.8) dan (1.9) (Mcketta, 1986):



Katalis yang digunakan bisa *Raney-nikel* atau kombinasi dari Ni dengan Mg, Co, Cu, Cr dan beberapa logam transisi. Perbandingan mol amonia dengan MEA bervariasi dari kebutuhan stoikiometrinya, yaitu dari 1:1 hingga 16:1. Jumlah amonia yang berlebih dapat digunakan, namun penggunaan amonia yang berlebih

tidak memberikan keuntungan yang signifikan. Konversi MEA menjadi EDA akan meningkat dengan meningkatnya suhu reaksi. Namun, selektivitas EDA tidak berubah secara signifikan pada konversi yang besar.

Berdasarkan metode yang dipaparkan, dapat dibuat aspek pertimbangan pemilihan metode pembuatan EDA. Perbandingan dalam berbagai aspek dapat dilihat pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Aspek Pertimbangan Pemilihan Metode Reaksi EDA

Aspek	Metode ethylenedichloride dan amonia	Metode ethylene glycol dan amonia	Metode monoethanolamine dan amonia
1	2	3	4
Kondisi Operasi	Menggunakan suhu 90 – 100°C dan tekanan 47,63 atm.	Tekanan 200 atm dan Suhu 100 – 270°C.	Tekanan proses kontinyu 30 atm dan suhu 235-335°C.
Konversi	Konversi EDA 52% dan produk samping yang merupakan senyawa turunan etilendiamin.	Konversi EDA 45% dan produk samping <i>piperazine</i> dalam jumlah kecil.	Konversi EDA 75% dan produk samping dalam jumlah sedikit dan selektivitas yang tinggi.
Tipe reaktor	RATB	<i>Fixed Bed Reactor</i>	<i>Fixed Bed Reactor Raney Nikel</i>
Katalis	-	<i>Cupronicke</i>	
Korosifitas	Terbentuknya garam $NH_4Cl$ menyebabkan terjadinya korosi pada peralatan.	Tidak mengakibatkan terjadinya korosi.	Tidak mengakibatkan terjadinya korosi.
Penggunaan di Industri	Biasa digunakan dalam industri komersial EDA, namun proses yang digunakan terbilang cukup tua.	Tidak umum digunakan dalam industri komersial EDA karena membutuhkan $NH_3$ yang banyak.	Biasa digunakan dalam industri komersial EDA.

#### 1.4.2 Kegunaan *Ethylenediamine* (EDA)

EDA dapat digunakan pada berbagai industri, baik sebagai bahan baku utama maupun bahan baku pendukung. Penggunaan EDA diantaranya sebagai berikut:

##### 1) Industri Pestisida

Pada industri ini, EDA digunakan sebagai bahan baku pembuatan pestisida, terutama produksi fungisida dan insektisida (Deeba *et al.*, 1990). Beberapa jenis fungisida yang dibuat dari *ethylenediamine* adalah:

- a) *Ethylene-bis-dithiocarbamate* (EBDC) merupakan fungisida yang dibuat dengan cara mereaksikan EDA dengan *carbon disulfide* dalam suasana basa dengan menambahkan natrium hidroksida.
- b) Golongan *imidazoline* yang merupakan jenis pestisida adalah *2-heptadecyl-2-imidazoline* yang dibuat dengan cara mereaksikan EDA dengan asam stearat.

##### 2) Industri Minyak Pelumas dan Bahan Bakar

EDA yang telah dialkilasi dapat digunakan sebagai zat aditif pada minyak pelumas dan bahan bakar minyak untuk mencegah terjadinya endapan. EDA juga digunakan sebagai zat aditif pada bahan bakar mesin diesel yang berguna untuk menaikkan angka *cetane* sehingga dapat meningkatkan kualitas bahan bakar mesin diesel.

##### 3) Industri Tekstil dan Serat

Pada industri tekstil dan serat, baik serat alami maupun serat sintetis, EDA digunakan sebagai bahan pendukung pada industri zat pewarna untuk serat sintetis. EDA juga digunakan untuk meningkatkan mutu produk tekstil, misalnya sebagai

bahan pengawet pada kain dan serat, menghaluskan serat wool dari kerutan serta untuk melindungi kain dan serat dari ngelat.

4) Industri Farmasi dan Kesehatan

- a) Sebagai stabilizer dibebberapa antibiotik/campuran steroid krim seperti *tradcortyl* cream.
- b) Jenis obat *aminophyllin* mengandung *theophyllin* dan EDA.
- c) Beberapa *antihistamine* terbentuk dari EDA, antara lain: *phenergan*, *methapyrilene* HC, *pyrilamine maleate*, dan *hydroxyzines*.

5) Industri Kosmetik

EDA digunakan sebagai bahan kandungan dari produk di industri kosmetik. Produk kosmetik yang mengandung EDA contohnya seperti maskara, sabun, dan beberapa produk skincare. EDA berfungsi untuk mengurangi munculnya selulit/*stretch mark* dan digunakan dalam formulasi perawatan kulit atau kosmetik untuk mengikat ion logam atau senyawa logam.

## BAB II DESKRIPSI PROSES


### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 2.1.1 Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan *ethylenediamine* adalah *monoethanolamine* dan amonia.

##### 1) *Monoethanolamine* (MEA)

Sifat Fisis (Perry, 1997; Yaws, 1999):



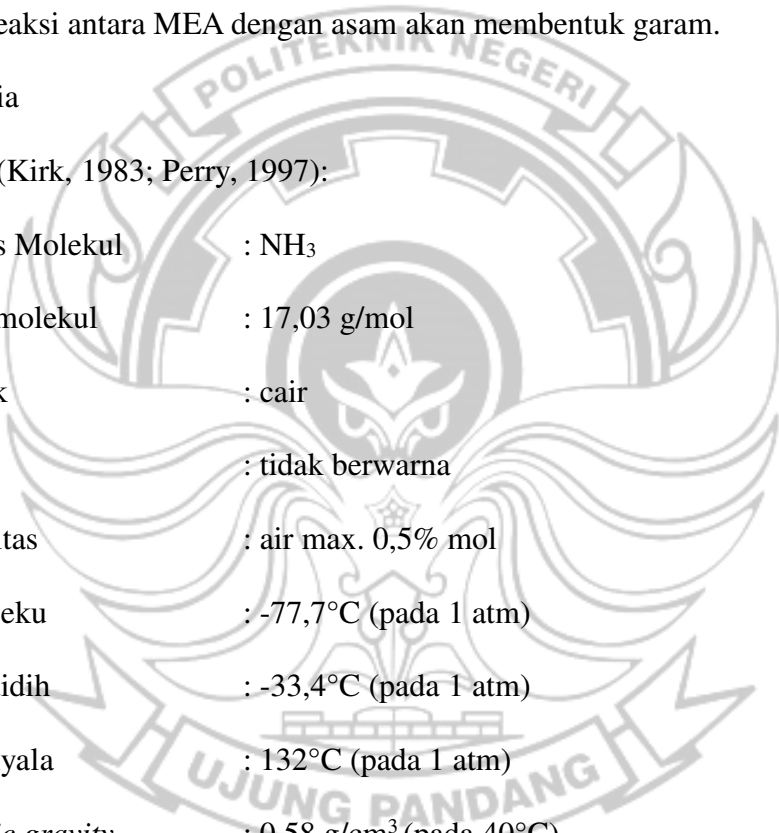
Rumus Molekul	: $C_2H_7NO$
Berat molekul	: 61,08 g/mol
Bentuk	: cair
Warna	: Tidak berwarna
Impuritas	: air maks.0,3% berat
Titik nyala (pada 1 atm)	: 86°C
Titik beku (pada 1 atm)	: 10,3°C
Titik didih (pada 1 atm)	: 170,8°C
<i>Flash point</i>	: 185°F
LD50	: 700 mg/kg
Viskositas	: 24,1 cP (pada 20°C)
Tekanan uap	: 7,5 mmHg (pada 20°C)
Kapasitas panas	: 0,497 cal/g.°C (pada 20°C)
Panas penguapan	: 200 cal/g (pada 760 mmHg)
Kemurnian	: 99,7%
<i>Spesific gravity</i>	: 1,018 g/cm <sup>3</sup> (pada 20°C)

Sifat Kimia (Ullmann, 2007):

- a) Dengan bantuan air, MEA bereaksi dengan CO<sub>2</sub> membentuk *carbamat*.
- b) MEA jika bereaksi dengan formaldehid akan membentuk senyawa *hidroxymethyl*.
- c) MEA bereaksi dengan *carbon disulfide* membentuk 2-*mercaptothiazoline*.
- d) Reaksi antara MEA dengan asam akan membentuk garam.

2) Amonia

Sifat Fisis (Kirk, 1983; Perry, 1997):



Rumus Molekul	: NH <sub>3</sub>
Berat molekul	: 17,03 g/mol
Bentuk	: cair
Warna	: tidak berwarna
Impuritas	: air max. 0,5% mol
Titik beku	: -77,7°C (pada 1 atm)
Titik didih	: -33,4°C (pada 1 atm)
Titik nyala	: 132°C (pada 1 atm)
<i>Spesific gravity</i>	: 0,58 g/cm <sup>3</sup> (pada 40°C)
Viskositas	: 0,475 cP (pada -69°C)
<i>Relative density</i>	: 0,7 (pada -33,4°C)
Tekanan uap	: 6460 mmHg (pada 20°C)
Kapasitas panas	: 0,52 cal/g.°C (pada 20°C)
Panas penguapan	: 327,2 cal/g (pada 760 mmHg)

Kemurnian : 99,5%

Sifat Kimia (Kirk, 1983):

- a) Amonia stabil pada temperatur sedang, tetapi terdekomposisi menjadi hidrogen dan nitrogen pada temperatur yang tinggi. Pada tekanan atmosfer dekomposisi terjadi pada 450 – 500°C.
- b) Oksidasi amonia pada temperatur yang tinggi menghasilkan nitrogen dan air.
- c) Reaksi antara amonia dengan karbondioksida menghasilkan amonium karbamat.
- d) Amonia bereaksi dengan uap *phospor* pada panas yang tinggi menghasilkan nitrogen dan *phospine*.
- e) Amonia bereaksi dengan uap belerang menghasilkan amonium sulfat dan nitrogen.

### 2.1.2 Produk

#### 1) *Ethylenediamine* (EDA)

Sifat Fisis (Mcketta, 1986; Yaws, 1999):

Rumus Molekul	: $C_2H_8N_2$
Berat molekul	: 60,1 g/mol
Bentuk	: cair
Warna	: tidak berwarna
Impuritas	: air 0,5% berat MEA 0,3% berat
Titik beku (pada 1 atm)	: 11°C
Titik didih (pada 1 atm)	: 117,2°C



<i>Flash point</i>	: 93°F
<i>Fire point</i>	: 100°F
<i>Specific gravity</i> (pada 25°C)	: 0,8995 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas	: 1,8 cP (pada 20°C)
Tekanan uap	: 20 mmHg (pada 20°C)
Kapasitas panas (pada 20°C)	: 0,68 cal/g.°C
Panas penguapan	: 150,1 cal/g (pada 760 mmHg)
Kemurnian	: 99,2%

Sifat Kimia (Kirk, 1983):

- a) EDA bereaksi dengan asam nitrat menghasilkan *ethylenedinitramine* dan air pada suhu tinggi.
- b) EDA bereaksi dengan cepat dengan epoksi, seperti *ethylene oxide* atau *propilen oxide* menghasilkan campuran *hydroxyalkyl*. Jika EDA direaksikan dengan *ethylene oxide* dengan perbandingan mol 1:4 akan menghasilkan campuran yang terdiri dari *mono-*, *di-*, *tri-*, dan *tetrahydroxyethyl*.
- c) EDA bereaksi dengan *aziridine* menghasilkan *epoxy*. Distribusi produk dikendalikan oleh perbandingan mol EDA dan *aziridine*.
- d) EDA bereaksi secara eksotermis dengan aldehyd menghasilkan *mono-* dan *disubstituted imidazolidines*. Distribusi produk tergantung pada stoikiometri dan kondisi reaksi.

2) *Diethylenetriamine* (DETA)

Sifat Fisis (Mcketta, 1986; Yaws, 1999):

Rumus Molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>
Berat molekul	: 103,17 g/mol
Titik beku	: -35°C (pada 1 atm)
Titik didih	: 207,1°C (pada 1 atm)
<i>Flash point</i>	: 210°F
<i>Fire point</i>	: 215°F
<i>Spesific gravity</i>	: 0,9474 g/cm <sup>3</sup> (pada 25°C)
Viskositas	: 7,14 cP (pada 20°C)
Tekanan uap	: 0,37 mmHg (pada 20°C)
Kapasitas panas	: 0,589 cal/g.°C (pada 20°C)
Panas penguapan	: 109,5 cal/g (pada 760 mmHg)
Kemurnian	: 98%

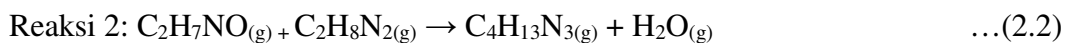
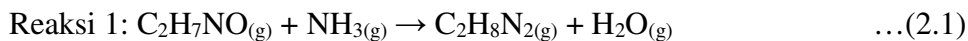
Sifat Kimia (Kirk, 1983):

- DETA beraksi secara eksotermal dengan aldehid menghasilkan *imidazolidine*.
- DETA bereaksi dengan *aziridine* membentuk *epoxide*.
- DETA bereaksi dengan asam, ester, asam anhidrid menghasilkan *amidoamines* dan *polyamides*.
- DETA bereaksi dengan *ethylene oxide* atau *propilene oxide* membentuk campuran *hidroxyalkyl derivative*.

## 2.2 Konsep Dasar Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Reaksi pembuatan EDA dari MEA dan amonia dapat dilihat pada Persamaan (2.1) dan (2.2) (McKetta, 1997):



### 2.2.2 Kondisi Operasi

Reaksi dilakukan pada suhu 235°C dan tekanan 30 atm dengan perbandingan mol MEA dan amonia adalah 1:5,6 (United States Patent US4918233A). Konversi diperoleh sebesar 75.98% terhadap MEA. Selektivitas reaksi 1 sebesar 84% dan reaksi 2 sebesar 16%. Suhu operasi dijaga dengan menggunakan isolasi dinding reaktor dan reaktan mengalir melalui tube berisi katalis. Proses ini menggunakan katalis *raney nikel* (Chen *et al.*, 2007).

Produk yang berupa campuran *ethylenediamine*, *diethylenetriamine*, air, amonia dan *monoethanolamine* yang tidak bereaksi ini selanjutnya dipisahkan dalam rangkaian menara destilasi untuk memperoleh *ethylenediamine* sebagai produk utama dan *diethylenetriamine* sebagai produk samping. Amonia dan *monoethanolamine* yang tidak bereaksi di tampung untuk direaksikan kembali pada reaktor.

### 2.2.3 Panas Reaksi ( $\Delta H_r$ )

Perhitungan panas pembentukan reaksi standar ( $\Delta H_r$ ) dapat menentukan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Jika  $\Delta H_r$  bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis sedangkan jika  $\Delta H_r$  bernilai negatif maka reaksi

bersifat eksotermis. Proses pembentukan EDA terjadi 2 reaksi pembentukan. Perhitungan  $\Delta H_r$  dilakukan pada  $P = 1 \text{ atm}$  dan  $T = 298,15 \text{ K}$  dengan Persamaan (2.3).

$$\Delta H^\circ_{r, 298,15K} = \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}} \quad \dots(2.3)$$

Harga  $\Delta H^\circ_f$  tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Nilai  $\Delta H^\circ_f$  (kJ/mol) Komponen

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)
NH <sub>3</sub>	-45,90
H <sub>2</sub> O	-241,8
C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	-17,32
C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	-210,19
C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	-5,86

(Sumber: Yaws, 1999)

Menentukan panas pembentukan ( $\Delta H^\circ_r$ ) pada kondisi standar menggunakan Persamaan 2.3 (Smith *et al.*, 1949):

1) Reaksi 1:

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{r, 298,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_8\text{N}_2(\text{g}) + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}(\text{g})) - (\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_7\text{NO}(\text{g}) + \Delta H^\circ_f \text{ NH}_3(\text{g})) \\ &= (-17,3 - 241,8) - (-210,19 - 45,90) \text{ kJ/mol} \\ &= -3,03 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

2) Reaksi 2:

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{r, 298,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= ((\Delta H^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{13}\text{N}_3(\text{g}) + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}(\text{g})) - ((\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_7\text{NO}(\text{g}) + (\Delta H^\circ_f \\ &\quad \text{C}_2\text{H}_8\text{N}_2(\text{g})) \\ &= (-5,86 - 241,8) - (-210,19 - 17,32) \text{ kJ/mol} \\ &= -20,15 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Harga  $\Delta H^\circ_{r, 298,15K}$  reaksi 1 dan 2 menunjukkan nilai negatif, sehingga reaksi bersifat eksotermis.

## 2.2.4 Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^\circ$ )

Perhitungan energi bebas Gibbs ( $\Delta G^\circ$ ) dapat menentukan spontanitas suatu proses. Jika  $\Delta G^\circ$  bernilai negatif maka reaksi dapat berlangsung secara spontan, sedangkan jika  $\Delta G^\circ$  bernilai positif maka reaksi berlangsung secara tidak spontan. Perhitungan  $\Delta G^\circ$  pada  $P = 1 \text{ atm}$  dan  $T = 298,15 \text{ K}$  menggunakan Persamaan (2.4).

$$\Delta G^\circ_{r, 298,15K} = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad \dots(2.4)$$

Harga  $\Delta G^\circ_f$  tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Nilai  $\Delta G^\circ_f$  Komponen

Komponen	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
NH <sub>3</sub>	-16,40
H <sub>2</sub> O	-228,6
C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	103,22
C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	-106,88
C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	207,29

(Sumber: Yaws, 1999)

1) Reaksi 1:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{r, 298,15K} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_8\text{N}_2(\text{g}) + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}(\text{g})) - (\Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_7\text{NO}(\text{g}) + \Delta G^\circ_f \text{ NH}_3(\text{g})) \\ &= (103,22 - 228,60) - (-106,88 - 16,40) \text{ kJ/mol} \\ &= -2,1 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

2) Reaksi 2:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{r, 298,15K} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= ((\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{13}\text{N}_3(\text{g}) + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}(\text{g})) - ((\Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_7\text{NO}(\text{g}) + \Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_8\text{N}_2(\text{g}))) \\ &= (207,29 - 228,60) - (-106,88 - 103,22) \text{ kJ/mol} \\ &= -17,65 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Nilai  $\Delta G^\circ_{r, 298,15K}$  pada reaksi 1 dan 2 bernilai negatif menunjukkan reaksi tersebut berlangsung secara spontan.

## 2.2.5 Konstanta Keseimbangan Reaksi

Konstanta kesetimbangan reaksi (K) dapat memberikan informasi tentang sejauh mana reaksi berlangsung ke arah reaksi sempurna. Hubungan termodinamika antara panas reaksi, suhu dan konstanta kesetimbangan dapat dilihat pada Persamaan (2.5) (Smith *et al.*, 1949). Menentukan konstanta kesetimbangan reaksi dilakukan pada kondisi operasi 300°C (573,15K).

$$\ln \left( \frac{K_{573,15 K}}{K_{298,15 K}} \right) = - \frac{\Delta H^{\circ}_r 298,15 K}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad \dots(2.5)$$

Dimana:

$K_{573,15 K}$  = Konstanta Keseimbangan pada T = 573,15 K

$K_{298,15 K}$  = Konstanta Keseimbangan pada T = 298,15 K

$T_1$  = Suhu Standar, T = 298,15 K

$T_2$  = Suhu Operasi, T = 573,15 K

R = Tetapan Gas Ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\Delta H^{\circ}_r$  = Panas Reaksi Standar pada T = 298,15 K

Pada keadaan standar (T = 298,15 K), harga konstanta kesetimbangan dapat dihitung menggunakan Persamaan (2.6).

$$\ln K_{298,15 K} = - \frac{\Delta G^{\circ}_r 298,15 K}{RT} \quad \dots(2.6)$$

Menentukan harga konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu standar T = 298,15K. Reaksi 1

$$\ln K_{298,15 K} = - \frac{\Delta G^{\circ}_r 298,15 K}{RT}$$

$$\ln K_{298,15 K} = - \frac{-2100 \frac{kJ}{kmol}}{8,314 \frac{kJ}{kmol} \cdot K \times 298,15 K}$$

$$\ln K_{298,15 K} = 0,847$$

$$K_{298,15 K} = 2,333$$

Reaksi 2

$$\ln K_{298,15K} = -\frac{\Delta G^{\circ}_r 298,15K}{RT}$$

$$\ln K_{298,15K} = -\frac{-17650 \frac{kJ}{kmol}}{8,314 \frac{kJ}{kmol} \cdot K \times 298,15 K}$$

$$\ln K_{298,15K} = 7,120$$

$$K_{298,15 K} = 1236,853$$

Pada suhu 235°C (508,15 K) besarnya harga konstanta kesetimbangan dapat dihitung menggunakan Persamaan (2.5):

Reaksi 1

$$\ln \left( \frac{K_{508,15 K}}{K_{298,15 K}} \right) = -\frac{\Delta H^{\circ}_r 298,15K}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_{508,15 K}}{2,334} = -\frac{-3030 \frac{kJ}{kmol}}{8,314 \frac{kJ}{kmol} \cdot K} \left[ \frac{1}{508,15} - \frac{1}{298,15} \right] K$$

$$\ln \frac{K_{508,15 K}}{2,334} = -0,586$$

$$\frac{K_{508,15 K}}{2,334} = 0,556$$

$$K_{508,15 K} = 1,298$$

Reaksi 2

$$\ln \left( \frac{K_{508,15 K}}{K_{298,15 K}} \right) = -\frac{\Delta H^{\circ}_r 298,15K}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_{508,15 K}}{1236,45} = -\frac{-20150 \frac{kJ}{kmol}}{8,314 \frac{kJ}{kmol} \cdot K} \left[ \frac{1}{508,15} - \frac{1}{298,15} \right] K$$

$$\ln \frac{K_{508,15 K}}{1236,45} = -3,9$$

$$\frac{K_{508,15 K}}{1236,45} = 0,02$$

$$K_{508,15 K} = 25,029$$

## 2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan EDA dari *monoethanolemine* dan amonia ini dapat dibagi menjadi 3 tahapan proses, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan produk dan tahap pemurnian produk.

### 2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku pabrik *ethylenediamine* (EDA) terdiri dari dua bagian, pertama persiapan bahan baku amonia dan kedua persiapan bahan baku *monoethanolamine* (MEA). Pada persiapan bahan baku amonia, amonia dari tangki T-101 dengan suhu  $-33^{\circ}\text{C}$  dipanaskan dan diuapkan menggunakan *furnace* F-101 hingga mencapai suhu  $224,06^{\circ}\text{C}$ . Uap amonia yang keluar dari F-101 dinaikkan tekanannya dari 1 atm hingga 30 atm menggunakan compresor CP-101 dan suhunya naik menjadi  $235^{\circ}\text{C}$ , kemudian diumpankan menuju reaktor untuk proses reaksi.

Persiapan bahan baku *monoethanolamine* (MEA). MEA dari tangki T-102 dan air T-103 diumpankan ke *mixer* MX-101 untuk proses pengenceran MEA, kemudian MEA diuapkan menggunakan vaporizer VP-101 pada suhu  $174,08^{\circ}\text{C}$  hingga mencapai fraksi uap sebesar 80%. Fasa uap naik keatas dan fasa cair berada di bagian bawah kemudian dipisahkan menggunakan Knock Out Drum (KO-101). MEA yang masih dalam kondisi cair di-*recycle* dan dicampur dengan arus MEA dari MX-101 dan diuapkan kembali menggunakan VP-101. Fasa uap yang keluar dari KO-101 dipanaskan menggunakan *heater* H-101 hingga mencapai suhu  $233,95^{\circ}\text{C}$ . Uap MEA tekanannya dari 1 atm menjadi 30 atm



menggunakan compresor CP-102 dan suhu naik menjadi 235°C, kemudian diumpankan ke reaktor untuk proses reaksi.

### 2.3.2 Tahap Pembentukan Produk

Gas yang kondisinya telah sesuai dengan kondisi operasi reaktor kemudian diumpankan ke dalam reaktor. Uap NH<sub>3</sub> dan uap MEA dengan suhu 235°C dan tekanan 30 atm diumpankan menuju reaktor. Reaktor berjalan pada kondisi adiabatik non-isotermal. Pada reaktor terjadi tahap pembentukan produk. Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah:



Reaksi pembentukan EDA dari amonia dan MEA dilakukan pada reaktor dengan satu tumpukan katalis (*fixed bed singlebed*). Katalis yang digunakan adalah *Raney nikel*. Pada reaksi diatas yang menjadi produk utama yaitu *ethylenediamine* (EDA) dan produk samping berupa *diethylenetriamine* (DETA).

### 2.3.3 Tahap Pemurnian Produk

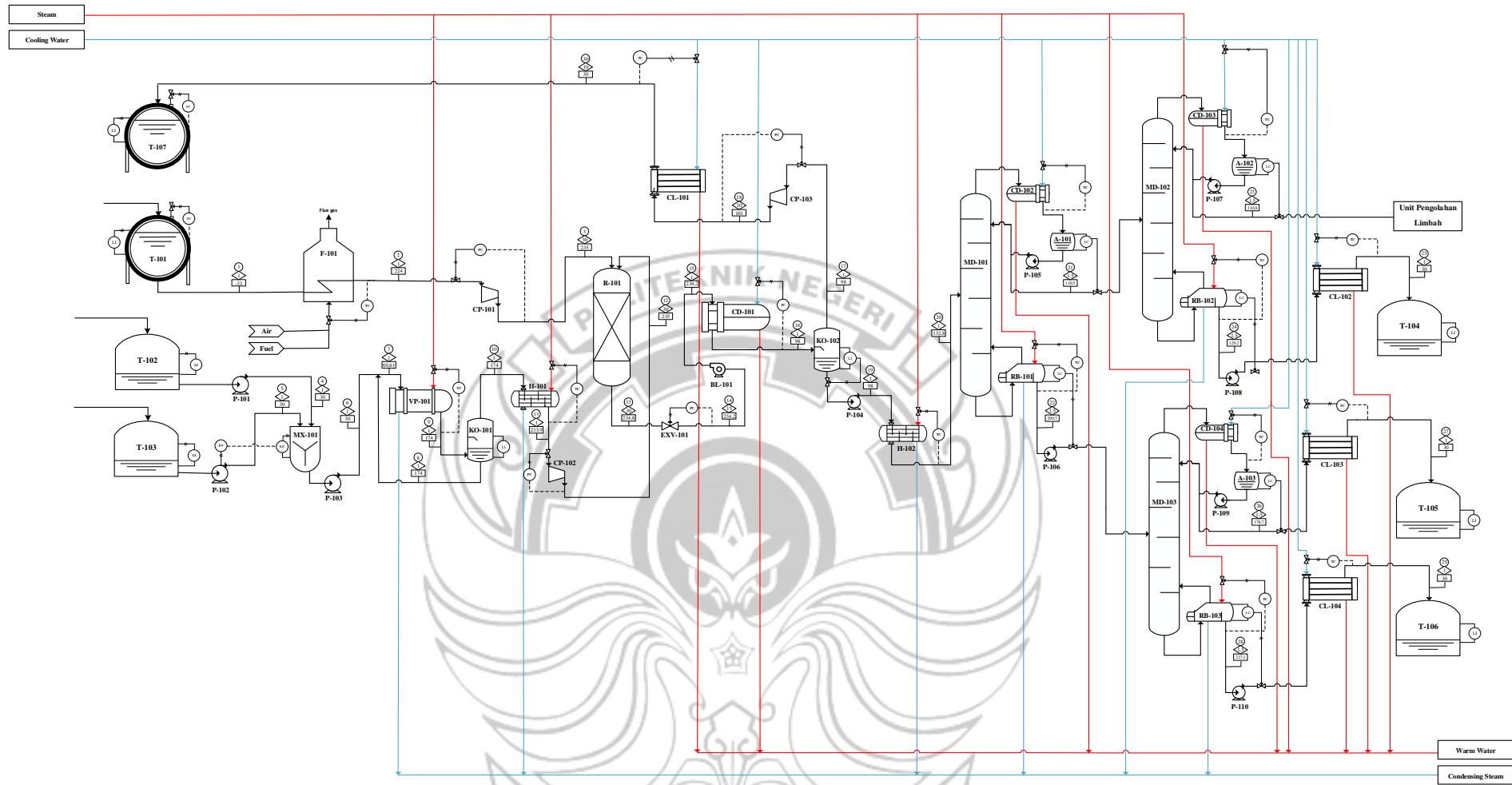
Produk gas keluar berupa NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>O, EDA, MEA, dan DETA dengan kondisi 30 atm dan 235°C diturunkan tekanannya dari 30 atm menjadi 1 atm menggunakan expansion valve EXV-101. Gas kemudian diembunkan menggunakan *condenser* sehingga mengalami penurunan suhu menjadi 98°C dan sebagian perubahan fase menjadi cair. Campuran uap cair kemudian dipisahkan menggunakan *knock-out drum* KO-102. Hasil atas yang berupa uap amonia didinginkan dan dikembalikan ke T-101. Hasil bawah berupa campuran EDA, DETA, air, dan sisa MEA yang tidak bereaksi dipanaskan menggunakan heater H-

102 hingga suhu 132,8°C, kemudian diumpankan ke menara distilasi MD-101. Pada MD-101, yang menjadi *light key component* yaitu EDA dan yang menjadi *heavy key component* yaitu MEA. EDA dan H<sub>2</sub>O sebagai *top product* kemudian diumpankan ke menara distilasi MD-102 dan sebagian dikembalikan ke MD-101, sedangkan *bottom product* yang mengandung MEA dan DETA diumpankan ke menara distilasi MD-103.

*Top product* dari MD-101 diumpankan menuju MD-102 untuk dipisahkan *light* dan *heavy key component*. *Light key component* yang masuk ke MD-102 yaitu MEA sedangkan *heavy key component* yaitu DETA. *Top product* MD-102 diembunkan dan diumpankan ke unit pengolahan limbah dan sebagian dikembalikan ke MD-102. *Bottom product* MD-102 yang berupa EDA sebagai produk utama, kemudian didinginkan menggunakan cooler CL-102 sampai suhu 30°C dan disimpan dalam tangki penyimpanan EDA T-104.


*Bottom product* dari MD-101 diumpankan menuju MD-103 untuk dipisahkan *light* dan *heavy key component*. *Light key component* yang masuk ke MD-103 yaitu MEA sedangkan *heavy key component* yaitu DETA. *Top product* berupa MEA diembunkan dan ditampung dalam tangki T-105 dan sebagian diumpankan kembali ke MD-103. Sedangkan untuk *bottom product* berupa DETA dilakukan pendinginan sampai suhu 30°C menggunakan cooler CL-104 dan selanjutnya disimpan dalam tangki penyimpan DETA T-106.

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT
T-101	Tangki NH3	CP-103	Compressor 3	CL-101	Cooler 1	RB-103	Reboiler 3
T-102	Tangki MEA	KO-101	Knock Out Drum 1	CL-102	Cooler 2	P-101	Pompa 1
T-103	Tangki H2O	KO-102	Knock Out Drum 2	CL-103	Cooler 3	P-102	Pompa 2
T-104	Tangki EDA	H-101	Heater 1	CL-104	Cooler 4	P-103	Pompa 3
T-105	Tangki MEA	H-102	Heater 2	MD-101	Menara Destilasi 1	P-104	Pompa 4
T-106	Tangki DETA	R-101	Reaktor 1	MD-102	Menara Destilasi 2	P-105	Pompa 5
T-107	Tangki NH3	EXV-101	Expansion Valve 1	MD-103	Menara Destilasi 3	P-106	Pompa 6
F-101	Furnace 1	BL-101	Blower 1	A-101	Accumulator 1	P-107	Pompa 7
MX-101	Mixer 1	CD-101	Condensor 1	A-102	Accumulator 2	P-108	Pompa 8
VP-101	Vaporizer	CD-102	Condensor 2	A-103	Accumulator 3	P-109	Pompa 9
CP-101	Compressor 1	CD-103	Condensor 3	RB-101	Reboiler 1	P-110	Pompa 10
CP-102	Compressor 2	CD-104	Condensor 4	RB-102	Reboiler 2		

Symbol	Keterangan	Symbol	Keterangan	Symbol	Keterangan
●	Nomor Arus	LI	Level Indicator	—	Cooling water
■	Suhu (°C)	PC	Pressure Control	—	Steam
◆	Tekanan (atm)	FC	Flow Control	—	Sinyal Pneumatik
		LC	Level Control	----	Sinyal Elektrik
		TC	Temperature Control		
		LYC	Level Relay Control		



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**PRODI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN**  
**POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG**

**PRA RANCANGAN PABRIK ETHYLENEDIAMINE**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Diusun Oleh:  
 1. Miftahul Janna (431 20 005)  
 2. Nurul Fadhilah Sulham (431 20 017)

Dosen Pembimbing:  
 1. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
 2. M. Badi, S.T., MT

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20	Arus 21	Arus 22	Arus 23	Arus 24	Arus 25	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29
MEA	-	-	-	1206,43	-	2004,68	2505,85	501,17	2505,85	2004,68	2004,68	2004,68	238,53	238,53	238,53	238,53	-	-	238,53	238,53	6,31	232,22	-	6,31	6,31	229,90	229,90	2,32	2,32
NH3	3123,73	3123,73	3123,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2713,47	2713,47	2713,47	2713,47	2713,47	2713,47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
EDA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1262,63	1262,63	1262,63	1262,63	-	-	1262,63	1262,63	1260,10	2,53	7,58	1252,53	1252,53	2,53	2,53	-	-
DETA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	412,84	412,84	412,84	412,84	-	-	412,84	412,84	-	412,84	-	-	-	4,13	4,13	408,71	408,71
H2O	15,70	15,70	15,70	3,63	800,65	6,03	7,54	1,51	7,54	6,03	6,03	6,03	522,66	522,66	522,66	522,66	-	-	522,66	522,66	522,66	-	518,87	3,79	3,79	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>3139,42</b>	<b>3139,42</b>	<b>3139,42</b>	<b>1210,06</b>	<b>800,65</b>	<b>2010,71</b>	<b>2513,39</b>	<b>502,68</b>	<b>2513,39</b>	<b>2010,71</b>	<b>2010,71</b>	<b>2010,71</b>	<b>5150,13</b>	<b>5150,13</b>	<b>5150,13</b>	<b>5150,13</b>	<b>2713,47</b>	<b>2713,47</b>	<b>2436,66</b>	<b>2436,66</b>	<b>1789,08</b>	<b>647,58</b>	<b>526,45</b>	<b>1262,63</b>	<b>1262,63</b>	<b>236,55</b>	<b>236,55</b>	<b>411,03</b>	<b>411,03</b>

### BAB III NERACA MASSA

Produk = *Ethylenediamine* (EDA)

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

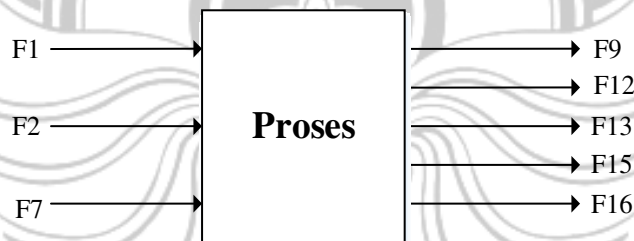
Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Rate Produksi = 1.262,63 kg/jam

Mol EDA = 21,01 kmol/jam

#### 3.1 Neraca Massa Total

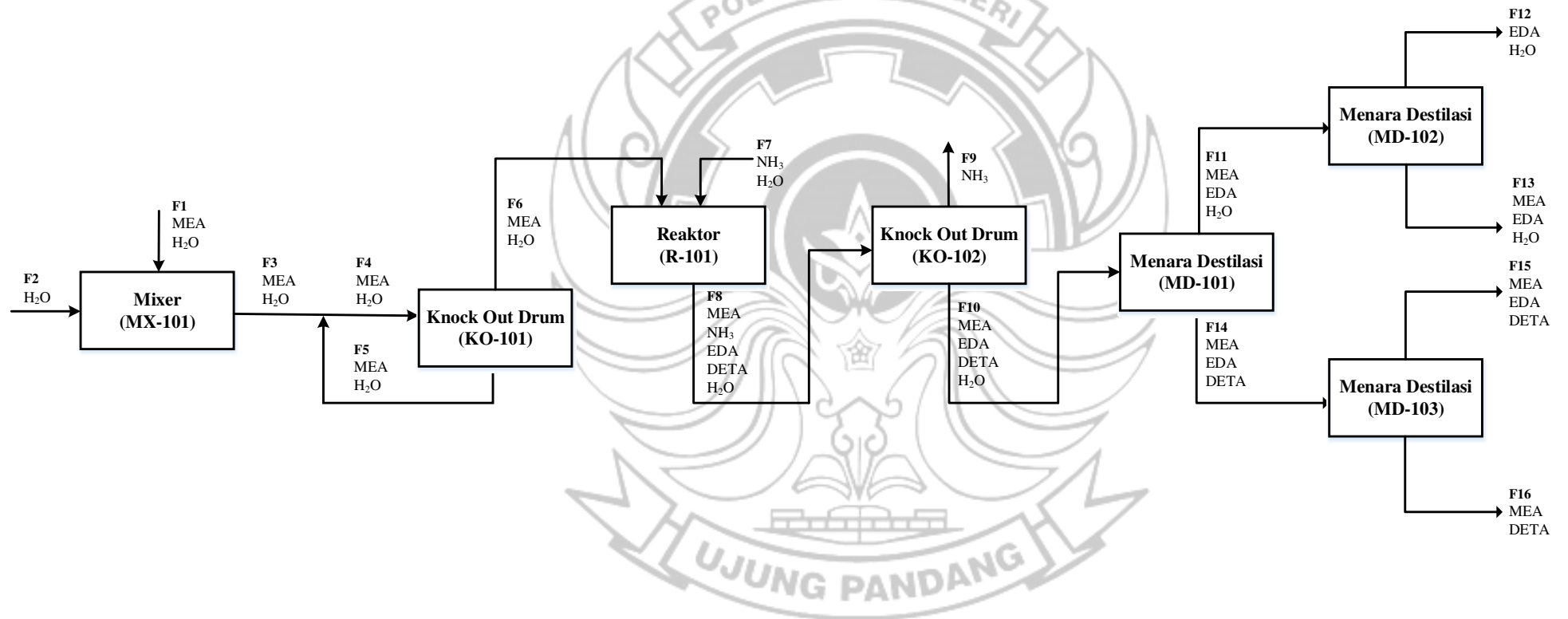
Neraca massa setiap alat telah disajikan dalam diagram alir kualitatif dan kuantitatif pada Gambar 3.1. Arus masuk dan keluar proses pabrik EDA dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Neraca Massa Arus Masuk dan Keluar Proses

Tabel 3.1 Neraca Massa Total Pabrik *Ethylenediamine*

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)				
	F1	F2	F7	F9	F12	F13	F15	F16
MEA	1.206,43	-	-	-	-	6,31	229,90	2,32
NH <sub>3</sub>	-	-	3.123,73	2.713,47	-	-	-	-
EDA	-	-	-	-	7,58	1.252,53	2,53	-
DETA	-	-	-	-	-	-	4,13	408,71
H <sub>2</sub> O	3,63	800,65	15,70	-	518,87	3,79	-	-
<b>Total</b>	1.210,06	800,65	3.139,43	2.713,47	526,45	1.262,63	236,56	411,03
		<b>5.150,14</b>				<b>5.150,14</b>		



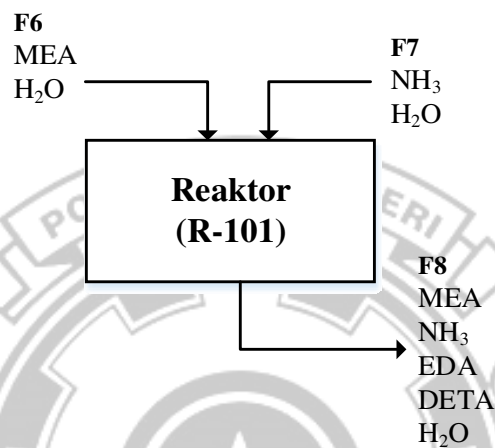
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif

### 3.2 Neraca Massa Tiap Alat

#### 3.2.1 Reaktor (R-101)

Fungsi: 1. Mereaksikan MEA dan amonia menjadi EDA dan air.

2. Mereaksikan EDA dan MEA menjadi DETA dan air.



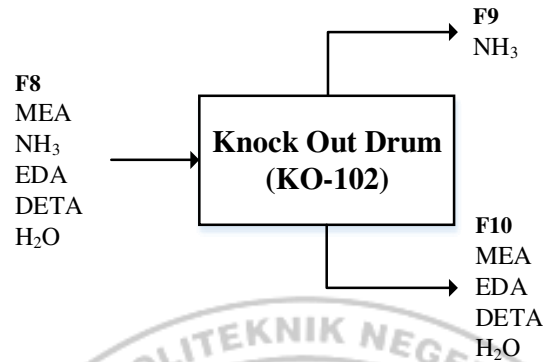
Gambar 3.3 Skema Neraca Massa Reaktor (R-101)

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)	
	F6		F7		F8	
MEA	2.004,68	99,7%	-	-	238,53	4,63%
NH <sub>3</sub>	-	-	3.123,73	99,5%	2.713,47	52,69%
EDA	-	-	-	-	1.262,63	24,52%
DETA	-	-	-	-	412,84	8,02%
H <sub>2</sub> O	6,03	0,3%	15,70	0,5%	522,66	10,14%
<b>Total</b>	2.010,71		3.139,42		<b>5.150,13</b>	
	<b>5.150,13</b>				<b>5.150,13</b>	

### 3.2.2 Knock Out Drum (KO-102)

Fungsi: Memisahkan fase cair dan fase uap keluaran condensor (CD-101).



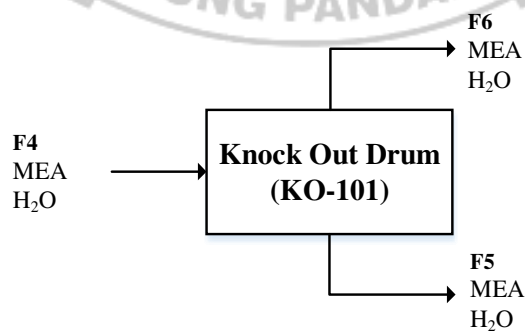
Gambar 3.4 Skema Neraca Massa Knock Out Drum (KO-102)

Tabel 3.3 Neraca Massa Knock Out Drum (KO-102)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F8		F9		F10	
MEA	238,53	4,63%	-	-	238,53	9,79%
NH <sub>3</sub>	2.713,47	52,69%	2.713,47	100%	-	-
EDA	1.262,63	24,52%	-	-	1.262,63	51,82%
DETA	412,84	8,02%	-	-	412,84	16,94%
H <sub>2</sub> O	522,66	10,14%	-	-	522,66	21,45%
<b>Total</b>	<b>5.150,13</b>		2.713,47		2.436,66	
			<b>5.150,13</b>			

### 3.2.3 Knock Out Drum (KO-101)

Fungsi: Memisahkan fase cair dan fase uap keluaran vaporizer (VP-101).



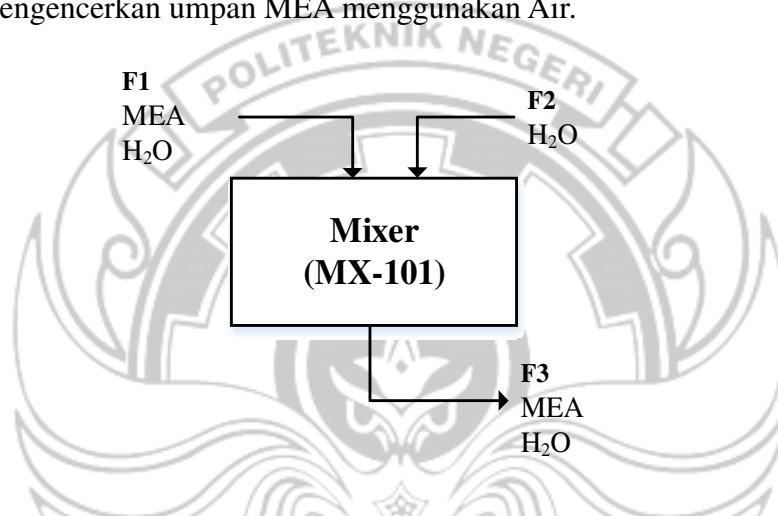
Gambar 3.5 Skema Neraca Massa Knock Out Drum (KO-101)

Tabel 3.4 Neraca Massa Knock Out Drum (KO-101)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F4		F5		F6	
MEA	2.505,85	99,7%	501,17	99,7%	2.004,68	99,7%
H <sub>2</sub> O	7,54	0,3%	1,51	0,3%	6,03	0,3%
<b>Total</b>	<b>2.513,39</b>		502,68		2.010,71	
			<b>2.513,39</b>			

### 3.2.4 Mixer (MX-101)

Fungsi: Mengencerkan umpan MEA menggunakan Air.



Gambar 3.6 Skema Neraca Massa Mixer (MX-101)

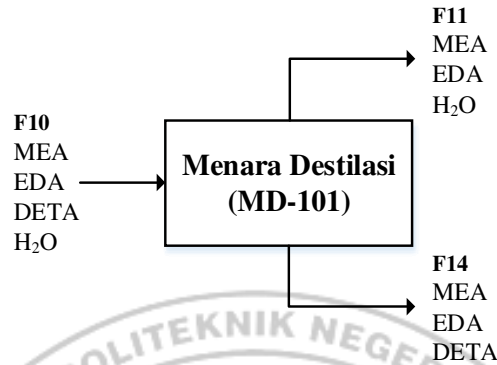
Tabel 3.5 Neraca Massa Mixer (MX-101)

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)	
	F1		F2		F3	
MEA	1.206,43	99,7%	-	-	2.004,68	99,7%
H <sub>2</sub> O	3,63	0,3%	800,65	100%	6,03	0,3%
<b>Total</b>	1.210,06		800,65		<b>2.010,71</b>	
	<b>2.010,71</b>					



### 3.2.5 Menara Destilasi (MD-101)

Fungsi: Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.



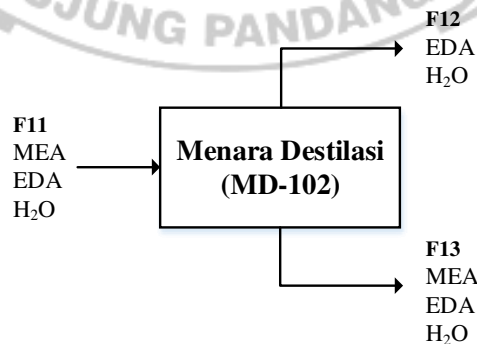
Gambar 3.7 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-101)

Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-101)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F10		F11		F14	
MEA	238,53	9,79%	6,31	0,35%	232,22	35,86%
EDA	1.262,63	51,82%	1.260,10	70,43%	2,53	0,39%
DETA	412,84	16,94%	-	-	412,84	63,75%
H <sub>2</sub> O	522,66	21,45%	522,66	29,21%	-	-
<b>Total</b>	<b>2.436,66</b>		1.789,08		647,58	
			<b>2.436,66</b>			

### 3.2.6 Menara Destilasi (MD-102)

Fungsi : Memisahkan produk EDA dan air.



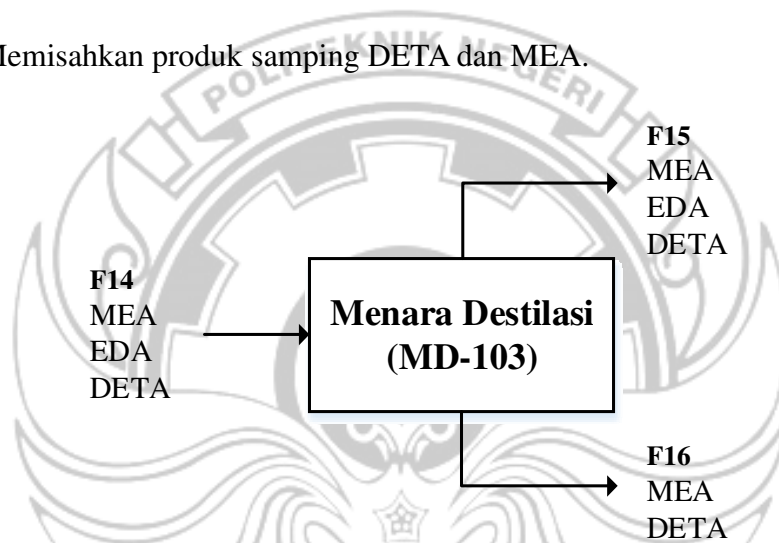
Gambar 3.8 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-102)

Tabel 3.7 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-102)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F11		F12		F13	
MEA	6,31	0,35%	-	-	6,31	0,5%
EDA	1.260,10	70,43%	7,58	1,44%	1.252,53	99,2%
H2O	522,66	29,22%	518,87	98,56%	3,79	0,3%
<b>Total</b>	<b>1.789,08</b>		526,45		1.262,63	
			<b>1.789,08</b>			

### 3.2.7 Menara Destilasi (MD-103)

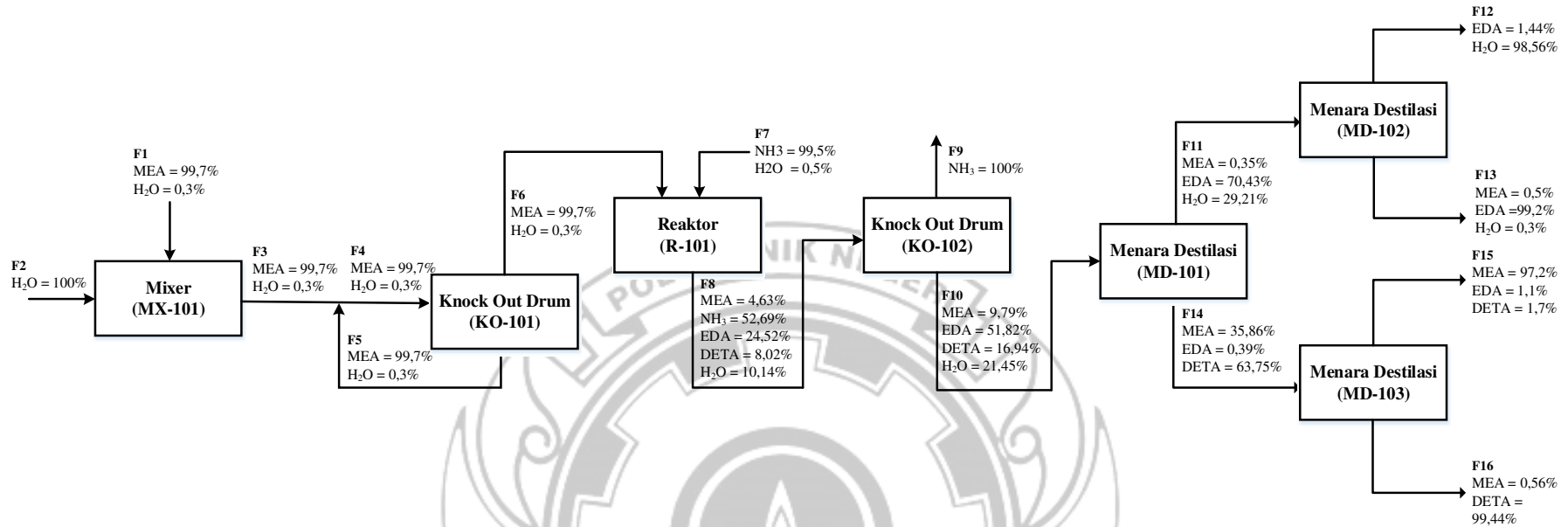
Fungsi : Memisahkan produk samping DETA dan MEA.



Gambar 3.9 Skema Neraca Massa Menara Destilasi (MD-103)

Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-103)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F14		F15		F16	
MEA	232,22	35,86%	229,90	97,2%	2,32	0,56%
EDA	2,53	0,39%	2,53	1,1%	-	-
DETA	412,84	63,75%	4,13	1,7%	408,71	99,44%
<b>Total</b>	<b>647,58</b>		236,55		411,03	
			<b>647,58</b>			



Gambar 3.10 Diagram Alir Kuantitatif

Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16
MEA	1.206,43	-	2.004,68	2505,85	501,17	2004,68	-	238,53	-	238,53	6,31	-	6,31	232,22	229,9	2,32
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	3123,73	2713,47	2713,47	-	-	-	-	-	-	-
EDA	-	-	-	-	-	-	-	1262,63	-	1262,63	1260,1	7,58	1252,53	2,53	2,53	-
DETA	-	-	-	-	-	-	-	412,84	-	412,84	-	-	-	412,84	4,13	408,71
H <sub>2</sub> O	3,63	800,65	6,03	7,54	1,51	6,03	15,7	522,66	-	522,66	522,66	518,87	3,79	-	-	-
<b>Total</b>	<b>1.210,06</b>	<b>800,65</b>	<b>2.010,71</b>	<b>2513,39</b>	<b>502,68</b>	<b>2010,71</b>	<b>3139,43</b>	<b>5150,13</b>	<b>2713,47</b>	<b>2436,66</b>	<b>1789,07</b>	<b>526,45</b>	<b>1262,63</b>	<b>647,59</b>	<b>236,56</b>	<b>411,03</b>
		<b>2.010,71</b>	<b>2.010,71</b>													
				<b>2.513,39</b>	<b>2.513,39</b>											
						<b>5.150,13</b>	<b>5.150,13</b>									
								<b>5.150,13</b>	<b>5.150,13</b>							
										<b>2.436,66</b>	<b>1.789,08</b>			<b>647,58</b>		
											<b>1.789,08</b>	<b>1.789,08</b>				
														<b>647,58</b>	<b>647,58</b>	
	<b>1.210,06</b>	<b>800,65</b>					<b>3139,43</b>		<b>2713,47</b>			<b>526,45</b>	<b>1262,63</b>		<b>236,56</b>	<b>411,03</b>
				<b>5.150,14</b>												<b>5150,14</b>

## BAB IV NERACA PANAS

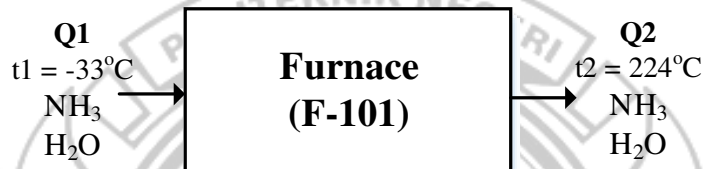
Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

Basis Operasi = 1 Jam

Suhu Referensi = 25°C (298,15 K)

Satuan = kJ/jam

### 4.1 Furnace (F-101)

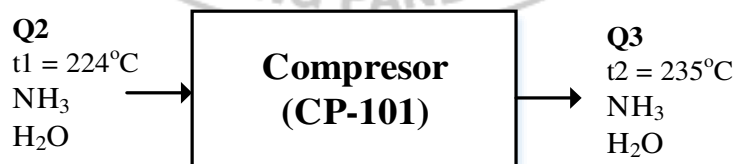


Gambar 4.1 Skema Neraca Panas *Furnace* (F-101)

Tabel 4.1 Neraca Panas *Furnace* (F-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	$Q_1$	$Q_2$
NH <sub>3</sub>	-899.109,45	1.410.751,86
H <sub>2</sub> O	-3.866,03	5.258,13
Q <sub>Laten</sub>	-	4.562.990,50
Q <sub>Steam</sub>	6.881.975,95	-
<b>Total</b>	<b>5.979.000,48</b>	<b>5.979.000,48</b>

### 4.2 Compressor (CP-101)



Gambar 4.2 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-101)

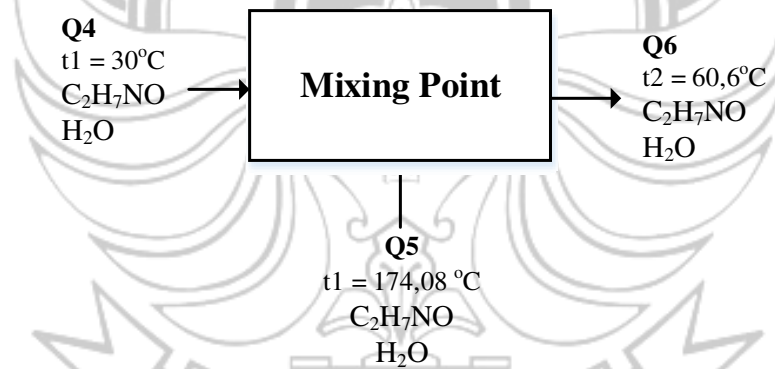
Tabel 4.2 Neraca Panas *Compressor* Stage 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q2	Qout Stage 1
NH <sub>3</sub>	1.410.751,86	1.477.128,03
H <sub>2</sub> O	5.258,13	5.467,03
Q <sub>Compres</sub>	66.585,07	-
<b>Total</b>	<b>1.482.595,06</b>	<b>1.482.595,06</b>

Tabel 4.3 Neraca Panas *Compressor* Stage 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Qinstage 1	Q3
NH <sub>3</sub>	1.477.128,03	1.494.599,13
H <sub>2</sub> O	5.467,03	5.521,40
Q <sub>Compres</sub>	17.525,48	-
<b>Total</b>	<b>1.500.120,53</b>	<b>1.500.120,53</b>

### 4.3 *Mixing Point*

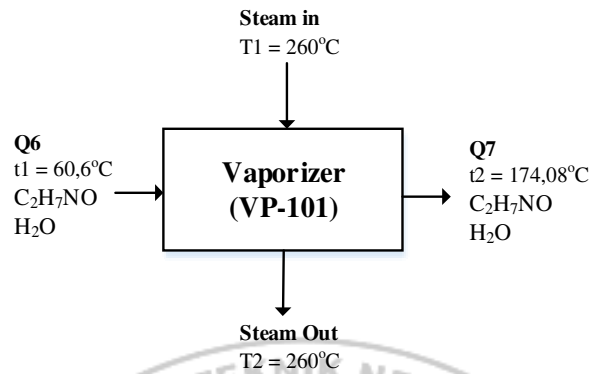


Gambar 4.3 Skema Neraca Panas *Mixing Point*

Tabel 4.4 Neraca Panas *Mixing Point*

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q4	Q5	Q6
MEA	33.924,42	253.002,61	286.891,84
H <sub>2</sub> O	134,89	951,50	1.121,57
<b>Total</b>	34.059,31	253.954,11	<b>288.013,41</b>
	<b>288.013,41</b>		

#### 4.4 Vaporizer (VP-101)

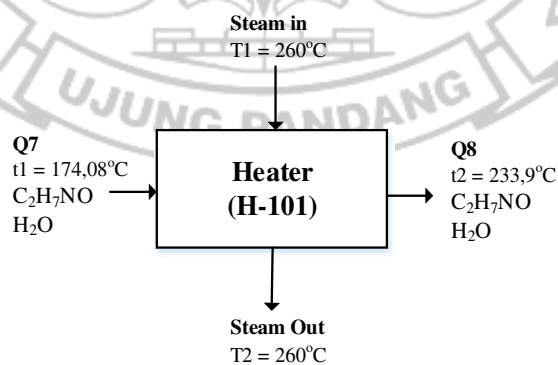


Gambar 4.4 Skema Neraca Panas Vaporizer (VP-101)

Tabel 4.5 Neraca Panas Vaporizer (VP-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q6	Q7
MEA	286.891,84	612.385,46
H <sub>2</sub> O	1.121,57	1.927,53
Q <sub>laten</sub>	-	2.820.702,34
Q <sub>steam</sub>	3.147.001,92	-
<b>Total</b>	<b>3.435.015,33</b>	<b>3.435.015,33</b>

#### 4.5 Heater (H-101)

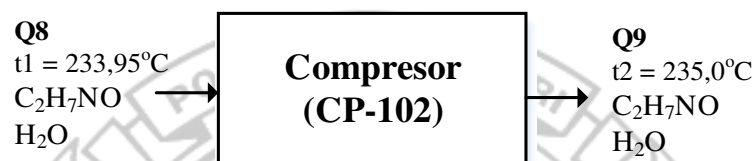


Gambar 4.5 Skema Neraca Panas Heater (H-101)

Tabel 4.6 Neraca Panas *Heater* (H-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q7	Q8
MEA	489.908,37	722.923,48
H <sub>2</sub> O	1.542,03	2.112,16
Q <sub>Steam</sub>	233.585,24	-
<b>Total</b>	<b>725.035,64</b>	<b>725.035,64</b>

#### 4.6 Compressor (CP-102)



Gambar 4.6 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-102)

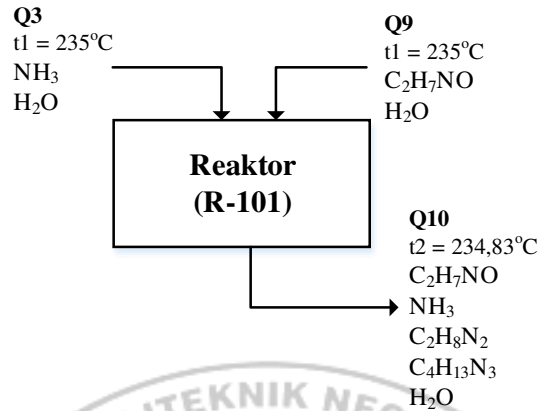
Tabel 4.7 Neraca Panas *Compressor* Stage 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q8	Q <sub>out</sub>
MEA	722.923,19	726.296,08
H <sub>2</sub> O	2.112,24	2.119,90
Q <sub>Compres</sub>	3.380,55	-
<b>Total</b>	<b>728.415,98</b>	<b>728.415,98</b>

Tabel 4.8 Neraca Panas *Compressor* Stage 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q <sub>in</sub>	Q9
MEA	726.296,08	727.160,84
H <sub>2</sub> O	2.119,90	2.121,86
Q <sub>Compres</sub>	866,72	-
<b>Total</b>	<b>729.282,70</b>	<b>729.282,70</b>

#### 4.7 Reaktor (R-101)

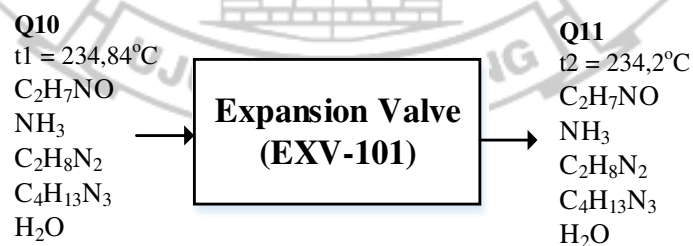


Gambar 4.7 Skema Neraca Panas Reaktor (R-101)

Tabel 4.9 Neraca Panas Reaktor (R-101)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q3	Q9	Q10
MEA	-	727.160,84	86.447,21
NH <sub>3</sub>	1.494.599,13	-	1.297.237,79
EDA	-	-	787.370,80
DETA	-	-	160.812,35
H <sub>2</sub> O	5.521,40	2.121,86	183.716,78
Q <sub>Reaksi</sub>	286.181,70	-	-
<b>Total</b>	<b>2.515.584,93</b>		<b>2.515.584,93</b>

#### 4.8 Expansion Valve (EXV-101)



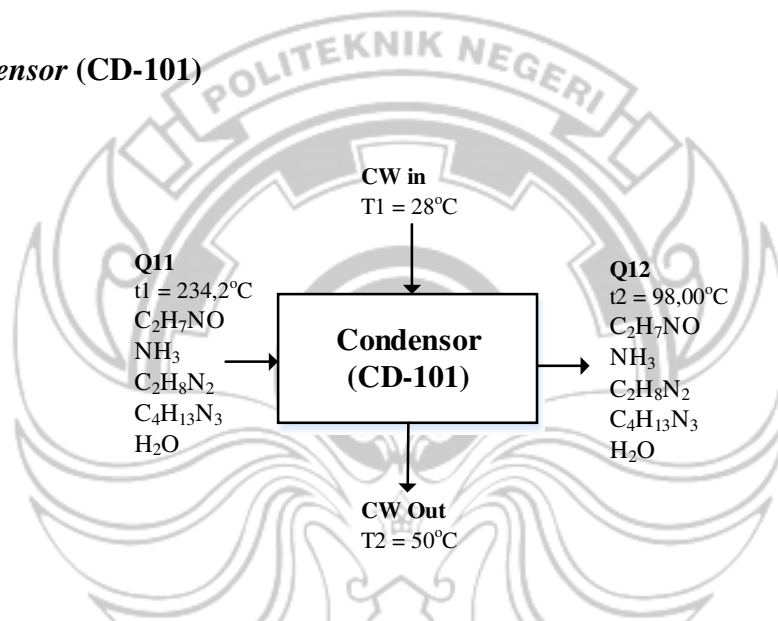
Gambar 4.8 Skema Neraca Panas Expansion Valve (EXV-101)



Tabel 4.10 Neraca Panas *Expansion Valve* (EXV-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q10	Q11
MEA	86.447,21	86.140,90
NH <sub>3</sub>	1.297.237,79	1.292.989,12
EDA	787.370,80	784.239,94
DETA	160.812,35	160.235,30
H <sub>2</sub> O	183.716,78	183.210,66
Q <sub>Beban</sub>	-	8.769,01
<b>Total</b>	<b>2.515.584,93</b>	<b>2.515.584,93</b>

#### 4.9 Condensor (CD-101)

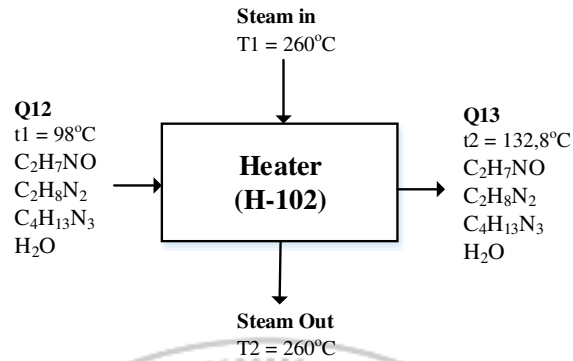


Gambar 4.9 Skema Neraca Panas *Condensor* (CD-101)

Tabel 4.11 Neraca Panas *Condensor* (CD-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q11	Q12
MEA	86.140,90	56.911,05
NH <sub>3</sub>	1.292.989,12	428.800,20
EDA	784.239,94	269.772,50
DETA	160.235,30	64.435,33
H <sub>2</sub> O	183.210,66	159.334,56
Q <sub>Kondensasi</sub>	3.135.509,22	-
Q <sub>Beban</sub>	-	4.663.071,50
<b>Total</b>	<b>5.642.325,14</b>	<b>5.642.325,14</b>

#### 4.10 Heater (H-102)

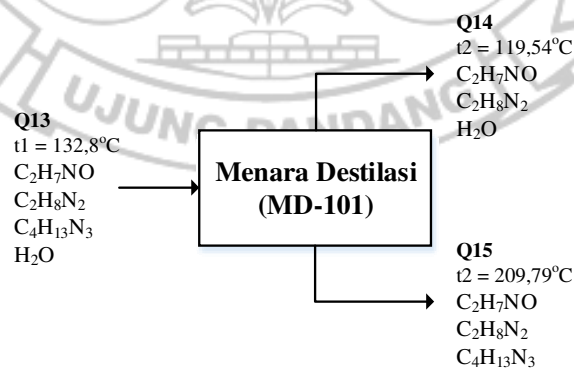


Gambar 4.10 Skema Neraca Panas Heater (H-102)

Tabel 4.12 Neraca Panas Heater (H-102)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q12	Q13
MEA	56.911,05	85.350,87
EDA	269.772,50	406.034,76
DETA	64.435,33	96.694,65
H <sub>2</sub> O	159.334,56	236.142,28
Q <sub>Steam</sub>	273.769,12	-
<b>Total</b>	<b>824.222,56</b>	<b>824.222,56</b>

#### 4.11 Menara Destilasi (MD-101)

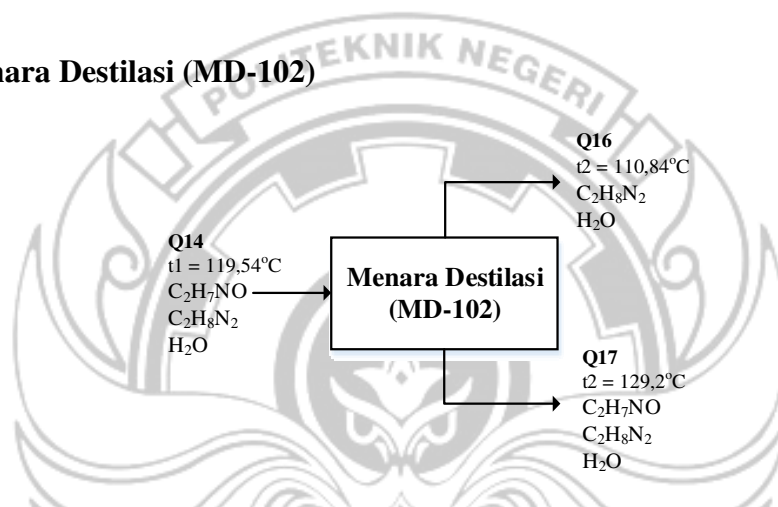


Gambar 4.11 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)

Tabel 4.13 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q13	Q14	Q15
MEA	85.350,87	1.969,21	148.213,20
EDA	406.034,76	352.735,59	1.466,52
DETA	96.694,65	-	172.734,53
H <sub>2</sub> O	236.142,28	206.711,63	-
Q <sub>Beban</sub>	-	3.203.532,83	
Q <sub>Steam</sub>	3.263.140,93	-	
<b>Total</b>	<b>4.087.363,49</b>	<b>4.087.363,49</b>	

#### 4.12 Menara Destilasi (MD-102)

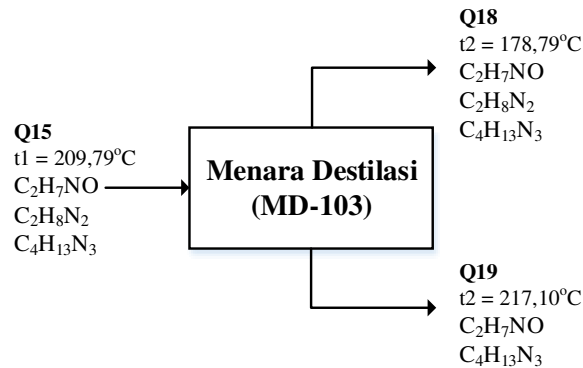


Gambar 4.12 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)

Tabel 4.14 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q14	Q16	Q17
MEA	1.969,21	-	2.180,32
EDA	352.735,59	1.916,36	388.615,59
H <sub>2</sub> O	206.711,63	186.163,58	1.653,57
Q <sub>Beban</sub>	-	1.910.377,33	
Q <sub>Steam</sub>	1.929.490,33	-	
<b>Total</b>	<b>2.490.906,75</b>	<b>2.490.906,75</b>	

#### 4.13 Menara Destilasi (MD-103)

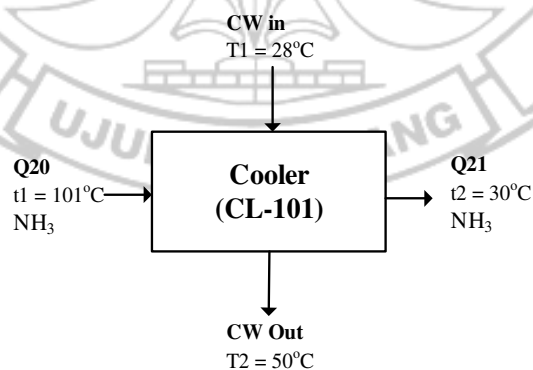


Gambar 4.13 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103)

Tabel 4.15 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q15	Q18	Q19
MEA	148.213,20	120.018,84	1.547,58
EDA	1.466,52	1.192,52	-
DETA	172.734,53	1.412,21	178.569,06
Q <sub>Beban</sub>	-	527.614,52	-
Q <sub>Steam</sub>	507.940,48	-	-
<b>Total</b>	<b>830.354,73</b>	<b>830.354,73</b>	

#### 4.14 Cooler (CL-101)

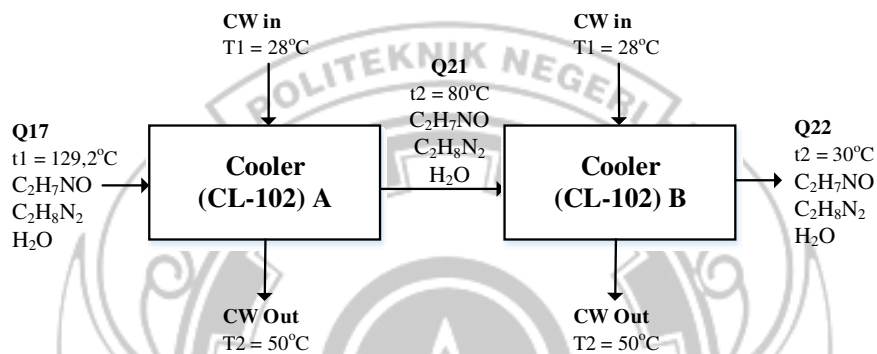


Gambar 4.14 Skema Neraca Panas Cooler (CL-101)

Tabel 4.16 Neraca Panas Cooler (CL-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q12	Q20
NH <sub>3</sub>	448.194,67	72.109,89
Q <sub>Beban</sub>	-	376.084,78
<b>Total</b>	<b>448.194,67</b>	<b>448.194,67</b>

#### 4.15 Cooler (CL-102)



Gambar 4.15 Skema Neraca Panas Cooler (CL-102)

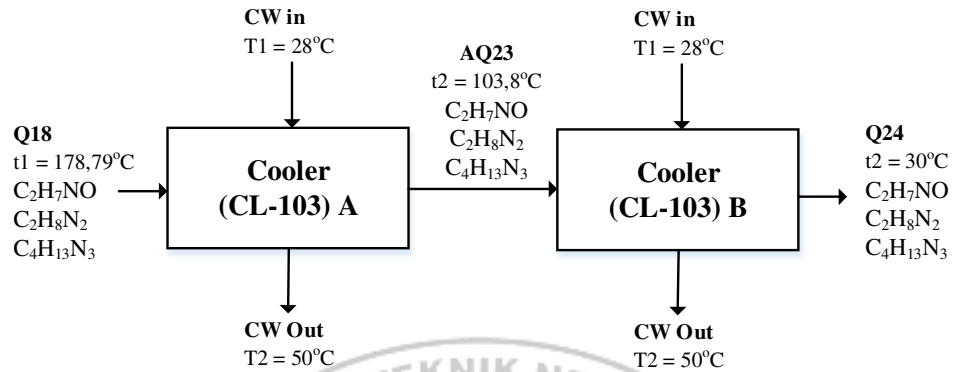
Tabel 4.17 Neraca Panas Cooler (CL-102) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q17	Q21
MEA	2.180,32	1.125,97
EDA	388.615,59	199.745,56
H <sub>2</sub> O	1.653,57	869,67
Q <sub>Beban</sub>	-	190.708,28
<b>Total</b>	<b>392.449,48</b>	<b>392.449,48</b>

Tabel 4.18 Neraca Panas Cooler (CL-102) B

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q21	Q22
MEA	1.125,97	100,09
EDA	199.745,56	17.686,61
H <sub>2</sub> O	869,67	79,37
Q <sub>Beban</sub>	-	183.875,14
<b>Total</b>	<b>201.741,20</b>	<b>201.741,20</b>

#### 4.16 Cooler (CL-103)



Gambar 4.16 Skema Neraca Panas Cooler (CL-103)

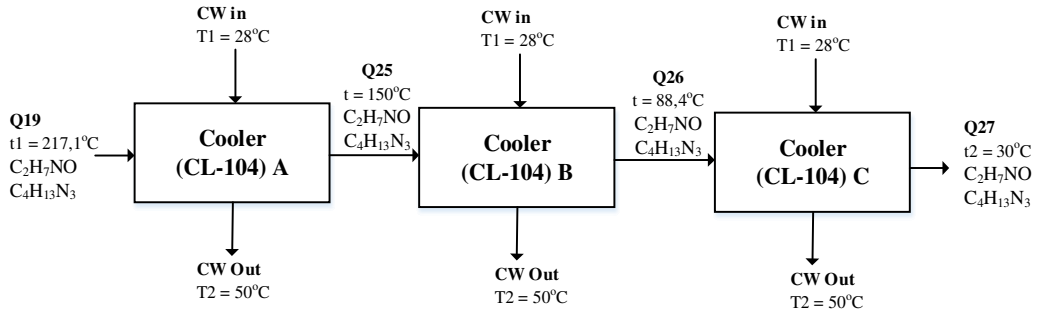
Tabel 4.19 Neraca Panas Cooler (CL-103) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q18	Q23
MEA	120.018,84	75.678,48
EDA	1.192,52	584,20
H <sub>2</sub> O	1.412,21	697,36
Q <sub>Beban</sub>	-	45.663,52
<b>Total</b>	<b>122.623,57</b>	<b>122.623,57</b>

Tabel 4.20 Neraca Panas Cooler (CL-103) B

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q23	Q24
MEA	75.678,48	4.817,23
EDA	584,20	35,66
H <sub>2</sub> O	697,36	42,84
Q <sub>Beban</sub>	-	72.064,31
<b>Total</b>	<b>76.960,05</b>	<b>76.960,05</b>

#### 4.17 Cooler (CL-104)



Gambar 4.17 Skema Neraca Panas Cooler (CL-104)

Tabel 4.21 Neraca Panas Cooler (CL-104) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q19	Q25
MEA	1.547,58	971,27
EDA	178.569,06	111.940,91
Q <sub>Beban</sub>	-	67.204,46
<b>Total</b>	<b>180.116,64</b>	<b>180.116,64</b>

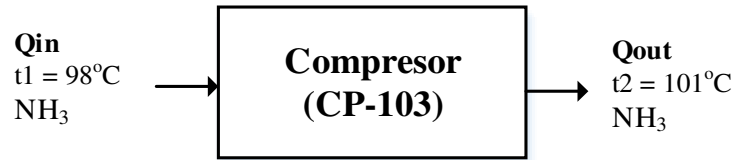
Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler (CL-104) B

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q25	Q26
MEA	971,27	479,18
EDA	111.940,91	55.166,09
Q <sub>Beban</sub>	-	57.266,90
<b>Total</b>	<b>112.912,18</b>	<b>112.912,18</b>

Tabel 4.23 Neraca Panas Cooler (CL-104) C

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q25	Q26
MEA	479,18	36,82
EDA	55.166,09	4.241,61
Q <sub>Beban</sub>	-	51.366,85
<b>Total</b>	<b>55.645,28</b>	<b>55.645,28</b>

#### 4.18 Compressor (CP-103)



Gambar 4.18 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-103)

Tabel 4.24 Neraca Panas *Compressor*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	$Q_8$	$Q_{out}$
NH <sub>3</sub>	428.800,20	448.194,67
Q <sub>Compres</sub>	19.394,48	-
<b>Total</b>	<b>448.194,67</b>	<b>448.194,67</b>





## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 5.1 Tangki 101 (T-101)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Amonia ( $\text{NH}_3$ )
Kode	: T-101
Tipe	: <i>Spherical Vessel tank</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Suhu Penyimpanan	: $-33^\circ\text{C}$
Durasi Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,58 atm
Jumlah Tangki	: 2 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: $198,56 \text{ m}^3$
ID	: 7,238 m
OD	: 7,251 m
Tebal Tangki	: 0,00635 m

### 5.2 Tangki 102 (T-102)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku MEA ( $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ )
Kode	: T-102
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: $30^\circ\text{C}$
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,45 atm

Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 241,61 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 2,69 m
Tinggi Head Tangki	: 1,199 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,009 m
Tinggi Total Tangki	: 3,89 m
ID	: 5,476 m
OD	: 5,486 m
Tebal Tangki	: 0,0095 m

### 5.3 Tangki 103 (T-103)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Air (H <sub>2</sub> O)
Kode	: T-103
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,36 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 69,48 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 1,77 m
Tinggi Head Tangki	: 0,72 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,008 m
Tinggi Total Tangki	: 2,495 m

ID : 3,65 m  
OD : 3,66 m  
Tebal Tangki : 0,005 m

#### 5.4 Tangki 104 (T-104)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk EDA ( $C_2H_8N_2$ )  
Kode : T-104  
Tipe : Silinder tegak, *flat bottom* dan *torispherical head*  
Bahan : *Stainless steel*  
Suhu Penyimpanan : 30°C  
Durasi Penyimpanan : 7 hari  
Tekanan *Design* : 1,43 atm  
Jumlah Tangki : 1 buah  
Volume *Design* Tangki : 286,08 m<sup>3</sup>  
Tinggi Tangki : 2,83 m  
Tinggi Head Tangki : 1,26 m  
Tebal Bottom Tangki : 0,005 m  
Tinggi Total Tangki : 4,099 m  
ID : 5,782 m  
OD : 5,791 m  
Tebal Tangki : 0,005 m

### 5.5 Tangki 105 (T-105)

Fungsi	: Tempat penyimpanan Produk DETA ( $C_4H_{13}N_3$ )
Kode	: T-105
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,37 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 87,15 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 1,91 m
Tinggi Head Tangki	: 0,77 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,005 m
Tinggi Total Tangki	: 2,68 m
ID	: 3,95 m
OD	: 3,96 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

### 5.6 Tangki 106 (T-106)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku MEA ( $C_2H_7NO$ )
Kode	: T-106
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C

Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,34 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 47,33 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 1,56 m
Tinggi Head Tangki	: 0,62 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,005 m
Tinggi Total Tangki	: 2,18 m
ID	: 3,19 m
OD	: 3,20 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

### **5.7 Furnace (F-101)**

Fungsi	: Memanaskan gas umpan amonia (NH <sub>3</sub> )
Jenis	: <i>Furnace box type</i>
Jumlah Alat	: 1

#### ***Radiant Section Design***

OD Tube	: 0,114 m
ID Tube	: 0,102 m
Dimensi <i>Furnace</i>	: 2,44 m × 2,44 m × 7,32 m
Volume <i>Furnace</i>	: 38,035 m <sup>3</sup>
Jumlah Tube	: 48
Beban Radiasi	: 2.854.476,49 Btu/jam

### ***Conection Section Design***

Beban Radiasi : 3.805.968,65 Btu/jam

LMTD : 351,9°C

Luas Permukaan : 1,355 m<sup>2</sup>

Diameter Tube : 0,114 m

### ***Stack***

Diameter Stack : 1,83 m

Tinggi Stack : 10,29 m

T<sub>out</sub> Stack : 724,16°C

### **5.8 Compressor (CP-101)**

Fungsi : Menaikkan Tekanan Amonia (NH<sub>3</sub>) dari 1 ke 30 atm

Kode : CP-101

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah Alat : 1

T<sub>in</sub> : 224,06°C

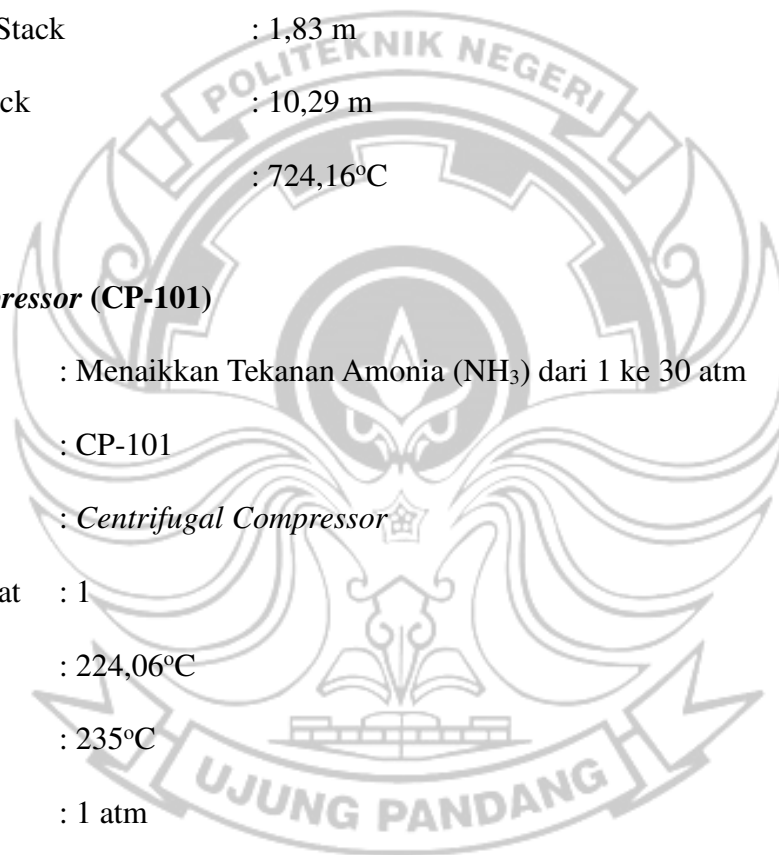
T<sub>out</sub> : 235°C

P<sub>in</sub> : 1 atm

P<sub>out</sub> : 30 atm

Jumlah Stage : 2

Power : 1,5 HP



### 5.9 Compressor (CP-102)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan <i>Monoethanolamine</i> (MEA) dari 1 ke 30 atm
Kode	: CP-102
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
Jumlah Stage	: 2
Laju Alir	: 3,0003 m <sup>3</sup> /jam
T <sub>in</sub>	: 234,52°C
T <sub>out</sub>	: 235 °C
P <sub>in</sub>	: 1 atm
P <sub>out</sub>	: 30 atm
P <sub>w</sub>	: 0,5 HP

### 5.10 Mixer (MX-101)

Fungsi	: Tempat pengenceran <i>monoethanolamine</i> (C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO) menggunakan air (H <sub>2</sub> O)
Kode	: MX-101
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah Tangki	: 1 buah
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Waktu Tinggal	: 1 jam
Tekanan <i>Design</i>	: 1,54 atm
Volume <i>Design</i> Tangki	: 2,37 m <sup>3</sup>

Tinggi Tangki	: 3,94 m
Tinggi Head Tangki	: 0,39 m
Tinggi Total Tangki	: 4,73 m
ID	: 1,97 m
OD	: 1,98 m
Tebal Tangki	: 0,005 m
Jenis Pengaduk	: <i>Paddle with 2 blades</i>
Jumlah Pengaduk ( <i>Impeller</i> )	: 1 buah
Power Motor	: 5 Hp

### 5.11 Vaporizer (VP-101)

Fungsi	: Menguapkan umpan keluar dari MX-101
Kode	: VP-101
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Tekanan Operasi	: 1 atm
<i>Vapor Fraction</i>	: 80%

#### *Shell Side*

$ID_s$	: 0,31 m
<i>Baffle Spacing</i>	: 0,23 m
$U_D$	: 9,93 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$U_C$	: 39,77 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$R_D$	: 0,075 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
$\Delta P_s$	: 0,01 atm



### ***Tube Side***

OD <sub>T</sub>	: 0,019 m
ID <sub>T</sub>	: 0,016 m
BWG	: 16
Pitch (PT)	: 0,024 m <i>triangular pitch</i>
Jumlah Tube (N <sub>t</sub> )	: 98
Panjang Tube (L)	: 4,572 m
$\Delta P_t$	: 0,00063 atm

### **5.12 Knock Out Drum (KO-101)**

Fungsi	: Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar <i>vaporizer</i> (VP-101)
Kode	: KO-101
Tipe	: Tangki vertikal dengan <i>torispherical dished head</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Temperatur	: 174,08°C = 447,23K
Tekanan	: 1 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah

### ***Nozzle***

ID	: 0,009 m
OD	: 0,013 m

### ***Vessel***

ID	: 0,517 m
OD	: 0,527 m

Tebal Dinding : 0,005 m  
 Tinggi Uap : 0,921 m  
 Tinggi Liquid : 2,456 m  
 Tinggi Total *Vessel* : 3,377 m

### 5.13 *Knock Out Drum (KO-102)*

Fungsi : Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar  
*condensor (CD-101)*

Kode : KO-102

Tipe : Tangki vertikal dengan *torispherical dished head*

Bahan : *Stainless Steel*

Temperatur : 77°C = 350,15 K

Tekanan : 1 atm

Jumlah Tangki : 1 buah

#### *Nozzle*

ID : 0,0209 m

OD : 0,0267 m

#### *Vessel*

ID : 0,772 m

OD : 0,782 m

Tebal Dinding : 0,005 m

Tinggi Uap : 0,928 m

Tinggi Liquid : 0,919 m

Tinggi Total *Vessel* : 1,847 m



#### 5.14 Heater (H-101)

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA dan H<sub>2</sub>O dari *Knock Out Drum* (KO-101) menuju *Compressor* (C-102)

Kode : H-101

Tipe : *Double Pipe*

Kebutuhan Panas : 221.438,81 Btu/jam

##### *Anulus*

OD : 0,073 m

ID : 0,059 m

Pressure Drop : 0,03 Psi

##### *Inner*

OD : 0.048 m

ID : 0.038 m

Pressure Drop : 0,97 Psi

Jumlah Hairpin : 5 hairpin

Panjang Total : 60,96 m

Rd : 0.037 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

#### 5.15 Heater (H-102)

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA, EDA, DETA, H<sub>2</sub>O dan NH<sub>3</sub> menuju MD-101

Kode : H-102

Tipe : *Double pipe*

Kebutuhan Panas : 259.533,13 Btu/jam

### ***Anulus***

OD : 0,073 m  
ID : 0,059 m  
Pressure Drop : 0,07 Psi

### ***Inner***

OD : 0.048 m  
ID : 0.038 m  
Pressure Drop : 2,32 Psi  
Jumlah Hairpin : 8 hairpin  
Panjang Total : 97,53 m  
Rd : 0.125 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

### **5.16 Reaktor (R-101)**

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *monoethanolamine* dan amonia untuk membentuk *ethylenediamine*.  
Kode : R-101  
Tipe : *Single Bed Catalytic* Reaktor  
Tekanan Operasi : 33 atm  
Suhu Operasi : 235°C  
Suhu Fluida Keluar : 234,84°C  
Tinggi Bed Reaktor : 3,5758 m  
ID dalam Shell : 1,600 m  
OD luar Shell : 1,676 m  
Tebal Shell : 0,038 m

OD Head : 1,682 m  
Tebal Head : 0,0413 m  
Tinggi Head : 0,532 m  
Tinggi Total Reaktor : 5,776 m  
Volume Reaktor : 8,622 m<sup>3</sup>  
Jenis Katalis : *Raney nickel*  
Massa Katalis : 2.544,92 kg  
Waktu Tinggal : 29,592 detik  
Dimensi pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor  
OD : 0,168 m  
ID : 0,128 m  
Laju Alir Produk : 5.150,14 kg/jam

### **5.17 Expansion Valve (EXV-101)**

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran Reaktor 30 atm menjadi 1 atm  
Kode : EXV-101  
Tipe : *Centrifugal Expander*  
Jumlah Alat : 1  
T<sub>in</sub> : 234,84°C  
T<sub>out</sub> : 234,20°C  
P<sub>in</sub> : 30 atm  
P<sub>out</sub> : 1 atm  
ID : 0,154 m

OD : 0,168 m

### 5.18 Condensor (CD-101)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari R-101

Kode : CD-101

Tipe : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Bahan : *Carbon Steel*

#### *Shell*

ID : 0,254 m

$\Delta P_s$  : 1,384 psi

#### *Tube*

Panjang (L) : 4,572 m

OD : 0,019 m

$\Delta P_t$  : 0,0154 psi

Uc : 248,57 btu/ht.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,0067 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

### 5.19 Cooler (CL-101)

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluaran atas KO-101

Kode : CL-101

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Panjang Total Pipa : 58,52 m

***Annulus***

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,02 psi

***Inner***

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,25 psi

Rd : 0,0001 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**5.20 Cooler (CL-102)**

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom

MD-102

Kode : CL-102

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah Hairpin : 5

Panjang Total Pipa : 45,72 m

***Annulus***

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,01 psi

***Inner***

OD	: 0,042 m
ID	: 0,035 m
$\Delta P_t$	: 0,39 psi
Rd	: 0,0283 jam.ft <sup>2</sup> .°F/btu

Dengan cara dan spesifikasi yang sama dapat diperoleh spesifikasi alat *Cooler-102* Bagian B.

**5.21 *Cooler (CL-103)***

Fungsi	: Menurunkan temperatur komponen keluar arus top MD-103
Kode	: CL-103
Tipe	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Tekanan Operasi	: 1 atm
Jumlah Hairpin	: 8
Panjang Total Pipa	: 73,15 m

***Annulus***

OD	: 0,060 m
ID	: 0,052 m
$\Delta P_s$	: 0,0002 psi

***Inner***

OD	: 0,042 m
ID	: 0,035 m
$\Delta P_t$	: 0,39 psi



Rd : 0,0052 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

Dilakukan perhitungan dan spesifikasi yang sama untuk memperoleh spesifikasi alat *Cooler-103* Bagian B.

### 5.22 *Cooler (CL-104)*

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom MD-103

Kode : CL-104

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah Hairpin : 8

Panjang Total Pipa : 73,15 m

#### ***Annulus***

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,00061 psi

#### ***Inner***

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,39 psi

Rd : 0,41 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

Dengan cara perhitungan dan spesifikasi yang sama, maka dapat dihitung *Cooler-104* Bagian B dan C.

### 5.23 Menara Destilasi (MD-101)

Fungsi	: Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.
Kode	: MD-101
Jumlah Alat	: 1
Tipe	: <i>Sieve Tray Column</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Operasi	: Tekanan 1,5 atm
Diameter Tray	: 1,05 m
Tray Spacing	: 0,3
Jumlah Plate	: 28
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0066 atm
<i>Volume Design</i>	: 3,22 m <sup>3</sup>
<i>Tekanan Design</i>	: 17,635 psi
OD	: 48 in
ID	: 47,5 in
Tebal Dinding	: 0,25 in
Tebal Head	: 0,26 m
Tinggi Menara	: 12,89 m

#### a. Kondensor MD-101

Fungsi	: Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-101
Kode	: CD-102
Jenis	: 1-2 <i>Shell and tube heat exchanger</i> (aliran <i>counter current</i> )

Baffle Space : 9 in

Pass (n) : 2

***Tube Side***

Panjang (L) : 15 ft

OD : 0,75 in

Jumlah Tube : 140

Pitch : 1 in

$\Delta P$  : 0,00062 psi

***Shell Side***

ID : 12 in

Passes : 8

$\Delta P$  : 1,2277 psi

Uc : 89,238 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,0022 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**b. Reboiler MD-101**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-101

Kode : RB-101

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Baffle Space : 6 in

Pass (n) : 2

***Tube Side***

Panjang (L) : 10 ft

OD : 0,75 in

Jumlah Tube : 30  
Pitch : 0,94 in  
 $\Delta P$  : 6,241 psi

***Shell Side***

ID : 8 in  
 $\Delta P$  : 1,24 psi  
Uc : 91,481 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
Rd : 0,0222 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**c. Akumulator MD-101**

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.  
Kode : A-101  
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup *torispherical*  
Jumlah : 1 unit  
Voume Tangki : 2,48 m<sup>3</sup>  
Tekanan *Design* : 19,255 psi  
OD : 66 in  
ID : 65,5 in  
Tebal Tangki : 0,25 in  
Tebal Head : 0,25 in  
Tinggi Tangki : 3,77 m

## 5.24 Menara Destilasi (MD-102)

Fungsi : Memisahkan produk EDA dan air.

Kode : MD-102

Jumlah Alat : 1

Tipe : *Sieve Tray Column*

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Operasi : Tekanan 1,5 atm

Diameter Tray : 0,944 m

Tray Spacing : 0,3 m

Jumlah Plate : 45

*Pressure Drop* : 0,0073 atm

*Volume Design* : 2,298 m<sup>3</sup>

*Tekanan Design* : 17,635 psi

OD : 38 in

ID : 37,5 in

Tebal Dinding : 0,1875 in

Tebal Head : 0,18 in

Tinggi Menara : 18,41 m

### a. Kondensor MD-102

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-102

Kode : CD-103

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Baffle Space : 7,5 in

Pass (n) : 2

***Tube Side***

Panjang (L) : 15 ft

OD : 0,75 in

Jumlah Tube : 77

Pitch : 1 in

$\Delta P$  : 0,00026 psi

***Shell Side***

ID : 10 in

Passes : 2

$\Delta P$  : 4,53 psi

Uc : 59,778 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,0021 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**b. Reboiler MD-102**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-102

Kode : RB-102

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Baffle Space : 9 in

Pass (n) : 2

***Tube Side***

Panjang (L) : 10 ft

OD : 0,75 in

Jumlah Tube : 82

Pitch : 0,94 in

$\Delta P$  : 0,736 psi

***Shell Side***

ID : 12 in

$\Delta P$  : 0,00013 psi

Uc : 93,46 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,0129 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**c. Akumulator MD-102**

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi

Kode : A-102

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup *torispherical*

Jumlah : 1 unit

Volume Tangki : 0,639 m<sup>3</sup>

Tekanan *Design* : 18,93 psi

OD : 38 in

ID : 37,5 in

Tebal Tangki : 0,187 in

Tebal Head : 0,25 in

Tinggi Tangki : 2,329 m

**5.1 Menara Destilasi (MD-103)**

Fungsi : Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.

Kode : MD-103  
Jumlah alat : 1  
Tipe : *Sieve Tray Column*  
Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C  
Operasi : Tekanan 1 atm  
Diameter Tray : 1,15 m  
Tray Spacing : 0,3 m  
Jumlah Plate : 13  
*Pressure Drop* : 0,0066 atm  
*Volume Design* : 1,049 m<sup>3</sup>  
*Tekanan Design* : 17,635 psi  
OD : 32 in  
ID : 31,5 in  
Tebal Dinding : 0,149 in  
Tebal Head : 0,1875 in  
Tinggi Menara : 7,288 m

**a. Kondensor MD-103**

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-103  
Kode : CD-104  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
Baffle Space : 7,5 in  
Pass (n) : 2



***Tube Side***

Panjang (L) : 15 ft  
OD : 0,75 in  
Jumlah Tube : 52  
Pitch : 1 in  
 $\Delta P$  : 0,000119 psi

***Shell Side***

ID : 10 in  
Passes : 2  
 $\Delta P$  : 0,066 psi  
Uc : 29,85 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F  
Rd : 0,078 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**b. Reboiler MD-103**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-103  
Kode : RB-103  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
Baffle Space : 9 in  
Pass (n) : 2

***Tube Side***

Panjang (L) : 10 ft  
OD : 0,75 in  
Jumlah Tube : 82  
Pitch : 0,94 in

$\Delta P$  : 0,056 psi

***Shell Side***

ID : 12 in

$\Delta P$  : 0,056 psi

Uc : 39,97 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,0000043 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**c. Akumulator MD-103**

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.

Kode : A-103

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup torispherical .

Jumlah : 1 unit

Volume Tangki : 0,347 m<sup>3</sup>

Tekanan *Design* : 18,45 psi

OD : 32 in

ID : 31,625 in

Tebal Tangki : 0,187 in

Tebal Head : 0,25 in

Tinggi Tangki : 1,985 m

**5.25 Pompa (P-101)**

Fungsi : Mengalirkan MEA dari MEA Tank (T-102) ke Mixing  
(MX-101)

Kode : P-101

Tipe : *Centrifugal pump single stage*  
Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kapasitas : 1,198 m<sup>3</sup>/jam  
NPS : 1/2 in  
Sch : 80  
Inside Diameter : 0,546 in  
Outside Diameter : 0,840 in  
Daya Standar : 0,5 HP

#### **5.26 Pompa (P-102)**

Fungsi : Mengalirkan H<sub>2</sub>O dari H<sub>2</sub>O Tank (T-103) ke Mixing (MX-101)  
Kode : P-102  
Tipe : *Centrifugal pump single stage*  
Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kapasitas : 0,801 m<sup>3</sup>/jam  
NPS : 3/8 in  
Sch : 80  
Inside Diameter : 0,423 in  
Outside Diameter : 0,675 in  
Daya Standar : 2 HP

#### **5.27 Pompa (P-103)**

Fungsi : Mengalirkan H<sub>2</sub>O dan MEA dari Mixing (MX-101) ke Vaporizer (VP-101)

Kode : P-103  
Tipe : *Centrifugal pump single stage*  
Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kapasitas : 1,992 m<sup>3</sup>/jam  
NPS : 3/4 in  
Sch : 80  
Inside Diameter : 0,742 in  
Outside Diameter : 1,050 in  
Daya Standar : 0,5 HP

#### **5.28 Pompa (P-104)**

Fungsi : Mengalirkan MEA, EDA, DETA dan H<sub>2</sub>O dari *Knock Out Drum* (KO-102) ke Menara Destilasi (MD-101)

Kode : P-104  
Tipe : *Centrifugal pump single stage*  
Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kapasitas : 2,632 m<sup>3</sup>/jam  
NPS : 3/4 in  
Sch : 80  
Inside Diameter : 0,742 in  
Outside Diameter : 1,050 in  
Daya Standar : 0,5 HP

### 5.29 Pompa (P-105)

Fungsi : Mengalirkan MEA, EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-101) ke Menara Destilasi (MD-101) dan Menara Destilasi (MD-102)

Kode : P-105

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kapasitas : 2,033 m<sup>3</sup>/jam

NPS : 3/4 in

Sch : 80

Inside Diameter : 0,742 in

Outside Diameter : 1,050 in

Daya Standar : 0,5 HP

### 5.30 Pompa (P-106)

Fungsi : Mengalirkan MEA, EDA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-101) ke Menara Destilasi (MD-103)

Kode : P-106

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kapasitas : 0,768 m<sup>3</sup>/jam

NPS : 3/8 in

Sch : 80

Inside Diameter : 0,423 in

Outside Diameter : 0,675 in

Daya Standar : 1,5 HP

### 5.31 Pompa (P-107)

Fungsi : Mengalirkan EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-102) ke Menara Destilasi (MD-102) dan UPL

Kode : P-107

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kapasitas : 0,556 m<sup>3</sup>/jam

NPS : 1/4 in

Sch : 40

Inside Diameter : 0,364 in

Outside Diameter : 0,540 in

Daya Standar : 2 HP

### 5.32 Pompa (P-108)

Fungsi : Mengalirkan MEA, EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-102) ke EDA Tank (T-104)

Kode : P-108

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kapasitas : 1,602 m<sup>3</sup>/jam

NPS : 1/2 in

Sch : 40  
Inside Diameter : 0,622 in  
Outside Diameter : 0,840 in  
Daya Standar : 0,5 HP

### 5.33 Pompa (P-109)

Fungsi : Mengalirkan MEA, EDA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-103) ke Menara Destilasi (MD-103) dan DETA Tank (T-105)

Kode : P-109

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Kapasitas : 0,269 m<sup>3</sup>/jam

NPS : 1/8 in

Sch : 40

Inside Diameter : 0,269 in

Outside Diameter : 0,405 in

Daya Standar : 1,5 HP

### 5.34 Pompa (P-110)

Fungsi : Mengalirkan MEA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-103) ke MEA Tank (T-106)

Kode : P-110

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*  
Kapasitas : 0,526 m<sup>3</sup>/jam  
NPS : 1/4 in  
Sch : 40  
Inside Diameter : 0,364 in  
Outside Diameter : 0,540 in  
Daya Standar : 1,5 HP

### **5.35 Blower (BL-101)**

Fungsi : Menghembuskan gas keluar reaktor menuju condensor.  
Kode alat : BL-101  
Tipe : *Single stage centrifugal blower*  
Bahan : *Stainless steel 304*  
Volume : 7,064 m<sup>3</sup>/s  
Power : 0,469 HP  
P<sub>standar</sub> : 0,5 HP

### **5.36 Tangki 107 (T-107)**

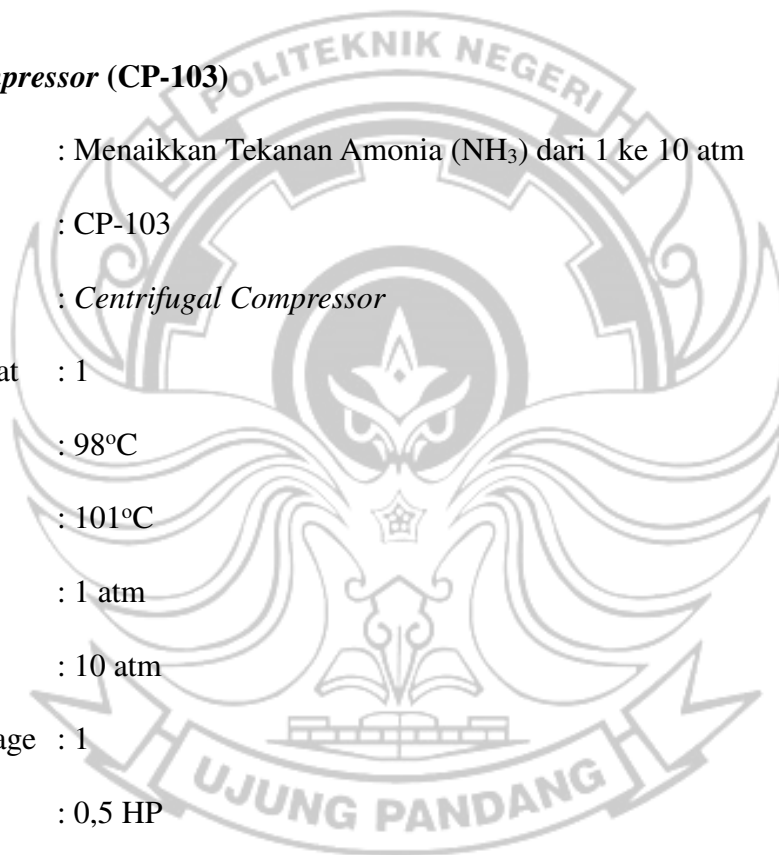
Fungsi : Tempat penyimpanan produk Amonia (NH<sub>3</sub>)  
Kode : T-103  
Tipe : *Spherical Vessel tank*  
Bahan : *Carbon Steel*  
Suhu Penyimpanan : 30°C  
Durasi Penyimpanan : 2 hari



Tekanan <i>Design</i>	: 12,44 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 198,08 m <sup>3</sup>
ID	: 7,232 m
OD	: 7,283 m
Tebal Tangki	: 0,025 m

### 5.37 Compressor (CP-103)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Amonia (NH <sub>3</sub> ) dari 1 ke 10 atm
Kode	: CP-103
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
T <sub>in</sub>	: 98°C
T <sub>out</sub>	: 101°C
P <sub>in</sub>	: 1 atm
P <sub>out</sub>	: 10 atm
Jumlah Stage	: 1
Power	: 0,5 HP



## BAB VI UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah bagian atau unit yang dapat menunjang proses proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas didalam pra rancangan pabrik *ethylenediamine* ini meliputi 5 unit:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Penyediaan Udara Tekan
3. Unit Pengadaan Listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

### 6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air merupakan salah satu komponen yang sangat penting bagi industri kimia mulai dari kebutuhan umum, proses, safety, maupun kebutuhan lainnya. Unit pengadaan air bertugas menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan air, yakni air proses, air pendingin, air umpan boiler, dan air konsumsi umum.

#### 6.1.1 Kebutuhan Air

##### a. Kebutuhan Umum dan Sanitasi

Air untuk kebutuhan umum dan sanitasi Pabrik EDA digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, kebersihan dan taman, laboratorium, serta air pemadam kebakaran dan cadangan. Uraian dan total air yang digunakan untuk kebutuhan umum dan sanitasi dilihat pada Tabel 6.1.

Tabel 6.1 Kebutuhan Air Untuk Kebutuhan Umum

<b>Kebutuhan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Karyawan	954
Kebersihan dan Taman	238,5
Laboratorium	238,5
Pemadam dan Cadangan	190,8
<b>Total</b>	<b>1.621,8</b>

b. Kebutuhan Air Pendingin (*Cooling water*)

Pada pabrik EDA, dibutuhkan media pendingin yang digunakan pada cooler dan condensor yang bertujuan untuk menurunkan suhu fluida maupun mengembunkan uap. Berikut jumlah air yang dibutuhkan untuk menurunkan suhu maupun mengembunkan uap yang ada dalam proses disajikan pada Tabel 6.2.

Tabel 6.2 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

<b>Nama alat</b>	<b>Kode</b>	<b>kg/jam</b>
Condensor-101	CD-101	21.444,00
Condensor-102	CD-102	14.732,04
Condensor-103	CD-103	8.785,23
Condensor-104	CD-104	2.426,33
Cooler-101	CL-101	1.640,31
Cooler-102	CL-102	1.722,59
Cooler-103	CL-103	828,10
Cooler-104	CL-104	808,62
<b>Total</b>		<b>52.387,23</b>

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= (100 + 20)\% \times 52.387,23 \text{ kg/jam} \\ &= 62.864,68 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air Boiler (*Boiler Feed Water*)

Steam yang digunakan yaitu *saturated steam* untuk menguapkan bahan baku maupun menaikkan suhu umpan. Jumlah steam yang digunakan menguapkan

bahan baku maupun menaikkan suhu umpan dalam proses. Berikut kebutuhan steam untuk pemanas dan penguapan umpan disajikan pada Tabel 6.3.

Tabel 6.3 Kebutuhan Steam Untuk Pemanas dan Penguapan Umpan

Nama alat	Kode	Massa (kg/jam)
Heater-101	H-101	140,49
Heater-102	H-102	164,66
Reboiler-101	RB-101	1.962,67
Reboiler-102	RB-102	1.160,53
Reboiler-103	RB-103	305,51
Vaporizer-101	VP-101	1.892,82
<b>Jumlah</b>		<b>5.626,69</b>

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= 20\% \times 5.626,69 \text{ kg/jam} \\ &= 6.752,02 \text{ kg/jam} \\ &= 14.885,51 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### d. Kebutuhan Air Proses

Pabrik ini membutuhkan air untuk mengencerkan bahan baku MEA. Besarnya jumlah air yang diperlukan untuk mengencerkan umpan MEA sebesar 800,65 kg/jam.

Untuk faktor keamanan disuplai air 20% lebih besar dari kebutuhan.

$$\begin{aligned} &= (100 + 20)\% \times 800,65 \text{ kg/jam} \\ &= 960,78 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### 6.1.2 Sumber Air

Unit pengadaan air berasal dari utilitas kawasan *Java Integrated Industrial and Ports Estate* (JIPE) yang terbagi menjadi 2 jenis *supply* air.

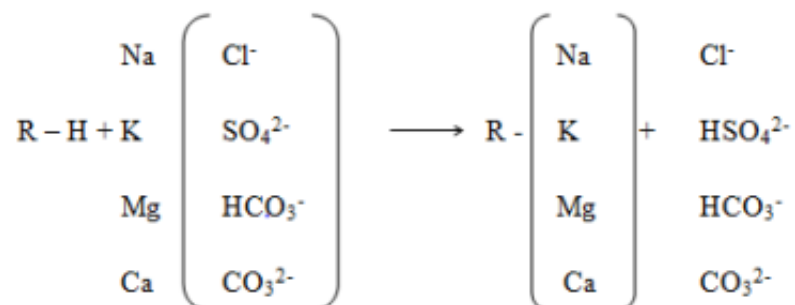
1. Kebutuhan total air pendingin dan kebutuhan umum yaitu 64.486,48 kg/jam atau 62,93 m<sup>3</sup>/jam diperoleh dari fasilitas utilitas *fresh water* Kawasan JIPE dengan kapasitas 2.346,4 m<sup>3</sup>/jam.
2. Kebutuhan total air proses dan umpan boiler yaitu 10.124,49 kg/jam atau 9,88 m<sup>3</sup>/jam diperoleh dari fasilitas utilitas *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO) Kawasan JIPE dengan kapasitas 62,5 m<sup>3</sup>/jam. Air SWRO dapat digunakan sebagai umpan boiler, namun perlu dilakukan pengolahan lanjutan proses demineralisasi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air umpan dengan menggunakan konsep pertukaran ion.

Terdapat dua tahapan proses demineralisasi yaitu sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

*Cation exchanger* merupakan pertukaran ion-ion positif pada air umpan dengan ion positif H<sup>+</sup> dari asam. Asam yang digunakan yaitu asam kuat. Ion-ion positif yang dapat ditukarkan antara lain Ca<sup>2+</sup>, Na<sup>+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Al<sup>3+</sup>, K<sup>+</sup>, Mn<sup>+</sup>, dan Fe<sup>2+</sup>.

Secara sederhana reaksi yang terjadi di dalam cation exchanger sebagai berikut:

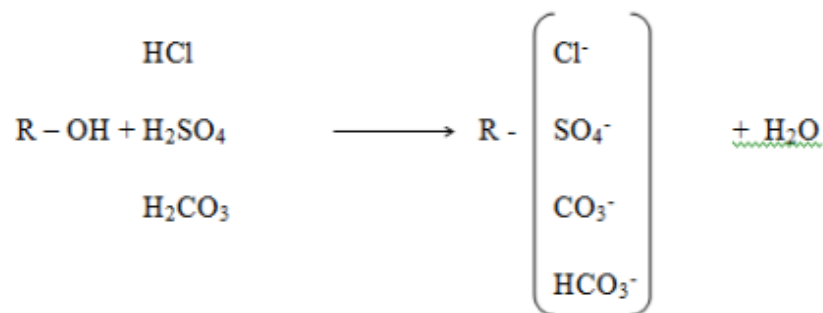


Ion positif akan ditukarkan dengan H<sup>+</sup> dari resin sehingga air yang dihasilkan akan bersifat asam. Setelah digunakan pada jangka waktu tertentu, resin akan menjadi jenuh yang ditandai dengan pH air melewati batas toleransi sehingga

perlu dilakukan proses regenerasi dengan mengalirkan larutan HCl atau H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> secara backwash untuk menggantikan ion H<sup>+</sup> yang hilang.

b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger merupakan pertukaran ion-ion negatif pada air umpan dengan ion negatif OH<sup>-</sup> dari basa. Basa yang digunakan merupakan basa kuat. Ion-ion negatif yang dapat ditukarkan antara lain HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, Cl<sup>-</sup>, CO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, SiO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Secara sederhana reaksi yang terjadi di anion exchanger sebagai berikut:



Ion negatif akan ditukarkan dengan ion OH<sup>-</sup> dari resin sehingga air yang sebelumnya bersifat asam akan berubah menjadi netral. Setelah digunakan pada jangka waktu tertentu, resin akan menjadi jenuh yang ditandai dengan pH air yang melebihi batas toleransi. Tegenerasi dilakukan dengan mengalirkan larutan NaOH secara *backwash* untuk menggantikan ion OH<sup>-</sup> yang hilang.

**6.2 Unit Penyediaan udara**

Unit ini bertujuan untuk menyediakan udara tekan untuk keperluan *furnace* sebesar 4.202,3 kg/jam.

**6.3 Unit Pengadaan Listrik**

Unit penyedia tenaga listrik berfungsi menyediakan energi untuk menggerakkan alat-alat proses di dalam proses pabrik maupun kebutuhan listrik

untuk diluar pabrik seperti perkantoran, penerangan dan lain-lain. Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan listrik pada sektor berikut:

### 6.3.1 Listrik Untuk Penggerak Alat Proses

Tabel 6.4 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Proses

Nama alat	Kode	Daya <sub>standar</sub> (Hp)	kW
Mixer-101	MX-101	5	3,729
Pompa-101	P-101	0,5	0,373
Pompa-102	P-102	2	1,491
Pompa-103	P-103	0,5	0,373
Pompa-104	P-104	0,5	0,373
Pompa-105	P-105	0,5	0,373
Pompa-106	P-106	1,5	1,119
Pompa-107	P-107	2	1,491
Pompa-108	P-108	0,5	0,373
Pompa-109	P-109	1,5	1,119
Pompa-110	P-110	1,5	1,119
Blower-101	BL-101	0,5	0,373
Compresor-101	CP-101	1,5	1,119
Compresor-102	CP-102	0,5	0,373
Compresor-103	CP-103	0,5	0,373
<b>Total</b>		<b>19</b>	<b>14,168</b>

### 6.3.2 Listrik Untuk Penggerak Alat Utilitas

Tabel 6.5 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Utilitas

Alat	Kode	Daya <sub>standar</sub> (Hp)	kW
Pompa-201	PU-201	1,500	1,119
Pompa-202	PU-202	1,500	1,119
Pompa-203	PU-203	1,500	1,119
Pompa-204	PU-204	1,500	1,119
Pompa-205	PU-205	1,500	1,119
Pompa-206	PU-206	0,500	0,373
Pompa-207	PU-207	0,500	0,373
Pompa-208	PU-208	1,000	0,746
Compresor-201	CU-201	1,000	0,746
Boiler-201	BU-201	431,350	321,658
<b>Total</b>		<b>441,85</b>	<b>329,488</b>

### 6.3.3 Listrik Untuk Kebutuhan Lain-Lain

Tenaga Listrik yang dibutuhkan untuk penerangan berdasarkan jumlah lumen diperoleh 60,9 kW dan untuk AC 31,2 kW. Keperluan listrik yang dibutuhkan untuk perkantoran, laboratorium dan instrumentasi masing-masing diperkirakan 30% dari total daya penerangan yaitu 18,27 kW. Diambil faktor keamanan 20%.

Tabel 6.6 Kebutuhan Listrik Total

Alat	Kw
Alat proses	14,168
Alat utilitas	329,488
Lab. dan alat instrumentasi	18,27
Kantor	18,27
Penerangan	60,9
Ac	31,2
Faktor keamanan	94,459
<b>Total</b>	<b>566,755</b>

Kebutuhan listrik di-supply dari PT Pembangkitan Jawa-Bali Unit Pembangkit Listrik Tenaga Uap dan Gas di Gresik yang merupakan anak perusahaan PLN (Persero) kapasitas 2.219 MW dan generator sebagai cadangan.

### 6.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar *furnace* dan boiler. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah gas *methane* (CH<sub>4</sub>) dan *fuel oil* 33°API yang diperoleh dari PT Pertamina dan distributornya.

**Kebutuhan bahan bakar dapat diperkirakan sebagai berikut:**

a. Kebutuhan Bahan Bakar *Furnace*

Jenis bahan bakar = Gas *methane* (CH<sub>4</sub>)

Heating value = 21.537 Btu/lb = 50.095,06 kJ/kg



$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi panas} &= 70\% \\
 \text{Kapasitas furnace} &= 3.319.354,93 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{\text{Kapasitas furnace}}{\text{Heating value} \times \text{Efisiensi panas}} \\
 &= \frac{3.319.354,93 \text{ kJ/jam}}{50.095,06 \text{ kJ/kg} \times 70\%} \\
 &= 196,255 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis bahan bakar} &= \text{fuel oil } 33^\circ \text{API} \\
 \text{Heating value} &= 132.000 \text{ btu/lb} \\
 \text{Efisiensi panas} &= 85\% \\
 H_g &= 2.804 \text{ kJ/kg} = 1.202,43 \text{ btu/lb} \\
 H_f &= 990,1 \text{ kJ/kg} = 487,68 \text{ btu/lb} \\
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v} \\
 &= \frac{20.202,18 \text{ lb/jam} \times (1.202,43 - 487,68) \text{ btu/lb}}{85\% \times 132.000 \text{ btu/lb}} \\
 &= 128,69 \text{ lb/jam} \\
 &= 58,38 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### 6.5 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik *ethylenediamine* menghasilkan dua jenis limbah, yaitu limbah gas dan cair. Limbah gas yang dihasilkan berupa emisi pembakaran pada unit penyedia steam dan furnace. Sedangkan untuk limbah cair yang dihasilkan berupa produk keluar menara distilasi yang terdiri dari air, bahan baku, dan produk. Penanganan limbah harus dapat dilakukan secara tepat dan benar agar tidak menimbulkan

dampak buruk pada lingkungan. Penanganan limbah pada Pabrik *ethylenediamine* adalah sebagai berikut:

#### 6.5.1 Limbah Gas dan Penanganannya

Gas hasil pembakaran yang dihasilkan dari *furnace* (F-01) dan boiler sebelum dilepas ke lingkungan harus disesuaikan dengan baku mutu yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Menurut Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 41 Tahun 1999 tentang Pengendalian Pencemaran Udara.

Hasil keluaran pabrik ini terdiri dari nitrogen, oksigen, uap air, dan karbon dioksida. Nitrogen diasumsikan bersifat inert sehingga tidak bereaksi dengan oksigen membentuk nitrogen oksida (NO<sub>x</sub>). Oleh karena itu, tidak ada pengolahan lebih lanjut terhadap gas buang yang dihasilkan oleh gas hasil pembakaran dari *furnace* dan boiler.

#### 6.5.2 Limbah Cair dan Penanganannya

Limbah cair berasal dari limbah dalam pabrik maupun diluar pabrik seperti kamar mandi, air untuk pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan secara khusus karena tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya dalam jumlah yang banyak. Limbah cair ditampung dalam bak penampung kemudian di serahkan kepada unit *waste water treatment plant* Kawasan JIPE dengan kapasitas 2.500 m<sup>3</sup>/hari.

### 6.6 Spesifikasi Alat Utilitas

#### 1. *Fresh Water Tank*

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan sanitasi dan Pendingin

Kode : TU-201

Tipe : Bak persegi panjang

Bahan : Beton Bertulang

Waktu tinggal : 4 jam

Volume design : 302,064 m<sup>3</sup>

Panjang : 10,034 m

Lebar : 5,017 m

Tinggi : 5 m

## 2. Bak Penyimpanan Air Pendingin

Fungsi : Menampung air pendingin untuk dialirkan ke peralatan proses

Kode : TU-202

Tipe : Bak persegi panjang

Bahan : Beton Bertulang

Waktu tinggal : 4 jam

Volume design : 294,395 m<sup>3</sup>

Panjang : 9,907 m

Lebar : 4,954 m

Tinggi : 5 m

## 3. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan

Tipe : *Cooling tower induced draft*

Kode : CT-201

Luas : 21,075 m<sup>2</sup>

Volume : 105,375 m<sup>3</sup>

Dimensi : 4,591 m × 4,591 m × 5 m

Power : 6,80 HP

Power standar : 10 HP

#### 4. Boiler

Kode : B-201

Fungsi : Menghasilkan saturated steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses

Jenis : Water Tube

Bahan : Carbon Steel, SA-283 Grade C

Panjang Tube : 7,62 m

Jumlah Tube : 189

Jenis Bahan Bakar : Fuel oil

Power Boiler : 431,35 HP

#### 5. Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Tempat menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Kode : TU-203

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon steel SA-53, grade B

Durasi Penyimpanan : 7 hari

Volume design : 13,174 m<sup>3</sup>

Tekanan design : 1,45 atm

OD : 2,134 m

ID : 2,121 m

Tebal shell : 0,0063 m

## 6. Tangki SWRO

Fungsi : Menampung air SWRO untuk diolah lebih lanjut

Tipe : Tangki silinder tegak

Kode : TU-204

Bahan : Stainless steel SA-167

Durasi Penyimpanan : 4 jam

Volume design : 47,426 m<sup>3</sup>

Tekanan design : 1,79 atm

OD : 3,2 m

ID : 3,19 m

Tebal shell : 0,005 m

## 7. Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion positif

Tipe : Tangki silinder tegak dengan bed resin.

Kode : KU-201

Kecepatan volumetric : 9,881 m<sup>3</sup>/jam

Volume bed : 2,566 m<sup>3</sup>

Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 0,205 kg/jam

Waktu operasi kation : 31 jam

Tinggi bed resin : 1,905 m

Tinggi Tangki : 2,619 m

OD tangki : 1,37 m  
ID tangki : 1,36 m  
Tebal Tangki : 0,005 m

#### **8. Anion Exchanger**

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion negatif

Tipe : Tangki silinder tegak dengan bed resin.

Kode : AU-201

Kecepatan volumetric : 9,88 m<sup>3</sup>/jam

Volume bed : 2,566 m<sup>3</sup>

Kebutuhan NaOH : 0,629 kg/jam

Waktu operasi kation : 31 jam

Tinggi bed resin : 1,905 m

Tinggi Tangki : 1,852 m

OD tangki : 0,965 m

ID tangki : 0,955 m

Tebal Tangki : 0,005 m

#### **9. Tangki Penampungan Air Proses dan Boiler**

Fungsi : Menampung air demineral untuk diumpankan ke proses dan boiler penghasil steam

Tipe : Tangki silinder tegak

Kode : TU-205

Bahan : Stainless steel SA-167

Durasi Penyimpanan : 4 jam  
 Volume design : 47,426 m<sup>3</sup>  
 Tekanan design : 1,79 atm  
 OD : 3,2 m  
 ID : 3,19 m  
 Tinggi Tangki : 6,228 m  
 Tebal shell : 0,005 m

## 10. Pompa

Tabel 6.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Alat	Kode	Kapasitas (kg/jam)	ID (in)	OD (in)	Daya motor (HP)	Daya standar
Pompa-201	PU-201	10.124,49	2,067	2,38	1,148	1,5
Pompa-202	PU-202	10.124,49	2,067	2,38	1,188	1,5
Pompa-203	PU-203	10.124,49	2,067	2,38	1,208	1,5
Pompa-204	PU-204	3.218,15	2,067	2,38	1,080	1,5
Pompa-205	PU-205	960,784	0,82	1,05	0,126	0,5
Pompa-206	PU-206	1.621,80	1,049	1,32	0,316	0,5
Pompa-207	PU-207	62.864,68	6,065	6,625	0,569	1
Pompa-208	PU-208	62.864,68	6,065	6,625	0,747	1
<b>Total</b>					<b>6,237</b>	<b>9,135</b>

## 11. Compressor

Fungsi : Menyediakan Udara Tekan  
 Jenis : Single stage centrifugal compressor  
 Kode : CP-201  
 Kapasitas design : 4.328 m<sup>3</sup>/jam  
 Tekanan masuk : 14,7 psi  
 Tekanan Keluar : 20 psi  
 Power : 2,5 HP

## 12. Bak Penyimpanan Air Limbah

Fungsi : Menampung air limbah untuk dialirkan ke WWTP JIPE

Kode : TU-206

Tipe : Bak persegi panjang

Bahan : Beton Bertulang

Waktu tinggal : 24 jam

Volume design : 14,826 m<sup>3</sup>

Panjang : 2,87 m

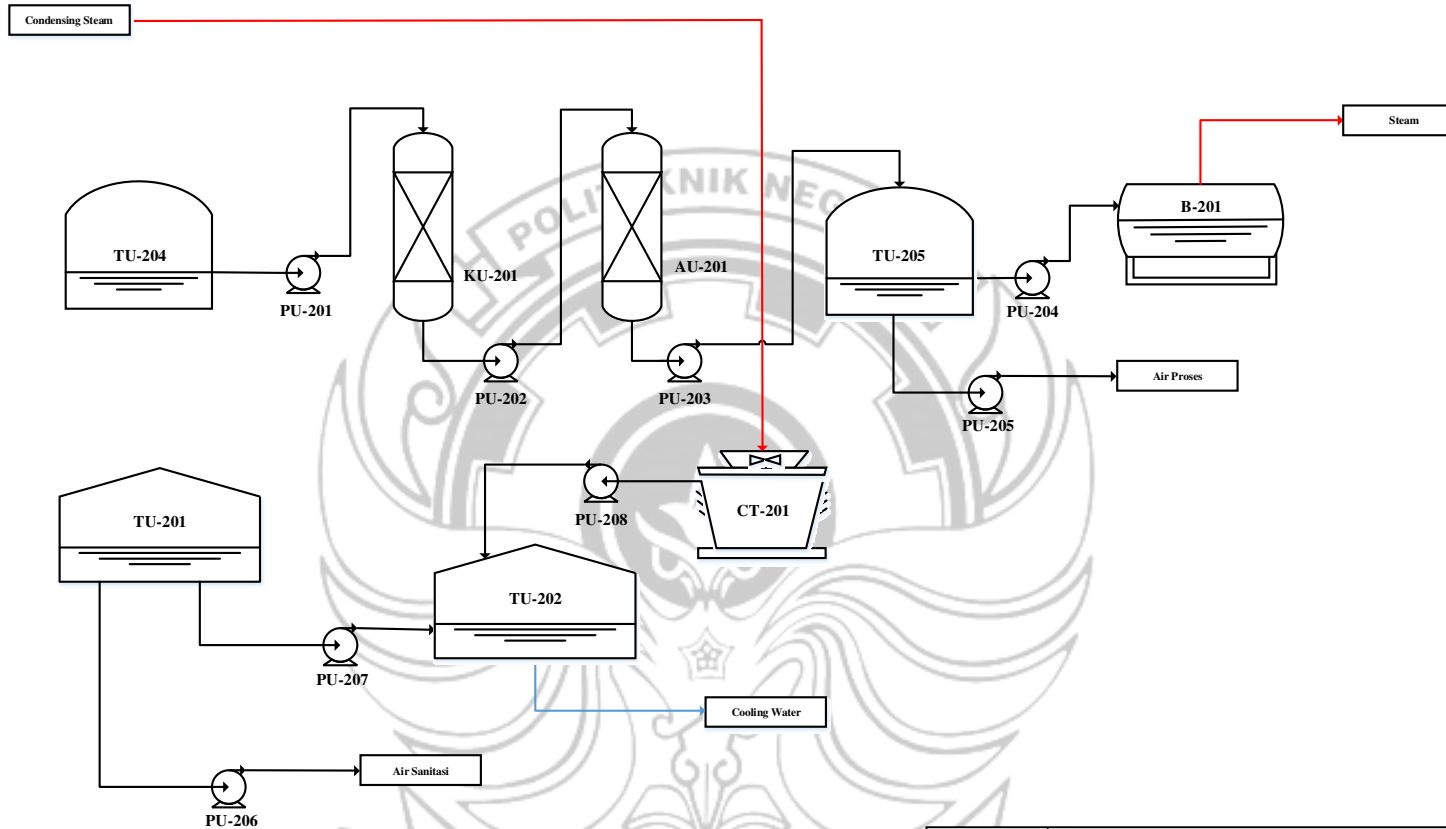
Lebar : 1,435 m

Tinggi : 3 m






# UTILITY FLOW DIAGRAM



KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT	SIMBOL	KETERANGAN
TU-201	Bak <i>Fresh Water</i>	PU-205	Pompa Utilitas 5		Cooling water
TU-202	Bak Air Pendingin	PU-206	Pompa Utilitas 6		Steam
TU-204	Tangki SWRO	PU-207	Pompa Utilitas 7		
TU-205	Tangki Air Boiler	PU-208	Pompa Utilitas 8		
PU-201	Pompa Utilitas 1	KU-201	<i>Kation Exchanger</i>		
PU-202	Pompa Utilitas 2	AU-201	<i>Anion Exchanger</i>		
PU-203	Pompa Utilitas 3	B-201	Boiler		
PU-204	Pompa Utilitas 4	CT-201	<i>Cooling Tower</i>		

	JURUSAN TEKNIK KIMIA PRODI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
	PRA RANCANGAN PABRIK <i>ETHYLENEDIAMINE</i> KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
Disusun Oleh: 1. Mifthahul Janna (431 20 005) 2. Nurul Fadhilah Sulham (431 20 017)	
Dosen Pembimbing: 1. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng 2. M. Badai, S.T., M.T	

## BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua faktor yang sangat diperlukan untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan serta keselamatan baik karyawan maupun alat proses. Instrumentasi digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan jalannya proses agar produksi menjadi optimal sedangkan keselamatan kerja digunakan untuk mencegah kerugian nyawa, materai, alat-alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

### 7.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang diharapkan. Pengendalian atau pemantauan tersebut menggunakan peralatan instrumen dan *engineer* (sebagai operator terhadap peralatan tersebut) sehingga kejanggalaan proses yang terjadi dapat segera ditindaki agar sesuai dengan standar pabrik. Instrumen ini dapat berupa suatu petunjuk (*indicator*), perekam (*recorder*), atau pengontrol (*controller*). Variabel proses yang perlu di kontrol pada industri kimia seperti temperatur, tekanan, ketinggian cairan, pH dan kecepatan alir.

Pengontrolan atau pengendalian proses dipasang pada unit pabrik yang benar-benar memerlukan pengontrolan atau pengendalian secara cermat dan akurat agar kapasitas produksi sesuai yang diharapkan. Pemilihan dan penempatan alat pengendali ini sangat penting karena menyangkut harga alat yang cukup mahal.

Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain:

1. Manual atau indikator, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
2. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian. Perubahan kondisi proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga perlu dipasang alat pengendali (*controller*) pada alat proses.

Hal-hal yang diharapkan akan tercapai dengan penggunaan alat-alat kontrol, yaitu sebagai berikut:

1. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
2. Dapat menjaga variabel proses pada operasi.
3. Kualitas produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
4. Kualitas produksi lebih terjamin.
5. Dapat membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
6. Efisiensi akan lebih meningkat.
7. Kondisi - kondisi yang berbahaya dapat diketahui diawal melalui alarm peringatan sehingga keselamatan kerja lebih terjamin.

Alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik *ethylenediamine* sebagai berikut:

1. *Level Indicator* (LI), untuk melihat tinggi permukaan cairan dalam suatu alat operasi.
2. *Pressure Controller* (PC), untuk mengendalikan tekanan operasi agar nilainya tetap sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan dari suatu alat (*set point*).
3. *Flow Controller* (FC), untuk mengendalikan laju alir fluida sekaligus mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.
4. *Temperature Controller* (TC), untuk mengendalikan temperatur agar nilainya tetap sesuai dengan kondisi operasi dari suatu alat (*set point*).
5. *Level Controller* (LC), untuk mengendalikan ketinggian cairan agar nilainya tetap sesuai dengan kondisi dari suatu alat (*set point*).

Berikut instrumen yang digunakan dalam pabrik *ethylenediamine* pada Tabel 7.1.

Tabel 7.1 Instrumen dalam Pabrik *Ethylenediamine*

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Instrumentasi</b>
Tangki	T-101 ~ T-107	LI
Heater	H-101 & H-102	TC
Mixer	MX-101	LYC
Vaporizer	VP-101	TC
Knock Out Drum	KO-101 & KO-102	LI
Cooler	CL-101 ~ CL-104	TC
Compressor	CP-101 ~ CP-103	PC
Condensor	CD-101 ~ CD-104	TC
Accumulator	A-101 ~ A-103	LC
Reboiler	RB-101 ~ RB-103	TC dan LC

## **7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup**

Keselamatan kerja adalah upaya yang dilakukan untuk melindungi pekerja yang berada di tempat kerja agar terbebas dari gangguan kesehatan dan pengaruh buruk yang diakibatkan dari pekerjaan. Hal ini perlu diperhatikan dalam perancangan pabrik karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran kerja mulai dari persiapan, proses produksi hingga distribusi. Keselamatan kerja meliputi manusia, alat kerja, bahan, proses pengolahan hingga tempat kerja dan lingkungannya. Peraturan mengenai Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) terdapat pada Peraturan Menteri Ketenagakerjaan (Permenaker) RI No. 5 Tahun 2018 tentang nilai ambang batas (NAB) faktor fisika dan kimia, standar faktor biologi dan psikologi serta persyaratan kebersihan dan sanitasi.

Unsur Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan salah satu aspek yang mendapat perhatian dalam pembangunan ketenagakerjaan. Dijelaskan dalam Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 tahun 1992, pasal 23 (ayat 1) bahwa kesehatan kerja diselenggarakan agar setiap pekerja dapat bekerja secara sehat tanpa membahayakan diri sendiri dan masyarakat sekelilingnya dan diperoleh produktivitas kerja yang optimal sejalan dengan program perlindungan tenaga kerja. Berkaitan dengan itu, pemerintah mendorong pelaksanaan program keselamatan dan kesehatan kerja di perusahaan-perusahaan industri serta mengusahakan agar keselamatan dan kesehatan kerja dapat menjadi naluri dan budaya masyarakat. Berbagai upaya untuk menciptakan K3 telah dilakukan, antara lain melalui perundang-undangan seperti Undang-Undang Keselamatan Kerja Nomor 1 Tahun 1970 yang mewajibkan setiap perusahaan melaksanakan

usaha-usaha keselamatan dan kesehatan kerja, juga melalui kampanye K3 sejak bulan Januari 1993, pembentukan P2K3 (Panitia Pembina Keselamatan dan Kesehatan Kerja) disetiap perusahaan, penyediaan alat-alat pengaman dan peralatan K3 serta pengadaan tenaga ahli K3. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik maka dampaknya adalah para pekerja dapat bekerja dengan perasaan aman sehingga meningkatkan efisiensi kerja.

### 7.2.1 Identifikasi Bahaya dan *Job Safety Analysis* (JSA)

#### 1. Identifikasi Bahaya





Identifikasi bahaya (hazard) sangat perlu dalam pencegahan resiko kecelakaan kerja. Identifikasi dapat memunculkan tindakan untuk mengatasi kecelakaan kerja. Bahan berbahaya dapat menimbulkan berbagai risiko (risk) seperti iritasi, ledakan, keracunan, dan bahaya lainnya selama pengolahan, pengangkutan, penyimpanan atau penggunaan bahan tersebut. Salah satu pencegahan bahaya yang dapat dilakukan dengan mengklasifikasikan resiko bahaya. Bahaya dapat diklasifikasikan berdasarkan sumbernya yaitu:



##### a. Bahaya Kimia

Bahan kimia dapat berwujud gas, cair dan padatan. Paparan bahan kimia ini dapat masuk ke tubuh melalui mulut, pernapasan, kulit dan injeksi.

Bahaya bahan kimia diklasifikasikan sesuai pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya

No	Jenis Bahaya	Resiko	Penanganan
1	2	3	4
1	 Beracun	Menyebabkan iritasi saluran pernapasan, iritasi pada mata dan luka bakar jika terkena kulit bahkan menyebabkan kematian.	Menggunakan self contained breathing apparatus (SCBA) menghindari iritasi pada saluran pernapasan, menggunakan kacamata dan perisai muka untuk menghindari kontak, menggunakan gloves untuk mencegah kontak dengan kulit, mata dan wajah.
2	 Mudah Meledak	Bersifat mudah meledak atau peka terhadap panas dan guncangan sehingga reaksi kimia cepat.	Menyimpan bahan di tempat yang kering, berventilasi dan jauh dari sumber panas.
3	 Iritasi	Menyebabkan iritasi pada tenggorokan, mata dan kulit	Menggunakan self contained breathing apparatus (SCBA) untuk menghindari iritasi pada tenggorokan, menggunakan kacamata dan perisai muka untuk menghindari rasa bakar saat terkontak dengan mata, menggunakan gloves untuk mencegah kulit kering.
4	 Oksidator	Bahan mudah terbakar, asam kuat dan logam yang bersifat reduktor.	Menyimpan ditempat yang dingin, kering dan berventilasi serta jauhkan dari sumber panas, wadah penyimpanan harus tertutup dan tahan korosi.

1	2	3	4
5	 <p>Mudah Terbakar</p>	<p>Bahan mudah terbakar dapat berupa padatan, cairan dan gas.</p>	<p>Menyimpan di tempat yang jauh dari sumber panas, wadah penyimpanan harus tertutup dan menyiapkan peralatan keadaan darurat.</p>
6	 <p>Korosif</p>	<p>Bersifat menghancurkan dan menyebabkan radang secara langsung.</p>	<p>Menyimpan di wadah tertutup dan tahan korosi.</p>

Sumber: Yuliani HR (2014)

b. Bahaya Biologi

Bahaya biologis berasal dari bahan biokimia dan organisme seperti bakteri, jamur dan virus. Penanganannya dengan menggunakan alat pelindung diri dan berhati-hati baik saat penyimpanan, penggunaan dan pengolahan karena dapat menimbulkan kerusakan sel-sel tubuh.

c. Bahaya Fisika

Potensi bahaya fisik terdiri bahaya ergonomik, radiasi ionisasi, bukan radiasi ionisasi, dan kebisingan. Ergonomik adalah faktor kenyamanan pekerja yang dapat mempengaruhi efisiensi dan efektifitas kerja. Ergonomik seperti lama kerja, bahaya peralatan di tempat kerja, dan lingkungan kerja. Ionisasi radiasi dikeluarkan peralatan X-ray difraksi dan peralatan yang sifatnya radioaktif karena dapat mengganggu kesehatan melalui radiasi. Bukan radiasi ionisasi seperti ultraviolet, infra merah, frekuensi radio, laser dan radiasi elektromagnetik yang dapat membahayakan kesehatan. Kebisingan



muncul dari peralatan mesin, sehingga pekerja harus menggunakan *earplug* untuk menjamin keselamatan pendengaran.

## 2. *Job Safety Analysis* (JSA)

*Job Safety Analysis* (JSA) merupakan sebuah teknik yang mengidentifikasi semua pencegahan kecelakaan yang disesuaikan dengan bagian dari pekerjaan atau area aktivitas pekerjaan dan faktor perilaku ketika memberikan pengaruh signifikan jika pengukuran dilakukan atau tidak. *Job Safety Analysis* (JSA) dapat membantu untuk mengeliminasi bahaya dari suatu pekerjaan. Proses pembuatan *Job Safety Analysis* (JSA) dapat dilakukan dengan tujuh tahap yaitu:

### a. Pilih Pekerjaan yang Akan Dianalisis

Pembuatan *Job Safety Analysis* (JSA) diawali dengan menentukan jenis pekerjaan yang akan dianalisis. Adapun beberapa hal-hal yang perlu dipertimbangkan seperti lingkup pekerjaan, waktu pekerjaan, kondisi pekerja, peralatan atau prosedur untuk melakukan pekerjaan dengan aman.

### b. Catat Langkah-Langkah dalam Tugas.

Setiap pekerjaan terdiri dari serangkaian kegiatan atau langkah-langkah. Pencatatan daftar langkah dalam tugas untuk menemukan potensi bahaya yang mungkin terjadi.

### c. Identifikasi Bahaya dan Resikonya

Tujuan dari analisis keselamatan kerja untuk mengidentifikasi bahaya, baik yang disebabkan oleh lingkungan atau berhubungan dengan aktivitas kerja. Penyusun daftar potensi bahaya yang akurat dan lengkap akan

membantu pengembangan kontrol untuk direkomendasikan sehingga pekerjaan berlangsung dengan aman.

d. Kembangkan Langkah-Langkah Pengendalian.

Pengendalian dilakukan untuk mengurangi kemungkinan potensi bahaya yang terjadi dengan menambahkan kontrol pencegahan. Selain itu, pengendalian juga bertujuan untuk mengurangi keparahan potensi bahaya dengan menambahkan kontrol mitigasi. Kontrol ini mengakui bahwa terkadang kontrol pencegahan gagal dan ketika ini terjadi, kontrol mitigasi dapat mengurangi keparahan bahaya. Setelah merencanakan kontrol risiko dan menambahkannya ke JSA, maka nilai risiko residual dapat dihitung dengan mempertimbangkan kontrol pencegahan dan mitigasi ekstra.

e. Ikuti Kontrol Prosedur Kerja

Penanggung jawab pekerjaan bertanggung jawab atas semua aspek implementasi dan kepatuhan terhadap JSA.

f. Komunikasikan dan Terapkan

Komunikasikan JSA kepada semua personel dan siapkan dokumen di lokasi untuk dibaca. Pastikan JSA mudah dibaca dan dipahami.

g. Pantau Pekerjaan dan Pertahankan Kontrol

Pengawasan harus dilakukan untuk memastikan bahwa kontrol dipertahankan. Adapun perubahan JSA yang terjadi, misalnya tugas baru, perubahan risiko, kejadian tak terduga, perubahan harus diidentifikasi dengan jelas, bahaya diidentifikasi dan pengendalian risiko direncanakan, kemudian disahkan terlebih dahulu sebelum diterapkan.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dapat disebabkan karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, dan kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya yang timbul di dalam pabrik antara lain:

#### 1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan:

- a. Konstruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar.
- b. Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti untuk bangunan yang tinggi dipasangkan penangkal petir, bahaya alamiah lain seperti angin dan gempa.

#### 2. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan baik sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan pernapasan.

#### 3. Perpipaan

Jalur proses yang terletak di atas tanah lebih baik dibandingkan yang letaknya di bawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian terjadinya kebocoran.

#### 4. Alat-alat penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

## 5. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut:

- a. Keselamatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu.
- b. Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga cadangan.
- c. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup.
- d. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan yang lain.

## 6. Pencegahan Kebakaran dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran

Penyebab kebakaran dapat berupa:

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari unit utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada sekitar workshop dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada combustion chamber boiler.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi:

- a. Pencegahan Bahaya Kebakaran.
  - 1) Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
  - 2) Bangunan seperti workshop, laboratorium, dan kantor sebaiknya diletakkan agak jauh dari unit proses.

3) Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada.

b. Pengamanan dan Pengontrolan Kebakaran.

Sebelum terjadinya kebakaran harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Letak dari pemadam kebakaran sesuai dengan tata letak pabrik yaitu dekat dengan bengkel, daerah bahan baku serta daerah utilitas. Penyedia Alat Pemadam Api Ringan (APAR) disetiap ruangan/unit pabrik juga perlu dilakukan untuk mencegah terjadinya kebakaran, terdapat beberapa jenis APAR yaitu alat pemadam api air, alat pemadam api busa, alat pemadam api serbuk, dan alat pemadam api karbondioksida. Berikut jenis alat pemadam kebakaran pada Tabel 7.3.

Tabel 7.3 Jenis – Jenis Alat Pemadam Kebakaran

No	Jenis Alat Pemadam Kebakaran	Fungsi
1	APAR (Alat Pemadam Api Ringan)	Untuk memadamkan kebakaran kecil pada tahap awal. APAR tersedia dalam berbagai media, seperti air, busa, CO <sub>2</sub> , dan serbuk kimia.
2	APAB (Alat Pemadam Api Berat)	Untuk memadamkan kebakaran yang lebih besar, biasanya di pabrik atau area industri. Ukurannya lebih besar daripada APAR.
3	APAT (Alat Pemadam Api Thermatic)	Untuk memberikan perlindungan kebakaran secara otomatis di area-area kritis dan meminimalkan risiko kerusakan yang lebih besar. Alat ini alat pendeteksi pemadam kebakaran secara otomatis dengan memiliki komponen pendeteksi seperti <i>head sprinkler</i> dan <i>pressure indicator</i> .

7. Karyawan

Karyawan proses perlu diberikan bimbingan, pengarahan ataupun pendidikan dan latihan, studi banding serta kursus agar dapat melaksanakan tugasnya yaitu

dimana karyawan tersebut ditempatkan sesuai dengan keahlian dan latar belakang pendidikan ataupun pengalaman mereka sehingga dengan pertimbangan itu karyawan bekerja dengan tidak membahayakan keselamatan jiwa maupun keselamatan orang lain.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik yaitu berupa Alat Pelindung Diri (APD). Perlindungan tenaga kerja melalui usaha-usaha teknis pengaman tempat, peralatan dan lingkungan kerja adalah sangat perlu diutamakan. Namun biasanya keadaan bahaya masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri.

Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja sebab telah diketahui bahwa pengguna pelindung diri sangat berperan menciptakan keselamatan di tempat kerja. Bila alat-alat proteksi diri tidak memadai atau tenaga kerja tidak memakainya sama sekali karena mereka lebih senang tanpa pelindung, akibatnya mungkin terjadi kecelakaan pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain. Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik ini sebagai berikut:

a. Pakaian Kerja

Pakaian kerja merupakan alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan. Untuk itu, perusahaan menyediakan jenis pakaian kerja yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak oleh karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung dan tidak berdasi.

b. Kacamata

Salah satu masalah tersulit dalam pencegahan kecelakaan adalah pencegahan yang menimpah mata. Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam. Banyak pekerja yang enggan menggunakan alat pelindung tersebut dengan alasan mengganggu pelaksanaan pekerjaan dan mengurangi kenikmatan kerja sehingga hal ini perlu perhatian khusus bagi para pangawas untuk menghindari kecelakaan kerja pada karyawan.

c. Sepatu Pengaman

Sepatu pengaman dapat melindungi tenaga kerja terhadap kecelakaan-kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpa kaki seperti paku atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak. Selain itu, sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair dan bahan kimia korosif lainnya, juga kemungkinan tersandung atau tergelincir.

d. Sarung Tangan

Fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas dingin, radiasi elektromagnetik dan radiasi mengion, listrik, bahan kimia, benturan dan pukulan, luka dan lecet, infeksi dan bahaya-bahaya lainnya yang bisa menimpa tangan. Jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang akan dicegah yang penting jari dan tangan harus bebas bergerak.

e. Helm Pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh atau melayang atau benda-benda lain yang bergerak. Belum ada standar/klasifikasi helm pengaman ini di Indonesia, namun demikian helm pengaman tersebut selayaknya cukup keras dan kokoh tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan. Bahan plastik dengan lapisan kain cocok untuk keperluan ini.

f. Pelindung Telinga

Telinga harus dilindungi dari kebisingan. Perlindungan kebisingan dilakukan dengan sumbat atau tutup telinga.

g. Masker

Paru-paru harus dilindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen dalam udara. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun. Sedangkan kekurangan oksigen mungkin terjadi di tempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau pada area boiler.

Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada

Tabel 7.4.

Tabel 7.4 Alat Pelindung Diri pada Pabrik *Ethylenediamine*

No	Jenis APD	Fungsi
1	2	3
1	<i>Full body hardness</i>	Pengaman badan dari bahaya terjatuh saat berada diketinggian



2	Jas pelindung	Melindungi badan dari percikan bahan kimia, percikan api dan zat berbahaya lainnya.
<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
3	<i>Hard hat (helmet)</i>	Melindungi kepala dari benturan
4	Respirator	Melindungi saluran pernapasan dari udara tercemar
5	<i>Safety back support belt</i>	Melindungi pinggang dan perut
6	Masker <i>disposable</i>	Melindungi saluran pernapasan dari pencemaran udara berupa partikel
7	Sepatu <i>safety</i>	Melindungi kaki dari benturan dan benda tajam
8	Sarung Tangan	Melindungi telapak dan jari tangan dari benda keras, tajam dan bahan kimia
9	<i>Face shield</i>	Melindungi muka dan mata dari percikan dan benda keras
10	<i>Earplug</i>	Melindungi telinga dari kebisingan diluar ambang batas kebisingan
11	<i>Safety google</i>	Melindungi mata dari debu atau benda kecil lainnya

Sumber: Yuliani HR (2014)

### 7.2.2 Upaya Pencegahan terjadinya Bahaya

Upaya pencegahan terjadinya bahaya hendaknya memperhatikan lingkungan kerja yang aman, karyawan yang paham K3 dan fasilitas yang memadai. Penanganan masalah keselamatan kerja melibatkan seluruh bagian industri dari karyawan, peralatan, dan material yang digunakan.

#### 1. Penerapan Konsep 5R

5R adalah langkah awal untuk pencegahan kecelakaan kerja. Usaha pencegahan ini akan berhasil menciptakan keselamatan kerja jika seluruh karyawan menerapkannya. Menurut Gunara (2017) konsep 5R terdiri dari:

a. Ringkas

Ringkas adalah memilah barang yang diperlukan dan menyingkirkan yang tidak diperlukan dari tempat kerja. Ringkas dapat dilakukan dengan pendataan barang lalu menggolongkan sesuai dengan jenis dan kegunaannya, memberi tanda untuk barang-barang tertentu, kemudian menempatkan barang pada tempat yang semestinya.

b. Rapi

Rapi dilakukan dengan menempatkan barang pada tempatnya sehingga tidak berserakan pada tempat kerja yang mampu membahayakan keamanan pekerjaanya.

c. Resik

Resik dilakukan dengan membersihkan tempat, peralatan maupun pakaian kerja yang digunakan untuk menciptakan lingkungan kerja yang bersih dan nyaman.

d. Rawat

Rawat menunjukkan perawatan pada peralatan yang digunakan dalam menjalankan proses produksi. Perawatan dilakukan agar diperoleh pada tiga tahapan sebelumnya dapat dicapai dapat dipertahankan.

e. Rajin

Rajin menunjukkan sikap tepat waktu sehingga terciptanya kebiasaan untuk menjaga dan meningkatkan sesuatu yang sudah dicapai agar kondisi kerja yang kondusif dapat dipertahankan.

## 2. Hirarki Pengendalian Kontrol Bahaya

Bahaya yang sudah diidentifikasi dan penilaian resiko sudah dilakukan maka diperlukan langkah pengendalian untuk menurunkan tingkat bahaya agar tercapai kondisi aman. Hirarki pengendalian kontrol bahaya dilakukan secara berurutan hingga tercapai titik aman.

- a. Pengendalian teknis meliputi dokumen proses penggunaan dan perawatan alat, serta rekaman pengecekan alat untuk memastikan peralatan berfungsi dengan baik.
- b. Pengendalian administratif meliputi perencanaan kebersihan.
- c. Teknik bekerja yang benar meliputi eliminasi yaitu menghilangkan sumber/ aktivitas yang menimbulkan bahaya dan substitusi atau menggantikan sumber/aktivitas yang lebih aman.
- d. APD (Alat Pelindung Diri) meliputi menyediakan alat pelindung diri yang dibutuhkan oleh pekerja sesuai dengan kondisi kerja.



## BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

### 8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *ethylenediamine* direncanakan mempunyai bentuk usaha perseroan terbatas (PT). Lapangan usaha yang dituju adalah pabrik *ethylenediamine* dengan lokasi perusahaan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur. Pemilihan lokasi tersebut berdasarkan dengan sumber utilitas (air dan listrik), kemudahan akses darat (jalan tol), laut (pelabuhan), dan kedekatan bahan baku berupa amonia di PT Petrokimia Gresik.

Beberapa faktor yang menjadi alasan pemilihan bentuk perusahaan antara lain:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya dan karyawan Perusahaan.
5. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
6. Bentuk Perusahaan tersebut memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

## 8.2 Struktur Organisasi

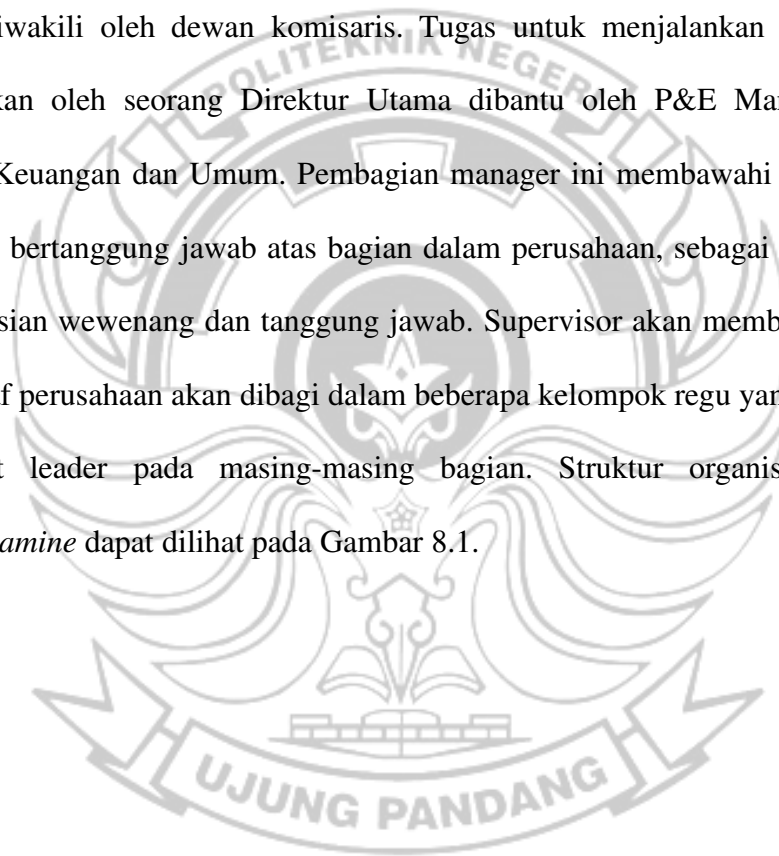
Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan demi tercapainya kerja sama yang baik antara karyawan. Azas pedoman dalam sistem organisasi yang baik antara lain:

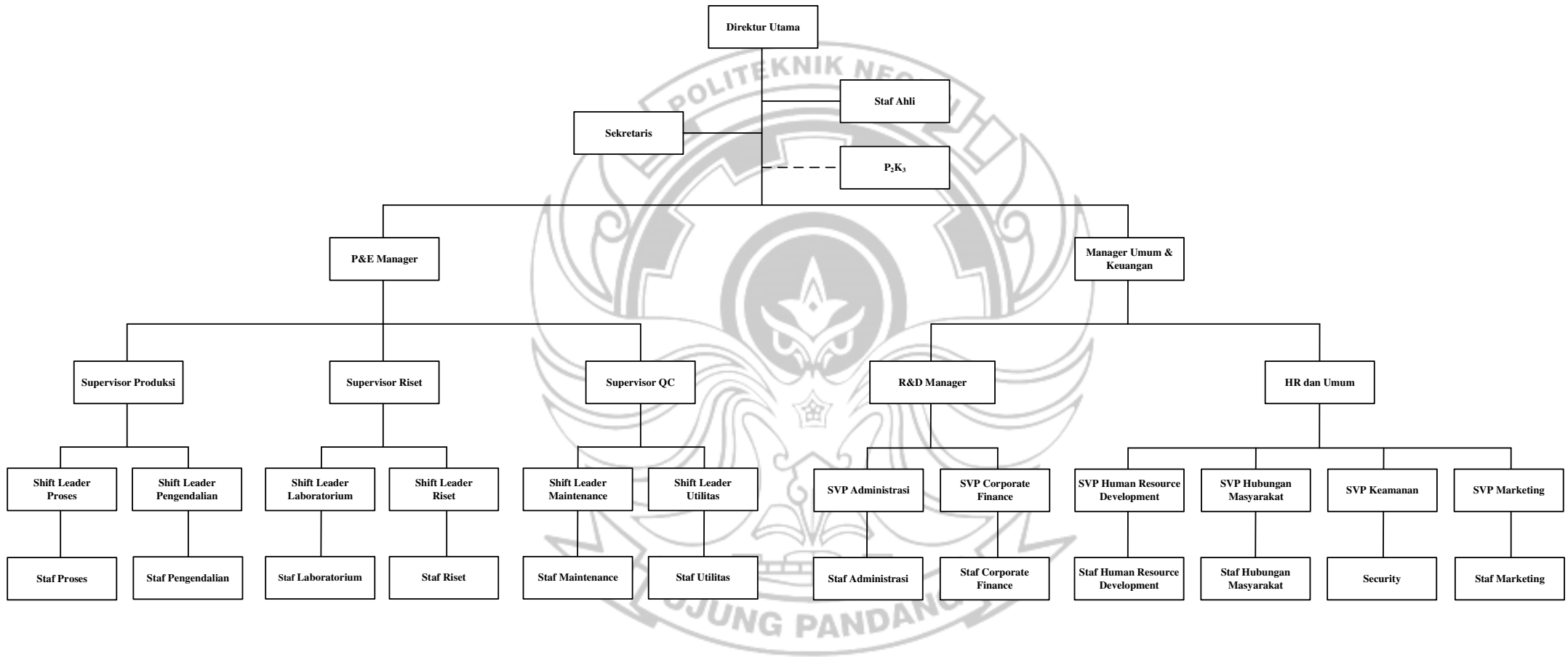
1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi.
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi.
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*).
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*).
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab.
7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*).
8. Adanya koordinasi.
9. Struktur organisasi disusun sederhana.
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen.
11. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*).
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya.
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya.

Struktur organisasi yang digunakan yaitu sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis wewenang lebih sederhana, praktis dan tegas. Sistem *line and staff* terdiri dari dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi perusahaan, yaitu :

1. Sebagai garis atau *line*, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan perusahaan.
2. Sebagai staf, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas sesuai dengan keahliannya dan mempunyai fungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama dibantu oleh P&E Manager serta Manager Keuangan dan Umum. Pembagian manager ini membawahi supervisor yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Supervisor akan membawahi shift leader. Staf perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh shift leader pada masing-masing bagian. Struktur organisasi pabrik *ethylenediamine* dapat dilihat pada Gambar 8.1.







Gambar 8.1 Struktur Organisasi Pabrik *Ethylenediamine* Kapasitas 10.000 Ton/Tahun.



### **8.3 Tugas dan Wewenang**

#### **8.3.1 Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama membawahi P&E Manager serta manager umum & keuangan. Tugas Direktur Utama meliputi:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan menjaga hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Shift Leader dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan P&E Manager dan Manager Umum & Keuangan.

#### **8.3.2 Staf Ahli**

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

1. Memberikan nasihat dan saran dalam pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

### 8.3.3 Sekretaris

Sekretaris untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya dalam menangani administrasi perusahaan. Adapun tugas lain dari sekretaris sebagai berikut:

1. Tugas administrasi perkantoran, meliputi surat menyurat, pembuatan laporan dan pengisian.
2. Tugas resepsionis, meliputi making call, melayani tamu dan menyusun jadwal pertemuan pemimpin.
3. Tugas sosial, meliputi mengatur rumah tangga kantor, mengirim ucapan selamat kepada relasi dan mempersiapkan resepsi/jamuan acara resmi kantor.
4. Tugas insidental, meliputi mempersiapkan rapat, mempersiapkan pidato, presentasi dan mempersiapkan perjalanan dinas pemimpin.

### 8.3.4 *Process and Engineering Manager (P&E Manager)*

P&E manager memiliki tugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium. Tugas P&E Manager meliputi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan supervisor yang menjadi bawahannya.
3. Memimpin pelaksanaan kegiatan dalam pabrik dalam hal produksi, operasi, teknik, pemeliharaan dan laboratorium.

### 8.3.5 Manager Umum dan Keuangan

Tugas Manager Umum dan Keuangan meliputi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan supervisor yang menjadi bawahannya.

### 8.3.6 Supervisor (SVP)

SVP bertanggung jawab langsung kepada P&E Manager secara langsung dalam hal mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan bidang proses. SVP ini terdiri dari:

#### 1. Supervisor Produksi

Supervisor produksi mempunyai tanggung jawab kepada P&E Manager dalam bidang mutu dan kelancaran produksi, serta mengkoordinir shift leader yang menjadi bawahannya. Supervisor produksi membawahi shift leader proses dan shift leader pengendalian.

#### 2. Supervisor Riset

Supervisor Riset bertugas mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan dan pengendalian mutu. Supervisor Riset membawahi Shift Leader Laboratorium dan Pengendalian Mutu serta Shift Leader Riset.

#### 3. Supervisor Quality Control (QC)

Supervisor QC mempunyai tanggung jawab kepada P&E Manager dan bertanggung jawab memimpin aktivitas K3, *maintenance* dan utilitas proses.

Supervisor QC membawahi Shift Leader K3 dan lingkungan, Shift Leader *Maintenance* dan Shift Leader Utilitas.

### 8.3.7 *Research and Development* Manager (R&D Manager)

Bagian R&D bertanggung jawab untuk memastikan kualitas performasi dalam perusahaan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan perusahaan, bertanggung jawab mengelola sejumlah dana tertentu yang telah dianggarkan perusahaan untuk riset dan pengembangan dan mengembangkan teknologi baru untuk meningkatkan kualitas produk yang dihasilkan perusahaan serta juga bagian yang dihubungi apabila pihak luar hendak melakukan kerja sama dengan perusahaan yang berkaitan dengan pengadaan barang dan jasa untuk aktivitas riset dan pengembangan perusahaan. R&D Manager membawahi SVP Administrasi dan SVP *Corporate Finance*. Berikut tugas dari SVP Administrasi dan SVP *Corporate Finance* :

#### 1. SVP Administrasi

SVP Administrasi memiliki tugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan tugas administrasi seperti pengolahan data, kearsipan, manajemen dokumen, menyusun perencanaan dan jadwal kerja bagi tim administrasi serta memastikan penyelesaian tugas sesuai dengan target waktu.

#### 2. SVP *Corporate Finance*

SVP *Corporate Finance* memiliki tugas untuk mengawasi dan mengelola laporan keuangan/pembukuan dan manajemen anggaran serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan Perusahaan.

### 8.3.8 HR dan Umum

Bagian HR dan Umum bertanggung jawab mengenai *human resource development*, hubungan masyarakat, keamanan dan *marketing* untuk Perusahaan. Bagian umum mengurus hal-hal umum yang sifatnya mendukung operasional contohnya seperti bidang *security*, *cleaning*, *authorial* dan hal-hal umum lainnya. HR dan Umum ini membawahi SVP *Human resource development*, SVP Hubungan masyarakat, SVP Keamanan dan SVP Marketing.

#### 1. SVP *Human resource development* (HRD)

SVP HRD bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian termasuk mengenai rekrutmen, *onboarding*, *training* dan *development* serta kinerja karyawan.

#### 2. SVP Hubungan Masyarakat (Humas)

SVP Humas bertugas untuk mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan Perusahaan dan menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi Perusahaan, pemerintah dan masyarakat.

#### 3. SVP Keamanan

SVP Keamanan bertugas untuk menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun non-karyawan di dalam lingkungan perusahaan dan menjaga serta memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan internal perusahaan.

#### 4. SVP *Marketing*

SVP *Marketing* bertugas untuk mengkoordinir semua kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

#### 8.3.9 *Shift Leader*

*Shift Leader* merupakan kepala dari kelompok shift yang bertugas mengawasi dan memberikan tugas kepada staf selama shift dan bertanggung jawab terhadap tugas yang diberikan dari supervisor serta mengarahkan staf masing-masing sesuai bidangnya.

#### 8.3.10 Staf

Staf bertugas untuk melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh *shift leader* masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif.

### 8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik *ethylenediamine* ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan shutdown. Menurut Undang-Undang Pasal 77 Ayat 1 Nomor 13 Tahun 2003, pembagian jam kerja karyawan terbagi menjadi karyawan shift dan non-shift dengan jumlah jam kerja 40 dan 48 jam tiap minggu.

#### 8.4.1 Karyawan *Non Shift*/Harian

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan non-shift pabrik ini terdiri dari Direktur Utama, staf ahli, manager dan bawahan yang ada di kantor. Pembagian kerja Karyawan *non shift* sebagai berikut:

a. Jam kerja:

Hari Senin – Jumat: Pukul 08.00-16.00

b. Jam Istirahat :

Hari Senin – Kamis: Pukul 12.00-13.00

Hari Jumat: Pukul 11.00-13.00

#### 8.4.2 Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* terdiri dari karyawan proses, utilitas, riset, laboratorium, *maintenance*, pengendalian, K3 dan lingkungan, serta keamanan.

a. *Shift* Pagi (*day shift*) : Jam 08.00 – 16.00

b. *Shift* Sore (*swing shift*) : Jam 16.00 – 24.00

c. *Shift* Malam (*night shift*) : Jam 24.00 – 08.00

Karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 tim (A, B, C, D) dimana dalam satu hari kerja, hanya 3 tim masuk sehingga ada 1 tim yang libur. Setiap *shift* bekerja 40 jam/minggu (8 jam/hari). Jumlah waktu kerja menurut Peraturan Pemerintah No. 35 tahun 2021 yaitu 40 jam/minggu. Pembayaran upah lembur mengikuti Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor KEP.102/MEN/VI/2004 tentang Waktu Kerja Lembur dan Upah Kerja. Berikut jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok ditampilkan dalam Tabel 8.1.

Tabel 8.1 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan *Shift*

Group	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15



A	P	P	P		S	S	S		M	M	M		P	P	P	...
B	M	M		P	P	P		S	S	S		M	M	M		...
C	S		M	M	M		P	P	P		S	S	S		M	...
D		S	S	S		M	M	M		P	P	P		S	S	...

Keterangan :

P : Shift pagi

S : Shift sore

M : Shift malam

### 8.5 Status Karyawan

Sistem penggajian karyawan dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

- Gaji bulanan yaitu gaji yang diberikan kepada seluruh karyawan tetap.
- Gaji harian yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
- Gaji lembur yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang ditetapkan.

Besaran gaji yang diterima karyawan bergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian karyawan. Status karyawan digolongkan sebagai berikut :

#### 8.5.1 Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

#### 8.5.2 Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

### 8.5.3 Karyawan *Freelance*

Karyawan *freelance* merupakan karyawan yang digunakan bila diperlukan saja dan menerima upah *freelance* untuk suatu pekerjaan.

## 8.6 Kualifikasi Karyawan

Dalam pelaksanaan kegiatan perusahaan dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Kualifikasi karyawan yang dibutuhkan dapat dilihat pada Tabel 8.2.

Tabel 8.2 Kualifikasi Karyawan

Jabatan	Pendidikan
1	2
Direktur Utama	Sarjana Ekonomi/Teknik
Staf Ahli	Sarjana Ekonomi/Teknik
Sekretaris	Sarjana
P&E Manager	Sarjana Teknik Kimia
Manager Umum & Keuangan	Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen
R&D Manager	Sarjana Ekonomi/Teknik
HR dan Umum	Sarjana Ekonomi/Teknik
Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Supervisor Riset	Sarjana Teknik
Supervisor QC	Sarjana Teknik Kimia
SVP Administrasi	Sarjana Ekonomi/Akuntansi
SVP <i>Corporate Finance</i>	Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen
SVP <i>Human Capital Management</i>	Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen
SVP Humas	Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen
SVP Keamanan	Sarjana
SVP Marketing	Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen
Shift Leader Proses	Sarjana Teknik
Shift Leader Pengendalian	Sarjana Teknik
Shift Leader Laboratorium	Sarjana Teknik
Shift Leader Riset	Sarjana Teknik
Shift Leader K3 dan Lingkungan	Sarjana Teknik
Shift Leader <i>Maintenance</i>	Sarjana Teknik

Shift Leader Utilitas	Sarjana Teknik
Staf Proses	Sarjana/Ahli Madya
Staf Pengendalian	Sarjana/Ahli Madya
<b>1</b>	<b>2</b>
Staf Laboratorium	Sarjana/Ahli Madya
Staf Riset	Sarjana/Ahli Madya
Staf K3 dan Lingkungan	Sarjana/Ahli Madya
Staf <i>Maintenance</i>	Sarjana/Ahli Madya
Staf Utilitas	Sarjana/Ahli Madya
Staf Administrasi	Sarjana/Ahli Madya
Staf <i>Corporate Finance</i>	Sarjana/Ahli Madya
Staf <i>Human Capital Management</i>	Sarjana/Ahli Madya
Staf Hubungan Masyarakat	Sarjana/Ahli Madya
Staf Marketing	Sarjana/Ahli Madya
Dokter	Sarjana Kedokteran
Paramedis	Sarjana/Ahli Madya
Sopir	SLTA/Sederajat
<i>Security</i>	SLTA/Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SLTA/Sederajat

## 8.7 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan risiko kerja. Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Jika tanggal tersebut hari libur, maka pembayaran dilakukan sehari berikutnya. Perincian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 8.3

Tabel 8.3 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan per Orang
1	2	3
Direktur Utama	1	Rp 40.000.000
Staf Ahli	1	Rp 30.000.000
Sekretaris	1	Rp 7.000.000
P&E Manager	1	Rp 25.000.000
Manager Umum & Keuangan	1	Rp 25.000.000
R&D Manager	1	Rp 20.000.000
HR dan Umum	1	Rp 20.000.000

Supervisor Produksi	1	Rp 15.000.000
Supervisor Riset	1	Rp 15.000.000
Supervisor QC	1	Rp 15.000.000
	<b>1</b>	<b>2</b>
	<b>2</b>	<b>3</b>
SVP Administrasi	1	Rp 10.000.000
SVP <i>Corporate Finance</i>	1	Rp 10.000.000
SVP <i>Human Capital Management</i>	1	Rp 10.000.000
SVP Humas	1	Rp 10.000.000
SVP Keamanan	1	Rp 10.000.000
SVP Marketing	1	Rp 10.000.000
Shift Leader Proses	4	Rp 8.000.000
Shift Leader Pengendalian	4	Rp 8.000.000
Shift Leader Laboratorium	4	Rp 8.000.000
Shift Leader Riset	4	Rp 8.000.000
Shift Leader K3 dan Lingkungan	4	Rp 8.000.000
Shift Leader <i>Maintenance</i>	4	Rp 8.000.000
Shift Leader Utilitas	4	Rp 8.000.000
Staf Proses	32	Rp 6.500.000
Staf Pengendalian	8	Rp 6.500.000
Staf Laboratorium	8	Rp 6.500.000
Staf Riset	8	Rp 6.500.000
Staf K3 dan Lingkungan	8	Rp 6.500.000
Staf <i>Maintenance</i>	8	Rp 6.500.000
Staf Utilitas	12	Rp 6.500.000
Staf Administrasi	2	Rp 6.000.000
Staf <i>Corporate Finance</i>	2	Rp 6.000.000
Staf <i>Human Capital Management</i>	2	Rp 6.000.000
Staf Hubungan Masyarakat	2	Rp 6.000.000
Staf Marketing	2	Rp 6.000.000
Dokter	1	Rp 8.000.000
Paramedis	2	Rp 6.000.000
Sopir	3	Rp 4.000.000
<i>Security</i>	12	Rp 4.980.000
<i>Cleaning Service</i>	6	Rp 4.000.000

## BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

### 9.1 Deskripsi Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan susunan penempatan seluruh bagian pabrik meliputi seluruh tempat peralatan proses, tempat utilitas, unit pengolahan limbah, tempat kerja karyawan, gudang barang, dan lain – lain. Tata letak pabrik harus dirancang seefisien mungkin dengan tujuan:

1. Mempermudah arus masuk dan keluar barang pada lingkungan produksi.
2. Proses pengolahan produk lebih efisien karena ditempatkan pada tempat khusus.
3. Mempermudah proses penanggulangan dan evakuasi kecelakaan kerja yang mungkin terjadi.
4. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan alat proses.
5. Menekan biaya konstruksi.

Menurut Peters & Timmerhaus (1991) desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*area handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut:

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.

5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
7. *Service* area seperti kantin, tempat parkir dan ruang ibadah diletakkan tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Hal yang perlu diperhatikan selama penyusunan layout pabrik untuk mencapai hasil yang maksimal sebagai berikut:

1. Penyediaan area perluasan guna untuk pengembangan pabrik dimasa mendatang.
2. Perencanaan faktor keamanan dan menanggulangi bahaya kebakaran dan ledakan dengan memisahkan sumber api dan panas dari bahan yang mudah meledak.
3. Penggunaan sistem konstruksi *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung. Hal ini didukung dengan iklim di Indonesia yang tidak terlalu ekstrim.
4. Fasilitas untuk karyawan seperti masjid, tempat parkir, poliklinik dan sebagainya diletakkan strategis pada kompleks perkantoran sehingga tidak mengganggu proses produksi.
5. Jarak antara pompa dan alat proses harus diperhitungkan agar mempermudah proses pemeliharaan.

Pada pra rancangan pabrik ini, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa area berdasarkan efisiensi, keselamatan dan keamanan proses produksi, diantaranya sebagai berikut :

1. *Area Main Office*

*Area main office* merupakan pusat administrasi pabrik. Ini biasanya ditempatkan di bagian depan pabrik agar kegiatan administrasi tidak mengganggu jalannya proses produksi.

2. *Area Proses*

Area proses merupakan pusat proses operasi pabrik dan tempat peralatan proses. Letak area ini direncanakan seaman dan seefektif mungkin agar memudahkan pergerakan bahan dari proses satu ke proses lainnya.

3. *Area Utilitas*

Area utilitas merupakan pusat penyediaan penunjang keperluan proses produksi, seperti steam, udara, air, listrik, dan lain-lain. Area ini harus dekat dengan area proses agar mempermudah dan menghemat biaya sistem pemipaan.

4. *Area Laboratorium*

Area laboratorium merupakan tempat untuk menganalisis kualitas bahan baku, produk, dan limbah produksi, Laboratorium terletak di dekat area proses sehingga memudahkan menganalisa suatu bahan.

5. *Area Bengkel*

Area bengkel merupakan tempat perbaikan atau tempat penyimpanan suku cadang yang digunakan apabila dilakukan perawatan dan perbaikan alat proses produksi, instrumentasi kantor dan lain-lain.

#### 6. Area Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dan Lingkungan

Area K3 merupakan area untuk memantau keselamatan dan keamanan di area pabrik. Area ini ditempatkan dekat dengan area yang memiliki risiko bahaya yang tinggi seperti area produksi.

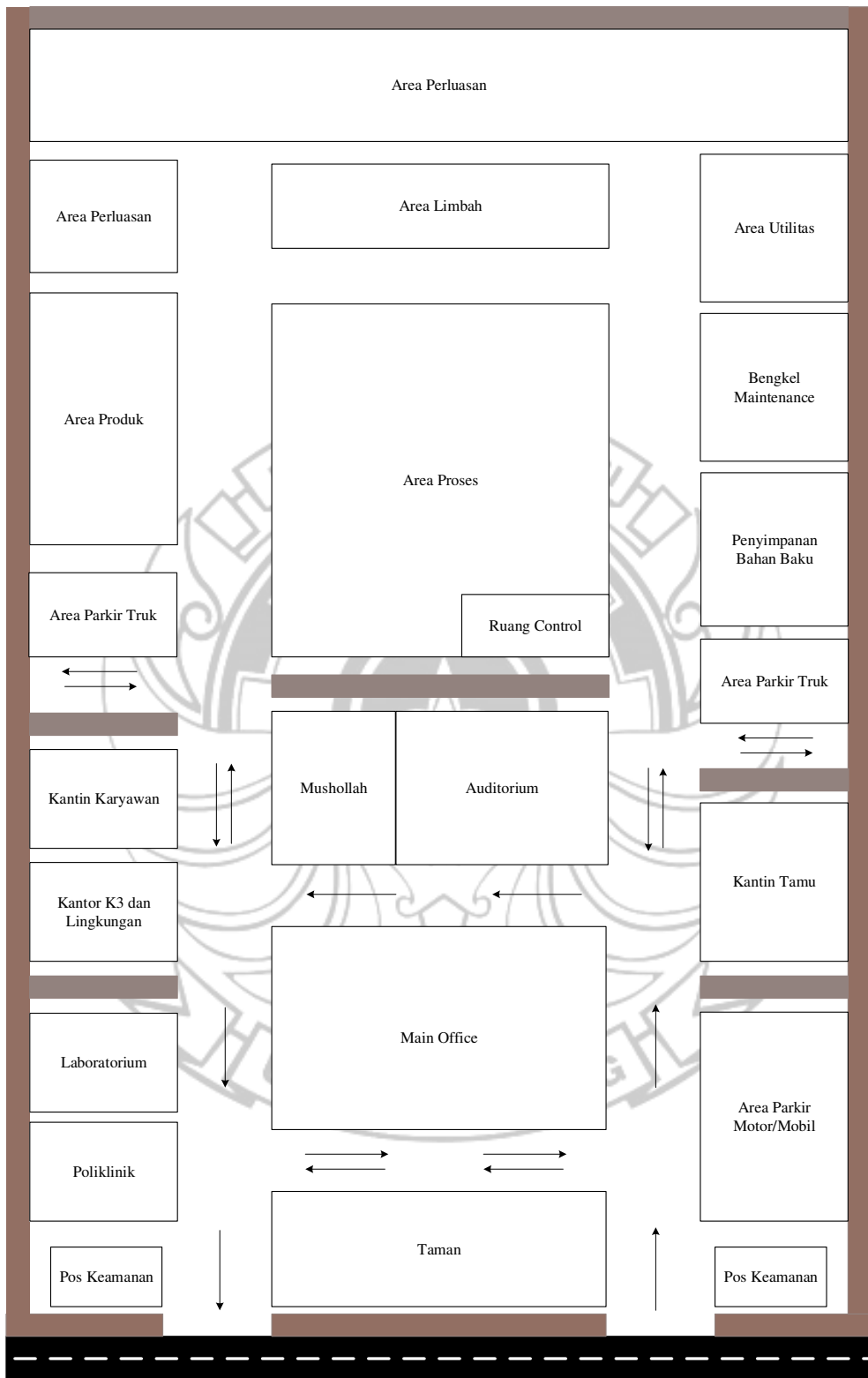
#### 7. Area Fasilitas Lainnya

Area fasilitas lainnya ini meliputi kantin, mushollah, aula, dan pos keamanan, dan fasilitas tambahan lainnya.

Berikut gambaran tata letak pabrik Ethylenediamine pada Gambar 9.1.







Gambar 9.1 Layout Pabrik (Non Skala)

Rincian luas tanah yang digunakan untuk membangun pabrik dapat dilihat pada Tabel 9.1.

Tabel 9.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Nama Bangunan	Luas m <sup>2</sup>
1	Pos keamanan	50
2	Taman	2.000
3	Area parkir motor/mobil	400
4	Poliklinik	300
5	Laboratorium	250
6	Main office	3.000
7	Kantin tamu	300
8	Kantor K3 dan lingkungan	500
9	Mushollah	300
10	Auditorium	1.000
11	Kantin karyawan	300
12	Penyimpanan bahan baku	800
13	Area produk	600
14	Area proses	15.000
15	Bengkel maintenance	500
16	Area utilitas	2.000
17	Area parkir truk	600
18	Area limbah	800
19	Area perluasan	5.500
<b>Total</b>		<b>34.200</b>

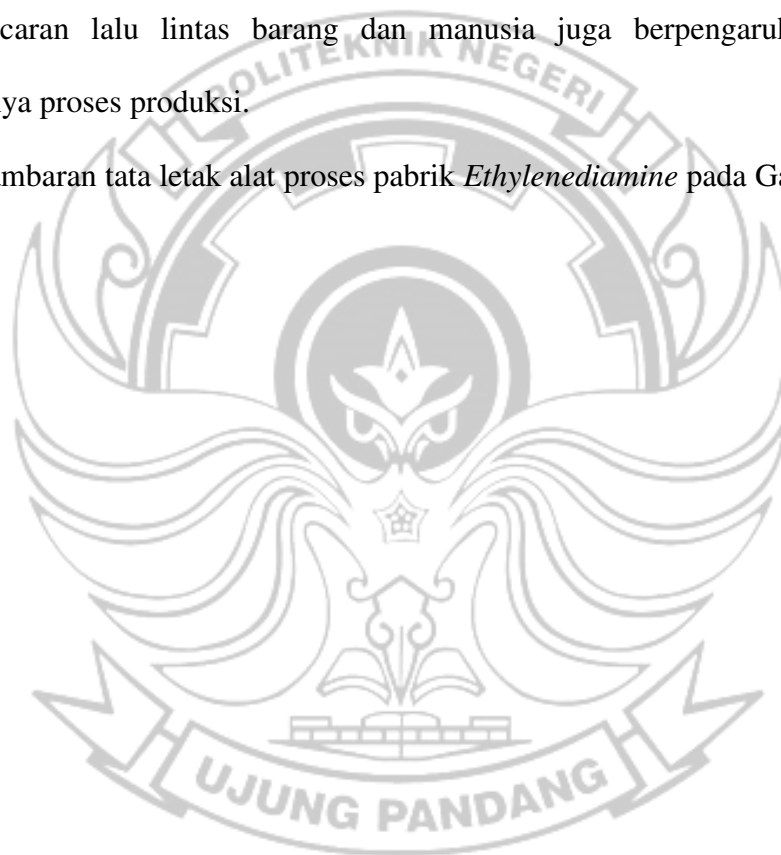
## 9.2 Tata Letak Alat Proses

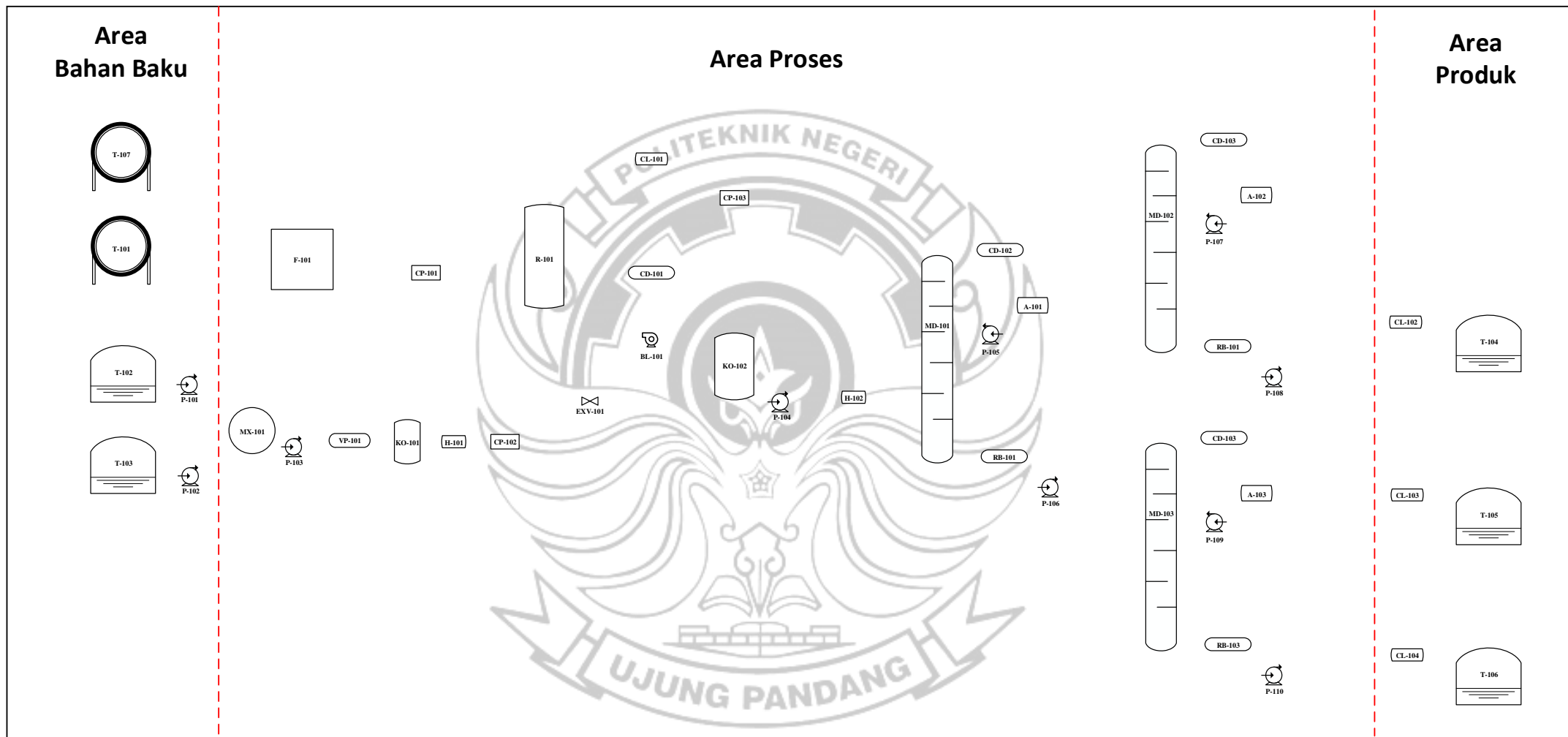
Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat proses:

- a. Letak area bahan baku dan produk dirancang dekat dengan jalur transportasi sehingga dapat meminimalkan biaya operasional dan lebih efisien.
- b. Aliran udara di dalam dan sekitar alat proses harus diperhatikan supaya sirkulasi udara berjalan dengan lancar.

- c. Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko terutama untuk peralatan yang penting dan membutuhkan pengawasan lebih sehingga harus diletakkan di posisi yang mudah dipantau oleh operator.
- d. Penempatan alat-alat proses disusun dengan tepat guna menjamin kelancaran proses produksi, menekan biaya operasi dan menjamin keamanan produksi.
- e. Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.

Berikut gambaran tata letak alat proses pabrik *Ethylenediamine* pada Gambar 9.2.





Gambar 9.2 Tata Letak Alat Proses

## BAB X ANALISA EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik dilakukan untuk mengetahui kelayakan pabrik untuk didirikan dan dioperasikan. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan bila dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi sebagai pedoman untuk memperkirakan kelayakan dari pabrik yang akan didirikan ditinjau dari beberapa faktor yaitu:

1. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time*, POT)
2. Titik impas (*Break Event Point*, BEP)
3. Laju pengembalian modal (*Interest Rate Return*, IRR)

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*, TCI)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*, TPC)

### 10.1 Estimasi Penanaman Modal Total (*Total Capital Investment*)

#### 10.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

*Fixed Capital Investment* merupakan modal yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Total *Fixed Capital Investment* (FCI) dapat dilihat pada Tabel 10.1.

Tabel 10.1 Total *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1.	<i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	27.376.230	506.898.271.842
2.	<i>Contractor's Fee</i>	1.642.574	25.344.913.592
3.	<i>Contingency</i>	4.927.721	76.034.740.776
<b>Total Fixed Capital Investment (FCI)</b>		<b>39.421.771</b>	<b>608.277.926.211</b>

10.1.2 *Manufacturing Cost* (MC)

*Manufacturing Cost* adalah semua biaya penunjang yang harus dipenuhi tiap waktu agar pabrik dapat terus beroperasi. terdiri dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost* dan *fixed manufacturing cost*.

Tabel 10.2 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Bahan baku	36.183.453,13	548.055.283.009
2	<i>Labor Cost</i>	598.833,44	9.240.000.000
3	<i>Supervisi Cost</i>	34.996,76	540.000.000
4	<i>Maintenance and repair</i>	2.759.523,97	42.579.454.834,76
5	<i>Plant supplies</i>	413.928,60	6.386.918.225,21
6	Royalties & patent	797.757,75	12.309.402.066,47
8	Utilitas	6.896.783,56	106.417.370.388,18
<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>		<b>\$ 44.847.008,45</b>	<b>740.965.202.160,92</b>

Tabel 10.3 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Payroll Overhead Cost	\$89.825	Rp1.386.000.000
2	<i>Laboratorium Cost</i>	\$59.883	Rp924.000.000
3	<i>Plant Overhead Cost</i>	\$299.417	Rp4.620.000.000
<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>		<b>\$ 449.125</b>	<b>Rp. 6.930.000.000</b>

Tabel 10.4 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Depresiasi</i>	\$3.153.742	Rp48.662.234.097
2	<i>Property Taxes</i>	\$788.435	Rp12.165.558.524
3	<i>Asuransi</i>	\$1.971.089	Rp30.413.896.311
<b><i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>		<b>\$ 5.913.266</b>	<b>Rp 91.241.688.932</b>

Tabel 10.5 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$48.021.076	Rp740.965.202.161
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$449.125	Rp6.930.000.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$5.913.266	Rp91.241.688.932
<b><i>Biaya Total Manufacturing</i></b>		<b>\$ 54.383.467</b>	<b>Rp 839.136.891.093</b>

### 10.1.3 *Working Capital Investmen (WCI)*

*Working Capital* merupakan dana yang digunakan untuk menjalankan usaha secara normal. Total *working capital* dapat dilihat pada Tabel 10.6.

Tabel 10.6 *Total Working Capital Investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	\$9.850.785,54	Rp151.997.620.946
2	<i>In Process Inventory</i>	\$34,33	Rp529.758
3	<i>Produk Inventory</i>	\$4.943.951,52	Rp76.285.171.918
4	<i>Extended Credit</i>	\$7.252.343,17	Rp111.903.655.150
5	<i>Available Cash</i>	\$4.943.951,52	Rp76.285.171.918
<b><i>Biaya Total Working Capital</i></b>		<b>\$ 26.991.066,08</b>	<b>Rp 416.472.149.688</b>

### *Total Capital Investment*

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \$ 39.421.771 + \$ 26.991.066$$

$$= \$ 66.412.837 = \text{Rp. } 1.024.750.075.899$$

#### 10.1.4 Estimasi Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Biaya pengeluaran umum terdiri dari biaya administrasi, distribusi dan penjualan, penelitian dan pengembangan, serta kredit bank. Total *General Expense* (GE) dapat dilihat pada Tabel 10.7.

Tabel 10.7 Total *General Expense*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Biaya Administrasi	\$348.226	Rp5.373.120.000
2	Sales	\$6.526.016,00	Rp100.696.426.931
3	<i>Research</i>	\$1.522.737,07	Rp23.495.832.951
4	<i>Finance</i>	\$3.187.816,18	Rp49.188.003.643
<b>Biaya Total <i>General Expense</i></b>		<b>\$ 11.584.795</b>	<b>Rp 178.753.383.525</b>

Total *Production Cost* (Biaya Produksi)

TCP = MC + General Expense

= \$ 65.68.261

= Rp. 1.017.890.274.617

## 10.2 Analisis Kelayakan

Tahun Konstruksi : 2026

Tahun Beroperasi : 2028

Umur Pabrik : 10 Tahun

Bunga Bank : 12% (Bank Indonesia, 2024)

Modal Pinjaman : \$ 21.342.516

Modal Sendiri : \$ 32.013.774

Total *Production Cost* (TCP) : \$ 60.757.445

Depresiasi : \$ 2.767.630

Harga Jual Produk : \$ 74.347.612



Laju Inflasi : 5,95% (Bank Indonesia, 2024)

Pajak Pendapatan : 30% (UU. RI No. 36, 2008)

Tahun Pengembalian Peminjaman : 5 tahun

### 10.2.1 Biaya Produksi

Tabel 10.8 Biaya Produksi

Kapasitas	Biaya Operasi
60%	\$ 37.688.712
80%	\$ 50.251.616
100%	\$ 62.814.520

### 10.2.2 Modal Selama Masa Konstruksi

Tabel 10.9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Kapasitas	%	Jumlah	Bunga	Akumulasi
-2	50%	\$ 13.282.567	-	\$ 13.282.567
-1	50%	\$ 13.282.567	\$ 1.593.908	\$ 14.876.476
0	0%	-	\$ 3.379.085	\$ 3.379.085
<b>Modal Pinjaman Akhir</b>				<b>\$ 31.538.128</b>

Tabel 10.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Kapasitas	%	Jumlah	Inflasi	Akumulasi
-2	50%	\$ 19.923.851	-	\$ 19.923.851
-1	50%	\$ 19.923.851	\$ 1.185.469	\$ 21.109.320
0	0%	-	\$ 2.441.474	\$ 2.441.474
<b>Modal Pinjaman Akhir</b>				<b>\$ 43.474.645</b>

Total Biaya Produksi Akhir = Modal Pinjaman + Modal Sendiri

= \$ 75.012.773

= Rp. 1.157.447.089

### 10.2.3 Laba Perusahaan

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba terdiri atas laba kotor yang merupakan laba sebelum dipotong pajak penghasilan dan laba bersih yaitu laba setelah dipotong pajak penghasilan.

$$\begin{aligned}\text{Laba Kotor} &= \text{Harga jual produk} - \text{TPC} \\ &= \$ 79.775.775 - \$ 65.968.261 \\ &= \$ 13.807.513 \\ &= \text{Rp. } 213,049.932.030\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laba Bersih} &= \$ 13.807.513 - \$ 4.142.256 \\ &= \$ 9.665.259 \\ &= \text{Rp. } 149.134.952.421\end{aligned}$$

### 10.2.4 Return on Investment (ROI)

*Rate of return* adalah laju pengembalian investasi (modal) yang dapat dihitung dari laba bersih per tahun dibagi modal. Kategori resiko pengembalian modal sebagai berikut:

$\text{ROI} \leq 15\%$  resiko pengembalian modal rendah.

$15\% \leq \text{ROI} \leq 45\%$  resiko pengembalian modal rata-rata.

$\text{ROI} \geq 45\%$  resiko pengembalian modal tinggi.

$$\text{Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{Laba}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\$ 13.807.513}{\$ 39.421.771} \times 100\% = 35.03\%$$

$$\text{Setelah Pajak} = \frac{\$ 9.665.259}{\$ 39.421.771} \times 100\% = 24,52\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh ROI setelah pajak sebesar 24,52% sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal rata-rata.

#### 10.2.5 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* (POT) adalah lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang diperoleh.

$$\begin{aligned} \text{Pay Out Time (POT)} &= \frac{\text{FCI}}{\text{cash flow}} \\ \text{Sebelum pajak} &= \frac{\$ 39.421.771}{\$ 16.961.255} = 2,32 \text{ Tahun} \\ \text{Setelah pajak} &= \frac{\$ 39.421.771}{\$ 12.819.001} = 3,08 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

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

#### 10.2.6 Break Even Point (BEP)

BEP adalah titik dimana pabrik beroperasi pada kondisi tidak untung dan tidak rugi, atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

Dari data feasibilities, (Peters & Timmerhaus, 1991):

BEP ≤ 50%, pabrik layak (feasible)

BEP ≥ 70%, pabrik kurang layak (infeasible).

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 5.913.265,655 + 0,3 (\$ 15.841.203)}{\$ 79.775.775 - \$ 44.213.793,20 - 0,7 (\$ 15.841.203)} \times 100\% \\ &= 43,58\% \end{aligned}$$

Diperoleh BEP sebesar 43,58% sehingga dapat dikatakan bahwa rancangan pabrik ini layak didirikan.

### 10.2.7 Shut Down Point (SDP)

Merupakan suatu tingkat produksi dimana pada kondisi tersebut pabrik lebih baik menghentikan operasinya daripada pabrik harus beroperasi. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas SDP akan mengakibatkan kerugian pabrik yang lebih besar daripada saat pabrik tidak beroperasi.

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

$$SDP = \frac{0,3 \times \$ 15.841.203}{\$ 79.775.775 - \$ 44.213.793,20 - 0,7 \times \$ 15.841.203} \times 100\%$$
$$= 19,42\%$$

### 10.2.8 Internal Rate Of Return (IRR)

*Internal Rate of Return* didefinisikan sebagai beban discount yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value* hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanamkan.

Dari hasil trial diperoleh  $i = 29,8\%$

Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank yaitu 12% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

## BAB XI KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa perhitungan prarancangan pabrik *ethylenediamine* kapasitas 10.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Kapasitas rancangan pabrik *ethylenediamine* direncanakan 10.000 ton/tahun dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
2. Bentuk hukum perusahaan direncanakan Perseroan Terbatas (PT) yang didirikan di kawasan *Java Integrated Industrial and Port Estate (JIPE)* Gresik, Jawa timur.
3. Struktur organisasi menggunakan metode *line and staff* dengan jumlah karyawan 159 orang.
4. Aspek ekonomi

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pra rancangan pabrik *ethylenediamine* layak didirikan dengan data sebagai berikut:

*Return of Investment (ROI)* = 24,52%

*Pay Out Time (POT)* = 3,08 tahun (3 tahun, 8 hari)

*Break Event Point (BEP)* = 43,58%

*Interest Rate of Return (IRR)* = 29,8%

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill, Inc. <http://archive.org/details/chemicalengineer00arie> (diakses pada 12 Agustus 2024)
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Data Ekspor Impor Ethylenediamine di Indonesia*. <https://www.bps.go.id/id/exim> (diakses pada 2 Februari 2024)
- Badan Pusat Statistik, K. G. (2023). *Jumlah Pencari Kerja di Kabupaten Gresik*. <https://www.bps.go.id/id/exim> (diakses pada 21 Februari 2024)
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Upah Minimum Kabupaten/Kota di Jawa Timur*. <https://probolinggokab.bps.go.id/id/statistics-table/2/Mjg4IzI=/upah-minimum-kabupaten-kota-di-jawa-timur.html> (diakses pada 30 Juli 2024)
- Brown, G. G., Alan Shlvers Foust, Richard LaVerne Katz, Robert Schneldewind, William Platt Wood, and George Martin Brown. (1950). *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers & Distributors. <https://doku.pub/download/unit-operations-by-ggbrown-p5lw1rne80j> (diakses pada 14 Juli 2024)
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design Handbook*. John Wiley & Sons. [https://www.academia.edu/41749583/Brownell\\_Young\\_Process\\_Equipment\\_Design](https://www.academia.edu/41749583/Brownell_Young_Process_Equipment_Design) (diakses pada 15 Juli 2024)
- Bykovskii, N. A., Puchkova, L. N., Fanakova, N. N., Ivanov, S. P., Abutalipova, E. M., Khalimov, A. G., & Makarenko, O. A. (2019). Recycling the Wastewater in the Production of Ethylenediamine. *Chemical and Petroleum Engineering*, 54(11), 787–794. <https://doi.org/10.1007/s10556-019-00551-7> (diakses pada 8 Maret 2024)
- Chen, X., Zhou, S., Zhang, H., & Qian, C. (2007). Synthesis of Ethylenediamine in a Tubular Reactor: Experimental and Theoretical Kinetics. *Progress in Reaction Kinetics and Mechanism*, 37(4), 411–422. <https://doi.org/10.3184/146867812X13452764677492> (diakses pada 14 Maret 2024)
- Coulson, J. & Richardson, J. (1983). *Chemical Engineering Design: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*. 6th ed. Amsterdam: Elsevier. <http://archive.org/details/CoulsonRichardsonsChemicalEngineeringVolumeI> (diakses pada 18 Juli 2024)
- Costabello, D., Camillo, M., Giovanni, M., & Gioacchino, B. (1965). *Process for making ethylene diamine by treating ethylene dichloride with ammonia, and*

*separation of vinyl chloride from ammonia* (United States Patent US3183269A).

Deeba, M., Ford, M. E., & Johnson, T. A. (1990). *Production of ethylenediamine from monoethanolamine and ammonia* (United States Patent US4918233A).

Evans, Frank L. (1980). *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants, 2nd ed. Houston.*  
<https://www.scribd.com/document/509439488/PI-DESIGN-EVANS-FRANK-Equipment-Design-Handbook-for-refineries-and-chemical-plants>  
(diakses pada 24 Juli 2024)

Fitz-William, C. B. (1964). *Production of ethylenediamine* (United States Patent US3137730).

Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations. 3th ed. United States of America: Prentice-Hall International, Inc.*  
<http://archive.org/details/transportprocess0000gean> (diakses pada 29 Juli 2024)

Google Earth. (2024). <https://earth.google.com/web/search/JIPE+Gresik/@-7.08647993,112.60360684,2.26493514a,492.57140024d,35y,0.00000086h,0t,0r/data=CigiJgokCfhuSHpWVxzAEYMGqVfDWBzAGXXtiOe3JlxAIZOcBJCIJlxA> (diakses pada 16 April 2024)

Gunara, S. (2017). *Buku Pedoman Pelaksanaan Keselamatan dan Kesehatan Kerja*. : SCBD. <https://online.fliphtml5.com/ztrej/gflk/> (diakses pada 6 Agustus 2024)

Harsojo, H., Puspita, L. A., Mardiansyah, D., Roto, R., & Triyana, K. (2017). The Roles of Hydrazine and Ethylenediamine in Wet Synthesis of Cu Nanowire. *Indonesian Journal of Chemistry*, 17(1), 43.  
<https://doi.org/10.22146/ijc.23618> (diakses pada 23 April 2024)

Keputusan Gubernur Jawa Timur Nomor 188/606/KPTS/013/2023. *Keputusan Gubernur Jawa Timur Tahun 2024.*  
<https://jdih.jatimprov.go.id/peraturan/topic/51610> (diakses pada 8 Agustus 2024)

Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor KEP.102/MEN/VI/2004 Tentang Waktu Kerja Lembur dan Upah Kerja Lembur. [https://jdih.kemnaker.go.id/asset/data\\_puu/peraturan\\_file\\_186.pdf](https://jdih.kemnaker.go.id/asset/data_puu/peraturan_file_186.pdf)  
(diakses pada 2 Agustus 2024)

Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer. McGraw Hill International Book Company, Singapura.* [http://archive.org/details/unset0000unse\\_z6e9](http://archive.org/details/unset0000unse_z6e9) (diakses pada 1 Agustus 2024)

- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Japan: McGraw-Hill Book Company. <http://archive.org/details/KERNProcessHeatTransfer> (diakses pada 1 Agustus 2024)
- Kirk. (1983). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology Volume 22*. John Willey and Sons.
- Lichtenberger, R., Weiss, F., & Oullins. (1962). *Process of Making Ethylenediamine* (United States Patent US3068290).
- Mcketta, J. J. (1986). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Marcel Dekker Inc.
- McKetta, M. (1997). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. CRC Press.
- Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2018 Tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja Lingkungan Kerja. <https://jdih.kemnaker.go.id/katalog-1546-Peraturan%20Menteri.html> (diakses pada 7 Agustus 2024)
- Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 35 Tahun 2021 Tentang Perjanjian Kerja Waktu Tertentu, Alih Daya, Waktu Kerja dan Waktu Istirahat dan Pemutusan Hubungan Kerja. <http://peraturan.bpk.go.id/Details/161904/pp-no-35-tahun-2021> (diakses pada 7 Agustus 2024)
- Perry, R. H. & Green, D. (1997). *Chemical Engineers Handbook*. 7th ed. New York: McGraw Hill, Inc.
- Perry, R. H. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition*. McGraw Hill Professional.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4th ed. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Powell, S.T. (1954). *Water Conditioning For Industry* (1st ed.). McGraw-Hill.
- Rase, H. F, & Holmes, J. R. (1977). *Chemical Reactor Design for Process Plant Principles and Techniques*. John Wiley & Sons Inc., Kanada. [https://www.academia.edu/3200246/Chemical\\_reactor\\_design\\_for\\_process\\_plants](https://www.academia.edu/3200246/Chemical_reactor_design_for_process_plants) (diakses pada 20 Juli 2024)
- Serrato, D., Juan, Z. M., Alvaro, R., & Jorge, T. (2021). *Assessment of Liquefied Natural Gas (LNG) Regasified through Gas Interchangeability in Energy Consumption Sectors*. *Energy Reports* 7: 2526-33. <https://doi.org/10.1016/j.egy.2021.04.048> (diakses pada 21 Juli 2024)



- Sinnot, R. K. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design. 4th ed. Vol. 6. Oxford: Elsevier.*  
[https://www.academia.edu/37875648/Coulson\\_Richardsons\\_Chemical\\_Engineering\\_Vol\\_6\\_Chemical\\_Engineering\\_Design\\_4th\\_Edition](https://www.academia.edu/37875648/Coulson_Richardsons_Chemical_Engineering_Vol_6_Chemical_Engineering_Design_4th_Edition) (diakses pada 31 Juli 2024)
- Smith, J. M., Ness, H. C. V., & Abbott, M. M. (1949). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Ullmann, F. (2007). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design And Economics*, John Wiley and Sons, New York.  
<https://doku.pub/download/ulricha-guide-to-chemical-engineering-process-design-and-economics-pld4p19e88ln> (diakses pada 17 Juli 2024)
- Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 Tentang Keselamatan Kerja.  
<http://peraturan.bpk.go.id/Details/47614> (diakses pada 6 Agustus 2024)
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003 Tentang Ketenagakerjaan. <http://peraturan.bpk.go.id/Details/43013> (diakses pada 3 Agustus 2024)
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 Tahun 1992 Tentang Kesehatan.  
<https://farmalkes.kemkes.go.id/unduh/uu-23-1992/> (diakses pada 4 Agustus 2024)
- UNdata. (2024). *UNdata Ethylenediamine Tahun 2022*.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*. Newton: Butterwoth-Heinemann.  
[http://archive.org/details/Chemical\\_Process\\_Equipment\\_Selection\\_and\\_Design\\_Walas](http://archive.org/details/Chemical_Process_Equipment_Selection_and_Design_Walas) (diakses pada 6 Agustus 2024)
- Yaws, C. L. (Ed.). (1999). *Chemical Properties Handbook* (1st Edition). McGraw-Hill Education.
- Yuliani, HR. (2014). *Keselamatan dan Kesehatan Kerja*. Yogyakarta: Deepublish.

The logo of Politeknik Negeri Ujung Pandang is a circular emblem. At the top, a banner contains the text "POLITEKNIK NEGERI". The center features a gear, a book, and a torch. At the bottom, another banner contains the text "UJUNG PANDANG".

# LAMPIRAN

## LAMPIRAN A NERACA MASSA

Produk = Ethylenediamine (EDA)  
 Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun  
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun  
 Rate Produksi =  $10.000.000 \text{ kg/tahun} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
 $= 1.262,63 \text{ kg/jam}$   
 Mol EDA =  $\frac{1.262,63 \text{ kg/jam}}{\text{BM EDA}}$   
 $= \frac{1.262,63 \text{ kg/jam}}{60,1 \text{ kg/kmol}}$   
 $= 21,01 \text{ kmol/jam}$

Tabel A.1 Berat Molekul Umpan dan Produk

Komponen	Rumus Kimia	Berat Molekul (kg/kmol)
<i>Monoethanolamine</i> (MEA)	C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	61,08
Amonia	NH <sub>3</sub>	17,03
<i>Ethylenediamine</i> (EDA)	C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	60,10
<i>Diethylenetriamine</i> (DETA)	C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	103,17
Air	H <sub>2</sub> O	18,02

(Sumber: Yaws, 1999)

Tabel A.2 Komposisi Bahan Baku

Komponen	%massa	H <sub>2</sub> O (%massa)	Sumber
<i>Monoethanolamine</i> (MEA)	99,7%	0,3%	PT. Nippon Shokubai
Amonia	99,5%	0,5%	PT. Petrokimia Gresik

### 1. Neraca Massa Reaktor (R-101)

Persamaan neraca massa total R-101:

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$F6 + F7 = F8$$

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah sebagai berikut: (Mc.Ketta, 1999)



Perbandingan mol  $C_2H_7NO : NH_3$  adalah 1 : 5,6

Konversi total monoethanolamine (MEA) sebesar 75,98%

Selektivitas reaksi 1 = 84% dan reaksi 2 = 16%

#### a. Perhitungan Reaksi 2



EDA sisa (kapasitas produksi) = EDA kapasitas produksi

$$= 21,01 \text{ kmol/jam}$$

EDA bereaksi = EDA sisa  $\times \frac{\text{Selektivitas reaksi 2}}{\text{Selektivitas reaksi 1}}$

$$= 21,01 \text{ kmol/jam} \times \frac{16\%}{84\%}$$

$$= 4,00 \text{ kmol/jam}$$

EDA mula-mula = EDA sisa + EDA bereaksi

$$= (21,01 + 4,00) \text{ kmol/jam}$$

$$= 25,01 \text{ kmol/jam}$$

MEA, DETA,  $H_2O$  bereaksi =  $\frac{1}{1} \times$  EDA bereaksi

$$= \frac{1}{1} \times 4,00 \text{ kmol/jam} = 4,00 \text{ kmol/jam}$$

MEA mula-mula = MEA sisa reaksi (1)

$$= 7,91 \text{ kmol/jam}$$

MEA sisa = MEA mula-mula – MEA bereaksi

$$= (7,91 - 4,00) \text{ kmol/jam} = 3,91 \text{ kmol/jam}$$

#### b. Perhitungan Reaksi 1



EDA bereaksi = EDA mula-mula reaksi (2)

$$= 25,01 \text{ kmol/jam}$$

MEA,  $NH_3$ ,  $H_2O$  bereaksi =  $\frac{1}{1} \times$  EDA bereaksi reaksi (1)

$$= \frac{1}{1} \times 25,01 \text{ kmol/jam} = 25,01 \text{ kmol/jam}$$

MEA mula-mula = MEA bereaksi  $\times \frac{1}{\text{konversi reaksi}}$

$$= 25,01 \text{ kmol/jam} \times \frac{1}{75,98\%} = 32,92 \text{ kmol/jam}$$

MEA sisa = MEA mula-mula – MEA bereaksi

$$= (32,92 - 25,01) \text{ kmol/jam}$$

$$= 7,91 \text{ kmol/jam}$$

NH<sub>3</sub> mula-mula = C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO mula-mula  $\times 5,6$

$$= 32,92 \text{ kmol/jam} \times 5,6$$

$$= 184,34 \text{ kmol/jam}$$

NH<sub>3</sub> Sisa = NH<sub>3</sub> mula-mula – NH<sub>3</sub> bereaksi

$$= (184,34 - 25,01) \text{ kmol/jam}$$

$$= 159,33 \text{ kmol/jam}$$

Total sisa H<sub>2</sub>O = H<sub>2</sub>O sisa reaksi 1 + H<sub>2</sub>O sisa reaksi 2

$$= (25,01 + 4,00) \text{ kmol/jam}$$

$$= 29,01 \text{ kmol/jam}$$

<b>Reaksi 1</b>	<b>C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>(g)</sub></b>	<b>+</b>	<b>NH<sub>3(g)</sub></b>	<b>→</b>	<b>C<sub>2</sub>H<sub>8</sub>N<sub>2(g)</sub></b>	<b>+</b>	<b>H<sub>2</sub>O<sub>(g)</sub></b>
mula-mula	32,92		184,34		-		-
bereaksi	25,01		25,01		25,01		25,01
sisa	7,91		159,33		25,01		25,01
<b>Reaksi 2</b>	<b>C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>(g)</sub></b>	<b>+</b>	<b>C<sub>2</sub>H<sub>8</sub>N<sub>2(g)</sub></b>	<b>→</b>	<b>C<sub>4</sub>H<sub>13</sub>N<sub>3(g)</sub></b>	<b>+</b>	<b>H<sub>2</sub>O<sub>(g)</sub></b>
mula-mula	7,91		25,01		-		-
bereaksi	4,00		4,00		4,00		4,00
sisa	3,91		21,01		4,00		4,00

### c. Arus masuk R-101

Laju alir massa total NH<sub>3</sub> = NH<sub>3</sub> mula-mula reaksi (1)  $\times$  BM NH<sub>3</sub>

$$= 184,34 \text{ kmol/jam} \times 17,03 \text{ kg/kmol}$$

$$= 3.139,42 \text{ kg/jam}$$

Laju alir massa komponen

NH<sub>3</sub> = 3.139,42 kg/jam  $\times$  99,5%

$$= 3.123,73 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 3.139,42 \text{ kg/jam} \times 0,5\% \\ &= 15,70 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**d. Arus masuk R-101**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total MEA} &= \text{MEA mula-mula reaksi (1)} \times \text{BM MEA} \\ &= 32,92 \text{ kmol/jam} \times 61,08 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.010,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Laju alir massa komponen

$$\begin{aligned} \text{MEA} &= 2.010,71 \text{ kg/jam} \times 99,7\% \\ &= 2.004,68 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2.010,71 \text{ kg/jam} \times 0,3\% \\ &= 6,03 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**e. Arus Keluar R-101**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total MEA} &= \text{MEA sisa reaksi (2)} \times \text{BM MEA} \\ &= 3,91 \text{ kmol/jam} \times 61,08 \text{ kg/kmol} \\ &= 238,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total NH}_3 &= \text{NH}_3 \text{ sisa reaksi 1} \times \text{BM NH}_3 \\ &= 159,33 \text{ kmol/jam} \times 17,03 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.713,47 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total EDA} &= \text{EDA sisa reaksi 2} \times \text{BM EDA} \\ &= 21,01 \text{ kmol/jam} \times 60,10 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.262,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total DETA} &= \text{DETA sisa reaksi 2} \times \text{BM DETA} \\ &= 4,00 \text{ kmol/jam} \times 103,17 \text{ kg/kmol} \\ &= 412,84 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa total H}_2\text{O} &= \text{Total H}_2\text{O sisa reaksi} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 29,01 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol} \\ &= 522,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F7	F6	F8
MEA	-	2.004,68	238,53
NH <sub>3</sub>	3.123,73	-	2.713,47
EDA	-	-	1.262,63
DETA	-	-	412,84
H <sub>2</sub> O	15,70	6,03	522,66
<b>Total</b>	3.139,42	2.010,71	<b>5.150,13</b>
	<b>5.150,13</b>		

## 2. Neraca Massa *Knock Out Drum* (KO-102)

Persamaan neraca massa total *Knock Out Drum* (KO-102):

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$F8 = F9 + F10$$

Pada KO-102 cairan dipisahkan pada hasil bawah sedangkan gas yang tidak terembunkan dikeluarkan pada hasil atas.

### a. Arus Masuk KO-102

$$\text{Laju alir massa total MEA} = 238,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total NH}_3 = 2.713,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total EDA} = 1.262,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total DETA} = 412,84 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total H}_2\text{O} = 522,66 \text{ kg/jam}$$

### b. Arus Keluar Komposisi Atas

Komponen NH<sub>3</sub> dianggap gas non-kondensabel (Moser et al, 2011)

$$\text{Laju alir massa total NH}_3 = 2.713,47 \text{ kg/jam}$$

### c. Arus Keluar Komposisi Bawah

Komponen gas yang diembunkan dari Condensor adalah MEA, EDA, DETA dan H<sub>2</sub>O.

$$\text{Laju alir massa total MEA} = 238,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total EDA} = 1.262,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total DETA} = 412,84 \text{ kg/jam}$$

Laju alir massa total H<sub>2</sub>O = 522,66 kg/jam

Tabel A.4 Neraca Massa *Knock Out Drum* (KO-102)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F8	F9	F10
MEA	238,53	-	238,53
NH <sub>3</sub>	2.713,47	2.713,47	-
EDA	1.262,63	-	1.262,63
DETA	412,84	-	412,84
H <sub>2</sub> O	522,66	-	522,66
<b>Total</b>	<b>5.150,13</b>	2.713,47	2.436,66
		<b>5.150,13</b>	

### 3. Neraca Massa *Knock Out Drum* (KO-101)

Persamaan neraca massa total *Knock Out Drum* (KO-101):

Input = Output

F4 = F6 + F5

Efisiensi Vaporizer = 80%

#### a. Arus Keluar Komposisi Atas KO-101

Laju alir massa total MEA = MEA mula-mula reaksi (1) × BM MEA  
 = 32,92 kmol/jam × 61,08 kg/kmol  
 = 2.010,71 kg/jam

Laju alir massa komponen

MEA = 2.010,71 kg/jam × 99,7%  
 = 2.004,68 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 2.010,71 kg/jam × 0,3%  
 = 6,03 kg/jam

#### b. Arus Keluar Komposisi Bawah KO-101

MEA = 2.004,68 kg/jam ×  $\frac{20\%}{80\%}$   
 = 501,17 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 6,03 kg/jam ×  $\frac{20\%}{80\%}$   
 = 1,51 kg/jam



### c. Arus Masuk KO-101

$$\begin{aligned}\text{MEA} &= 2.004,68 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{80\%} \\ &= 2.505,85 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= 6,03 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{80\%} \\ &= 7,54 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel A.5 Neraca Massa *Knock Out Drum* (KO-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F4	F5	F6
MEA	2.505,85	501,17	2.004,68
H <sub>2</sub> O	7,54	1,51	6,03
<b>Total</b>	<b>2.513,39</b>	502,68	2.010,71
		<b>2.513,39</b>	

### 4. Neraca Massa Mixer (MX-101)

Persamaan neraca massa total Mixer (MX-101):

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$F1 + F2 = F3$$

#### a. Arus Keluar Komponen MX-101

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa total MEA} &= \text{MEA mula-mula reaksi (1)} \times \text{BM MEA} \\ &= 32,92 \text{ kmol/jam} \times 61,08 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.010,71 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Laju alir massa komponen

$$\begin{aligned}\text{MEA} &= 2.010,71 \text{ kg/jam} \times 99,7\% \\ &= 2.004,68 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 2.010,71 \text{ kg/jam} \times 0,3\% \\ &= 6,03 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

#### b. Arus Masuk Komponen MX-101

Konsentrasi mula-mula MEA 99,7%

Dilakukan pengenceran MEA dengan penambahan air agar konsentrasi MEA 60%

$$\text{Molaritas MEA } 99,7\% = 99,7\% \times \frac{\rho_{\text{MEA } 99,7\%}}{\text{BM MEA}}$$

$$\begin{aligned}
&= 99,7\% \times \frac{1,0174 \text{ kg/L}}{61,08 \text{ kg/kmol}} \times 1000 \\
&= 16,61 \text{ mol/L} \\
\text{Densitas MEA 60\%} &= (60\% \times \rho_{\text{MEA 99,7\%}}) + ((100\% - 60\%) \times \rho_{\text{H}_2\text{O}}) \\
&= (60\% \times 1,02 \text{ kg/L}) + ((100\% - 60\%) \times 1 \text{ kg/L}) \\
&= 1,01 \text{ kg/L} \\
\text{Molaritas MEA 60\%} &= 60\% \times \frac{\rho_{\text{MEA 60\%}}}{\text{BM MEA}} \\
&= 60\% \times \frac{1,01 \text{ kg/L}}{61,08 \text{ kg/kmol}} \times 1000 \\
&= 9,93 \text{ mol/L} \\
\text{Volume MEA 60\%} &= \frac{\text{Laju massa MEA 60\%}}{\rho_{\text{MEA 60\%}}} \\
&= \frac{2.004,68 \text{ kg/jam}}{1,01 \text{ kg/L}} \\
&= 1.983,96 \text{ L/jam} \\
\text{Volume MEA 99,7\%} &= \frac{(\text{Molaritas MEA 60\%} \times \text{Volume MEA 60\%})}{\text{Molaritas MEA 99,7\%}} \\
&= \frac{(9,93 \text{ mol/L} \times 1.983,96 \text{ L/jam})}{16,61 \text{ mol/L}} \\
&= 1.185,79 \text{ L/jam} \\
\text{Laju Massa MEA 99,7\%} &= \text{Volume MEA 99,7\%} \times \rho_{\text{MEA 99,7\%}} \\
&= 1.185,79 \text{ L/jam} \times 1,0174 \text{ kg/L} \\
&= 1.206,43 \text{ kg/jam} \\
\text{Laju Massa H}_2\text{O 0,3\%} &= \text{Laju Massa MEA 99,7\%} \times \frac{0,3\%}{99,7\%} \\
&= 1.206,43 \text{ kg/jam} \times \frac{0,3\%}{99,7\%} \\
&= 3,63 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

### c. Arus Masuk Komponen MX-101

#### Kebutuhan H<sub>2</sub>O untuk pengenceran konsentrasi MEA menjadi 60%

$$\begin{aligned}
\text{Laju Massa H}_2\text{O} &= \text{Total Arus (7)} - \text{Total Arus (5)} \\
&= (2.004,68 + 6,03) \text{ kg/jam} - (1.206,43 + 3,63) \text{ kg/jam} \\
&= 800,65 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel A.6 Neraca Massa Mixer (MX-101)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F1	F2	F3
MEA	1.206,43	-	2.004,68
H <sub>2</sub> O	3,63	800,65	6,03
Total	1.210,06	800,65	2.010,71
	2.010,71		

### 5. Neraca Massa Menara Destilasi (MD-101)

Persamaan neraca massa total Menara Destilasi (MD-101):

$$\text{Input} = \text{Output}$$

$$F10 = F11 + F14$$

#### a. Arus Masuk Komponen MD-101

$$\text{Laju alir massa total MEA} = 238,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total EDA} = 1.262,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total DETA} = 412,84 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir massa total H}_2\text{O} = 522,66 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.7 Fraksi Mol Pada Feed (xiF)

Komponen	F10 (Feed)		xiF
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	
MEA	238,53	3,91	0,07
EDA	1262,63	21,01	0,36
DETA	412,84	4,00	0,07
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,50
<b>Total</b>	<b>2436,66</b>	<b>57,93</b>	<b>1,00</b>

Pada perancangan ini diinginkan:

EDA terpisah pada destilat 99,8%

MEA terpisah pada bottom 97,4%

Semua DETA terpisah pada bottom.

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa EDA pada destilat} &= 99,8\% \times 1.262,63 \text{ kg/jam} \\ &= 1.260,10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir massa EDA pada bottom} = 1.262,63 \text{ kg/jam} - 1.260,10 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,53 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa MEA pada bottom} &= 97,4\% \times 238,53 \text{ kg/jam} \\ &= 232,22 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa MEA pada destilat} &= 238,53 \text{ kg/jam} - 232,22 \text{ kg/jam} \\ &= 6,31 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.8 Fraksi Mol Pada Destilat (xiD)

Komponen	F11 (Destilat)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiD
MEA	6,31	0,10	0,00
EDA	1.260,10	20,97	0,42
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,58
<b>Total</b>	<b>1.789,08</b>	<b>50,08</b>	<b>1,00</b>

Tabel A.9 Fraksi Mol Pada Bottom (xiB)

Komponen	F14 (Bottom)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiB
MEA	232,22	3,80	0,48
EDA	2,53	0,04	0,01
DETA	412,84	4,00	0,51
<b>Total</b>	<b>647,58</b>	<b>7,85</b>	<b>1,00</b>

### Menentukan Dew Point, Bubble Point dan Boiling Point

Trial nilai T hingga  $\sum x = 1$  untuk *dew point* dan  $\sum y = 1$  untuk *bubble point*

$$K_i = \frac{P_i}{P}, \alpha_i = \frac{K_i}{k_c}, x_i = \frac{x_i F}{k_i}$$

Menggunakan persamaan antoine

$$\log_{10} P_{is} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana,

$P_{is}$  : Tekanan uap tiap komponen (mmHg)

T : Suhu fluida di dalam menara distilasi (K)

A, B, C, D, dan E : Tetapan

Tabel A.10 Konstanta Perhitungan Tekanan Uap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
MEA	72,913	-5,86E+03	-2,19E+01	-7,15E-10	5,98E-06
NH <sub>3</sub>	37,158	-2,03E+03	-1,16E+01	7,46E-08	-9,59E-12
EDA	94,089	-5,29E+03	-3,22E+01	1,49E-02	1,89E-13
DETA	-23,597	-2,67E+03	1,58E+01	-2,84E-02	1,42E-05
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Sumber : (Yaws 1999)

**Menentukan *Boiling Point Temperature* ( $T_{\text{boiling}}$ )**

Trial  $T_{\text{dew}} = 132,8 \text{ }^\circ\text{C} = 405,95 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm} = 760,00 \text{ mmHg}$

Tabel A.11 Perhitungan Suhu Fluida di Feed MD-101

Komponen	$x_i^F$	$p_i^s$ (mmHg)	$K_i$	$\alpha$	$x_i$
MEA	0,07	388,76	0,51	1,00	0,13
EDA	0,36	2.400,04	3,16	6,17	0,11
DETA	0,07	70,67	0,09	0,18	0,74
H <sub>2</sub> O	0,50	2.776,34	3,65	7,14	0,14
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Dew Point Temperature* ( $T_{\text{dew}}$ )**

Trial  $T_{\text{dew}} = 119,54^\circ\text{C} = 392,69 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.12 Perhitungan Suhu Fluida di Destilat MD-101

Komponen	$x_i^D$	$p_i^s$ (mmHg)	$K_i$	$\alpha$	$x_i$
MEA	0,00	126,54	0,11	1,00	0,02
EDA	0,42	871,33	0,76	6,89	0,55
H <sub>2</sub> O	0,58	1.518,61	1,33	12,00	0,43
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Bubble Point Temperature* ( $T_{\text{bubble}}$ )**

Trial  $T_{\text{bubble}} = 209,79^\circ\text{C} = 450,04 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.13 Perhitungan Suhu Fluida di Bottom MD-101

Komponen	xiB	pis (mmHg)	ki	$\alpha$	xi
MEA	0,48	2.488,50	2,18	1,00	0,222
EDA	0,01	8.117,00	7,12	3,26	0,001
DETA	0,51	752,23	0,66	0,30	0,777
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,000</b>

$$\alpha_{\text{average}} = (\alpha_{\text{Feed}}^2 \times \alpha_{\text{Destilat}} \times \alpha_{\text{Bottom}})^{0,25}$$

Tabel A.14 Perhitungan *Relative Volatility* Rata-Rata

Komponen	$\alpha_{\text{Feed}}$	$\alpha_{\text{Destilat}}$	$\alpha_{\text{Bottom}}$	$\alpha_{\text{average}}$
MEA	1,00	1,00	1,00	1,00
EDA	6,17	6,89	3,26	5,41
DETA	0,18	0,00	0,30	0,24
H <sub>2</sub> O	7,14	12,00	0,00	7,76

*Light Key Component* (LK) = *Ethylenediamine* (EDA)

*Heavy Key Component* (HK) = *Monoethylenediamine* (MEA)

Tabel A.15 *Light Key Component* dan *Heavy Key Component*

Komponen	Di (kmol/jam)	Bi (kmol/jam)	di/bi	log(di/bi)	$\alpha_{\text{average}}$	Log $\alpha$
EDA (LK)	20,97	0,04	499,00	2,70	5,41	0,73
MEA (HK)	0,10	3,80	0,03	-1,57	1,00	0,00

**Persamaan Fenske:**

$$\log (di/bi) = A + C \log \alpha \quad (\text{Coulson, Pers 11.63})$$

$$A = -1,57$$

$$C = \frac{\text{Log} (di/bi) \text{ LK} - \text{Log} (di/bi) \text{ HK}}{\log \alpha}$$

$$C = \frac{(2,70 - (-1,57))}{0,73} = 5,82$$

Sehingga,  $\log (di/bi) = -1,57 + 5,82 \log \alpha$

Tabel A.16 Komponen di Destilat dan Bottom

Komponen	Fi (kmol/jam)	$\alpha_{average}$	di/bi	Bi (kmol/jam)	xBi	Di (kmol/jam)	xDi
MEA	3,91	1,00	0,03	3,80	0,48	0,10	0,00
EDA	21,01	5,41	499,00	0,04	0,01	20,97	0,42
DETA	4,00	0,24	0,00	4,00	0,51	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	29,01	7,76	4.058,45	0,00	0,00	29,01	0,58
<b>Total</b>	<b>57,93</b>			<b>7,85</b>	<b>1,00</b>	<b>50,08</b>	<b>1,00</b>

Tabel A.17 Neraca Massa Total Menara Destilasi (MD-101)

Komponen	Input		Output			
	F10 (F)		F11 (D)		F14 (B)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	3,91	238,53	0,10	6,31	3,80	232,22
EDA	21,01	1.262,63	20,97	1.260,10	0,04	2,53
DETA	4,00	412,84	-	-	4,00	412,84
H <sub>2</sub> O	29,01	522,66	29,01	522,66	-	-
<b>Total</b>	<b>57,93</b>	<b>2.436,66</b>	<b>50,08</b>	<b>1.789,08</b>	<b>7,85</b>	<b>647,58</b>
		<b>2.436,66</b>		<b>2.436,66</b>		

### Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x_i F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Umpan masuk dalam keadaan jenuh ( $q=1$ ), maka  $1 - q = 0$  sehingga  $\sum \frac{\alpha \cdot x_i F}{\alpha - \theta} = 0$ .

Menghitung suhu rata-rata:

$$T_{avrg} = \frac{T_{dew} + T_{bubble}}{2}$$

$$= 164,66^\circ\text{C}$$

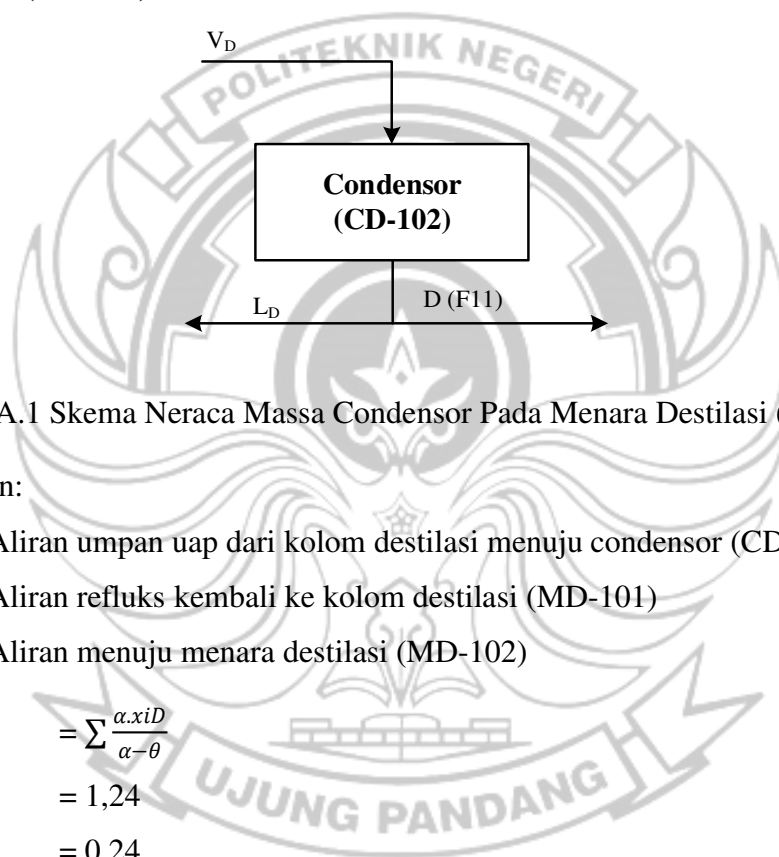
$$= 422,016 \text{ K}$$

$$\text{Trial } \theta = 1,86$$

Tabel A.18 Penentuan Nilai  $\theta$

Komponen	$x_i^F$	$x_i^D$	$K_i$	$\alpha_{\text{average}}$	$\sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta}$
MEA	0,13	0,02	0,11	1,00	(0,02)
EDA	0,11	0,55	0,76	6,89	0,73
DETA	0,74	0,00	0,04	0,33	0,00
H <sub>2</sub> O	0,14	0,43	1,33	12,00	0,51
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>			<b>1,24</b>

**Condensator (CD-102)**



Gambar A.1 Skema Neraca Massa Condensator Pada Menara Destilasi (MD-101)

Keterangan:

$V_D$  = Aliran umpan uap dari kolom destilasi menuju condensator (CD-102)

$L_D$  = Aliran reflux kembali ke kolom destilasi (MD-101)

$D$  = Aliran menuju menara destilasi (MD-102)

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta}$$

$$R_{m+1} = 1,24$$

$$R_m = 0,24$$

$$R_D = 1,2 \times R_m$$

$$= 0,29$$

Sehingga,

$$D = 50,08 \text{ kmol/jam}$$

$$L_D = R_D \times D$$

$$= 0,29 \times 50,08 \text{ kmol/jam}$$

$$= 14,63 \text{ kmol/jam}$$

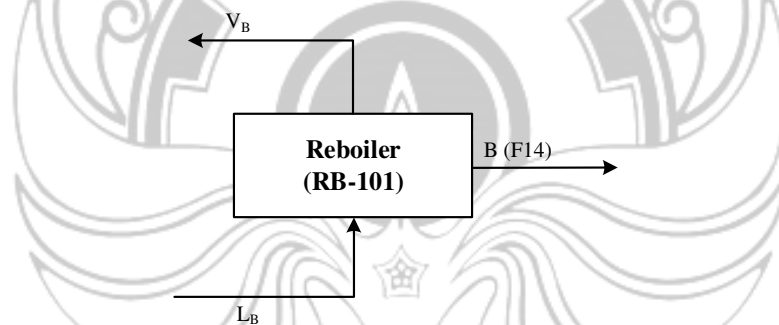


$$\begin{aligned}
 V_D &= D (R_D + 1) \\
 &= 50,08 \text{ kmol/jam} (0,27 + 1) \\
 &= 64,71 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.19 Neraca Massa Condensor (CD-102)

Komponen	XiD	Masuk		Keluar			
		V <sub>D</sub>		L <sub>D</sub>		D	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	0,002	0,13	8,16	0,03	1,84	0,10	6,31
EDA	0,42	27,09	1.628,24	6,13	368,13	20,97	1260,10
H <sub>2</sub> O	0,58	37,49	675,35	8,48	152,69	29,01	522,66
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>64,71</b>	<b>2.311,75</b>	<b>14,63</b>	<b>522,67</b>	<b>50,08</b>	<b>1789,08</b>
		<b>2.311,75</b>		<b>2.311,75</b>			

**Reboiler (RB-101)**



Gambar A.2 Skema Neraca Massa Reboiler Pada Menara Destilasi (MD-101)

Keterangan:

V<sub>B</sub> = Aliran uap hasil reboiler masuk ke kolom destilasi (MD-101).

L<sub>B</sub> = Aliran umpan dari kolom bawah destilasi menuju reboiler (RB-101).

B = Aliran menuju menara destilasi (MD-103).

V<sub>D</sub> = V<sub>B</sub> + (1-q) F, karena feed masuk pada boiling point maka q = 1, sehingga:

$$\begin{aligned}
 V_B &= V_D \\
 &= 63,48 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_B &= V_B + B \\
 &= (63,48 + 7,85) \text{ kmol/jam} \\
 &= 71,32 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.20 Neraca Massa Reboiler

Komponen	Masuk		Keluar			
	L <sub>B</sub>		V <sub>B</sub>		B	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	3,93	240,38	0,13	8,16	3,80	232,22
EDA	27,13	1.630,76	27,09	1.628,24	0,04	2,53
DETA	4,00	412,84	0,00	0,00	4,00	412,84
H <sub>2</sub> O	34,49	675,35	37,49	675,35	0,00	0,00
<b>Total</b>	72,56	2.959,33	64,71	2.311,75	7,85	647,58
		<b>2.959,33</b>		<b>2.959,33</b>		

## 6. Neraca Massa Menara Destilasi (MD -102)

Persamaan neraca massa total Menara Destilasi (MD-102):

Input = Output

F10 = F11 + F14

### a. Arus Masuk Komponen MD-102

Tabel A.21 Fraksi Mol Pada Feed (xiF)

Komponen	F10 (Feed)		xiF
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	
MEA	6,31	0,10	0,00
EDA	1.260,10	20,97	0,42
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,58
<b>Total</b>	<b>1.789,08</b>	<b>50,08</b>	<b>1,00</b>

Pada perancangan ini diinginkan:

EDA terpisah pada Bottom 99,4%

H<sub>2</sub>O terpisah pada Destilat 99,3%

Semua MEA terpisah pada bottom.

Laju alir massa EDA pada bottom = 99,4% × 1.260,10 kg/jam  
= 1.252,53 kg/jam

Laju alir massa EDA pada destilat = 1.260,10 kg/jam - 1.252,53 kg/jam  
= 7,58 kg/jam

Laju alir massa H<sub>2</sub>O pada destilat = 99,3% × 522,66 kg/jam  
= 518,87 kg/jam

Laju alir massa H<sub>2</sub>O pada bottom = 522,66 kg/jam - 518,87 kg/jam  
 = 3,79 kg/jam

Tabel A.22 Fraksi Mol Pada Destilat (xiD)

Komponen	F11 (D)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiD
MEA	0,00	0,00	0,000
EDA	7,58	0,13	0,004
H <sub>2</sub> O	518,87	28,80	0,996
<b>Total</b>	<b>526,45</b>	<b>28,93</b>	<b>1,00</b>

Tabel A.23 Fraksi Mol Pada Bottom (xiB)

Komponen	F14 (B)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiB
MEA	6,31	0,10	0,005
EDA	1.252,53	20,84	0,985
H <sub>2</sub> O	3,79	0,21	0,010
<b>Total</b>	<b>1.262,63</b>	<b>21,15</b>	<b>1,00</b>

### Menentukan Dew Point, Bubble Point dan Boiling Point

Trial nilai T hingga  $\sum x = 1$  untuk *dew point* dan  $\sum y = 1$  untuk *bubble point*.

$$K_i = \frac{P_{is}}{P}, \alpha_i = \frac{K_i}{k_c}, x_i = \frac{x_i^F}{k_i}$$

Menggunakan persamaan antoine:

$$\log_{10} P_{is} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana,

$P_{is}$  : Tekanan uap tiap komponen (mmHg)

T : Suhu fluida di dalam menara distilasi (K)

A, B, C, D, dan E : Tetapan

Tabel A.24 Konstanta Perhitungan Tekanan Uap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
MEA	72,913	-5,86E+03	-2,19E+01	-7,15E-10	5,98E-06
NH <sub>3</sub>	37,158	-2,03E+03	-1,16E+01	7,46E-08	-9,59E-12
EDA	94,089	-5,29E+03	-3,22E+01	1,49E-02	1,89E-13
DETA	-23,597	-2,67E+03	1,58E+01	-2,84E-02	1,42E-05
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Sumber: (Yaws, 1999)

**Menentukan *Boiling Point Temperature* ( $T_{\text{boiling}}$ )**

Trial  $T_{\text{boiling}} = 119,54 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392,69 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.25 Perhitungan Suhu Fluida di Feed MD-102

Komponen	$\text{xiF}$	$p_{\text{is}} \text{ (mmHg)}$	$K_i$	$\alpha$	$\text{xi}$
MEA	0,002	126,54	0,11	0,15	0,02
EDA	0,419	871,35	0,76	1,00	0,55
H <sub>2</sub> O	0,579	1.518,64	1,33	1,74	0,43
<b>Total</b>	<b>1,000</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Dew Point Temperature* ( $T_{\text{dew}}$ )**

Trial  $T_{\text{dew}} = 110,84 \text{ }^{\circ}\text{C} = 383,99 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.26 Perhitungan Suhu Fluida di Destilat MD-102

Komponen	$\text{xiD}$	$p_{\text{is}} \text{ (mmHg)}$	$K_i$	$\alpha$	$\text{xi}$
MEA	0,00	86,461	0,0758	0,13	0,00
EDA	0,004	658,642	0,5778	1,00	0,008
H <sub>2</sub> O	0,996	1144,217	1,0037	1,74	0,992
<b>Total</b>	<b>1,000</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Bubble Point Temperature* ( $T_{\text{bubble}}$ )**

Trial  $T_{\text{bubble}} = 129,22^{\circ}\text{C} = 402,37 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.27 Perhitungan Suhu Fluida di Bottom MD-102

Komponen	xiB	pis (mmHg)	ki	$\alpha$	xi
MEA	0,005	188,65	0,17	0,16	0,03
EDA	0,985	1169,41	1,03	1,00	0,96
H <sub>2</sub> O	0,010	2047,20	1,80	1,75	0,01
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

$$\alpha_{\text{average}} = (\alpha_{\text{Feed}}^2 \times \alpha_{\text{Destilat}} \times \alpha_{\text{Bottom}})^{0,25}$$

Tabel A.28 Perhitungan *Relative Volatility* Rata-Rata

Komponen	$\alpha_{\text{Feed}}$	$\alpha_{\text{Destilat}}$	$\alpha_{\text{Bottom}}$	$\alpha_{\text{average}}$
MEA	0,15	0,13	0,16	0,15
EDA	1,00	1,00	1,00	1,00
H <sub>2</sub> O	1,74	1,74	1,75	1,75

*Light Key Component* (LK) = Air (H<sub>2</sub>O)

*Heavy Key Component* (HK) = Ethylenediamine (EDA)

Tabel A.29 *Light Key Component* dan *Heavy Key Component*

Komponen	Di (kmol/jam)	Bi (kmol/jam)	di/bi	log(di/bi)	$\alpha_{\text{average}}$	Log $\alpha$
H <sub>2</sub> O (LK)	28,80	0,21	136,99	2,14	1,74	0,24
EDA (HK)	0,13	20,84	0,01	-2,22	1,00	0,00

Persamaan Fenske:

$$\log (di/bi) = A + C \log \alpha \quad (\text{Coulson, Pers 11.63})$$

$$A = -2,22$$

$$C = \frac{\text{Log } (di/bi)_{\text{LK}} - \text{Log } (di/bi)_{\text{HK}}}{\log \alpha}$$

$$C = \frac{(2,14 - (-2,22))}{0,24} = 18,005$$

$$\text{Sehingga, } \log (di/bi) = -2,22 + 18,005 \log \alpha$$

Tabel A.30 Komponen di Destilat dan Bottom

Komponen	Fi (kmol/jam)	$\alpha_{average}$	di/bi	Bi (kmol/jam)	xBi	Di (kmol/jam)	xDi
MEA	0,10	0,15	0,00	0,10	0,005	0,00	0,000
EDA	20,97	1,00	0,01	20,84	0,985	0,13	0,004
H2O	29,01	1,74	136,99	0,21	0,010	28,80	0,996
<b>Total</b>	<b>50,08</b>			<b>21,15</b>	<b>1,00</b>	<b>28,93</b>	<b>1,000</b>

Tabel A.31 Neraca Massa Total Menara Destilasi (MD-102)

Komponen	Input		Output			
	F10 (F)		F11 (D)		F14 (B)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	0,10	6,31	-	-	0,10	6,31
EDA	20,97	1.260,10	0,13	7,58	20,84	1.252,53
H2O	29,01	522,66	28,80	518,87	0,21	3,79
<b>Total</b>	<b>50,08</b>	<b>1.789,08</b>	<b>28,93</b>	<b>526,45</b>	<b>21,15</b>	<b>1.262,63</b>
		<b>1.789,08</b>		<b>1.789,08</b>		

### Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x_i F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Umpan masuk dalam keadaan jenuh ( $q=1$ ), maka  $1 - q = 0$  sehingga  $\sum \frac{\alpha \cdot x_i F}{\alpha - \theta} = 0$ .

Menghitung suhu rata-rata :

$$T_{av} = \frac{T_{dew} + T_{bubble}}{2}$$

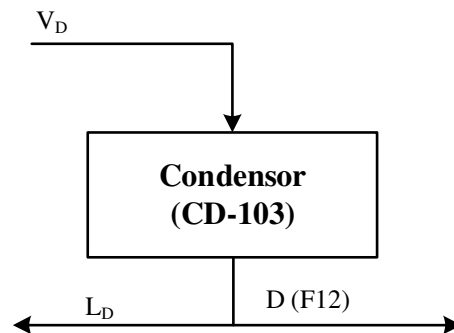
$$= 120,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,18 \text{ K}$$

$$\text{Trial } \theta = 1,49$$

Tabel A.32 Penentuan Nilai  $\theta$ 

Komponen	$x_i F$	$x_i D$	Ki	$\alpha_{average}$	$\sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta}$
MEA	0,002	0,000	0,076	0,15	0,00
EDA	0,548	0,008	0,578	1,00	0,02
H2O	0,435	0,992	1,004	1,74	1,47
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>			<b>1,49</b>

### Condensator (CD-103)



Gambar A.3 Skema Neraca Massa Condensator Pada Menara Destilasi (MD-102)

Keterangan:

$V_D$  = Aliran umpan uap dari kolom destilasi menuju Condensator (CD-103).

$L_D$  = Aliran reflux kembali ke kolom destilasi (MD-102).

$D$  = Aliran menuju unit pengolahan limbah (UPL).

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha x_i D}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = 1,49$$

$$R_m = 0,49$$

$$R_D = 1,2 \times R_m \\ = 0,59$$

Dimana,

$$D = 28,93 \text{ kmol/jam}$$

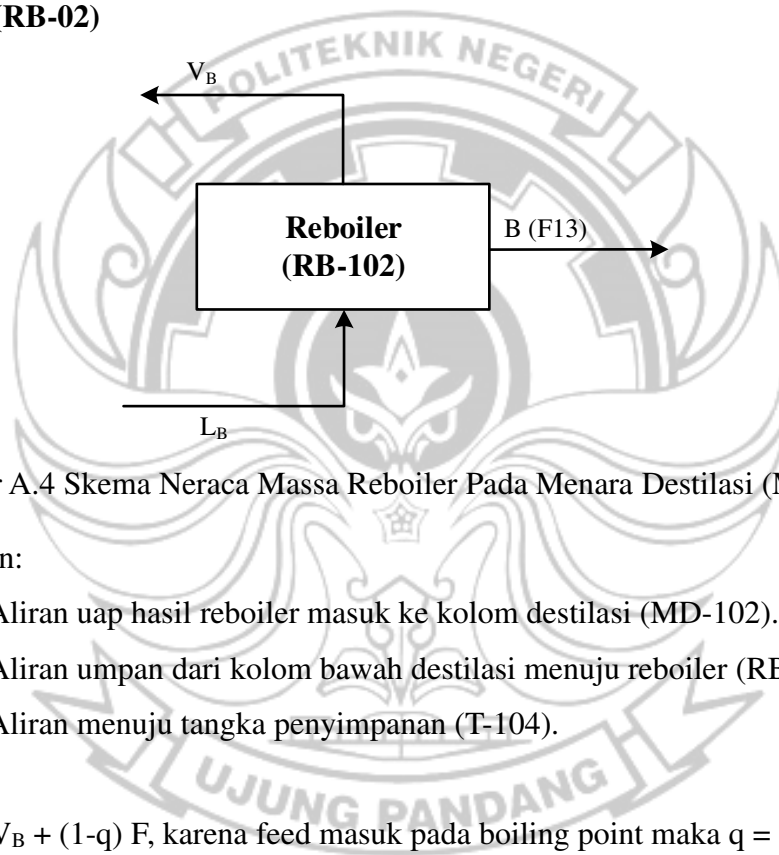
$$L_D = R_D \times D \\ = 0,59 \times 28,93 \text{ kmol/jam} \\ = 16,965 \text{ kmol/jam}$$

$$V_D = D (R_D + 1) \\ = 28,93 \text{ kmol/jam} (0,59 + 1) \\ = 45,89 \text{ kmol/jam}$$

Tabel A.33 Neraca Massa Kondensor

Komponen	xiD	Masuk		Keluar			
		V <sub>D</sub>		L <sub>D</sub>		D	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	0,000	0,00	0,00	0,000	0,000	0,000	0,000
EDA	0,004	0,20	12,018	0,07	4,44	0,13	7,58
H <sub>2</sub> O	0,996	45,69	823,175	16,89	304,30	28,80	518,87
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	45,89	835,19	16,97	308,74	28,93	526,45
		<b>835,19</b>		<b>835,19</b>			

**Reboiler (RB-02)**



Gambar A.4 Skema Neraca Massa Reboiler Pada Menara Destilasi (MD-102)

Keterangan:

VB = Aliran uap hasil reboiler masuk ke kolom destilasi (MD-102).

LB = Aliran umpan dari kolom bawah destilasi menuju reboiler (RB-102).

B = Aliran menuju tangka penyimpanan (T-104).

$$V_D = V_B + (1-q) F, \text{ karena feed masuk pada boiling point maka } q = 1, \text{ sehingga}$$

$$\begin{aligned} V_D &= V_B \\ &= 45,89 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_B &= V_B + B \\ &= (45,89 + 21,15) \text{ kmol/jam} \\ &= 67,05 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Tabel A.34 Neraca Massa Reboiler

Komponen	Masuk		Keluar			
	L <sub>B</sub>		V <sub>B</sub>		B	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	0,10	6,31	0,00	0,00	0,10	6,31
EDA	21,04	1264,54	0,20	12,02	20,84	1252,53
H <sub>2</sub> O	45,90	826,96	45,69	823,17	0,21	3,79
<b>Total</b>	67,05	2.097,82	45,89	835,19	21,15	1.262,63
	<b>2.097,82</b>		<b>2.097,82</b>			

### 7. Neraca Massa Menara Destilasi (MD-103)

Persamaan neraca massa total Menara Destilasi (MD-103):

Input = Output

F14 = F15 + F16

Tabel A.35 Fraksi Mol Pada Feed (xiF)

Komponen	F14 (Feed)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiF
MEA	232,22	3,80	0,48
EDA	2,53	0,04	0,01
DETA	412,84	4,00	0,51
<b>Total</b>	<b>647,58</b>	<b>7,85</b>	<b>1,00</b>

Pada perancangan ini diinginkan:

DETA terpisah pada Bottom 99%

MEA terpisah pada Destilat 99%

Semua EDA terpisah pada Destilat.

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa DETA pada bottom} &= 99\% \times 412,84 \text{ kg/jam} \\ &= 408,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa DETA pada destilat} &= 412,84 \text{ kg/jam} - 408,71 \text{ kg/jam} \\ &= 4,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa MEA pada destilat} &= 99\% \times 232,22 \text{ kg/jam} \\ &= 229,90 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa MEA pada bottom} &= 232,22 \text{ kg/jam} - 229,90 \text{ kg/jam} \\ &= 2,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.36 Fraksi Mol Pada Destilat (xiD)

Komponen	F15 (Destilat)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiD
MEA	229,90	3,76	0,98
EDA	2,53	0,04	0,01
DETA	4,13	0,04	0,01
<b>Total</b>	<b>236,55</b>	<b>3,85</b>	<b>1,00</b>

Tabel A.37 Fraksi Mol Pada Bottom (xiB)

Komponen	F16 (Bottom)		
	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiB
MEA	2,32	0,04	0,01
EDA	0,00	0,00	0,00
DETA	408,71	3,96	0,99
<b>Total</b>	<b>411,03</b>	<b>4,00</b>	<b>1,00</b>

### Menentukan Dew Point, Bubble Point dan Boiling Point

Trial nilai T hingga  $\sum x = 1$  untuk *dew point* dan  $\sum y = 1$  untuk *bubble point*

$$K_i = \frac{P_i}{P}, \alpha_i = \frac{K_i}{k_c}, x_i = \frac{x_i^F}{k_i}$$

Menggunakan persamaan antoine

$$\log_{10} P_{is} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana,

$P_{is}$  : Tekanan uap tiap komponen (mmHg)

T : Suhu fluida di dalam menara distilasi (K)

A, B, C, D, dan E : Tetapan

Tabel A.38 Konstanta Perhitungan Tekanan Uap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
MEA	72,913	-5,86E+03	-2,19E+01	-7,15E-10	5,98E-06
NH <sub>3</sub>	37,158	-2,03E+03	-1,16E+01	7,46E-08	-9,59E-12
EDA	94,089	-5,29E+03	-3,22E+01	1,49E-02	1,89E-13
DETA	-23,597	-2,67E+03	1,58E+01	-2,84E-02	1,42E-05
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Sumber: (Yaws, 1999)

**Menentukan *Boiling Point Temperature* ( $T_{\text{boiling}}$ )**

Trial  $T_{\text{boiling}} = 209,79 \text{ }^\circ\text{C} = 482,94 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.39 Perhitungan Suhu Fluida di Destilat MD-103

Komponen	$x_i^F$	$p_{is} \text{ (mmHg)}$	$K_i$	$\alpha$	$x_i$
MEA	0,48	2.488,56	2,18	3,31	0,22
EDA	0,01	8.117,16	7,12	10,79	0,00
DETA	0,51	752,25	0,66	1,00	0,77
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Dew Point Temperature* ( $T_{\text{dew}}$ )**

Trial  $T_{\text{dew}} = 178,789^\circ\text{C} = 451,94 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.40 Perhitungan Suhu Fluida di Destilat MD-103

Komponen	$x_i^D$	$p_{is} \text{ (mmHg)}$	$K_i$	$\alpha$	$x_i$
MEA	0,98	1050,28	1,02	3,24	0,96
EDA	0,01	4206,30	4,08	12,98	0,01
DETA	0,01	324,15	0,31	1,00	0,03
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

**Menentukan *Bubble Point Temperature* ( $T_{\text{bubble}}$ )**

Trial  $T_{\text{bubble}} = 217,099 \text{ }^\circ\text{C} = 490,25 \text{ K}$

$P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$

Tabel A.41 Perhitungan Suhu Fluida di Bottom MD-103

Komponen	$x_i^B$	$p_{is} \text{ (mmHg)}$	$k_i$	$\alpha$	$x_i$
MEA	0,01	2.995,88	3,28	3,32	0,003
EDA	0,00	9.366,09	10,27	10,38	0,000
DETA	0,99	902,17	0,99	1,00	0,997
<b>Total</b>	<b>1,00</b>				<b>1,00</b>

$$\alpha_{\text{average}} = (\alpha_{\text{Feed}}^2 \times \alpha_{\text{Destilat}} \times \alpha_{\text{Bottom}})^{0,25}$$

Tabel A.42 Perhitungan *Relative Volatility* Rata-Rata

Komponen	$\alpha_{\text{Feed}}$	$\alpha_{\text{Destilat}}$	$\alpha_{\text{Bottom}}$	$\alpha_{\text{average}}$
MEA	3,31	3,24	3,32	3,30
EDA	10,79	12,98	10,38	11,08
DETA	1,00	1,00	1,00	1,00

*Light Key Component* (LK) = Monoethylenediamine (MEA)

*Heavy Key Component* (HK) = Diethylenediamine (DETA)

Tabel A.43 *Light Key Component* dan *Heavy Key Component*

Komponen	Di (kmol/jam)	Bi (kmol/jam)	di/bi	log(di/bi)	$\alpha_{\text{average}}$	Log $\alpha$
MEA (LK)	3,76	0,04	99,00	2,00	3,30	0,52
DETA (HK)	0,04	3,96	0,01	-2,00	1,00	0,00

**Persamaan Fenske:**

$$\log (di/bi) = A + C \log \alpha \quad (\text{Coulson, Pers 11.63})$$

$$A = -2,00$$

$$C = \frac{\text{Log } (di/bi)_{\text{LK}} - \text{Log } (di/bi)_{\text{HK}}}{\log \alpha}$$

$$C = \frac{(2,00 - (-2,00))}{0,52} = 7,70$$

$$\text{Sehingga, } \log (di/bi) = -2,00 + 7,70 \log \alpha$$

Tabel A.44 Komponen di Destilat dan Bottom

Komponen	Fi (kmol/jam)	$\alpha_{\text{average}}$	di/bi	Bi (kmol/jam)	xBi	Di (kmol/jam)	xDi
MEA	3,80	3,30	99,00	0,04	0,01	3,76	0,98
EDA	0,04	11,08	1,0E+6	0,00	0,00	0,04	0,01
DETA	4,00	1,00	0,01	3,96	0,99	0,04	0,01
<b>Total</b>	<b>7,85</b>			<b>4,00</b>	<b>1,00</b>	<b>3,85</b>	<b>1,00</b>

Tabel A.45 Neraca Massa Total Menara Destilasi (MD-103)

Komponen	Input		Output			
	F14 (F)		F15 (D)		F16 (B)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	3,80	232,22	3,76	229,90	0,04	2,32
EDA	0,04	2,53	0,04	2,53	-	-
DETA	4,00	412,84	0,04	4,13	3,96	408,71
<b>Total</b>	7,85	647,58	3,85	236,55	4,00	411,03
	<b>647,58</b>		<b>647,58</b>			

### Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Umpan masuk dalam keadaan jenuh ( $q=1$ ), maka  $1 - q = 0$  sehingga  $\sum \frac{\alpha \cdot x_i^F}{\alpha - \theta} = 0$ .

Menghitung suhu rata-rata :

$$T_{av} = \frac{T_{dew} + T_{bubble}}{2}$$

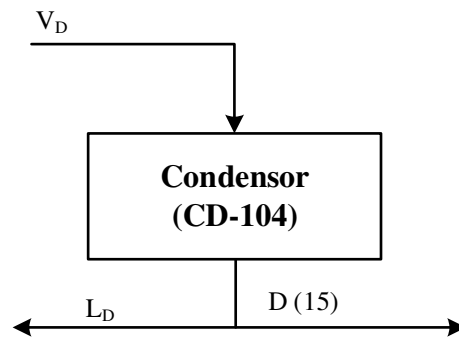
$$= 197,94^\circ\text{C} = 471,09\text{K}$$

$$\text{Trial } \theta = 2,16$$

Tabel A.46 Penentuan Nilai  $\theta$

Komponen	$x_i^F$	$x_i^D$	$K_i$	$\alpha_{average}$	$\sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta}$
MEA	0,22	0,96	1,02	3,24	2,90
EDA	0,001	0,01	4,08	12,97	0,00
H <sub>2</sub> O	0,78	0,03	0,31	1,00	(0,03)
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>			<b>2,87</b>

### Condensator (CD-104)



Gambar A.5 Skema Neraca Massa Condensator Pada Menara Destilasi (MD-103)

Keterangan :

$V_D$  = Aliran umpan uap dari kolom destilasi menuju Condensator (CD-104).

$L_D$  = Aliran reflux kembali ke kolom destilasi (MD-103).

$D$  = Aliran menuju tangki penyimpanan (T-105).

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = 2,86$$

$$R_m = 1,86$$

$$R_D = 1,2 \times R_m$$

$$= 2,23$$

Dimana,

$$D = 3,85 \text{ kmol/jam}$$

$$L_D = R_D \times D$$

$$= 2,23 \times 3,85 \text{ kmol/jam}$$

$$= 8,569 \text{ kmol/jam}$$

$$V_D = D (R_D + 1)$$

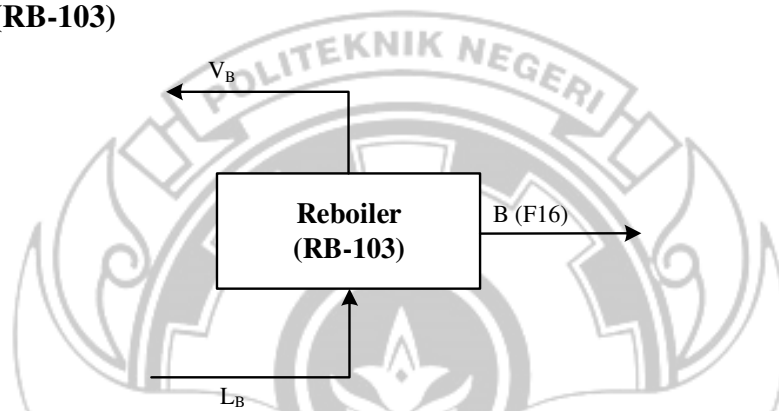
$$= 3,85 \text{ kmol/jam} (2,23 + 1)$$

$$= 12,42 \text{ kmol/jam}$$

Tabel A.47 Neraca Massa Condensor (CD-104)

Komponen	xiD	Masuk		Keluar			
		V <sub>D</sub>		L <sub>D</sub>		D	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	0,98	12,15	742,17	8,39	512,27	3,76	229,90
EDA	0,01	0,14	8,15	0,09	5,63	0,04	2,53
H <sub>2</sub> O	0,01	0,13	13,33	0,09	9,20	0,04	4,13
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	12,42	768,35	8,57	527,10	3,85	236,55
		<b>763,65</b>		<b>763,65</b>			

**Reboiler (RB-103)**



Gambar A.6 Skema Neraca Massa Reboiler Pada Menara Destilasi (MD-103)

Keterangan:

V<sub>B</sub> = Aliran uap hasil reboiler masuk ke kolom destilasi (MD-103).

L<sub>B</sub> = Aliran umpan dari kolom bawah destilasi menuju reboiler (RB-103).

B = Aliran menuju tangka penyimpanan (T-106).

V<sub>D</sub> = V<sub>B</sub> + (1-q) F, karena feed masuk pada boiling point maka q = 1, sehingga,

$$\begin{aligned}
 V_D &= V_B \\
 &= 12,41 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_B &= V_B + B \\
 &= (12,41 + 4,00) \text{ kmol/jam} \\
 &= 16,41 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.48 Neraca Massa Reboiler

Komponen	Masuk		Keluar			
	L <sub>B</sub>		V <sub>B</sub>		B	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
MEA	12,19	744,09	12,15	742,17	0,04	2,32
EDA	0,14	8,15	0,14	8,15	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	4,09	422,04	0,13	13,33	3,96	408,71
<b>Total</b>	16,41	1.174,68	12,41	763,65	4,00	411,03
	<b>1.174,68</b>		<b>1.174,68</b>			





## LAMPIRAN B NERACA PANAS

Basis Perhitungan	= 1 Jam Operasi
Satuan	= kJ
Temperatur referensi	= 25°C (298,15 K)

### Berat Molekul

Tabel B.1 Berat Molekul Umpan dan Produk

Komponen	Rumus Kimia	Berat Molekul (kg/kmol)
<i>Monoethanolamine</i> (MEA)	C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	61,08
Amonia	NH <sub>3</sub>	17,03
<i>Ethylenediamine</i> (EDA)	C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	60,10
<i>Diethylenetriamine</i> (DETA)	C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	103,17
Air	H <sub>2</sub> O	18,02

(Sumber: Yaws, 1999)

### Kapasitas Panas Gas

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

$$\int C_p dT = C_{pA} (T - T_{ref}) + \frac{C_{pB}}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C_{pC}}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{C_{pD}}{4} (T^4 - T_{ref}^4) + \frac{C_{pE}}{5} (T^5 - T_{ref}^5)$$

$$Q = m \int C_p dT$$

Tabel B.2 Data Konstanta A,B,C,D,E Untuk Menentukan Nilai Cp Gas

Komponen	A	B	C	D	E
MEA	-0,555	3,70E-01	-3,20E-04	1,58E-07	-3,23E-11
NH <sub>3</sub>	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11
EDA	10,429	3,25E-01	1,99E-04	6,26E-08	-8,71E-12
DETA	-8,417	6,72E-01	-5,11E-04	2,17E-07	-8,05E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-7,78E-08	3,69E-12

(Sumber: Yaws, 1999)

### Kapasitas Panas Cairan

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

$$\int C_p dT = C_{pA} (T - T_{ref}) + \frac{C_{pB}}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C_{pC}}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{C_{pD}}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$Q = m \int C_p dT$$

Tabel B.3 Data Konstanta A,B,C,D Untuk Menentukan Nilai Cp Cairan

Komponen	A	B	C	D
MEA	23,111	1,23E+00	-3,12E-03	3,07E-06
NH <sub>3</sub>	-182,157	3,36E+00	-1,44E-02	2,07E-05
EDA	-28,801	1,50E+00	-4,02E-03	4,07E-06
DETA	91,83	8,28E-01	-2,07E-03	2,23E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

(Sumber: Yaws, 1999)

Dimana:

m = Massa Komponen (kg/jam)

Cp = Kapasitas Panas (kJ/kmol.K)

T = Suhu Komponen (K)

T<sub>ref</sub> = Suhu Referensi (K)

A,B,C,D dan E = Konstanta

#### Panas Pembentukan Standar (kJ/kmol)

$$\Delta H_R = \sum (n. \Delta H_f)_{\text{produk}} - \sum (n. \Delta H_f)_{\text{reaktan}}$$

Tabel B.4 Data Panas Pembentukan Komponen

Komponen	$\Delta H_f$ 298,15K
MEA	-210,19
NH <sub>3</sub>	-45,9
EDA	-17,32
DETA	5,86
H <sub>2</sub> O	-240,56

(Sumber: Yaws, 1999)

Dimana:

n = mol komponen (kmol/jam)

$\Delta H_f$  = Entalpi pembentukan (kJ/kmol)

$\Delta H_R$  = Panas reaksi pembentukan pada suhu standar

#### Entalpi Penguapan (kJ/kmol)

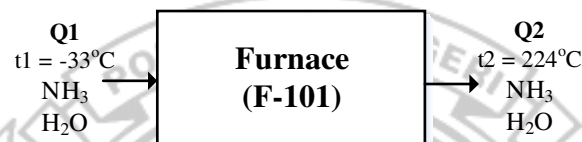
$$\Delta H_{\text{vap}} = A \times ((1-T)/T_c)^n$$

Tabel B.5 Data Perhitungan Entalpi Penguapan

Komponen	A	Tc	n
MEA	74,024	638	0,304
NH <sub>3</sub>	31,523	405,65	0,364
EDA	57,52	593	0,338
DETA	63,5	676	0,222
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

(Sumber: Yaws, 1999)

### 1. Neraca Panas *Furnace* (F-101)



Gambar B.1 Skema Neraca Panas *Furnace* (F-101)

#### Kondisi Operasi

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

$$T_{in} = -33,00^\circ\text{C} = 240,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 224,06^\circ\text{C} = 497,21 \text{ K}$$

#### a. Panas Sensibel Komponen Masuk *Furnace* (F-101)

$$\begin{aligned} Q_{NH_3} &= \text{Massa} \times \int C_p \, dT \\ &= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times \left( -182,157 (240,15 - 298,15) + \frac{3,36}{2} (240,15^2 - 298,15^2) + \frac{-1,44 \cdot 10^{-2}}{3} (240,15^3 - 298,15^3) + \frac{2,07 \cdot 10^{-5}}{4} (240,15^4 - 298,15^4) \right) \\ &= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times \frac{-4.902,07 \text{ kJ/kmol}}{17,03 \text{ kg/kmol}} \\ &= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times -287,83 \text{ kJ/kg} \\ &= -899.109,45 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= \text{Massa} \times \int C_p \, dT \\ &= 15,07 \text{ kg/jam} \times \left( 92,053 (240,15 - 298,15) + \frac{-0,04}{2} (240,15^2 - 298,15^2) + \frac{-2,11 \cdot 10^{-4}}{3} (240,15^3 - 298,15^3) + \frac{5,35 \cdot 10^{-7}}{4} (240,15^4 - 298,15^4) \right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times \frac{-4.436,96 \text{ kJ/kmol}}{18,02 \text{ kg/kmol}} \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times -246,29 \text{ kJ/kg} \\
&= -3.866,03 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.6 Panas Masuk *Furnace*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q1 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	-287,83	-899.109,45
H <sub>2</sub> O	15,70	-246,29	-3.866,03
<b>Total</b>			<b>-902.975,47</b>

b. Panas Sensibel Komponen Keluar *Furnace* (F-101)

Dengan cara yang sama diperoleh:

Tabel B.7 Panas Sensibel Keluar *Furnace*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q2 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	451,62	1.410.751,86
H <sub>2</sub> O	15,70	334,97	5.258,13
<b>Total</b>			<b>1.416.009,98</b>

c. Panas Laten Komponen Keluar *Furnace* (F-101)

$$\begin{aligned}
Q_{\text{NH}_3} &= \text{Massa} \times \Delta H_{\text{vap}} \\
&= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times \frac{(31,523 \times ((1 - (497,21 - 298,15)/405,65)0,364) \times 1000}{17,03 \text{ kg/kmol}} \\
&= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times 1.447,85 \text{ kJ/kg} \\
&= 4.522.683,57 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{O}} &= \text{Massa} \times \Delta H_{\text{vap}} \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times \frac{(52,053 \times ((1 - (497,21 - 298,15)/647,13)0,321) \times 1000}{18,02 \text{ kg/kmol}} \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times 2.567,79 \text{ kJ/kg} \\
&= 40.306,93 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.8 Panas Laten Keluar *Furnace*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\Delta H$ (kJ/kg)	$Q_{\text{laten}}$ (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	1447,85	4.522.683,57
H <sub>2</sub> O	15,70	2567,79	40.306,93
<b>Total</b>			<b>4.562.990,50</b>

d. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= (Q_{\text{sensibel out}} - Q_{\text{sensibel in}}) + Q_{\text{laten}} \\
 &= (1.416.009,98 - (-902.975,47)) \text{ kJ/jam} + 4.562.990,5 \text{ kJ/jam} \\
 &= 6.881.975,95 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Kebutuhan Flue Gas dan Oksigen:

$$\text{Efisiensi Termal} = 70\%$$

$$\text{Akses Udara} = 25\%$$

$$Q_{\text{Nett}} = \frac{6.881.975,95 \text{ kJ/jam}}{70\%} = 9.831.349,21 \text{ kJ/jam}$$

Bahan bakar yang digunakan yaitu LNG dengan LHV sebesar 50.095,06 kJ/kg, (Serrato et al. 2021) sehingga diperoleh:

$$W_f = \frac{Q_{\text{nett}}}{LHV_f} = \frac{9.831.349,21 \text{ kJ/jam}}{50.095,06 \text{ kJ/kg}} = 196,26 \text{ kg/jam}$$

$$n_f = \frac{W_f}{BM_{CH_4}} = \frac{196,255 \text{ kg/jam}}{16,04 \text{ kg/kmol}} = 12,24 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi Stoikiometri:

Reaksi :	CH <sub>4</sub>	+	2O <sub>2</sub>	→	CO <sub>2</sub>	+	2H <sub>2</sub> O
Mula-mula	12,24		30,59		-		-
Bereaksi	12,24		24,47		12,24		24,47
Sisa	-		6,12		12,24		24,47

$$\text{Mol N}_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 30,59 = 115,07 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan udara total} &= (\text{mol N}_2 \times \text{BM N}_2) + (\text{mol O}_2 \times \text{BM O}_2) \\
 &= (115,07 \text{ kmol/jam} \times 28,01 \text{ kg/kmol}) + (30,59 \\
 &\quad \text{kmol/jam} \times 32,00 \text{ kg/kmol}) \\
 &= 4.398,58 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

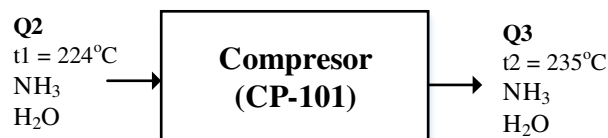
$$\text{Kebutuhan CH}_4 = \text{mol CH}_4 \times \text{BM CH}_4$$

$$\begin{aligned}
 &= 12,24 \text{ kmol/jam} \times 16,04 \text{ kg/kmol} \\
 &= 196,25 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa CO}_2 &= \text{mol CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 12,24 \text{ kmol/jam} \times 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 &= 538,46 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
 &= 2,47 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol} \\
 &= 440,85 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa O}_2 &= \text{mol O}_2 \times \text{BM O}_2 \\
 &= 6,12 \text{ kmol/jam} \times 32,00 \text{ kg/kmol} \\
 &= 195,76 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa N}_2 &= \text{mol N}_2 \times \text{BM N}_2 \\
 &= 115,07 \text{ kmol/jam} \times 28,01 \text{ kg/kmol} \\
 &= 3.223,51 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa Flue gas} &= (538,46 + 440,85 + 195,76 + 3.223,51) \text{ kg/jam} \\
 &= 4.398,58 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.9 Neraca Panas Total *Furnace* (F-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH <sub>3</sub>	-899.109,45	1.410.751,86
H <sub>2</sub> O	-3.866,03	5.258,13
Q <sub>Laten</sub>	-	4.562.990,50
Q <sub>Steam</sub>	6.881.975,95	-
<b>Total</b>	<b>5.979.000,48</b>	<b>5.979.000,48</b>

## 2. Neraca Panas *Compressor* (CP-101)



Gambar B.2 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-101)

### Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{out} = 30 \text{ atm}$$

$$T_{in} = 224,06^{\circ}\text{C} = 497,21 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Compressor terbagi menjadi 2 stage.

### Stage 1 (Tekanan 1 menjadi 15 atm)

a. Panas Komponen Masuk Compressor

$$Q_{in} = Q_2$$

Tabel B.10 Panas Masuk Compressor Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q2 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	451,62	1.410.751,86
H <sub>2</sub> O	15,70	334,97	5.258,13
<b>Total</b>			<b>1.416.009,98</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar Compressor

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.11 Cp Campuran Komponen Masuk CP-101

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	Cp (kJ/kmol.k) (T <sub>ref</sub> )	Cp campuran
----------	----------------	----	------------------------------------	-------------

NH <sub>3</sub>	3.123,73	0,995	593,158	590,35
H <sub>2</sub> O	15,70	0,005	547,040	2,59
<b>Total</b>	<b>1.416.009,98</b>	<b>1</b>		<b>592,94</b>

$$\gamma = \frac{592,94 \text{ kJ/kmol.K}}{592,94 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} = 1,014$$

$$T_{\text{out}} = \left( \frac{15 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 224,06^{\circ}\text{C}$$

$$= 232,73^{\circ}\text{C} = 505,88 \text{ K}$$

- c. Panas Komponen Keluar *Compressor* Stage 1

Tabel B.12 Panas Komponen Keluar *Compressor* Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q2 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	472,87	1.477.128,03
H <sub>2</sub> O	15,70	348,28	5.467,03
<b>Total</b>			<b>1.482.595,06</b>

- d. Panas Kompresi yang Dibutuhkan:

$$Q_{\text{kompresi}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (1.482.595,06 - 1.416.009,98) \text{ kJ/jam}$$

$$= 66.585,07 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.13 Neraca Panas *Compressor* (CP-101) Stage 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q2	Qout Stage 1
NH <sub>3</sub>	1.410.751,86	1.477.128,03
H <sub>2</sub> O	5.258,13	5.467,03
Q <sub>compres</sub>	66.585,07	-
<b>Total</b>	<b>1.482.595,06</b>	<b>1.482.595,06</b>

### Stage 2 (Tekanan 15 menjadi 30 atm)

- a. Panas Komponen Masuk *Compressor*

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{out stage 1}}$$

Tabel B.14 Panas Komponen Masuk *Compressor* Stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Qin (kJ/jam)
----------	----------------	-----------------------	--------------



NH <sub>3</sub>	3.123,73	472,87	1.477.128,03
H <sub>2</sub> O	15,70	348,28	5.467,03
<b>Total</b>			<b>1.482.595,06</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar *Compressor*

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.15 Cp Campuran Komponen

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	Cp (kJ/kmol.k) (T <sub>ref</sub> )	Cp campuran
NH <sub>3</sub>	3.123,73	0,995	593,158	590,35
H <sub>2</sub> O	15,70	0,005	547,040	2,59
<b>Total</b>	<b>1.416.009,98</b>	<b>1</b>		<b>592,94</b>

$$\gamma = \frac{592,94 \text{ kJ/kmol.K}}{592,94 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} = 1,014$$

$$T_{out} = \left( \frac{30 \text{ atm}}{15 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 232,73^\circ\text{C}$$

$$= 235,00^\circ\text{C} = 508,15 \text{ K}$$

c. Panas Komponen Keluar *Compressor*

$$Q_{NH_3} = \text{Massa} \times \int C_p \, Dt$$

$$\begin{aligned}
&= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times \left( 33,573 (508,15 - 298,15) + \frac{-1,26 \cdot 10^{-2}}{2} (508,15^2 - 298,15^2) + \frac{8,89 \cdot 10^{-5}}{3} (508,15^3 - 298,15^3) + \frac{-7,18 \cdot 10^{-8}}{4} (508,15^4 - 298,15^4) + \frac{1,86 \cdot 10^{-11}}{5} (508,15^5 - 298,15^5) \right) \\
&= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times \frac{8.148,77 \text{ kJ/kmol}}{17,03 \text{ kg/kmol}} \\
&= 3.123,73 \text{ kg/jam} \times 478,47 \text{ kJ/kg} \\
&= 1.494.599,13 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{H_2O} &= \text{Massa} \times \int C_p \, Dt \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times \left( 33,933 (508,15 - 298,15) + \frac{-8,4 \cdot 10^{-3}}{2} (508,15^2 - 298,15^2) + \frac{2,99 \cdot 10^{-5}}{3} (508,15^3 - 298,15^3) + \frac{-7,78 \cdot 10^{-8}}{4} (508,15^4 - 298,15^4) + \frac{3,69 \cdot 10^{-12}}{5} (508,15^5 - 298,15^5) \right) \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times \frac{6.336,80 \text{ kJ/kmol}}{18,02 \text{ kg/kmol}} \\
&= 15,07 \text{ kg/jam} \times 351,75 \text{ kJ/kg} \\
&= 5.521,40 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.16 Panas Komponen Keluar *Compressor* Stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p \, dT$ (kJ/kg)	Q3 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	478,47	1.494.599,13
H <sub>2</sub> O	15,70	351,75	5.521,40
<b>Total</b>			<b>1.500.120,53</b>

d. Panas Compresi yang Dibutuhkan:

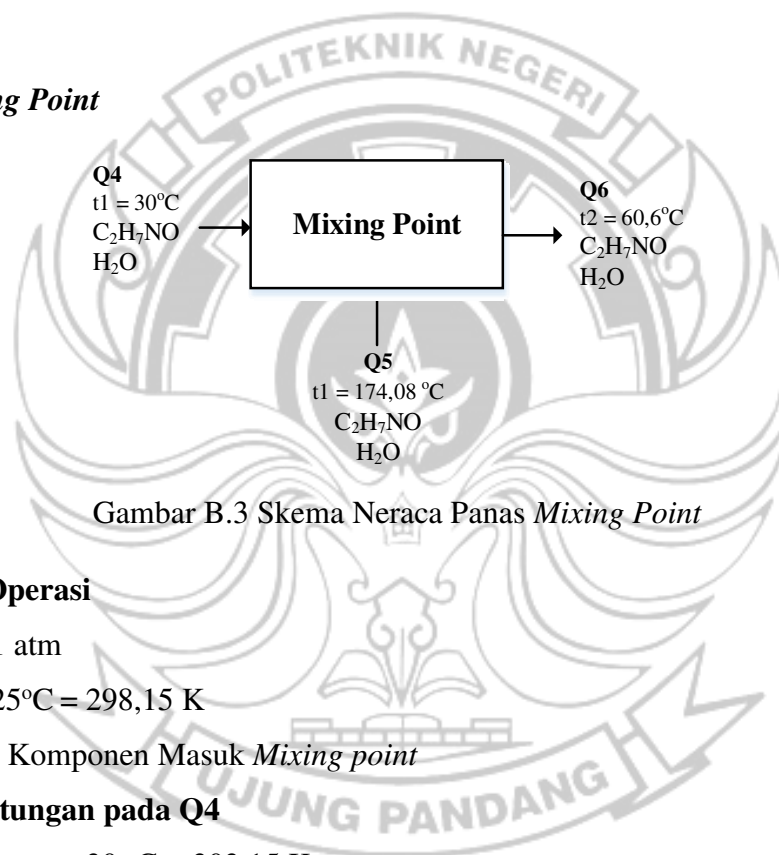
$$\begin{aligned}
Q_{\text{compres}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
&= (1.500.120,53 - 1.482.595,06) \text{ kJ/jam} \\
&= 17.525,48 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.17 Neraca Panas *Compressor* (CP-102) Stage 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q <sub>instage 1</sub>	Q <sub>3</sub>
NH <sub>3</sub>	1.477.128,03	1.494.599,13
H <sub>2</sub> O	5.467,03	5.521,40

$Q_{\text{Compres}}$	17.525,48	-
<b>Total</b>	<b>1.500.120,53</b>	<b>1.500.120,53</b>

### 3. *Mixing Point*



Gambar B.3 Skema Neraca Panas *Mixing Point*

#### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

- a. Panas Komponen Masuk *Mixing point*

#### Perhitungan pada Q4

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{MEA}} = \text{Massa} \times \int C_p \text{ Dt}$$

$$= 2.004,68 \text{ kg/jam} \times \left( 23,111 (303,15 - 298,15) + \frac{1,23}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-3,12 \cdot 10^{-3}}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{3,07 \cdot 10^{-6}}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right)$$

$$= 2.004,68 \text{ kg/jam} \times \frac{1.033,70 \text{ kJ/kmol}}{61,08 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 2.004,68 \text{ kg/jam} \times 16,92 \text{ kJ/kg}$$

$$= 33.924,42 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= \text{Massa} \times \int C_p \, dT \\
 &= 6,03 \text{ kg/jam} \times \left( 92,053 (303,15 - 298,15) + \frac{-4,00 \cdot 10^{-2}}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-2,11 \cdot 10^{-4}}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{5,35 \cdot 10^{-7}}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right) \\
 &= 6,03 \text{ kg/jam} \times \frac{402,85 \text{ kJ/kmol}}{18,02 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 6,03 \text{ kg/jam} \times 22,36 \text{ kJ/kg} = 134,89 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.18 Panas Q4 Masuk *Mixing Point*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p \, dT$ (kJ/kg)	Q4 (kJ/jam)
MEA	501,17	16,92	33.924,42
H <sub>2</sub> O	1,51	22,36	134,89
<b>Total</b>			<b>31.908,66</b>

### Perhitungan pada Q5

$$T_{in} = 174,08^\circ\text{C} = 447,23 \text{ K}$$

Tabel B.19 Panas Q5 Masuk *Mixing Point*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p \, dT$ (kJ/kg)	Q5 (kJ/jam)
MEA	501,17	504,82	253.002,61
H <sub>2</sub> O	1,51	630,95	951,50
<b>Total</b>			<b>253.954,11</b>

b. Panas Komponen Keluar *Mixing point*

$$T_{out} = 60,61^\circ\text{C} = 333,76 \text{ K}$$

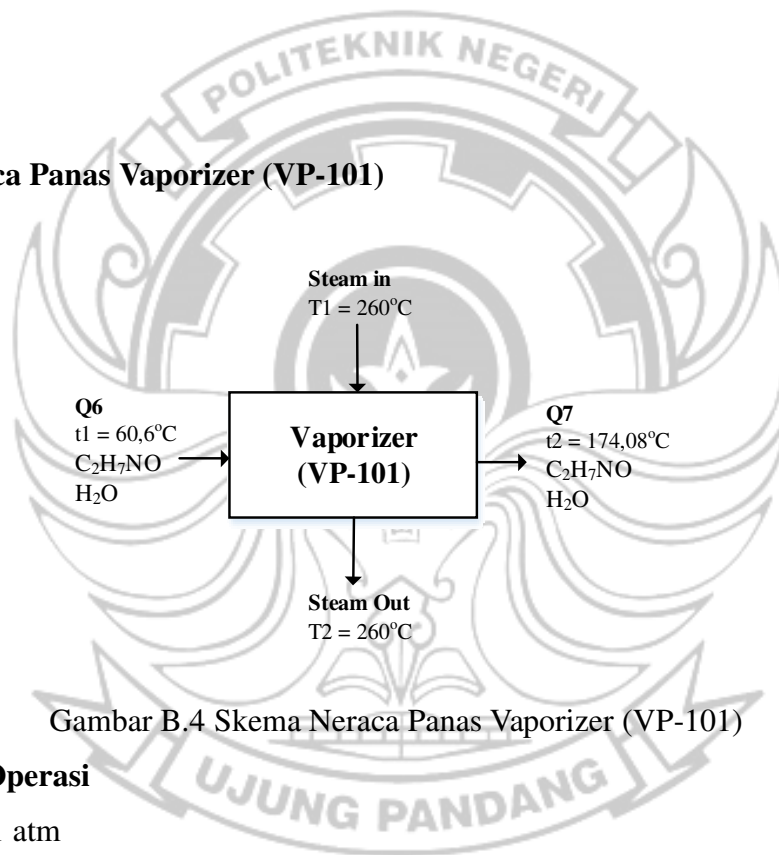
Tabel B.20 Panas Keluar *Mixing Point*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p \, dT$ (kJ/kg)	Q6 (kJ/jam)
MEA	2.505,85	114,49	286.891,84
H <sub>2</sub> O	7,54	148,75	1.121,57
<b>Total</b>			<b>288.013,41</b>

Tabel B.21 Neraca Panas Total *Mixing Point*

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q4	Q5	Q6
MEA	33.924,42	253.002,61	286.891,84
H <sub>2</sub> O	134,89	951,50	1.121,57
<b>Total</b>	34.059,31	253.954,11	<b>288.013,41</b>
	<b>288.013,41</b>		

4. Neraca Panas Vaporizer (VP-101)



Gambar B.4 Skema Neraca Panas Vaporizer (VP-101)

**Kondisi Operasi**

$P_{in} = 1 \text{ atm}$

$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

a. Panas Komponen Masuk Vaporizer (VP-101)

$T_{in} = 60,61^\circ\text{C} = 333,76 \text{ K}$

$Q_{in} = Q6$

Tabel B.22 Panas Masuk Vaporizer

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q6 (kJ/jam)
MEA	2.505,85	114,49	286.891,84

H <sub>2</sub> O	7,54	148,75	1.121,57
<b>Total</b>			<b>288.013,41</b>

- b. Panas Sensibel Komponen Keluar Vaporizer (VP-101)

$$T_{\text{out}} = 174,08^{\circ}\text{C} = 447,23 \text{ K}$$

Tabel B.23 Panas Sensibel Keluar Vaporizer

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q7 (kJ/jam)
MEA	2.505,85	244,38	612.385,46
H <sub>2</sub> O	7,54	255,64	1.927,53
<b>Total</b>			<b>614.313,00</b>

- c. Panas Laten Komponen Keluar Vaporizer (VP-101)

$$T_{\text{out}} = 174,08^{\circ}\text{C} = 447,23 \text{ K}$$

Tabel B.24 Panas Laten Keluar Vaporizer

Komponen	Massa (kg/jam)	$\Delta H$ (kJ/kg)	Q7 (kJ/jam)
MEA	2.505,85	1117,66	2.800.672,31
H <sub>2</sub> O	7,54	2656,45	20.030,03
<b>Total</b>			<b>2.820.702,34</b>

- d. Panas Steam Yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= (Q_{\text{sensibel out}} - Q_{\text{sensibel in}}) + Q_{\text{laten}} \\ &= (614.313,00 - 288.013,41) \text{ kJ/jam} + 2.820.702,34 \text{ kJ/jam} \\ &= 3.147.001,92 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- e. Massa Steam yang dibutuhkan, ( $m_{\text{steam}}$ )

Saturated Steam

$$T = 260^{\circ}\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

$$= 1.662,6 \text{ kJ/kg}$$

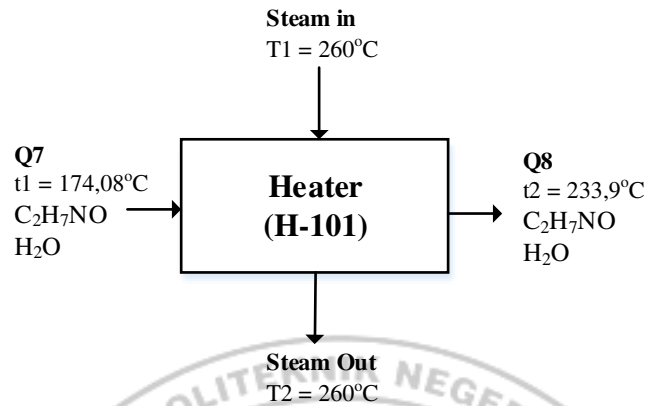
$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{3.147.001,92 \text{ kJ/jam}}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 1.892,82 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.25 Neraca Panas Total Vaporizer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q6	Q7
MEA	286.891,84	612.385,46
H <sub>2</sub> O	1.121,57	1.927,53
Q <sub>laten</sub>	-	2.820.702,34
Q <sub>steam</sub>	3.147.001,92	-
<b>Total</b>	<b>3.435.015,33</b>	<b>3.435.015,33</b>



## 5. Neraca Panas Heater (H-101)



Gambar B.5 Skema Neraca Panas Heater (H-101)

### Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

#### a. Panas Komponen Masuk Heater (H-101)

$$T_{in} = 174,08^\circ\text{C} = 447,23 \text{ K}$$

Tabel B.26 Panas Masuk Heater

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q7 (kJ/jam)
MEA	2.004,68	244,38	489.908,37
H <sub>2</sub> O	6,03	255,64	1.542,03
<b>Total</b>			<b>491.450,40</b>

#### b. Panas Komponen Keluar Heater (H-101)

$$T_{out} = 233,95^\circ\text{C} = 507,67 \text{ K}$$

Tabel B.27 Panas Keluar Heater

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q8 (kJ/jam)
MEA	2.004,68	360,62	722.923,48
H <sub>2</sub> O	6,03	350,15	2.112,16
<b>Total</b>			<b>725.035,64</b>

#### c. Panas Steam Yang Dibutuhkan:

$$Q_{steam} = Q_{out} - Q_{in}$$



$$= (725.035,64 - 491.450,40) \text{ kJ/jam}$$

$$= 233.585,24 \text{ kJ/jam}$$

d. Massa Steam yang dibutuhkan,  $m_{\text{steam}}$

Saturated Steam

$$T = 260^\circ\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

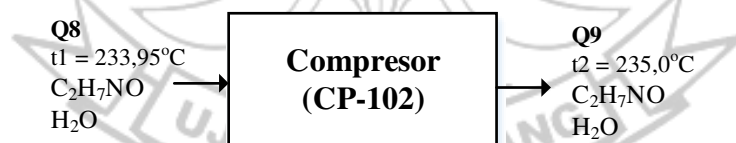
$$= 1.662,6 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{233.585,24 \text{ kJ/jam}}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 140,49 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.28 Neraca Panas Total *Heater* (H-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q7	Q8
MEA	489.908,37	722.923,48
H <sub>2</sub> O	1.542,03	2.112,16
Q <sub>Steam</sub>	233.585,24	-
<b>Total</b>	<b>725.035,64</b>	<b>725.035,64</b>

## 6. Neraca Panas *Compressor* (CP-102)



Gambar B.6 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-102)

### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

*Compressor* 102 terbagi menjadi 2 stage

### Perhitungan Stage 1

a. Panas Komponen Masuk *Compressor* (CP-102)

$$T_{\text{in}} = 233,95^\circ\text{C} = 507,1 \text{ K}$$

Tabel B.29 Panas Masuk *Compressor* Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q8 (kJ/jam)
MEA	2.004,68	360,62	722.923,48
H <sub>2</sub> O	6,03	350,15	2.112,16
<b>Total</b>			<b>725.035,64</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar *Compressor*

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

$C_p$  : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

$T_{out}$  : Suhu gas keluar kompresor (°C)

$T_{in}$  : Suhu gas masuk kompresor (°C)

$P_{in}$  : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

$P_{out}$  : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.30  $C_p$  Campuran Komponen Masuk CP-102

Komponen	Massa (kg/jam)	$x_i$	$C_p$ (kJ/kmol.k) ( $T_{ref}$ )	$C_p$ campuran
MEA	2.004,68	0,9899	13.749,67	13.610,80
H <sub>2</sub> O	6,03	0,0101	9.855,08	99,54
<b>Total</b>		<b>1</b>		<b>13.710,34</b>

$$\gamma = \frac{13.710,34 \text{ kJ/kmol.K}}{13.710,34 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} = 1,00061$$

$$T_{out} = \left( \frac{15 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,00061-1}{1,00061}} 233,95^\circ\text{C}$$

$$= 234,79^\circ\text{C} = 507,94 \text{ K}$$

c. Panas Komponen Keluar *Compressor* (CP-102)

$$T_{out} = 234,79^\circ\text{C} = 507,94 \text{ K}$$

Tabel B.31 Panas Keluar *Compressor* Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	$Q_{out}$ (kJ/jam)
MEA	2.004,68	362,30	726.296,08
H <sub>2</sub> O	6,03	351,42	2.119,90
<b>Total</b>			<b>728.415,98</b>

d. Panas Kompresi

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{compres}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= (728.415,98 - 725.035,43) \text{ kJ/jam} \\
 &= 3.380,55 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.32 Neraca Panas *Compressor* Stage 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	$Q_8$	$Q_{out}$
MEA	722.923,19	726.296,08
H <sub>2</sub> O	2.112,24	2.119,90
$Q_{\text{compres}}$	3.380,55	-
<b>Total</b>	<b>728.415,98</b>	<b>728.415,98</b>

**Perhitungan Stage 2**

a. Panas Komponen Masuk *Compressor* Stage 2

$$T_{in} = 234,79^\circ\text{C} = 507,94 \text{ K}$$

Tabel B.33 Panas Masuk *Compressor* Stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	$Q_{in}$ (kJ/jam)
MEA	2.004,68	362,30	726.296,08
H <sub>2</sub> O	6,03	351,42	2.119,90
<b>Total</b>			<b>728.415,98</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar *Compressor*

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

- $C_p$  : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)  
 $T_{out}$  : Suhu gas keluar kompresor (°C)  
 $T_{in}$  : Suhu gas masuk kompresor (°C)  
 $P_{in}$  : Tekanan gas masuk kompresor (atm)  
 $P_{out}$  : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.34  $C_p$  Komponen Masuk *Compressor*

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$C_p$ (kJ/kmol) ( $T_{ref}$ )	$C_p$ campuran
MEA	2.004,68	0,9899	13.749,67	13.610,80
H <sub>2</sub> O	6,03	0,0101	9.855,08	99,54
Total		1		13.710,34

$$\gamma = \frac{13.710,34 \text{ kJ/kmol.K}}{13.710,34 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} = 1,00061$$

$$T_{out} = \left( \frac{30 \text{ atm}}{15 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,00061-1}{1,00061}} 234,91^\circ\text{C}$$

$$= 235,00^\circ\text{C} = 508,15 \text{ K}$$

c. Panas Komponen Keluar *Compressor*

$$T_{out} = 235,00^\circ\text{C} = 508,15 \text{ Ks}$$

Tabel B.35 Panas Keluar *Compressor* Stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q9 (kJ/jam)
MEA	2.004,68	362,73	727.160,84
H <sub>2</sub> O	6,03	351,75	2.121,86
<b>Total</b>			<b>729.282,70</b>

d. Panas Compresi

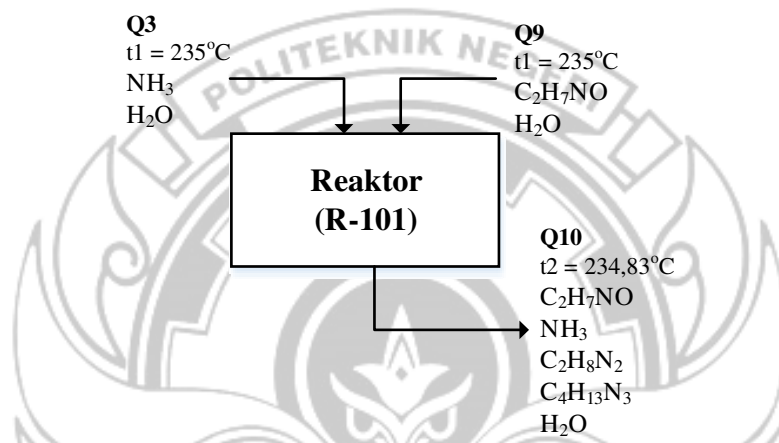
$$Q_{compres} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (729.282,70 - 728.415,98) \text{ kJ/jam} = 866,72 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.36 Neraca Panas Compressor Stage 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q <sub>in</sub>	Q <sub>9</sub>
MEA	726.296,08	727.160,84
H <sub>2</sub> O	2.119,90	2.121,86
Q <sub>Compres</sub>	866,72	-
<b>Total</b>	<b>729.282,70</b>	<b>729.282,70</b>

7. Neraca Panas Reaktor (R-101)



Gambar B.7 Skema Neraca Panas Reaktor (R-101)

Kondisi Operasi

P = 30 atm

T<sub>ref</sub> = 25°C = 298,15 K

- a. Panas Sensibel Komponen Masuk Reaktor (R-101)

T<sub>in</sub> = 235,00°C = 508,15 K

Tabel B.37 Panas Masuk Reaktor Arus Q3

Komponen	Massa (kg/jam)	∫ Cp dT (kJ/kg)	Q3 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	478,47	1.494.599,13
H <sub>2</sub> O	15,70	351,75	5.521,40
<b>Total</b>			<b>1.500.120,53</b>

Tabel B.38 Panas Masuk Reaktor Arus Q9

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q9 (kJ/jam)
MEA	2.004,68	362,73	727.160,84
H <sub>2</sub> O	6,03	351,75	2.121,86
<b>Total</b>			<b>729.282,70</b>

b. Panas Sensibel Komponen Keluar Reaktor (R-101)

$$T_{\text{out}} = 234,83^{\circ}\text{C} = 507,98 \text{ K}$$

Tabel B.39 Panas Keluar Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q10 (kJ/jam)
MEA	238,53	362,41	86.447,21
NH <sub>3</sub>	2.713,47	478,07	1.297.237,79
EDA	1.262,63	623,60	787.370,80
DETA	412,84	389,53	160.812,35
H <sub>2</sub> O	522,66	351,50	183.716,78
<b>Total</b>			<b>2.515.584,93</b>

c. Panas Reaksi Komponen Reaktor (R-101)

### Reaksi 1



Tabel B.40 Panas Pembentukan Reaktan pada T = 298,15 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	Input (kJ/jam)
MEA	32,92	-210,19	-6.918,85
NH <sub>3</sub>	184,34	-45,90	-8.461,02
<b>Total</b>			<b>-15.379,86</b>

Tabel B.41 Panas Pembentukan Produk pada T = 298,15 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	Input (kJ/jam)
MEA	7,91	-210,19	-1.661,91
NH <sub>3</sub>	159,33	-45,90	-7.313,04
EDA	25,01	-17,320	-433,18
H <sub>2</sub> O	25,01	-241,80	-6.047,52

<b>Total</b>	<b>-15.455,65</b>
--------------	-------------------

$$\begin{aligned}\Delta H_{r298,15\text{ k}} &= \sum n. \Delta H_{f_{\text{produk}}} - \sum n. \Delta H_{f_{\text{reaktan}}} \\ &= (-15.455,65 - (-15.379,86)) \text{ kJ/jam} \\ &= -75,78 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.42 Panas Reaksi Reaktan pada T = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Input (kJ/jam)
MEA	2.010,71	362,74	729.366,23
NH <sub>3</sub>	3.139,42	478,48	1.502.141,25
<b>Total</b>			<b>2.231.507,48</b>

Tabel B.43 Panas Reaksi Produk pada T = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Input (kJ/jam)
MEA	482,97	362,74	175.193,77
NH <sub>3</sub>	2.713,47	478,48	1.298.332,87
EDA	1.503,13	624,24	938.307,51
H <sub>2</sub> O	450,57	351,75	158.488,90
<b>Total</b>			<b>2.570.323,04</b>

$$\begin{aligned}\Delta H_{r1} &= \Delta H_{r298,15\text{ k}} + \sum m. C_p dT_{\text{produk}} - \sum m. C_p dT_{\text{reaktan}} \\ &= (-75,78 + 2.570.323,04 - 2.231.507,48) \text{ kJ/jam} \\ &= 338.739,78 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

### Reaksi 2



Tabel B.44 Panas Pembentukan Reaktan pada T = 298,15 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	Input (kJ/jam)
MEA	7,91	-210,19	-1.661,91
EDA	25,01	-17,32	-433,18
<b>Total</b>			<b>-2.095,09</b>

Tabel B.45 Panas Pembentukan Produk pada T = 298,15 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	Input (kJ/jam)
MEA	3,91	-210,19	-820,80
EDA	21,01	-17,32	-363,87
DETA	4,00	-5,860	-23,45
H <sub>2</sub> O	4,00	-241,80	-967,60
<b>Total</b>			<b>-2.175,72</b>

$$\begin{aligned}\Delta H_{r_{298,15\text{ k}}}&= \sum n. \Delta H_{f_{\text{produk}}} - \sum n. \Delta H_{f_{\text{reaktan}}} \\ &= (-2.175,72 - (-2.095,09)) \text{ kJ/jam} \\ &= -80,63 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.46 Panas Reaksi Reaktan pada T = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Input (kJ/jam)
MEA	482,97	362,74	175.193,77
EDA	1.503,13	624,24	938.307,51
<b>Total</b>			<b>1.113.501,27</b>

Tabel B.47 Panas Reaksi Produk pada T = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Input (kJ/jam)
MEA	238,53	362,74	86.526,17
EDA	1.262,63	624,24	788.178,30
DETA	412,84	389,89	160.961,12
H <sub>2</sub> O	72,09	351,75	25.358,22
<b>Total</b>			<b>1.061.023,82</b>

$$\begin{aligned}\Delta H_{r_2}&= \Delta H_{r_{298,15\text{ k}}} + \sum m. C_p dT_{\text{produk}} - \sum m. C_p dT_{\text{reaktan}} \\ &= (-80,63 + 1.061.023,82 - 1.113.501,27) \text{ kJ/jam} \\ &= -52.558,08 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Jadi, panas reaksi total adalah:

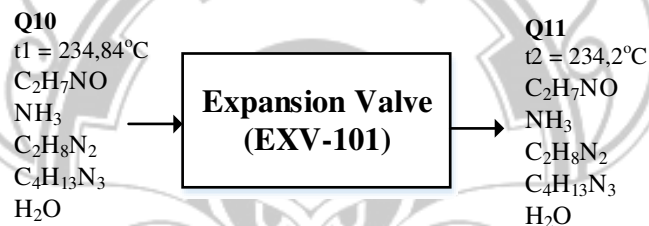
$$\begin{aligned}\Delta H_{r_{\text{total}}}&= \Delta H_{r_1} + \Delta H_{r_2} \\ &= 338.739,78 \text{ kJ/jam} + (-52.558,08 \text{ kJ/jam}) \\ &= 286.181,70 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$



Tabel B.48 Neraca Panas Reaktor (R-101)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q3	Q9	Q10
MEA	-	727.160,84	86.447,21
NH <sub>3</sub>	1.494.599,13	-	1.297.237,79
EDA	-	-	787.370,80
DETA	-	-	160.812,35
H <sub>2</sub> O	5.521,40	2.121,86	183.716,78
Q <sub>reaksi</sub>	286.181,70		-
<b>Total</b>	<b>2.515.584,93</b>		<b>2.515.584,93</b>

8. Neraca Panas *Expansion Valve* (EXV-101)



Gambar B.8 Skema Neraca Panas *Expansion Valve* (EXV-101)

**Kondisi Operasi**

$P_{in} = 30 \text{ atm}$

$P_{out} = 1 \text{ atm}$

$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

a. Panas Komponen Masuk *Expansion Valve* (EXV-101)

$T_{in} = 234,84^\circ\text{C} = 507,99 \text{ K}$

Tabel B.49 Panas Masuk *Expansion Valve*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q10 (kJ/jam)
MEA	238,53	362,41	86.447,21
NH <sub>3</sub>	2.713,47	478,07	1.297.237,79
EDA	1.262,63	623,60	787.370,80
DETA	412,84	389,53	160.812,35
H <sub>2</sub> O	522,66	351,50	183.716,78
<b>Total</b>			<b>2.515.584,93</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar *Expansion Valve*

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\Delta H = C_p \times T_{in} \times \left[ 1 - \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} \right] \times 0,5$$

$$T_{out} = T_{in} \times \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left( \frac{\Delta H}{C_p} \right)$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

k : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub>: Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.50 Cp Campuran Komponen Masuk EXV-101

Komponen	mol (kmol/jam)	xi	Cp (kJ/kmol) (T <sub>ref</sub> )	Cp campuran
MEA	3,91	0,017974545	13.749,7	247,14
NH <sub>3</sub>	159,33	0,733363636	10.102,1	7.408,49
EDA	21,01	0,096701818	19.432,2	1.879,13
DETA	4,00	0,018419394	23.253,8	428,32
H <sub>2</sub> O	29,01	0,133540606	9.855,1	1.316,05
<b>Total</b>	<b>217,25</b>	<b>1</b>		<b>11.279,14</b>

$$k = \frac{11.279,14}{11.279,14 - 8,314} = 1,00074$$

$$\Delta H = 11.279,14 \text{ kJ/kmol.K}^2 \times 507,99 \text{ K} \times \left[ 1 - \left( \frac{1 \text{ atm}}{30 \text{ atm}} \right)^{\frac{(1,00074-1)}{1,00074}} \right] \times 0,5$$

$$= 7.173,37 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$T_{out} = 507,99 \text{ K} \times \left( \frac{1 \text{ atm}}{30 \text{ atm}} \right)^{\frac{(1,00074-1)}{1,00074}} + \left( \frac{7.173,37 \text{ kJ/kmol.K}}{11.279,14 \text{ kJ/kmol.K}} \right)$$

$$= 507,35 \text{ K}$$

$$= 234,20^\circ\text{C}$$

c. Panas Keluar Komponen *Expansion Valve* (EXV-101)

$$T_{in} = 234,20^\circ\text{C} = 507,35 \text{ K}$$

Tabel B.51 Panas Keluar *Expansion Valve*

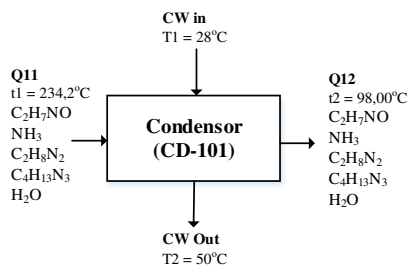
Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q11 (kJ/jam)
MEA	238,53	361,13	86.140,90
NH <sub>3</sub>	2.713,47	476,51	1.292.989,12
EDA	1.262,63	621,12	784.239,94
DETA	412,84	388,13	160.235,30
H <sub>2</sub> O	522,66	350,53	183.210,66
<b>Total</b>			<b>2.506.815,92</b>

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{beban}} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (2.515.584,93 - 2.506,815,92) \\
 &= 8.769,01 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.52 Neraca Panas *Expansion Valve* (EXV-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q10	Q11
MEA	86.447,21	86.140,90
NH <sub>3</sub>	1.297.237,79	1.292.989,12
EDA	787.370,80	784.239,94
DETA	160.812,35	160.235,30
H <sub>2</sub> O	183.716,78	183.210,66
Q <sub>Beban</sub>	-	8.769,01
<b>Total</b>	<b>2.515.584,93</b>	<b>2.515.584,93</b>

## 9. Neraca Panas *Condensor* (CD-101)



Gambar B.9 Skema Neraca Panas *Condensor* (CD-101)

**Kondisi Operasi**

$P = 1 \text{ atm}$

$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

a. Panas Sensibel Komponen Masuk *Condensor* (CD-101)

$T_{\text{in}} = 234,20^\circ\text{C} = 507,35 \text{ K}$

Tabel B.53 Panas Masuk *Condensor*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q11 (kJ/jam)
MEA	238,53	361,13	86.140,90
NH <sub>3</sub>	2.713,47	476,51	1.292.989,12
EDA	1.262,63	621,12	784.239,94
DETA	412,84	388,13	160.235,30
H <sub>2</sub> O	522,66	350,53	183.210,66
<b>Total</b>			<b>2.506.815,92</b>

b. Panas Sensibel Komponen Keluar *Condensor* (CD-101)

$T_{\text{out}} = 98^\circ\text{C} = 371,15 \text{ K}$

Tabel B.54 Panas Keluar *Condensor*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q11 (kJ/jam)
MEA	238,53	238,59	56.911,05
NH <sub>3</sub>	2.713,47	158,03	428.800,20
EDA	1.262,63	213,66	269.772,50
DETA	412,84	156,08	64.435,33
H <sub>2</sub> O	522,66	304,85	159.334,56
<b>Total</b>			<b>979.253,64</b>

c. Panas Kondensasi Komponen Keluar *Condensor* (CD-101)

$T_{\text{out}} = 98^\circ\text{C} = 371,15 \text{ K}$

Tabel B.55 Panas Keluar *Condensor*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\Delta H$ (kJ/kg)	Q12 (kJ/jam)
MEA	238,53	1.167,89	278.582,23
EDA	1.262,63	915,51	1.155.941,53
DETA	412,84	600,09	247.740,52

H <sub>2</sub> O	522,66	2.780,47	1.453.244,94
<b>Total</b>			<b>3.135.509,22</b>

d. Panas Pendingin yang Dibutuhkan

$$Q_{\text{kondensasi}} = (2.506.815,92 + 3.135.509,22) - 979.253,64 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4.663.071,5 \text{ kJ/jam}$$

e. Massa Pendingin yang Dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{\text{in}} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

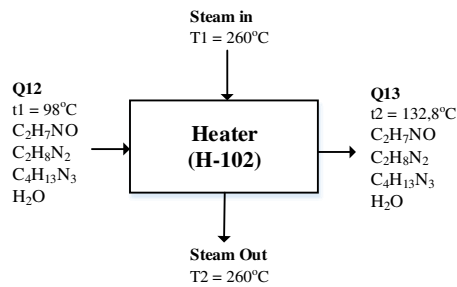
$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T} = \frac{1.809.472,92 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 20 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 21.444,00 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.56 Neraca Panas *Condensor* (CD-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q11	Q12
MEA	86.140,90	56.911,05
NH <sub>3</sub>	1.292.989,12	428.800,20
EDA	784.239,94	269.772,50
DETA	160.235,30	64.435,33
H <sub>2</sub> O	183.210,66	159.334,56
Q <sub>kondensasi</sub>	3.135.509,22	-
Q <sub>Beban</sub>	-	4.663.071,50
<b>Total</b>	<b>5.642.325,14</b>	<b>5.642.325,14</b>

## 10. Neraca Panas Heater (H-102)



Gambar B.10 Skema Neraca Panas *Heater* (H-102)

### Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

a. Panas Komponen Masuk *Heater* (H-102)

$$T_{in} = 98^\circ\text{C} = 371,15 \text{ K}$$

Tabel B.57 Panas Masuk *Heater*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q12 (kJ/jam)
MEA	238,53	238,59	56.911,05
EDA	1.262,63	213,66	269.772,50
DETA	412,84	156,08	64.435,33
H <sub>2</sub> O	522,66	304,85	159.334,56
<b>Total</b>			<b>550.453,44</b>

b. Panas Komponen Keluar *Heater* (H-102)

$$T_{in} = 132,8^\circ\text{C} = 405,95 \text{ K}$$

Tabel B.58 Panas Keluar *Heater*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
MEA	238,53	357,81	85.350,87
EDA	1.262,63	321,58	406.034,76
DETA	412,84	234,22	96.694,65
H <sub>2</sub> O	522,66	451,81	236.142,28
<b>Total</b>			<b>824.222,56</b>

c. Panas Steam yang Dibutuhkan

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (824.222,56 - 550.453,44) \text{ kJ/jam}$$

$$= 273.769,12 \text{ kJ/jam}$$

d. Massa Steam yang Dibutuhkan,  $m_{\text{steam}}$

Saturated Steam

$$T = 260^\circ\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

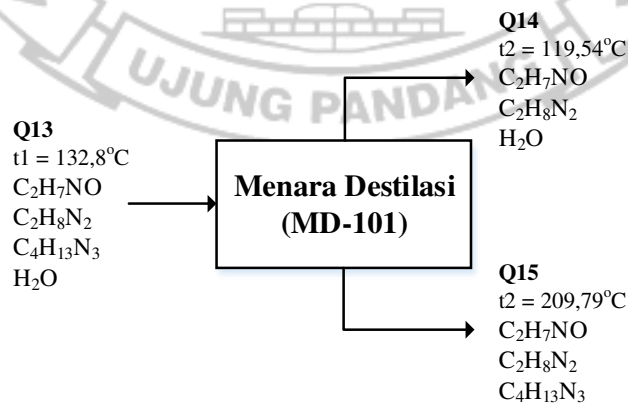
$$= 1.662,6 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{273.769,12 \text{ kJ/jam}}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 164,66 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.59 Neraca Panas Total Heater (H-102)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q12	Q13
MEA	56.911,05	85.350,87
EDA	269.772,50	406.034,76
DETA	64.435,33	96.694,65
H <sub>2</sub> O	159.334,56	236.142,28
Q <sub>Steam</sub>	273.769,12	-
<b>Total</b>	<b>824.222,56</b>	<b>824.222,56</b>

### 11. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)



Gambar B.11 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)

### Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1,5 \text{ atm}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

a. Panas Komponen Masuk Menara Destilasi (MD-101)

$$T_{in} = 132,80^\circ\text{C} = 414,82 \text{ K}$$

Tabel B.60 Panas Masuk MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
MEA	238,53	357,81	85.350,87
EDA	1.262,63	321,58	406.034,76
DETA	412,84	234,22	96.694,65
H <sub>2</sub> O	522,66	451,81	236.142,28
<b>Total</b>			<b>824.222,56</b>

b. Panas Komponen Keluar Menara Destilasi (MD-101)

**Panas yang dibawa top produk**

$$T_{in\ dew} = 119,54^\circ\text{C} = 392,69 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.61 Panas Keluar Top Produk MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
MEA	238,53	311,93	1.969,21
EDA	1.262,63	279,93	352.735,59
H <sub>2</sub> O	522,66	395,50	206.711,63
<b>Total</b>			<b>561.416,42</b>

Tabel B.62 Panas yang Dibawa Uap Masuk ke Kondensor Q<sub>v</sub> pada T = 393,99 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Hevap (KJ/kg)	Q Input (kJ/jam)
MEA	10,18	1.154,17	11744,85
EDA	2031,15	902,51	1.833.132,05
H <sub>2</sub> O	842,48	2746,55	2313903,84
<b>Total</b>			<b>4.158,780</b>

Tabel B.63 Panas Destilat Keluar Kondensor Q<sub>D</sub> pada T = 371,94 K



Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q Input (kJ/jam)
MEA	6,31	311,93	1.969,21
EDA	1260,10	279,93	352.735,58
H <sub>2</sub> O	522,66	395,50	206.711,62
<b>Total</b>			<b>561.416,41</b>

Tabel B.64 Panas Refluks Keluar Kondensor Q<sub>LD</sub> pada T = 371,94 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q Input (Kj/jam)
MEA	1,69	357,81	1.382,21
EDA	337,05	321,58	247.954,54
H <sub>2</sub> O	139,80	451,81	144.494,75
<b>Total</b>			<b>393.831,51</b>

$$\begin{aligned} \text{Panas beban kondensator} &= Q_v - (Q_D + Q_{Ld}) \\ &= 3.203.532,83 \text{ Kj/ja} \end{aligned}$$

Tabel B.65 Neraca Panas Kondensator Pada MD-101

Komponen	Masuk (kJ/kg)	Keluar (kJ/kg)	
	Q <sub>v</sub>	Q <sub>D</sub>	Q <sub>L</sub>
MEA	11.744,85	1.969,21	1.382,21
EDA	1.833.132,05	352.735,58	247.954,54
H <sub>2</sub> O	2.313.903,84	206.711,62	144.494,75
Q <sub>beban</sub>	-	3.203,532,83	
<b>Total</b>	<b>4.158.780,74</b>	<b>4.158.780,74</b>	

Massa Pendingin yang Dibutuhkan, (m<sub>steam</sub>)

$$T_{in} = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{avrg} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T} = \frac{3.203.532,83 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 20 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 14.732,04 \text{ kg/jam}$$

### Panas yang dibawa bottom produk

$$T_{\text{in bubble}} = 209,79 \text{ }^\circ\text{C} = 482,94 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.66 Panas Bottom keluar MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q 15 (kJ/jam)
MEA	232,22	638,24	148.214,09
EDA	2,53	580,74	1.466,52
DETA	412,84	418,41	172.734,53
<b>Total</b>			<b>322.414,25</b>

Beban Reboiler

$$Q_{\text{steam}} = (Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{beban}}) - Q_{\text{in}}$$

$$= 3.263.140,93 \text{ kJ/jam}$$

Massa Steam yang Dibutuhkan,  $m_{\text{steam}}$

Saturated Steam

$$T = 260 \text{ }^\circ\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

$$= 1.662,60 \text{ kJ/kg}$$

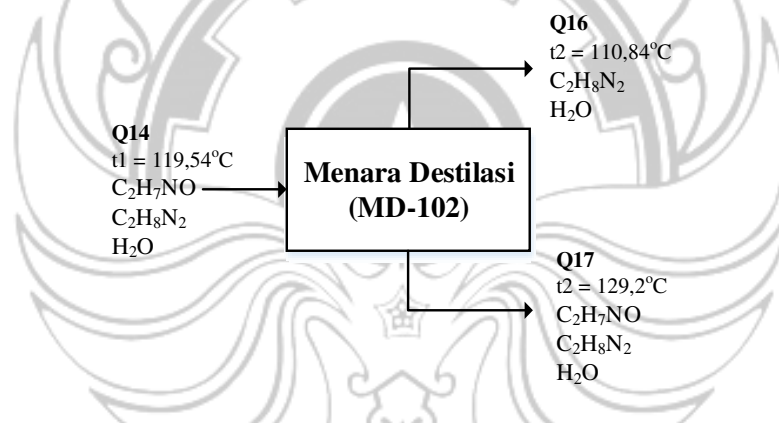
$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{3.263.140,93 \text{ kJ/jam}}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 1.962,67 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.67 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
----------	----------------	-----------------

	Q13	Q14	Q15
MEA	85.350,87	1.969,21	148.213,20
EDA	406.034,76	352.735,59	1.466,52
DETA	96.694,65	-	172.734,53
H <sub>2</sub> O	236.142,28	206.711,63	-
Q <sub>beban</sub>	-	3.203.532,83	
Q <sub>Steam</sub>	3.263.140,93	-	
<b>Total</b>	<b>4.087.363,49</b>	<b>4.087.363,49</b>	

## 12. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)



Gambar B.12 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)

### Kondisi Operasi

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

- a. Panas Komponen Masuk Menara Destilasi (MD-102)

$$T_{in} = 119,54^\circ\text{C} = 392,69 \text{ K}$$

Tabel B.68 Panas Masuk Produk MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
MEA	238,53	311,93	1.969,21
EDA	1.262,63	279,93	352.735,59
H <sub>2</sub> O	522,66	395,50	206.711,63
<b>Total</b>			<b>561.416,42</b>

b. Panas Komponen Keluar Menara Destilasi (MD-102)

**Panas yang dibawa top produk**

$$T_{\text{out dew}} = 110,84^{\circ}\text{C} = 383,99 \text{ K}$$

Tabel B.69 Panas Keluar Top Produk MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
EDA	7,58	252,96	1.916,36
H <sub>2</sub> O	518,87	358,78	186.163,58
<b>Total</b>			<b>188.079,94</b>

Tabel B.70 Panas yang Dibawa Uap Masuk ke Kondensor Q<sub>v</sub> pada T = 383,99 K

Komponen	Massa (kg/jam)	H <sub>evap</sub> (kJ/kg)	Q <sub>v</sub> (kJ/jam)
EDA	11,64	907,80	10.566,95
H <sub>2</sub> O	797,27	2.760,36	2.200.739,37
<b>Total</b>			<b>2.211.306,33</b>

Tabel B.71 Panas Destilat Keluar Kondensor Q<sub>D</sub> pada T = 383,99 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q <sub>D</sub> (kJ/jam)
EDA	7,58	252,96	1.916,36
H <sub>2</sub> O	518,87	358,78	186.163,58
<b>Total</b>			<b>188.079,94</b>

Tabel B.72 Panas Refluks Keluar Kondensor Q<sub>LD</sub> pada T = 392,69 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q <sub>LD</sub> (kJ/jam)
EDA	4,06	279,93	1.137,78
H <sub>2</sub> O	282,46	395,50	111.711,28
<b>Total</b>			<b>112.849,06</b>

$$\begin{aligned} \text{Panas beban kondensor} &= Q_v - (Q_D + Q_{Ld}) \\ &= 1.910.377,33 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.73 Neraca Panas Kondensor Pada MD-102

Komponen	Masuk (kJ/kg)	Keluar (kJ/kg)	
	Q <sub>v</sub>	Q <sub>D</sub>	Q <sub>L</sub>
EDA	10.566,95	1.916,36	1.137,78

H <sub>2</sub> O	2.200.739,37	186.163,58	111.711,28
Q <sub>beban</sub>	-	1.910.377,33	
<b>Total</b>	<b>2.211.306,33</b>	<b>2.211.306,33</b>	

Massa Pendingin yang Dibutuhkan, (m<sub>steam</sub>)

$$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{avrg} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{pendingin} = \frac{Q_{beban}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{1.910.377,33 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 8.785,23 \text{ kg/jam}$$

**Panas yang dibawa bottom produk**

$$T_{out \text{ bubble}} = 129,22^{\circ}\text{C} = 402,37 \text{ K}$$

Tabel B.74 Panas Keluar Bottom Produk MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q13 (kJ/jam)
MEA	6,31	345,37	2.180,32
EDA	1.252,53	310,27	388.615,59
H <sub>2</sub> O	3,79	436,56	1.653,57
<b>Total</b>			<b>392.449,48</b>

Beban Reboiler

$$Q_{in} + Q_{steam} = Q_{destilat} + Q_{bottom} + Q_{beban}$$

$$Q_{steam} = (Q_{destilat} + Q_{bottom} + Q_{beban}) - Q_{in}$$

$$= 1.929.490,33 \text{ kJ/jam}$$

Massa Steam yang dibutuhkan, m<sub>steam</sub>

Saturated Steam

$$T = 260^{\circ}\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

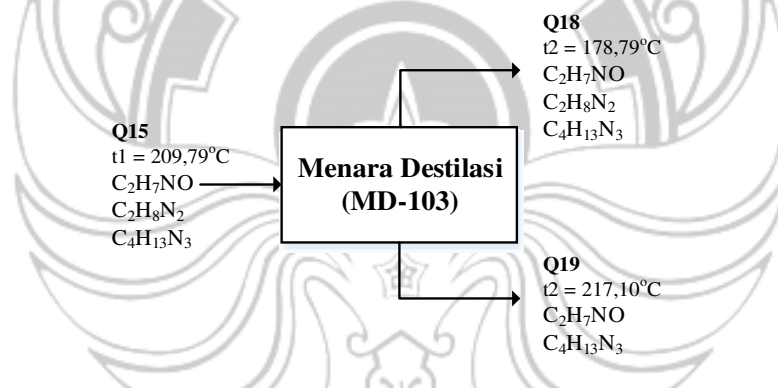
$$= 1.662,60 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{(1.929.490,33 \text{ kJ/jam})}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 1.160,53 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.75 Neraca Panas Total Menara Destilasi (MD-102)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q14	Q16	Q17
MEA	1.969,21	-	2.180,32
EDA	352.735,59	1.916,36	388.615,59
H <sub>2</sub> O	206.711,63	186.163,58	1.653,57
Q <sub>beban</sub>	-	1.910.377,33	
Q <sub>Steam</sub>	1.929.490,33	-	
<b>Total</b>	<b>2.490.906,75</b>	<b>2.490.906,75</b>	

### 13. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103)



Gambar B.13 Skema Neraca Panas Menara Destilasi (MD-103)

#### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

#### a. Panas Komponen Masuk Menara Destilasi (MD-103)

$$T_{\text{in}} = 209,79^\circ\text{C} = 482,94 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.76 Panas Masuk MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q 15 (kJ/jam)
MEA	232,22	638,24	148.214,09

EDA	2,53	580,74	1.466,52
DETA	412,84	418,41	172.734,53
<b>Total</b>			<b>322.414,25</b>

b. Panas Komponen Keluar Menara Destilasi (MD-103)

**Panas yang dibawa top produk**

$$T_{\text{out dew}} = 178,79^{\circ}\text{C} = 451,94 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.77 Panas Top Keluar MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q18 (kJ/jam)
MEA	229,90	522,05	120.018,84
EDA	2,53	472,24	1.192,52
DETA	4,13	342,08	1.412,21
<b>Total</b>			<b>122.623,57</b>

Tabel B.78 Panas yang Dibawa Uap Masuk ke Kondensor Q<sub>v</sub> pada T = 451,94 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Hevap (KJ/kg)	Q <sub>v</sub> (kJ/jam)
MEA	1037,62	1.114,37	1.156.293,77
EDA	11,40	864,72	9.855,55
DETA	18,63	581,23	10.830,01
<b>Total</b>			<b>1.176.979,34</b>

Tabel B.79 Panas Destilat Keluar Kondensor Q<sub>D</sub> pada T = 451,94 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q <sub>D</sub> (kJ/jam)
MEA	229,90	522,05	120.018,84
EDA	2,53	472,24	1.192,52
DETA	4,13	342,08	1.412,21
<b>Total</b>			<b>122.623,57</b>

Tabel B.80 Panas Refluks Keluar Kondensor Q<sub>LD</sub> pada T = 482,94 K

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q <sub>LD</sub> (kJ/jam)
MEA	807,72	638,24	515.520,03
EDA	8,87	580,74	5.152,42
DETA	14,50	418,41	6.068,80
<b>Total</b>			<b>526.741,25</b>

$$\text{Panas beban kondensor} = Q_v - (Q_D + Q_{Ld})$$

$$= 527.614,52 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.81 Neraca Panas Kondensor Pada MD-103

Komponen	Masuk (kJ/kg)	Keluar (kJ/kg)	
	Q <sub>v</sub>	Q <sub>D</sub>	Q <sub>L</sub>
MEA	1.156.293,77	120.018,84	515.520,03
EDA	9.855,55	1.192,52	5.152,42
DETA	10.830,01	1.412,21	6.068,80
Q <sub>beban</sub>	-	527.614,52	
<b>Total</b>	<b>1.176.979,34</b>	<b>1.176.979,34</b>	

Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{steam}}$ )

$$T_{\text{in}} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{527.614,52 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 2.426,33 \text{ kg/jam}$$

**Panas yang dibawa bottom produk**

$$T_{\text{out bubble}} = 217,10^{\circ}\text{C} = 490,25\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel B.82 Panas Bottom Keluar MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q 18 (kJ/jam)
MEA	2,32	666,42	1.547,58
DETA	408,71	436,91	178.569,06
<b>Total</b>			<b>180.116,64</b>

Beban Reboiler

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{steam}} = Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{beban}}$$

$$Q_{\text{steam}} = (Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{beban}}) - Q_{\text{in}}$$

$$= 507.940,48 \text{ kJ/jam}$$



Massa Steam yang dibutuhkan,  $m_{\text{steam}}$

Saturated Steam

$$T = 260^{\circ}\text{C} = 533,15 \text{ K}$$

$$P = 46,88 \text{ bar}$$

$$\Delta H_f = 1.134,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_g = 2.797 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \Delta H_g - \Delta H_f$$

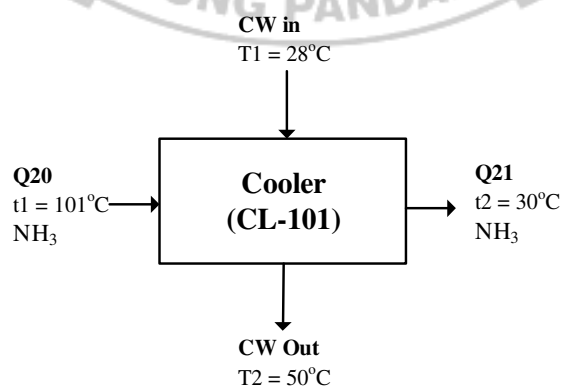
$$= 1.662,60 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{507.940,48 \text{ kJ/jam}}{1.662,60 \text{ kJ/kg}} = 305,51 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.83 Neraca Panas Total Menara Destilasi (MD-103)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q15	Q18	Q19
MEA	148.213,20	120.018,84	1.547,58
EDA	1.466,52	1.192,52	-
DETA	172.734,53	1.412,21	178.569,06
$Q_{\text{beban}}$	-	527.614,52	
$Q_{\text{Steam}}$	507.940,48	-	
<b>Total</b>	<b>830.354,73</b>	<b>830.354,73</b>	

#### 14. Neraca Panas Cooler (CL-101)



Gambar B.14 Skema Neraca Panas *Cooler* (CL-101)

**Kondisi Operasi**

$P_{in} = 1 \text{ atm}$

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

a. Panas Komponen Masuk *Cooler* (CL-101)

$T_{in} = 101^{\circ}\text{C} = 374,36 \text{ K}$

Tabel B.84 Panas Keluar *Cooler* 101

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q12 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	165,17	448.194,67
<b>Total</b>			<b>448.194,67</b>

b. Panas Komponen Keluar *Cooler* (CL-101)

$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 371,15 \text{ K}$

Tabel B.85 Panas Keluar *Cooler*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q20 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	26,57	72.109,89
<b>Total</b>			<b>72.109,89</b>

c. Panas Steam yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 Q_{beban} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (448.194,67 - 72.109,89) \text{ kJ/jam} \\
 &= 376.084,78 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{pendingin}$ )

$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$

$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$

$T_{avrg} = 312,15 \text{ K}$

$\Delta T = 22 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm}$

$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$

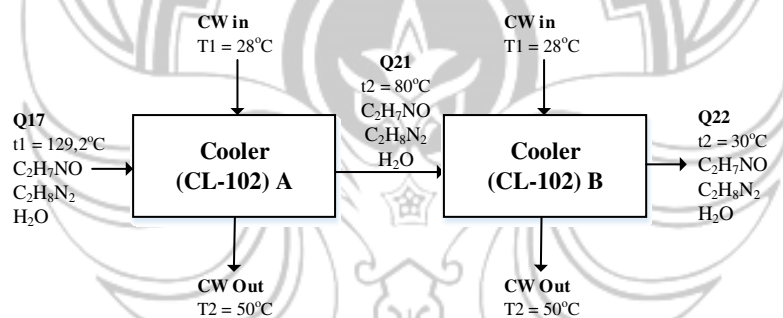
$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{376.084,78 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 1.729,5 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.86 Neraca Panas Total *Cooler* (CL-101)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q20	Q21
NH <sub>3</sub>	448.194,67	72.109,89
Q <sub>beban</sub>	-	376.084,78
<b>Total</b>	<b>448.194,67</b>	<b>448.194,67</b>

### 15. Neraca Panas *Cooler* (CL-102)



Gambar B.15 Skema Neraca Panas *Cooler* (CL-102)

#### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

#### *Cooler* 102 Bagian A

- a. Panas Komponen Masuk *Cooler* A

$$T_{\text{in}} = 129,22^\circ\text{C} = 402,37 \text{ K}$$

Tabel B.87 Panas Masuk *Cooler* A

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q17 (kJ/jam)
----------	----------------	-----------------------	--------------

MEA	6,31	345,37	2.180,32
EDA	1.252,53	310,27	388.615,59
H <sub>2</sub> O	3,79	436,56	1.653,57
<b>Total</b>			<b>392.449,48</b>

b. Panas Komponen Keluar *Cooler A*

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

Tabel B.88 Panas Keluar *Cooler A*

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q21 (kJ/jam)
MEA	6,31	178,36	1.125,97
EDA	1.252,53	159,47	199.745,56
H <sub>2</sub> O	3,79	229,60	869,67
<b>Total</b>			<b>201.741,20</b>

c. Panas Steam yang dibutuhkan

$$Q_{beban} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 190.708,28 \text{ kJ/jam}$$

d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{pendingin}$ )

$$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{avrg} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{pendingin} = \frac{Q_{beban}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{190.708,28 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 877,01 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.89 Neraca Panas *Cooler A*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q17	Q21
MEA	2.180,32	1.125,97
EDA	388.615,59	199.745,56
H <sub>2</sub> O	1.653,57	869,67

$Q_{\text{beban}}$	-	190.708,28
<b>Total</b>	<b>392.449,48</b>	<b>392.449,48</b>

### Cooler 102 Bagian B

- a. Panas Komponen Masuk Cooler B

$$T_{\text{in}} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

Tabel B.90 Panas Masuk Cooler B

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q17 (kJ/jam)
MEA	6,31	178,36	1.125,97
EDA	1.252,53	159,47	199.745,56
H <sub>2</sub> O	3,79	229,60	869,67
<b>Total</b>			<b>201.741,20</b>

- b. Panas Komponen Keluar Cooler B

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Tabel B.91 Panas Keluar Cooler B

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q21 (kJ/jam)
MEA	6,31	15,85	100,09
EDA	1.252,53	14,12	17.686,61
H <sub>2</sub> O	3,79	20,95	79,37
<b>Total</b>			<b>17.866,06</b>

- c. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\ &= 183.875,14 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{\text{in}} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

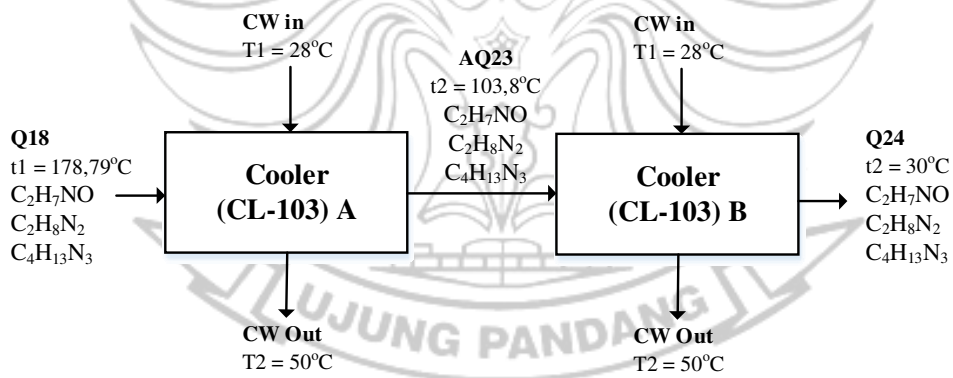
$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{183.875,14 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 845,58 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.92 Neraca Panas *Cooler B*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q21	Q22
MEA	1.125,97	100,09
EDA	199.745,56	17.686,61
H <sub>2</sub> O	869,67	79,37
Q <sub>beban</sub>	-	183.875,14
<b>Total</b>	<b>201.741,20</b>	<b>201.741,20</b>

### 16. Neraca Panas *Cooler (CL-103)*



Gambar B.16 Skema Neraca Panas *Cooler (CL-103)*

#### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

#### *Cooler 103 Bagian A*

- a. Panas Komponen Masuk *Cooler* Bagian A

$$T_{in} = 178,79^{\circ}\text{C} = 451,94 \text{ K}$$

Tabel B.93 Panas Masuk *Cooler* 103 (A)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q18 (kJ/jam)
MEA	229,90	522,05	120.018,84
EDA	2,53	472,24	1.192,52
DETA	4,13	342,08	1.412,21
<b>Total</b>			<b>122.623,57</b>

- b. Panas Komponen Keluar *Cooler* A

$$T_{in} = 103,8^{\circ}\text{C} = 376,95 \text{ K}$$

Tabel B.94 Panas Keluar *Cooler* A

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q23 (kJ/jam)
MEA	229,90	329,18	75.678,48
EDA	2,53	231,34	584,20
DETA	4,13	168,92	697,36
<b>Total</b>			<b>76.960,05</b>

- c. Panas Steam yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= (122.623,57 - 76.960,05) \text{ kJ/jam} \\ &= 45.663,52 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{Cp \times \Delta T + \lambda} = \frac{45.663,52 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 496,70 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.95 Neraca Panas *Cooler* (CL-103) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q18	Q23
MEA	120.018,84	75.678,48
EDA	1.192,52	584,20
H <sub>2</sub> O	1.412,21	697,36
Q <sub>beban</sub>	-	45.663,52
<b>Total</b>	<b>122.623,57</b>	<b>122.623,57</b>

### Cooler 103 Bagian B

- a. Panas Komponen Masuk Cooler Bagian B

$$T_{in} = 103,8^{\circ}\text{C} = 376,95 \text{ K}$$

Tabel B.96 Panas Keluar Cooler B

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q23 (kJ/jam)
MEA	229,90	329,18	75.678,48
EDA	2,53	231,34	584,20
DETA	4,13	168,92	697,36
<b>Total</b>			<b>76.960,05</b>

- b. Panas Komponen Keluar Cooler A

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Tabel B.97 Panas Keluar Cooler A

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q24 (kJ/jam)
MEA	229,90	20,95	4.817,23
EDA	2,53	14,12	35,66
DETA	4,13	10,38	42,84
<b>Total</b>			<b>4.895,74</b>

- c. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{beban} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= (76.960,05 - 4.895,74) \text{ kJ/jam} \\ &= 72.064,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{pendingin}$ )

$$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$



$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

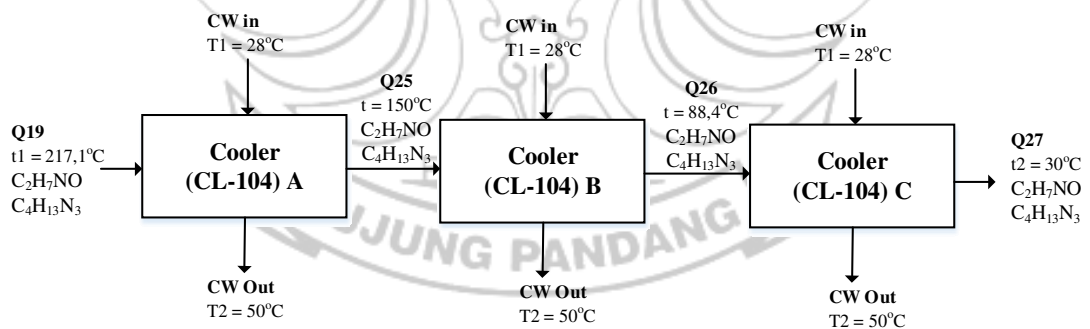
$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{72.064,31 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 331,40 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.98 Neraca Panas Cooler (C-103) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q23	Q24
MEA	75.678,48	4.817,23
EDA	584,20	35,66
H <sub>2</sub> O	697,36	42,84
Q <sub>beban</sub>	-	72.064,31
<b>Total</b>	<b>76.960,05</b>	<b>76.960,05</b>

### 17. Neraca Panas Cooler (CL-104)



Gambar B.17 Skema Neraca Panas Cooler (CL-104)

### Kondisi Operasi

$$P_{\text{in}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

### Cooler 104 Bagian A

- a. Panas Komponen Masuk Cooler Bagian A

$$T_{in} = 217,1^{\circ}\text{C} = 490,25 \text{ K}$$

Tabel B.99 Panas Masuk Cooler 104 (A)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q19 (kJ/jam)
MEA	2,32	666,42	1.547,58
DETA	408,71	436,91	178.569,06
<b>Total</b>			<b>180.116,64</b>

- b. Panas Komponen Keluar Cooler A

$$T_{in} = 150^{\circ}\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

Tabel B.100 Panas Keluar Cooler A

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q25 (kJ/jam)
MEA	2,32	418,25	971,27
EDA	408,71	273,89	111.940,91
<b>Total</b>			<b>112.912,18</b>

- c. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= (180.116,64 - 112.912,18) \text{ kJ/jam} \\ &= 67.204,46 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{in} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{67.204,64 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 309,05 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.101 Neraca Panas Cooler (CL-104) A

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q19	Q25
MEA	1.547,58	971,27
EDA	178.569,06	111.940,91
Q <sub>beban</sub>	-	67.204,46
<b>Total</b>	<b>180.116,64</b>	<b>180.116,64</b>

### Cooler 104 Bagian B

- a. Panas Komponen Masuk Cooler Bagian B

$$T_{\text{in}} = 150^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

Tabel B.102 Panas Masuk Cooler 104 (B)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q25 (kJ/jam)
MEA	2,32	418,25	971,27
DETA	408,71	273,89	111.940,91
<b>Total</b>			<b>112.912,18</b>

- b. Panas Komponen Keluar Cooler B

$$T_{\text{in}} = 88,4^\circ\text{C} = 361,55 \text{ K}$$

Tabel B.103 Panas Keluar Cooler B

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q26 (kJ/jam)
MEA	2,32	206,35	479,18
EDA	408,71	134,98	55.166,09
<b>Total</b>			<b>55,645,28</b>

- c. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\ &= (112.912,18 - 55,645,28) \text{ kJ/jam} \\ &= 57.266,90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{\text{in}} = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{57.266,90 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 263,35 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.104 Neraca Panas Cooler (CL-104) B

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q25	Q26
MEA	971,27	479,18
EDA	111.940,91	55.166,09
Q <sub>beban</sub>	-	57.266,90
<b>Total</b>	<b>112.912,18</b>	<b>112.912,18</b>

### Cooler 104 Bagian C

- a. Panas Komponen Masuk Cooler Bagian C

$$T_{\text{in}} = 88,4^\circ\text{C} = 361,55 \text{ K}$$

Tabel B.105 Panas Masuk Cooler 104 (C)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q26 (kJ/jam)
MEA	2,32	206,35	479,18
EDA	408,71	134,98	55.166,09
<b>Total</b>			<b>55,645,28</b>

- b. Panas Komponen Keluar Cooler C

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Tabel B.106 Panas Keluar Cooler C

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kg)	Q27 (kJ/jam)
MEA	2,32	15,85	36,82
EDA	408,71	10,38	4.241,61
<b>Total</b>			<b>4.278,43</b>

c. Panas Steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\ &= (55.645,28 - 4.278,43) \text{ kJ/jam} \\ &= 51.366,85 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Massa Pendingin yang dibutuhkan, ( $m_{\text{pendingin}}$ )

$$T_{\text{in}} = 28^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{avrg}} = 312,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 22 \text{ K}$$

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

$$\lambda = 2.259,36 \text{ kJ/kg} = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

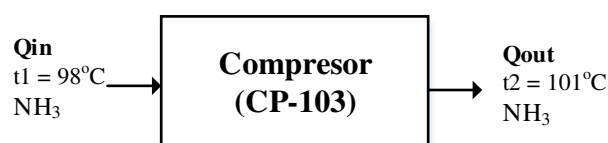
$$CP = 4,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_{\text{pendingin}} = \frac{Q_{\text{beban}}}{C_p \times \Delta T + \lambda} = \frac{51.366,85 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kmol.K} \times 22 \text{ K} + 125,52 \text{ kJ/kmol}} = 236,22 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.107 Neraca Panas Cooler (CL-104) C

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q25	Q26
MEA	479,18	36,82
EDA	55.166,09	4.241,61
$Q_{\text{beban}}$	-	51.366,85
<b>Total</b>	<b>55.645,28</b>	<b>55.645,28</b>

### 18. Neraca Panas Compressor (CP-103)



Gambar B.2 Skema Neraca Panas *Compressor* (CP-101)

**Kondisi Operasi**

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{out} = 10 \text{ atm}$$

$$T_{in} = 98^\circ\text{C} = 371,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

a. Panas Komponen Masuk *Compressor*

$$Q_{in} = Q_{out}$$

Tabel B.108 Panas Masuk *Compressor* Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Q2 (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	158,03	428.800,20
<b>Total</b>			<b>428.800,20</b>

b. Perhitungan Suhu Gas Keluar *Compressor*

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub>: Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Tabel B.109 Cp Campuran Komponen Masuk CP-103

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	Cp (kJ/kmol.k) (T <sub>ref</sub> )	Cp campuran
NH <sub>3</sub>	2.713,47	1	593,158	593,158
<b>Total</b>	<b>2.713,47</b>	<b>1</b>		<b>593,158</b>

$$\gamma = \frac{593,158 \text{ kJ/kmol.K}}{593,158 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} = 1,033$$

$$T_{\text{out}} = \left( \frac{10 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,033-1}{1,033}} 98^{\circ}\text{C}$$

$$= 101,21^{\circ}\text{C} = 374,36 \text{ K}$$

c. Panas Komponen Keluar *Compressor*

Tabel B.110 Panas Komponen Keluar *Compressor* Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kg)	Qout (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	165,17	448.194,67
<b>Total</b>			<b>448.194,67</b>

d. Panas Kompresi yang Dibutuhkan:

$$Q_{\text{compresi}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (448.194,67 - 428.800,20) \text{ kJ/jam}$$

$$= 19.394,48 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.111 Neraca Panas *Compressor* (CP-103)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Qin	Qout
NH <sub>3</sub>	428.800,20	448.194,67
Q <sub>compresi</sub>	19.394,48	-
<b>Total</b>	<b>448.194,67</b>	<b>448.194,67</b>

## LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Tangki 101 (T-101)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku amonia (NH <sub>3</sub> )
Kode	: T-101
Tipe	: <i>Spherical vessel tank</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Durasi Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: -33°C
Jumlah Tangki	: 2
Gambar	:



(Sumber: istockphoto.com)

Tabel C.1 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-101

Komponen	Massa (kg/jam)	$x_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$x_i/\rho$ (m <sup>3</sup> /kg)
NH <sub>3</sub>	3.123,73	0,9950	682	0,001467
H <sub>2</sub> O	15,7	0,0050	985	0,000003
<b>Total</b>	<b>3.139,43</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,0015</b>

### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan umpan = 3.139,43 kg/jam

Durasi penyimpanan = 3 hari = 72 jam

Jumlah yang ditampung = 3.139,43 kg/jam × 72 jam

= 226.038,96 kg



$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{0,0015 \text{ m}^3/\text{kg}} = 682,56 \text{ kg/m}^3 = 42,59 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran} &= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{226.038,96 \text{ kg}}{682,56 \text{ kg/m}^3} \\ &= 330,93 \text{ m}^3 = 11.686,53 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume 1 tangki} &= \frac{\text{Volume campuran}}{\text{Jumlah tangki}} \\ &= \frac{330,93 \text{ m}^3}{2} \end{aligned}$$

$$= 165,46 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= 1,2 \times 165,46 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor 20\%}) \\ &= 198,56 \text{ m}^3 = 7.011,92 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Tangki

Mencari diameter tangki dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{6} \times D^3$$

Dimana,

V : Volume *design* (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

Sehingga, diperoleh hasil sebagai berikut:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{6 \times V}{\pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{6 \times 198,56 \text{ m}^3}{\pi}} \\ &= 7,238 \text{ m} = 284,97 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{D}{2} \\ &= \frac{7,238 \text{ m}}{2} \\ &= 3,62 \text{ m} = 142,483 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter *maximum* 30 m, (Table 4-27 Ulrich p. 249)

### Tekanan *Design* Tangki

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times HI$$

Dimana :

HI : Tinggi cairan dalam tangki (m)

V : Volume *design* (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$198,56 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times (7,238 \text{ m})^2 \times HI$$

$$HI = \frac{198,56 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (7,238 \text{ m})^2} = 4,828 \text{ m} = 15,839 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \text{ campuran} \times HI}{144} = \frac{42,59 \text{ lb/ft}^3 \times 15,839 \text{ ft}}{144} = 4,688 \text{ psi}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$P \text{ design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%)$$

$$= (4,688 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2$$

$$= 23,26 \text{ psi}$$

$$= 1,583 \text{ atm}$$

### Perhitungan Tebal Tangki

TABLE 18.4. Maximum Allowable Tensile Stresses (psi) of Plate Steels  
(a) Carbon and Low Alloy Steels

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Spec. min. tensile strength	—20 to 650	
<b>Carbon Steel</b>					
SA515	55	C-Si	55,000	13,700	
SA515	70	C-Si	70,000	17,500	
SA516	55	C-Si	55,000	13,700	
SA516	70	C-Si	70,000	17,500	
SA285	A	.....	45,000	11,200	
SA285	B	.....	50,000	12,500	
SA285	C	.....	55,000	13,700	
<b>Low-Alloy Steel</b>					
SA202	A	Cr-Mn-Si	75,000	18,700	
SA202	B	Cr-Mn-Si	85,000	21,200	
SA387	D*	2½ Cr-1 Mo	60,000	15,000	

Berdasarkan Tabel 18.4, dipilih material tangki berupa *carbon steel* dengan kode standar ASME SA515 *grade 70*.

$$\text{Minimum tensile} = 17.500 \text{ psi}$$

$$\text{Join efficiency} = 85\% \text{ (Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 Hal-254)}$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Hal.542)}$$

Bila tekanan (P desain) tidak melebihi  $0,665 \times S \times E$ , maka rumus berikut berlaku :

$$t = \frac{P \times R}{(2 \times S \times E) + (0,2 \times P)} + c \text{ (ASME sec. VIII Div. 1. UG-27)}$$

Dengan :

t : Tebal tangki (in)

P : Tekanan *design* (psi)

R : Radius tangki (in)

S : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

$$\begin{aligned} \text{Cek Tekanan} &= 0,665 \times S \times E \\ &= 0,665 \times 17.500 \text{ psi} \times 85\% \\ &= 9.891,88 \text{ psi} \end{aligned}$$

Karena nilai tekanan *design*  $< 0,665 \times S \times E$ , sehingga diperoleh hasil berikut :

$$\begin{aligned} t &= \frac{29,93 \text{ psi} \times 142,483 \text{ in}}{(2 \times 17.500 \text{ psi} \times 85\%) + (0,2 \times 23,26 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,236 \text{ in} = 0,006 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal standar sebesar  $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$  (Brownell, 1959. *Process Equipment Design*. Table 5.6. p. 88).

### Outside Diameter (OD)

$$\text{ID} = 7,238 \text{ m} = 284,97 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 284,97 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in})$$

$$= 285,466 \text{ m} = 7,251 \text{ m}$$

### Resume Spesifikasi Tangki 101 (T-101)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Amonia (NH <sub>3</sub> )
Kode	: T-101
Tipe	: <i>Spherical vessel tank</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Suhu Penyimpanan	: -33°C
Durasi Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,58 atm
Jumlah Tangki	: 2 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 198,56 m <sup>3</sup>
ID	: 7,238 m
OD	: 7,251 m
Tebal Tangki	: 0,00635 m

### 2. Tangki 102 (T-102)

Fungsi	: Tempat penyimpanan <i>monoethanolamine</i> (C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO)
Kode	: T-102
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Jumlah Tangki	: 1

Tabel C.2 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-102

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\frac{xi}{\rho}$ (m <sup>3</sup> /kg)
MEA	1.206,43	0,997	1.010	0,000987
H <sub>2</sub> O	3,63	0,003	1.023	0,000003
<b>Total</b>	<b>1.210,06</b>	<b>1,00</b>		<b>0,00099</b>

### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan MEA = 1.210,06 kg/jam

Durasi penyimpanan = 7 hari = 168 jam

Jumlah yang ditampung = 1.210,06 kg/jam × 168 jam  
= 203.290,08 kg

Densitas campuran =  $\frac{1}{0,00099 \text{ m}^3/\text{kg}} = 1.009,68 \text{ kg/m}^3 = 63,00 \text{ lb/ft}^3$

Volume cairan =  $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$

$$= \frac{203.290,08 \text{ kg}}{1.009,68 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 201,34 \text{ m}^3 = 7.110,26 \text{ ft}^3$$

Volume *design* = 1,2 × 201,34 m<sup>3</sup> (Over design factor 20%)  
= 241,61 m<sup>3</sup> = 8.532,40 ft<sup>3</sup>

### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio D/H = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 0,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (ft)

H : Tinggi tangki (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 8.532,40 \text{ ft}^3}{\pi \times 0,5}}$$
$$= 17,58 \text{ ft} = 5,36 \text{ m} = 210,94 \text{ in}$$

$$H = \frac{18,68 \text{ ft}}{2}$$
$$= 8,79 \text{ ft} = 2,68 \text{ m} = 105,47 \text{ in}$$

## Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures								
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650		
<b>Plate Steels</b>														
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900		
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700		
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

$\rho$  = 1.009,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,89 lb/ft<sup>3</sup>

D = 17,58 ft

H = 8,79 ft

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

H : Ketinggian tiap plat dinding tangki relatif terhadap permukaan tanah (ft)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : Corrosion allowance

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{62,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (8,79 \text{ ft} - 1) \times 12 \times 17,58 \text{ ft}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85 \times 144} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,147 \text{ in} = 0,004 \text{ m}$$

Diambil ts standar 3/16 in = 0,1875 in (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\text{OD} = D + (2 \times ts \text{ standar})$$

$$= 210,94 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 211,32 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 216 \text{ in} = 5,486 \text{ m}$$

$$\text{ID standar} = \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar})$$

$$= 216 \text{ in} - (2 \times 0,1875)$$

$$= 215,63 \text{ in} = 5,476 \text{ m}$$

OD	180		192		204		204		216		228		240	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/8														
1/4														
3/8														
1/2														
5/8	11	170	11 1/2	170										
3/4					12 3/4	170	12 5/8	170	13	170	13 3/4	180	14 7/16	180
7/8														
1														
1 1/8														
1 1/4														
1 3/8														
1 1/2														
1 5/8														
1 3/4														
1 7/8														
2														
2 1/4														
2 1/2														
2 3/4														
3	11	170	11 1/2	170	12 3/4	170	12 5/8	170	13	170	13 3/4	180	14 7/16	180

Note: Dimensions are constant between arrowheads.

Berdasarkan ts 3/16 in dan OD standar 216 in pada Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$\text{Icr} = 13 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

$$r/icr = 13,08$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 2,68 \text{ m} \\ &= 2,14 \text{ m} = 7,03 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \text{ campuran} \times HI}{144} \\ &= \frac{63,00 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 7,03 \text{ ft}}{144} \\ &= 3,08 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (3,08 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 21,33 \text{ psi} \\ &= 1,45 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dan Tinggi *Head* Tangki

Jenis head : *Torispherical head*

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

r : Radius dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

W : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$



$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{13,08}) \dots (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138})$$

$$= 1,654$$

Sehingga diperoleh:

$$th = \frac{21,33 \text{ psi} \times 170 \text{ in} \times 1,654}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 21,33 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,313 \text{ in}$$

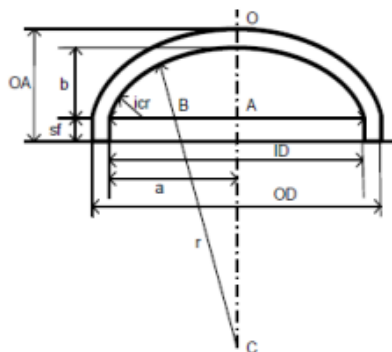
Tebal head standar =  $\frac{3}{8}$  in = 0,375 in = 0,009 m (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel.5.6)

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corne Radius (in.) <i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{5}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$

Untuk tebal head standar  $\frac{3}{8}$  in, nilai standar *straight flange* (Sf) yaitu  $1\frac{1}{2}$  - 3  
Diambil nilai *sf* = 2 in

### Perhitungan Tinggi Head



Dari (Brownell & Young, 1959. Fig.58) diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{D}{2} & AB &= a - icr, \\
 BC &= D - icr & AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 b &= D - AC & OA &= th + b + sf
 \end{aligned}$$

Dimana,

D : Diameter (in)

Icr : *Inside corner radius*

Sf : *Straight flange* (in)

B : *Depth of dish* (in)

OA : *Overall dimension* (in)

Sehingga diperoleh berikut,

$$a = \frac{215,63}{2} = 107,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= 107,81 \text{ in} - 13 \text{ in} \\
 &= 94,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= 170 \text{ in} - 13 \text{ in} \\
 &= 157,00 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{157^2 - 94,81^2} \text{ in} \\
 &= 125,14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= 170 \text{ in} - 125,14 \text{ in} \\
 &= 44,86 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Head (OA)} &= 0,375 \text{ in} + 44,86 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 47,24 \text{ in} = 3,94 \text{ ft} = 1,199 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Bottom Tangki

Tebal plat bottom tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$tb = \frac{\rho \times Hl \times D}{24 \times f \times E} + C$$

Dimana,

tb : Tebal bottom tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

Hl : Tinggi cairan di dalam tangki (in)

D : Diameter *shell* (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion factor (in)*

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}tb &= \frac{63 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 7,03 \text{ ft} \times 17,58 \text{ ft}}{24 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,37 \text{ in} = 0,0307 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dipilih tebal standar sebesar  $3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,0312 \text{ ft}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.87 Tabel 5.4)

### **Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} + \text{Tebal bottom} \\ &= 8,79 \text{ ft} + 3,94 \text{ ft} + 0,0312 \text{ ft} \\ &= 12,757 \text{ ft} = 3,89 \text{ m}\end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Tangki 102 (T-102)**

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku MEA ( $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$ )
Kode	: T-102
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,45 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 241,61 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 2,69 m
Tinggi Head Tangki	: 1,199 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,009 m
Tinggi Total Tangki	: 3,89 m
ID	: 5,476 m
OD	: 5,486 m
Tebal Tangki	: 0,0095 m

### 3. Tangki 103 (T-103)

Fungsi	: Tempat penyimpanan Air (H <sub>2</sub> O)
Kode	: T-103
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Lama Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Jumlah Tangki	: 1

Tabel C.3 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-103

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	800,65	1,00	995,62
<b>Total</b>	<b>800,65</b>	<b>1,00</b>	

#### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan H <sub>2</sub> O	= 800,65 kg/jam
Durasi penyimpanan	= 3 hari = 72 jam
Jumlah yang ditampung	= 800,65 kg/jam × 72 jam = 57.646,80 kg
Densitas cairan (30°C)	= 995,62 kg/m <sup>3</sup> = 62,13 lb/ft <sup>3</sup>
Volume cairan	= $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$ = $\frac{57.646,80 \text{ kg}}{995,62 \text{ kg/m}^3}$ = 57,90 m <sup>3</sup> = 2.044,73 ft <sup>3</sup>
Volume <i>design</i>	= 1,2 × 57,90 m <sup>3</sup> (Over design factor 20%) = 69,48 m <sup>3</sup> = 2.453,68 ft <sup>3</sup> = 437,03 bbl

#### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio D/H = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 0,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (ft)

H : Tinggi tangki (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2.453,68 \text{ m}^3}{\pi \times 0,5}}$$

$$= 11,60 \text{ ft} = 3,54 \text{ m} = 139,23 \text{ in}$$

$$H = \frac{10,77 \text{ ft}}{2}$$

$$= 5,80 \text{ ft} = 1,77 \text{ m} = 69,62 \text{ in}$$

### Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures							
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650	
Plate Steels													
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850	
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200	
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850	
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850	
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450	
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900	
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900	
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050	
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700	
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300	
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850	
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300	
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050	
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000	
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850	
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200	
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850	

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% ... (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 ... (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_s = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C \quad \dots \text{ (Brownell \& Young, 1959. Pers.13.1 Hal.254)}$$

Dimana,

- $t_s$  : Tebal plat dinding tangki (in)  
 $\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)  
 $H$  : Ketinggian tiap plat dinding tangki relatif terhadap permukaan tanah (ft)  
 $D$  : Diameter dinding tangki (ft)  
 $F$  : *Minimum tensile* (psi)  
 $E$  : *Joint efficiency*  
 $c$  : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal plat untuk masing-masing *course* sebagai berikut:

$$t_s = \frac{62,02 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (5,80-1) \times 12 \times 11,60}{2 \times 18.750 \times 0,85 \times 144} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,134 \text{ in} = 0,0034 \text{ m}$$

Diambil  $t_s$  Standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0047 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times t_s \text{ standar}) \\ &= 139,23 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 139,61 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 144 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times t_s \text{ standar}) \\ &= 144 \text{ in} - (2 \times 0,1875) \\ &= 143,625 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan  $t_s$   $3/16 \text{ in}$  dan OD standar  $144 \text{ in}$  pada Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$I_{cr} = 8\frac{3}{4} \text{ in} = 8,75 \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

$$r/icr = 15,09$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 1,77 \text{ m} \\ &= 1,41 \text{ m} = 4,64 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \text{ campuran} \times HI}{144} \\ &= \frac{62,13 \text{ lb/ft}^3 \times 4,64 \text{ ft}}{144} \\ &= 2,002 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (2,002 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 20,04 \text{ psi} \\ &= 1,36 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dan Tinggi *Head* Tangki

Jenis head : *Torispherical head*

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

r : Radius dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

W : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{15,09} \right)$$

$$= 1,721$$

Sehingga diperoleh:

$$th = \frac{20,04 \text{ psi} \times 132 \text{ in} \times 1,721}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 20,04 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,267 \text{ in}$$

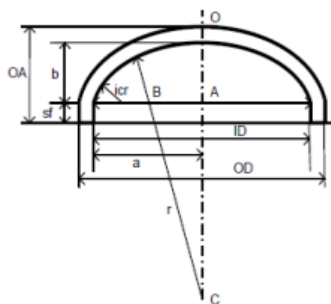
Tebal head standar = 5/16 in = 0,3125 in = 0,0079 m (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel.5.6)

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	9/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/2 - 3	15/16
3/8	1 1/2 - 3	1 1/8
7/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 5/8
1	1 1/2 - 4	3
1 1/8	1 1/2 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2 - 4 1/2	4 1/8

Untuk tebal head standar 5/16 in, nilai standar *straight flange* (Sf) yaitu 1 1/2 - 3  
Diambil nilai sf = 2 in

### Perhitungan Tinggi Head



Dari (Brownell & Young, 1959. Fig.58) diperoleh persamaan:

$$a = \frac{D}{2} \quad AB = a - icr,$$

$$BC = D - icr \quad AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$



$$b = D - AC \quad OA = th + b + sf$$

Dimana,

D : Diameter (in)

Icr : *Inside corner radius*

Sf : *Straight flange* (in)

B : *Depth of dish* (in)

OA : *Overall dimension* (in)

Sehingga diperoleh berikut,

$$a = \frac{143,625 \text{ in}}{2} = 71,81 \text{ in}$$

$$AB = 71,81 \text{ in} - 8,75 \text{ in}$$

$$= 63,06 \text{ in}$$

$$BC = 132 \text{ in} - 8,75 \text{ in}$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{123,25^2 - 63,06^2} \text{ in}$$

$$= 105,89 \text{ in}$$

$$b = 132 \text{ in} - 105,89 \text{ in}$$

$$= 26,11 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = 0,3125 \text{ in} + 26,11 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 28,42 \text{ in} = 2,37 \text{ ft} = 0,72 \text{ m}$$

### Perhitungan Tebal Bottom Tangki

Tebal plat *bottom* tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$tb = \frac{\rho \times Hl \times D}{24 \times f \times E} + C$$

Dimana,

tb : Tebal bottom tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

Hl : Tinggi cairan di dalam tangki (ft)

D : Diameter shell (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion factor* (in)

Sehingga diperoleh :

$$tb = \frac{62,13 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 4,64 \text{ ft} \times 11,97 \text{ ft}}{24 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,134 \text{ in} = 0,011 \text{ ft}$$

Dipilih tebal standar sebesar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,016 \text{ ft} = 0,005 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.87 Tabel 5.4)

### **Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} + \text{Tebal bottom} \\ &= 5,801 \text{ ft} + 2,37 \text{ ft} + 0,016 \text{ ft} \\ &= 8,185 \text{ ft} = 2,495 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Tangki 103 (T-103)**

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Air (H <sub>2</sub> O)
Kode	: T-103
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 3 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,36 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 69,48 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 1,77 m
Tinggi Head Tangki	: 0,72 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,008 m
Tinggi Total Tangki	: 2,495 m
ID	: 3,65 m
OD	: 3,66 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

#### 4. Tangki 104 (T-104)

Fungsi	: Tempat penampungan <i>ethylenediamine</i> (C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub> )
Kode	: T-104
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Lama Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Jumlah Tangki	: 1

Tabel C.4 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-104

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Xi/ $\rho$ (m <sup>3</sup> /kg)
EDA	1252,530	0,992	888,892	0,0011160
MEA	6,310	0,005	1009,646	0,0000049
H <sub>2</sub> O	3,790	0,003	1022,875	0,0000029
<b>Total</b>	<b>1262,630</b>	<b>1,000</b>		<b>0,0011239</b>

#### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan umpan = 1.262,63 kg/jam

Durasi penyimpanan = 7 hari = 168 jam

Jumlah yang ditampung = 1.262,63 kg/jam × 168 jam  
= 212.121,84 kg

Densitas cairan = 1/0,0011239 m<sup>3</sup>/kg  
= 889,77 kg/m<sup>3</sup> = 55,52 lb/ft<sup>3</sup>

Volume cairan =  $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$   
=  $\frac{212.121,84 \text{ kg}}{889,77 \text{ kg/m}^3}$   
= 238,40 m<sup>3</sup> = 8.419 ft<sup>3</sup>

Volume *design* = 1,2 × 238,40 m<sup>3</sup> (Over design factor 20%)  
= 286,08 m<sup>3</sup> = 10.102,91 ft<sup>3</sup> = 1.799,44 bbl

## Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio  $D/H = 2$

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 0,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (ft)

H : Tinggi tangki (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 10.102,91 \text{ ft}^3}{\pi \times 0,5}}$$

$$= 18,60 \text{ ft} = 5,67 \text{ m} = 223,16 \text{ in}$$

$$H = \frac{19,76 \text{ ft}}{2}$$

$$= 9,30 \text{ ft} = 2,83 \text{ m} = 111,58 \text{ in}$$

## Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% ... (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 ... (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C \quad \dots (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

*ts* : Tebal plat dinding tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

*H* : Ketinggian tiap plat dinding tangki relatif terhadap permukaan tanah (ft)

*D* : Diameter dinding tangki (ft)

*f* : *Minimum tensile* (psi)

*E* : *Joint efficiency*

*c* : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{55,52 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (9,30-1) \times 12 \times 18,60}{2 \times 18.750 \times 0,85 \times 144} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,15 \text{ in} = 0,004 \text{ m}$$

Diambil *ts* standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 223,16 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 223,54 \text{ in} = 18,63 \text{ ft} = 5,68 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft} = 5,79 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 228 \text{ in} - (2 \times 0,1875) \\ &= 227,625 \text{ in} = 18,97 \text{ ft} = 5,78 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan *ts* 3/16 in dan OD standar 228 in pada Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$I_{cr} = 13 \frac{3}{4} \text{ in} = 13,75 \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

$$r/I_{cr} = 13,09$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 2,83 \text{ m} \\ &= 2,27 \text{ m} = 7,44 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{campuran}} \times HI}{144} \\ &= \frac{55,52 \text{ lb/ft}^3 \times 7,44 \text{ ft}}{144} \\ &= 2,87 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (2,87 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 21,08 \text{ psi} \\ &= 1,43 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dan Tinggi Head Tangki

Jenis head : *Torispherical head*

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \dots (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

r : Radius dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

W : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{13,09}) \\ &= 1,65 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

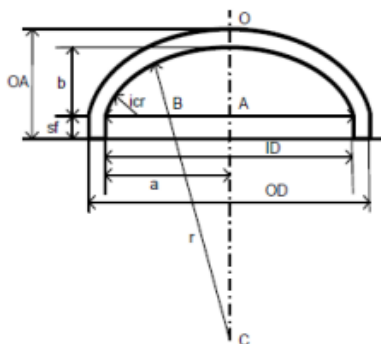
$$\begin{aligned} th &= \frac{21,08 \text{ psi} \times 180 \text{ in} \times 1,65}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 21,08 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head standar =  $\frac{3}{8} \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,009 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

Untuk tebal head standar  $\frac{3}{8} \text{ in}$ , nilai standar *straight flange* (Sf) yaitu  $1\frac{1}{2} - 3$

Diambil nilai sf = 2 in

### Perhitungan Tinggi Head



Dari (Brownell & Young, 1959, Fig.58) diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned} a &= \frac{D}{2} & AB &= a - icr, \\ BC &= D - icr & AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ b &= D - AC & OA &= th + b + sf \end{aligned}$$

Dimana,

D : Diameter (in)

Icr : *Inside corner radius*

Sf : *Straight flange* (in)

B : *Depth of dish* (in)

OA : Overall dimension (in)

Sehingga diperoleh berikut,

$$a = \frac{227,625 \text{ in}}{2} = 113,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= 113,81 \text{ in} - 13,75 \text{ in} \\ &= 100,06 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= 180 \text{ in} - 13,75 \text{ in} \\ &= 166,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{166,25^2 - 100,06^2} \text{ in} \\ &= 132,77 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= 180 \text{ in} - 132,77 \text{ in} \\ &= 47,23 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head (OA)} &= 0,375 \text{ in} + 47,23 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 49,61 \text{ in} = 4,134 \text{ ft} = 1,26 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Bottom Tangki

Tebal plat bottom tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$tb = \frac{\rho \times Hl \times D}{24 \times f \times E} + C$$

Dimana,

tb : Tebal bottom tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

Hl : Tinggi cairan di dalam tangki (ft)

D : Diameter shell (ft)

f : Minimum tensile (psi)

E : Joint efficiency

c : Corrosion factor (in)

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} tb &= \frac{55,52 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 7,44 \text{ ft} \times 18,97 \text{ ft}}{24 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,145 \text{ in} = 0,012 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar sebesar 3/16 in = 0,1875 in = 0,016 ft = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.87 Tabel 5.4)



### Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} + \text{Tebal bottom} \\ &= 9,30 \text{ ft} + 4,13 \text{ ft} + 0,016 \text{ ft} \\ &= 13,448 \text{ ft} = 4,099 \text{ m}\end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Tangki 104 (T-104)

Fungsi	: Tempat penyimpanan produk EDA ( $\text{C}_2\text{H}_8\text{N}_2$ )
Kode	: T-104
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,43 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 286,08 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 2,83 m
Tinggi Head Tangki	: 1,26 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,005 m
Tinggi Total Tangki	: 4,099 m
ID	: 5,782 m
OD	: 5,791 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

### 5. Tangki 105 (T-105)

Fungsi	: Tempat penampung <i>diethylenetriamine</i> ( $\text{C}_4\text{H}_{13}\text{N}_3$ )
Kode	: T-105
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Lama Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: 30°C

Jumlah Tangki : 1

Tabel C.5 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-105

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Xi/ $\rho$ (m <sup>3</sup> /kg)
MEA	2,32	0,0095	1.009,65	9,40924E-06
DETA	408,71	0,9905	950,31	0,001042294
<b>Total</b>	<b>411,03</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,001052</b>

### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan umpan = 411,03 kg/jam

Durasi penyimpanan = 7 hari = 168 jam

Jumlah yang ditampung = 411,03 kg/jam  $\times$  168 jam  
= 69.053,04 kg

Densitas cairan = 1/0,001052 m<sup>3</sup>/kg  
= 950,84 kg/m<sup>3</sup> = 59,33 lb/ft<sup>3</sup>

Volume cairan =  $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$   
=  $\frac{69.053,04 \text{ kg}}{950,84 \text{ kg/m}^3}$   
= 72,62 m<sup>3</sup> = 2.564,67 ft<sup>3</sup>

Volume *design* = 1,2  $\times$  72,62 m<sup>3</sup> (Over design factor 20%)  
= 87,15 m<sup>3</sup> = 3.077,63 ft<sup>3</sup> = 548,16 bbl

### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio D/H = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 0,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (ft)

H : Tinggi tangki (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 3.077,63 \text{ ft}^3}{\pi \times 0,5}}$$

$$= 12,51 \text{ ft} = 3,81 \text{ m} = 150,16 \text{ in}$$

$$H = \frac{12,51 \text{ ft}}{2}$$

$$= 6,26 \text{ ft} = 1,91 \text{ m} = 75,08 \text{ in}$$

### Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
<b>Plate Steels</b>												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% ... (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 ... (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_s = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C \quad \dots (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

$t_s$  : Tebal plat dinding tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

H : Ketinggian tiap plat dinding tangki relatif terhadap permukaan tanah (ft)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{59,33 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times (6,26 \text{ ft} - 1) \times 12 \times 12,51 \text{ ft}}{2 \times 18.750 \times 0,85 \times 144} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,135 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

Diambil ts standar 3/16 in = 0,1875 in (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 150,16 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 150,53 \text{ in} = 12,54 \text{ ft} = 3,82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 156 \text{ in} = 13 \text{ ft} = 3,96 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 156 \text{ in} - (2 \times 0,1875) \\ &= 155,63 \text{ in} = 12,97 \text{ ft} = 3,95 \text{ m} \end{aligned}$$

OD	120		126		132		138		144		156		168	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/8														
3/16	7 1/4	114	7 3/8	120	8	130	8 3/8	132	8 3/4	132	9 3/8	144	10 1/8	144
1/2														
3/4														
1		114				130								
1 1/8		108				120								
1 1/4				120										
1 3/8				114										
1 1/2														
1 3/4							132							
2							130							
2 1/4	7 1/4		7 3/8		8		8 3/8		8 3/4		9 3/8		10 1/8	
2 1/2	7 1/2		8 1/4		8 1/2		8 3/4		9		9 3/4		10 3/8	
2 3/4	8 1/4		8 3/4		9		9		9 1/2		10 1/4		11 1/8	
3	9	108	9	114	9	120	9	130	9	132	9 3/4	144	10 3/8	144

Berdasarkan ts 3/16 in dan OD standar 156 in pada Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$I_{cr} = 9 \frac{3}{8} \text{ in} = 9,375$$

$$r = 144 \text{ in}$$

$$r/I_{cr} = 15,36$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 1,91 \text{ m} \\ &= 1,53 \text{ m} = 5,00 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{campuran}} \times HI}{144} \\ &= \frac{59,33 \text{ lb/ft}^3 \times 5,00 \text{ ft}}{144} \\ &= 2,06 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (2,06 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 20,11 \text{ psi} \\ &= 1,37 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dan Tinggi *Head* Tangki

Jenis Head : *Torispherical head*

$$t_h = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

$t_h$  : Tebal head (in)

$P$  : Tekanan desain (psi)

$r$  : Radius dinding tangki (ft)

$f$  : *Minimum tensile* (psi)

$E$  : *Joint efficiency*

$c$  : *Corrosion allowance* (in)

$W$  : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{15,36} \right) \\ = 1,730$$

Sehingga diperoleh:

$$th = \frac{20,11 \text{ psi} \times 144 \text{ in} \times 1,730}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 20,11 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ = 0,28 \text{ in}$$

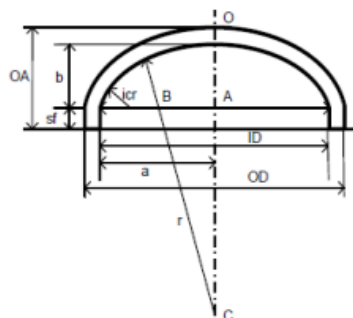
Tebal head standar =  $5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} = 0,019 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
$3/16$	$1\frac{1}{2}-2$	$9/16$
$1/4$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{8}$	$3/4$
$5/16$	$1\frac{1}{2}-3$	$15/16$
$3/8$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$7/16$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$1/2$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$5/8$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$3/4$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$7/8$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{5}{8}$
$1$	$1\frac{1}{2}-4$	$3$
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$

Untuk tebal head standar  $5/16 \text{ in}$ , nilai standar straight flange (Sf) yaitu  $1\frac{1}{2} - 3$   
Diambil nilai  $sf = 2 \text{ in}$

### Perhitungan Tinggi Head



Dari (Brownell & Young, 1959. Fig.58) diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned} a &= \frac{D}{2} & AB &= a - icr, \\ BC &= D - icr & AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ b &= D - AC & OA &= th + b + sf \end{aligned}$$

Dimana,

D : Diameter (in)

Icr : *Inside corner radius*

Sf : *Straight flange* (in)

B : *Depth of dish* (in)

OA : *Overall dimension* (in)

Sehingga diperoleh berikut,

$$a = \frac{155,63 \text{ in}}{2} = 77,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= 77,81 \text{ in} - 9,375 \text{ in} \\ &= 68,44 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= 144 \text{ in} - 19,375 \text{ in} \\ &= 134,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{134,63^2 - 68,44^2} \text{ in} \\ &= 115,93 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= 144 \text{ in} - 115,93 \text{ in} \\ &= 28,07 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head (OA)} &= 0,3125 \text{ in} + 28,07 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 30,38 \text{ in} = 2,53 \text{ ft} = 0,77 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Bottom Tangki

Tebal plat bottom tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$tb = \frac{\rho \times Hl \times D}{24 \times f \times E} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

tb : Tebal bottom tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

Hl : Tinggi cairan di dalam tangki (ft)

D : Diameter shell (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion factor* (in)

Sehingga diperoleh :

$$tb = \frac{59,33 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 5,00 \text{ ft} \times 12,97 \text{ ft}}{24 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,135 \text{ in} = 0,011 \text{ ft}$$

Dipilih tebal standar sebesar 3/16 in = 0,1875 in = 0,016 ft = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.87 Tabel 5.4)

### **Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} + \text{Tebal bottom} \\ &= 6,26 \text{ ft} + 2,53 \text{ ft} + 0,016 \text{ ft} \\ &= 8,804 \text{ ft} = 2,68 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Tangki 105 (T-105)**

Fungsi	: Tempat penyimpanan Produk DETA (C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub> )
Kode	: T-105
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,37 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 87,15 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 1,91 m
Tinggi Head Tangki	: 0,77 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,005 m
Tinggi Total Tangki	: 2,68 m
ID	: 3,95 m
OD	: 3,96 m
Tebal Tangki	: 0,005 m



## 6. Tangki 106 (T-106)

Fungsi	: Tempat penampungan <i>monoethanolamine</i> C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO
Kode	: T-106
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan Penyimpanan	: 1 atm
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Jumlah Tangki	: 1

Tabel C.6 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-106

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\text{Xi}/\rho$ (m <sup>3</sup> /kg)
MEA	229,90	0,9787	1.009,65	0,000969
EDA	2,53	0,0109	888,89	0,000012
DETA	4,13	0,0104	950,31	0,000011
<b>Total</b>	<b>236,56</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,000993</b>

### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan umpan = 236,56 kg/jam

Durasi penyimpanan = 7 hari = 168 jam

Jumlah yang ditampung = 236,56 kg/jam × 168 jam  
= 39.742,08 kg

Densitas cairan = 1/0,000993 m<sup>3</sup>/kg  
= 1.007,50 kg/m<sup>3</sup> = 62,87 lb/ft<sup>3</sup>

Volume cairan =  $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$   
=  $\frac{39.742,08 \text{ kg}}{1.007,50 \text{ kg/m}^3}$   
= 39,45 m<sup>3</sup> = 1.393,03 ft<sup>3</sup>

Volume *design* = 1,2 × 39,45 m<sup>3</sup> (Over design factor 20%)  
= 47,33 m<sup>3</sup> = 1.671,65 ft<sup>3</sup> = 297,74 bbl

## Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio  $D/H = 2$

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 0,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (ft)

H : Tinggi tangki (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1.671,65 \text{ ft}^3}{\pi \times 0,5}}$$

$$= 10,21 \text{ ft} = 3,11 \text{ m} = 122,51 \text{ in}$$

$$H = \frac{10,21 \text{ ft}}{2}$$

$$= 5,10 \text{ ft} = 1,56 \text{ m} = 61,26 \text{ in}$$

## Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures								
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650		
<b>Plate Steels</b>														
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900		
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700		
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		

Berdasarkan Appendix D Process Equipment Design (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

*ts* : Tebal plat dinding tangki (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

*H* : Ketinggian tiap plat dinding tangki relatif terhadap permukaan tanah (ft)

*D* : Diameter dinding tangki (ft)

*f* : *Minimum tensile* (psi)

*E* : *Joint efficiency*

*c* : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$\begin{aligned} ts &= \frac{62,76 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (5,10 \text{ ft} - 1) \times 12 \times 10,21 \text{ ft}}{2 \times 18.750 \times 0,85 \times 144} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,132 \text{ in} = 0,003 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil *ts* standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 122,51 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 122,89 \text{ in} = 10,24 \text{ ft} = 3,12 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 126 \text{ in} = 10,5 \text{ ft} = 3,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 126 \text{ in} - (2 \times 0,1875) \\ &= 125,62 \text{ in} = 10,47 \text{ ft} = 3,19 \text{ m} \end{aligned}$$

OD	120		126		132		138		144		156		168	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/4														
7/8														
1 1/16														
1 1/8	7 1/4	11	7 5/8	120										
1 1/4	↑	↑	↑	↑	8	130	8 3/8	132	8 3/4	132	9 3/8	144		
1 3/8						↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑		
1 1/2						130								
1 5/8						120								
1 3/4														
1 7/8														
1														
1 1/8														
1 1/4														
1 3/8														
1 1/2														
1 5/8														
1 3/4														
1 7/8														
2														
2 1/8														
2 1/4	7 1/4													
2 3/8	7 1/2													
2 1/2	8 1/4													
2 3/4	8 3/4													
3	9	10 1/2	9	11 1/4	9	120	9	130	9	132	9 3/8	144	10 1/2	144

Berdasarkan ts 3/16 in dan OD standar 126 in pada Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$Icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 7,625 \text{ in}$$

$$r = 120 \text{ in}$$

$$r/Icr = 15,74$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 1,56 \text{ m} \\ &= 1,24 \text{ m} = 4,08 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \text{ campuran} \times HI}{144} \\ &= \frac{62,76 \text{ lb/ft}^3 \times 4,08 \text{ ft}}{144} \\ &= 1,78 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (1,78 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 19,77 \text{ psi} \\ &= 1,35 \text{ atm} \end{aligned}$$

## Perhitungan Tebal dan Tinggi Head Tangki

Jenis Head : *Torispherical head*

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

r : Radius dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

W : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{15,74} \right) \\ &= 1,742 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

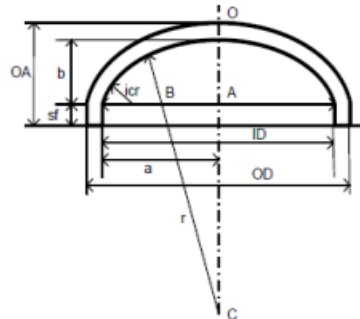
$$\begin{aligned} th &= \frac{19,77 \text{ psi} \times 120 \text{ in} \times 1,724}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 19,77 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,255 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head standar =  $5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} = 0,008 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

Untuk tebal head standar  $5/16 \text{ in}$ , nilai standar straight flange (Sf) yaitu  $1\frac{1}{2} - 3$

Diambil nilai sf = 2 in

## Perhitungan Tinggi Head



Dari (Brownell & Young, 1959. Fig.58) diperoleh persamaan:

$$a = \frac{D}{2} \quad AB = a - icr,$$

$$BC = D - icr \quad AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$b = D - AC \quad OA = th + b + sf$$

Dimana,

D : Diameter (in)

Icr : *Inside corner radius*

Sf : *Straight flange* (in)

B : *Depth of dish* (in)

OA : *Overall dimension* (in)

Sehingga diperoleh berikut,

$$a = \frac{125,62 \text{ in}}{2} = 62,81 \text{ in}$$

$$AB = 62,81 \text{ in} - 7,625 \text{ in} \\ = 55,19 \text{ in}$$

$$BC = 120 \text{ in} - 7,625 \text{ in} \\ = 112,38 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{112,38^2 - 55,19^2} \text{ in} \\ = 97,89 \text{ in}$$

$$b = 120 \text{ in} - 97,89 \text{ in} \\ = 22,11 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = 0,3125 \text{ in} + 22,11 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ = 24,42 \text{ in} = 2,03 \text{ ft} = 0,62 \text{ m}$$

### Perhitungan Tebal Bottom Tangki

Tebal plat bottom tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$tb = \frac{\rho \times Hl \times D}{24 \times f \times E} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

- tb : Tebal bottom tangki (in)  
 $\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)  
Hl : Tinggi cairan di dalam tangki (ft)  
D : Diameter shell (ft)  
f : *Minimum tensile* (psi)  
E : *Joint efficiency*  
c : *Corrosion factor* (in)

Sehingga diperoleh :

$$tb = \frac{62,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 4,08 \text{ ft} \times 10,47 \text{ ft}}{24 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,132 \text{ in} = 0,011 \text{ ft}$$

Dipilih tebal standar sebesar 3/16 in = 0,1875 in = 0,016 ft = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.87 Tabel 5.4)

### Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} + \text{Tebal bottom} \\ &= 5,10 \text{ ft} + 2,03 \text{ ft} + 0,016 \text{ ft} \\ &= 7,156 \text{ ft} = 2,18 \text{ m} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Tangki 106 (T-106)

Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku MEA (C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO)
Kode	: T-106
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 1,34 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: 47,33 m <sup>3</sup>

Tinggi Tangki	: 1,56 m
Tinggi Head Tangki	: 0,62 m
Tebal Bottom Tangki	: 0,005 m
Tinggi Total Tangki	: 2,18 m
ID	: 3,19 m
OD	: 3,20 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

### 7. Furnace (F-101)

Fungsi	: Menaikkan suhu gas amonia dengan bahan bakar gas alam
Kode	: F-101
Jenis	: <i>Furnace box type</i>
Jumlah alat	: 1
Gambar	:

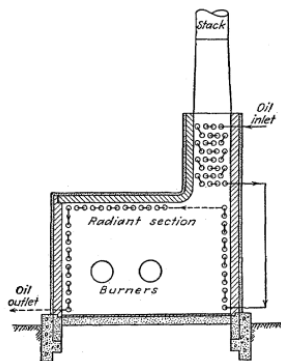


FIG. 19.6. Simple furnace with overhead convection bank. (M. W. Kellogg Co.)

(Sumber: Kern, 1950)

#### Kondisi operasi dan asumsi yang diambil pada furnace (F-101)

$$T_{in} = -33^{\circ}\text{C} = 240,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 224,06^{\circ}\text{C} = 497,21 \text{ K}$$

$$\text{Excess air percentage} = 25\%$$

$$\text{Efisiensi termal} = 70\%$$

...(Hal. 6. Evans, 1980)

$$\text{Maximum radiant heat flux} = 12.000 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Radiant duty} = 0,7 \times Q_{total}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$



### Perhitungan Kebutuhan Fuel Gas

$$\begin{aligned}\text{Beban panas} &= 6.881.975,9 \text{ kJ/jam} \\ &= 6.660.445,1 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{netto}} &= \frac{\text{Beban panas } furnace}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{6.881.975,9 \text{ kJ/jam}}{70\%} \\ &= 9.831.394,2 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Pemanas menggunakan fuel gas yang diasumsikan murni metana ( $\text{CH}_4$ )

$$\begin{aligned}\text{LHV}_f &= 21.537 \text{ Btu/lb} \\ &= 50.095,062 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Kebutuhan Fuel ( $W_f$ )

$$\begin{aligned}W_f &= \frac{Q_{\text{netto}}}{\text{LHV}_f} \\ &= \frac{9.831.394,2 \text{ kJ/jam}}{50.095,062 \text{ kJ/kg}} \\ &= 196,25 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}n_f &= \frac{W_f}{\text{BM}_f} \\ &= \frac{196,25 \text{ kg/jam}}{16,04 \text{ kg/Kmol}} \\ &= 12,235 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Massa fuel gas total } (m_f) = 4.398,58 \text{ kg/jam}$$

### ***Radiant Section Design:***

Perhitungan Luas Permukaan Transfer Panas

$$\begin{aligned}Q_r &= \text{Beban panas} \times 0,7 \\ &= 9.831.394,2 \text{ kJ/jam} \times 0,7 \\ &= 6.881.975,9 \text{ kJ/jam} \\ &= 4.662.311,60 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_{\text{cross}} &= T_{\text{out}} - (0,7 \times (T_{\text{out}} - T_{\text{in}})) \\ &= 497,21 \text{ K} - (0,7 \times (497,21 \text{ K} - 240,15 \text{ K})) \\ &= 317,27 \text{ K} \\ &= 111,41^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$T_{\text{avg}} = \frac{T_{\text{out}} + T_{\text{in}}}{2}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{497,21 \text{ K} + 240,15 \text{ K}}{2} \\
&= 407,23 \text{ K} \\
&= 273,36^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Berdasarkan (Evans, 1980), suhu pipa rata-rata dihitung dengan menambahkan 100°F dari suhu fluida rata-rata ( $T_{avg}$ ), sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
T_{\text{pipa}} &= T_{\text{avg}} + 100 && \dots(\text{Hal. 8. Evans, 1980}) \\
&= 273,36^\circ\text{F} + 100 \\
&= 373,36^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

$$Q_{\text{max}} = 12.000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad \dots(\text{Kern, 1950})$$

sehingga luas permukaan total transfer secara radiasi dihitung dengan:

$$\begin{aligned}
A_{\text{RT}} &= \frac{Q_r}{Q_{\text{max}}} \\
&= \frac{4.662.311,60 \text{ Btu/jam}}{12.000 \text{ Btu/jam.ft}^2} \\
&= 388,53 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

### Perhitungan Desain Pada *Furnace*

#### Perhitungan *Layout Tube*

Dipilih pipa yang dipakai dengan spesifikasi: ...(Tabel 11, Kern 1950)

$$\begin{aligned}
\text{NPS} &= 4 \\
\text{Sch} &= 40 \\
\text{OD} &= 4,5 \text{ in} = 0,114 \text{ m} \\
\text{ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,102 \text{ m} \\
\text{Surf/in ft} &= 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}
\end{aligned}$$

Total panjang tube *exposed* ( $L_r$ )

$$\begin{aligned}
L_r &= \frac{A_{\text{RT}}}{\text{Surf/lin ft}} \\
&= \frac{388,53 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 329,82 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Dimensi *furnace*:

$$\begin{aligned}
p &= 8 \text{ ft} = 2,44 \text{ m} \\
l &= 8 \text{ ft} = 2,44 \text{ m} \\
t &= 24 \text{ ft} = 7,31 \text{ m}
\end{aligned}$$

Panjang yang *terexposed* ( $L_e$ )

$$L_e = 7 \text{ ft (menyesuaikan panjang furnace)}$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_{RT}}{L_e \times \text{Surf/lin ft}} \\ &= \frac{388,53 \text{ ft}^2}{7 \text{ ft} \times 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 47,12 \\ &= 48 \end{aligned}$$

$$S_t = 6 \text{ shields}$$

$$S_p = 6 \text{ in (rasio pitch/OD 1.0 sampai 3.2 agar dapat ditentukan nilai alphanya)}$$

$$\begin{aligned} \text{Area tiap tube (} a_t \text{)} &= L_e \times \text{surf/lin ft} \\ &= 7 \text{ ft} \times 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 8,25 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total area (} A_t \text{)} &= N_t \times a_t \\ &= 48 \times 8,25 \text{ ft}^2 \\ &= 395,81 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Spacing ratio (} R_s \text{)} &= \frac{S_p}{OD} \\ &= \frac{6 \text{ in}}{4,5 \text{ in}} \\ &= 1,33 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Figure 1-18 Equipment Design Handbook* (Evans 1980), diperoleh faktor  $\alpha$  sebesar 0,982.

$$\begin{aligned} \text{Cold plane area shield tube (} A_{cps} \text{)} &= \frac{S_p \times S_t \times L_e}{12} \quad \dots(\text{Evans 1980}) \\ &= \frac{6 \times 6 \times 7}{12} \\ &= 21 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cold plane area shield tube (} A_{cpw} \text{)} &= \frac{L_e \times (N_t - S_t) \times S_p}{12} \\ &= \frac{7 \times (47 - 6) \times 6}{12} = 143,91 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha A_{cp} &= A_{cps} + A_{cpw} \\ &= 21 \text{ ft}^2 + (0,982 \times 143,91 \text{ ft}^2) \\ &= 162,32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas envelope (} E_A \text{)} = (2 \times l \times t) + (2 \times L_e \times (1 + t))$$

$$= (2 \times 8 \text{ ft} \times 24 \text{ ft}) + (2 \times 7 \text{ ft} \times (8 \text{ ft} + 24 \text{ ft}))$$

$$= 832 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas daerah radiasi } (A_w) = E_A - \alpha A_{cp}$$

$$= 832 \text{ ft}^2 - 162,32 \text{ ft}^2$$

$$= 669,68 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A_w}{\alpha A_{cp}} = \frac{669,68 \text{ ft}^2}{162,32 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,13$$

$$\text{Volume furnace } (V_f) = L_c \times l \times t$$

$$= 7 \text{ ft} \times 8 \text{ ft} \times 24 \text{ ft}$$

$$= 1.344 \text{ ft}^3 = 38,035 \text{ m}^3$$

$$\text{Mean beam length } (L) = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{V_f}$$

$$= \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{1.344 \text{ ft}^3}$$

$$= 7,36 \text{ ft}$$

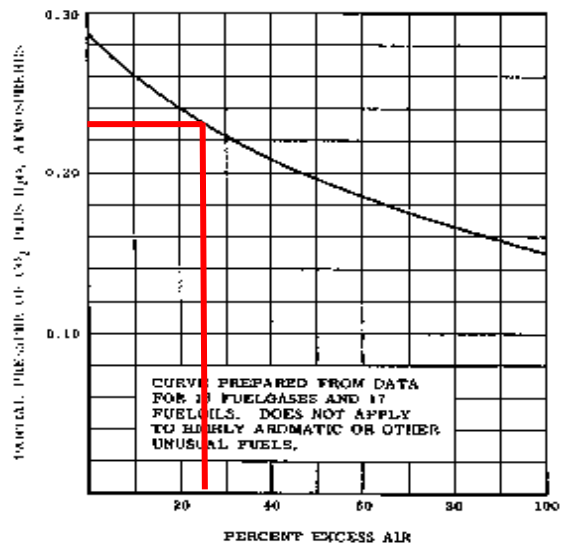


Figure 1-7. Partial pressure of  $\text{CO}_2$  plus  $\text{H}_2\text{O}$  in flue gas.

Berdasarkan *Figure 1-7 Equipment Design Handbook* (Evans, 1980), diperoleh  $P_p$  sebesar 0,23 atm sehingga diperoleh nilai PL sebagai berikut:

$$PL = P_p \times L$$

$$= 0,23 \text{ atm} \times 3,36 \text{ ft} = 0,7728 \text{ atm.ft}$$

Asumsi *heat loss* pada *tubes* =  $Q_{\text{netto}}$  atau  $Q_L/Q_{\text{netto}} = 0,02$

Estimasi  $T_{f,\text{avg}} = 1000^\circ\text{F}$  (Trial suhu)

$$\varepsilon_g = 0,32$$

Berdasarkan *Figure 1-9 Equipment Design Handbook* (Evans, 1980), didapatkan *exchange factor* (F) sebesar 0,44, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}\alpha A_{cp} F &= F \times \alpha A_{cp} \\ &= 0,44 \times 162,32 \text{ ft}^2 \\ &= 71,412 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{Q_{\text{netto}}}{\alpha A_{cp} F} &= \frac{9.514.921,6 \text{ Btu/jam}}{71,412 \text{ ft}^2} \\ &= 133.224,4 \text{ Btu/jam.ft}^2\end{aligned}$$

*Furnace* jenis *fire box*, asumsi suhu gas keluar *furnace* ( $T_{f,\text{out}}$ ) sama dengan  $T_{f,\text{avg}} = 1000^\circ\text{F}$

*Heat content of gas* ( $C_g$ ) = 0,30 *Figure 1-7* (Evans, 1980)

$$\begin{aligned}\frac{Q_r}{Q_{\text{net}}} &= C_g \\ &= 0,30\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_r &= C_g \times Q_{\text{net}} \\ &= 0,30 \times 9.514.921,6 \text{ Btu/jam} \\ &= 2.854.476,49 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

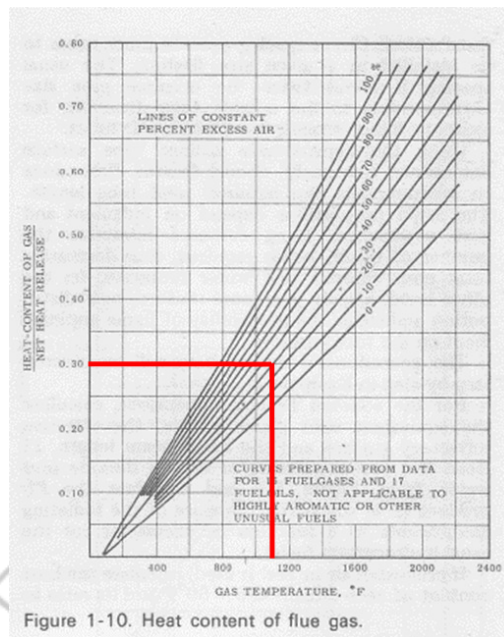
$$\begin{aligned}\frac{Q_r}{A_{rt}} &= \frac{2.854.476,49 \text{ Btu/jam}}{669,68 \text{ ft}^2} \\ &= 4.262,44 \text{ Btu/jam.ft}^2\end{aligned}$$

Karena  $Q_r/A_w < 12.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$  (Evans, 1974) maka asumsi suhu *furnace* benar.

### **Convection Section Design**

$$\begin{aligned}\text{Beban panas konveksi } (Q_c) &= \text{Beban panas} - Q_r \\ &= 6.660.445,1 \text{ Btu/jam} - 2.854.476,49 \text{ Btu/jam} \\ &= 3.805.968,65 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Stack heat content} &= 1 - \left( \frac{Q_r + Q_c}{Q_{\text{net}}} \right) \quad \dots(\text{Evans, 1974}) \\ &= 1 - \left( \frac{2.854.476,49 \text{ Btu/jam} + 3.805.968,65 \text{ Btu/jam}}{9.514.921,6 \text{ Btu/jam}} \right) \\ &= 0,30\end{aligned}$$



Berdasarkan *Figure 1-10 Equipment Design Handbook* (Evans, 1980), dengan *stack temperature* ( $T_s$ ) sebesar  $1.100^\circ\text{F}$ .

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{hot}} &= T_{\text{f,out}} - T_{\text{out}} \\ &= 1000 - 497,21 \\ &= 502,79^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{cold}} &= T_s - T_{\text{in}} \\ &= 1100 - 240,15 \\ &= 859,85^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_h - \Delta T_c}{\ln\left(\frac{\Delta T_h}{\Delta T_c}\right)} \\ &= 665,43^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Menghitung suhu rata-rata:

$$\begin{aligned}T_{\text{feed}} &= \frac{T_s + T_{\text{in}}}{2} \\ &= \frac{1100 + 240,15}{2} \\ &= 670,07^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_{\text{tube}} &= T_{\text{feed}} - 100 \\ &= 670,07^\circ\text{F} - 100 \\ &= 570,07^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$T_{\text{gas}} = T_{\text{feed}} + \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$= 670,07^{\circ}\text{F} + 665,43^{\circ}\text{F}$$

$$= 1.335,5^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{film}} &= \frac{T_{\text{gas}}}{2} + \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= \frac{1.335,5^{\circ}\text{F}}{2} + 665,43^{\circ}\text{F} \\ &= 1.333,18^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

*Layouting tube:*

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,114 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} S_p &= 5 \text{ in} \\ &= 0,4166 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$T_b = 4$$

$$\begin{aligned} \text{Gross width (G}_w) &= (\text{OD} \times T_b) + (S_p \times (T_b - 1)) + (2 \times S_p) \\ &= (4,5 \text{ in} \times 4) + (5 \text{ in} \times (4-1)) + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 43 \text{ in} = 3,5833 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Free width (F}_w) &= G_w - (T_b \times \text{OD}) \\ &= 43 \text{ in} - (4 \times 4,5 \text{ in}) \\ &= 25 \text{ in} = 2,0833 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= F_w \times L_e \\ &= 2,0833 \text{ ft} \times 7 \text{ ft} \\ &= 14,58 \text{ ft}^2 = 1,35 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa (m}_v) &= \frac{9.698,87 \text{ lb/jam}}{\frac{3600}{14,58 \text{ ft}^2}} \\ &= 0,185 \text{ lb/ft}^2/\text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan selanjutnya menggunakan “*Film transfer correlation*”:

$$h_{cc} = 2,7 \text{ Figure 1-12 (Evans, 1974)}$$

$$h_{cr} = 3,6 \text{ Figure 1-13 (Evans, 1974)}$$

$$h_{cw} = 20,2 \text{ Figure 1-12 (Evans, 1974)}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area dinding tiap baris (A}_{cw}) &= S_p \times L_e \\ &= 0,4166 \times 7 \\ &= 2,917 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas tube tiap baris (A}_{ct}) = T_b \times a_t$$

$$= 4 \times 8,25 \text{ ft}^2$$

$$= 32,98 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor radiasi dinding konveksi (} f_c \text{)} &= \frac{h_{cw}}{h_{cc} + h_{cr} + h_{cw}} \times \frac{A_{cw}}{A_{ct}} \\ &= \frac{20,2}{2,7 + 3,6 + 20,2} \times \frac{2,917 \text{ ft}^2}{32,98 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0674 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Koefisien transfer panas (} H_c \text{)} &= (1 + f_c) \times (h_{cc} + h_{cr}) \\ &= (1 + 0,0674) \times (2,7 + 3,6) \\ &= 6,7246 \end{aligned}$$

Pada kondisi normal digunakan Fig. 1-15 (Evans, 1974) untuk menentukan  $U_c$ :

$$\text{Transfer panas overall (} U_c \text{)} = 6,4 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad \dots(\text{Fig. 1-15 Evans, 1974})$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area bagian konveksi (} A_c \text{)} &= \frac{Q_c}{U_c + \Delta T_{LMTD}} \\ &= 893,68 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Perhitungan Stack

$$\text{Suhu flue gas} = 1335,5^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu udara luar} = 86^\circ\text{C}$$

Dengan menggunakan fig 1.16 (Evans, 1974) diperoleh:

$$\text{Draft} = 0,95 \text{ in}/100\text{ft}$$

$$\text{Tinggi shield tube} = 0,7 \times 24 \text{ ft} = 16,8 \text{ ft}$$

$$\text{Diperoleh draft} = 0,95/100 \times 16,8 \text{ ft} = 0,159 \text{ in}$$

$$\text{Convection section (} G \text{)} = 0,18 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Densitas gas buang} = 0,03 \text{ lb/ft}^2 \quad \text{fig. 1-20} \quad \dots(\text{Evans, 1974})$$

$$\begin{aligned} \text{Velocity head (} \rho v \text{)} &= 0,003 \times V_2 \times \text{densitas} \\ &= 0,0034 \text{ in of water} \end{aligned}$$

$$\text{Density of stack gas} = 0,26 \text{ lb/ft}^2 \quad \dots(\text{fig. 1-20, Evans, 1974})$$

$$\text{Diameter stack} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Velocity} = 45,3 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= 0,003 \times 45,3^2 \times 0,026 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 0,2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Estimasi tinggi} = 50 \text{ ft}$$

$$L/50 \times D = 0,033$$



$$\begin{aligned}
 \text{Loss} &= 3 + \frac{L}{50 \times D} \times \text{velocity head} \\
 &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{Total draft} &= 0,04 + 0,028 + 0,5 \\
 &= 0,6 \text{ in} \\
 \text{Draft stack} &= 0,95 \text{ in}/100 \text{ ft} \quad \dots(\text{fig. 1-16, Evans, 1974}) \\
 \text{Tinggi stack} &= 50 \times 0,95 \times 0,6 \\
 &= 28,6 \text{ ft (Overdesign 20\%)} \\
 &= 34,32 \text{ ft} = 10,29 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Alat Furnace (F-101)

Fungsi : Memanaskan gas umpan amonia ( $\text{NH}_3$ )  
 Jenis : *Furnace box type*  
 Jumlah alat : 1

#### *Radiant Section design*

OD tube : 0,114 m  
 ID tube : 0,102 m  
 Dimensi *furnace* : 2,44 m  $\times$  2,44 m  $\times$  7,32 m  
 Volume *furnace* : 38,035 m<sup>3</sup>  
 Jumlah tube : 48  
 Beban radiasi : 2.854.476,49 Btu/jam

#### *Conection Section design*

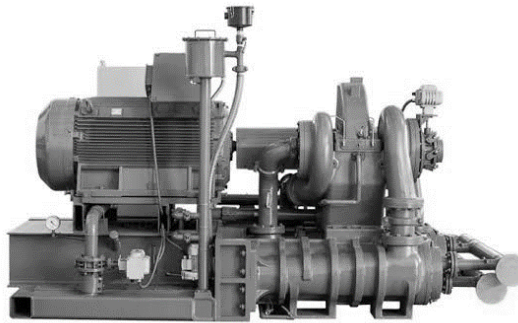
Beban radiasi : 3.805.968,65 Btu/jam  
 LMTD : 351,9°C  
 Luas permukaan : 1,355 m<sup>2</sup>  
 Diameter tube : 0,114 m

#### *Stack*

Diameter *stack* : 1,83 m  
 Tinggi *stack* : 10,29 m  
 T<sub>out</sub> *stack* : 724,16°C

## 8. Compressor (CP-101)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Amonia (NH <sub>3</sub> ) dari 1 ke 30 atm
Kode	: CP-101
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
T <sub>in</sub>	: 224,06°C
P <sub>in</sub>	: 1 atm = 2.116,22 lb/ft <sup>2</sup>
P <sub>out</sub>	: 30 atm = 63.486,6 lb/ft <sup>2</sup>
Gambar	:



(Sumber: Alibaba)

Tabel C.7 Spesifikasi Bahan Baku dalam CP-101

Komponen	Massa (kg/jam)	x <sub>i</sub>	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (lb/ft.s)	cp (kj/kg.K)	cp campuran
NH <sub>3</sub>	3123,73	0,995	216,69	0,000304	593,158	590,35
H <sub>2</sub> O	15,69	0,005	814,10	0,000678	547,040	2,59
<b>Total</b>	<b>3.139,42</b>	<b>1,0000</b>				<b>592,94</b>

### Menentukan Jenis *Compressor*

Jenis kompresor ditentukan oleh laju alir volumetrik gas dan tekanan keluar kompresor. Laju alir volumetrik gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$F_v = \frac{F_i R T_{in}}{P}$$

Dimana,

F<sub>v</sub> : Laju alir volumetrik gas masuk (m<sup>3</sup>/s)

F<sub>i</sub> : *Mole flowrate* gas masuk (mol/jam)

R : Tetapan gas ideal (L.atm/mol.K)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk (K)

$$\begin{aligned}F_v &= 0,705 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1494,85 \text{ ft}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

$$P_{out} = 30 \text{ atm} = 441 \text{ psi}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

### Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} \quad \dots(\text{Branan, hal 126})$$

$$\begin{aligned}\gamma &= \frac{592,94 \text{ kJ/kmol.K}}{592,94 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \\ &= 1,014\end{aligned}$$

### Perhitungan Suhu Gas Keluar CP-101

$$T_{out} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

γ : Rasio kapasitas panas

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$\begin{aligned}T_{out} &= \left(\frac{30 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}\right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 224,06^\circ\text{C} \\ &= 235,00^\circ\text{C} = 508,15 \text{ K}\end{aligned}$$

### Perhitungan Volume CP-101

$$\text{Kebutuhan umpan} = 3.139,42 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 219,52 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Flowrate cairan} = \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$= \frac{3.139,42 \text{ kg/jam}}{219,52 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 14,30 \text{ m}^3/\text{jam} = 505,05 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas total} = 1,2 \times 14,30 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 17,16 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Perhitungan Jumlah Stage CP-101

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$r = \left( \frac{P_o}{P_i} \right)^{1/n}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 4) (Aries, 20)

P<sub>o</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

P<sub>i</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left( \frac{30 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{1/n}$$

n = 2,45 = Diambil 2 stage

### Power Kompresor (PW)

$$P_w = \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left( \frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} \right) \dots \text{ (Pers. 24, Peters and Timmerhaus)}$$

$$= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,014}{1,014 - 1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 8,42 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left( \frac{31.743,3 \text{ lb/ft}^2 \frac{1,014-1}{1,014}}{2.116,22 \text{ lb/ft}^2} \right)$$

$$= 40,97 \text{ lbf/menit}$$

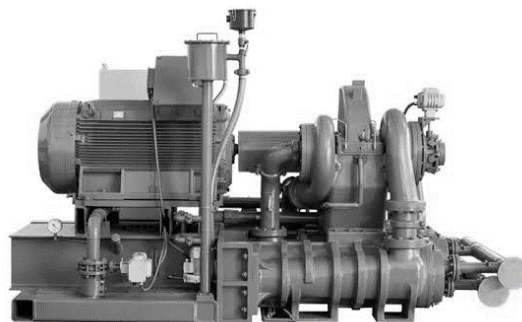
$$= 1,241 \text{ HP} = 1,5 \text{ HP (Standar)}$$

### Resume Spesifikasi *Compressor* (CP-101)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Amonia (NH <sub>3</sub> ) dari 1 ke 30 atm
Kode	: CP-101
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
T <sub>in</sub>	: 224,06°C
T <sub>out</sub>	: 235°C
P <sub>in</sub>	: 1 atm
P <sub>out</sub>	: 30 atm
Jumlah Stage	: 2
Power	: 1,5 HP

### 9. *Compressor* (CP-102)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan <i>Monoethanolamine</i> (MEA) dari 1 ke 30 atm
Kode	: CP-102
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
T <sub>in</sub>	: 234,52°C
P <sub>in</sub>	: 1 atm = 2.116,22 lb/ft <sup>2</sup>
P <sub>out</sub>	: 30 atm = 63.486,6 lb/ft <sup>2</sup>
Gambar	:



(Sumber: Alibaba)

Tabel C.8 Spesifikasi Bahan Baku dalam CP-102

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (lb/ft.s)	cp (kj/kmol.K)	cp campuran
MEA	2.004,68	0,99	804,26	5,44E-01	13.749,67	13.610,80
H <sub>2</sub> O	6,03	0,01	800,03	2,71E-01	9.855,08	99,54
<b>Total</b>	<b>2.010,71</b>	<b>1,00</b>	<b>1604,30</b>			<b>13.710,34</b>

### Menentukan Jenis *Compressor*

Jenis kompresor ditentukan oleh laju alir volumetrik gas dan tekanan keluar kompresor. Laju alir volumetrik gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$F_v = \frac{F_i R T_{in}}{P}$$

Dimana,

F<sub>v</sub> : Laju alir volumetrik gas masuk (m<sup>3</sup>/s)

F<sub>i</sub> : *Mole flowrate* gas masuk (mol/jam)

R : Tetapan gas ideal (L.atm/mol.K)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk (K)

$$F_v = 1,286 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 2.726,4 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$P_{out} = 30 \text{ atm} = 441 \text{ psi}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

### Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\gamma = \frac{13.710,34 \text{ kj/kmol.K}}{13.710,34 \text{ kj/kmol.K} - 8,314 \text{ kj/kmol.K}}$$

$$= 1,00061$$

### Perhitungan Suhu Gas Keluar CP-102

$$T_{out} = \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas

Cp : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$T_{out} = \left( \frac{30 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,00061-1}{1,00061}} 234,52^{\circ}\text{C}$$

$$= 235,00^{\circ}\text{C} = 508,15 \text{ K}$$

### Perhitungan Volume CP-102

$$\text{Kebutuhan umpan} = 2.010,71 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 804,22 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Flowrate cairan} = \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$= \frac{2.010,71 \text{ kg/jam}}{804,22 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,50 \text{ m}^3/\text{jam} = 88,29 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,471 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas total} = 1,2 \times 2,50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,0002 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Perhitungan Jumlah Stage CP-102

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$r = \left( \frac{P_o}{P_i} \right)^{1/n}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 4) (Aries, 2018)

P<sub>o</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Pi : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left( \frac{30 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{1/n}$$

n = 2,45 = Diambil 2 stage

### Power Kompresor (PW)

$$\begin{aligned} P_w &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma-1} \times P_1 \times Q_f \times \left( \frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} \right) \dots \text{Pers. 24, Peters and Timmerhaus} \\ &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,0061}{1,0061-1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 8,42 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left( \frac{31.743,3 \text{ lb/ft}^2 \frac{1,0061-1}{1,0061}}{63.486,6 \text{ lb/ft}^2} \right) \\ &= 15,88 \text{ lbf/menit} \\ &= 0,4814 \text{ HP} = 0,5 \text{ HP (Standar)} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi *Compressor* (CP-102)

Fungsi : Menaikkan Tekanan *Monoethanolamiene* (MEA) dari 1 ke 30 atm

Kode : CP-102

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah Alat : 1

Jumlah Stage : 2

Laju alr : 3,0003 m<sup>3</sup>/jam

T<sub>in</sub> : 234,52°C

T<sub>out</sub> : 235°C

P<sub>in</sub> : 1 atm

P<sub>out</sub> : 30 atm

P<sub>w</sub> : 0,5 HP

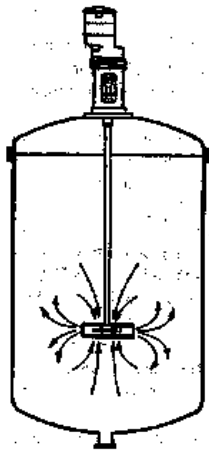
### 10. Mixer (MX-101)

Fungsi : Tempat pengenceran *monoetanolamine* (C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO) menggunakan air (H<sub>2</sub>O)

Kode : MX-101



Tipe : Silinder tegak dengan *torispherical head & bottom*  
 Bahan : *Stainless steel*  
 Waktu Tinggal : 1 jam  
 Tekanan Operasi : 1 atm  
 Suhu Operasi : 30°C  
 Jumlah Tangki : 1  
 Gambar :



(Sumber: Brownell, 1959)

Tabel C.9 Spesifikasi Bahan Baku dalam MX-101

Komponen	Massa (kg/jam)	$x_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$X_i/\rho$ (m <sup>3</sup> /kg)
MEA	1.206,43	0,3067	1.009,65	0,000304
H <sub>2</sub> O	804,28	0,6933	1.022,88	0,000678
<b>Total</b>	<b>2.010,71</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,000982</b>

### Perhitungan Volume Mixer

Kebutuhan umpan = 2.010,71 kg/jam

Densitas umpan =  $1/0,000982 \text{ m}^3/\text{kg} = 1.018,78 \text{ kg/m}^3 = 62,57 \text{ lb/ft}^3$

*Flowrate* cairan =  $\frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$

$$= \frac{2.010,71 \text{ kg/jam}}{1.018,78 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,97 \text{ m}^3/\text{jam} = 69,57 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal mixer = 1 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume mixer} &= \text{Flowrate cairan} \times \text{Waktu tinggal mixer} \\
 &= 1,97 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 1,97 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume design} &= 1,2 \times 1,97 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor 20\%}) \\
 &= 2,37 \text{ m}^3 = 83,64 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Dimensi Mixer

Asumsi rasio  $H/D = 2$

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 2}}$$

Dimana,

V : Volume mixer (ft<sup>3</sup>)

D : Diameter mixer (ft)

H : Tinggi mixer (ft)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 83,64 \text{ ft}^3}{\pi \times 2}} \\
 &= 5,97 \text{ ft} = 71,66 \text{ in} = 1,82 \text{ m} \\
 H &= 5,97 \text{ ft} \times 2 \\
 &= 11,94 \text{ ft} = 143,33 \text{ in} = 3,64 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Mixer

Tinggi cairan dalam tangki = 80% dari tinggi mixer

$$\begin{aligned}
 H_I &= 80\% \times 3,64 \text{ m} \\
 &= 2,91 \text{ m} = 9,55 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$\begin{aligned}
 P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \text{ cairan} \times H_I}{144} \\
 &= \frac{63,57 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 9,55 \text{ ft}}{144} \\
 &= 4,22 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned}
 P_{design} &= (P_{hidrostatik} + P_{operasi}) \times 1,2 && \text{(Over design factor 20\%)} \\
 &= (4,22 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\
 &= 22,70 \text{ psi} = 1,54 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
<b>Plate Steels</b>												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	85,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

$$Join\ efficiency = 85\% \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254})$$

$$Corrosion\ allowance = 0,125 \quad \dots(\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. Hal.542})$$

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding mixer (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

H : Ketinggian tiap plat dinding mixer relatif terhadap permukaan tanah (ft)

D : Diameter dinding mixer (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal shell sebagai berikut:

$$ts = \frac{19,22 \text{ psi} \times 35,83 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 85\%) - (0,6 \times 19,22 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,18 \text{ in} = 0,004 \text{ m}$$

Diambil ts standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,016 \text{ ft}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

Diperoleh nilai *outside diameter* (OD) mixer sebagai berikut:

$$OD = D \text{ mixer} + 2 \text{ ts standar}$$

$$= 71,66 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 72,04 \text{ in} = 1,83 \text{ m}$$

OD	78		84		90		96	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
$3/16$								
$1/4$								
$5/16$	$43/4$	78	$51/8$	84	$51/2$	90	$57/8$	96
$3/8$	↑	78	↑	↑	↑	90	↑	96
$7/16$		78				84		90
$1/2$		72				↑		↑
$5/8$								
$3/4$								
$7/8$								
1								
$11/8$				84				
$13/8$				78				90
$15/8$				↑				84
$17/8$	$43/4$		$51/8$					
$19/8$	$47/8$		$51/8$					
$13/4$	$51/4$		$51/4$		$51/2$			
$17/4$	$55/4$				$55/4$			
							$57/4$	

Berdasarkan Tabel 5.7 Hal.91 *Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh:

$$OD \text{ standar} = 78 \text{ in} = 1,98 \text{ m}$$

$$icr = 4 \frac{3}{4} \text{ in} = 4,75 \text{ in}$$

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

$$r/icr = 16,42$$

Dilakukan perhitungan ulang berdasarkan OD standar, diperoleh:

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times \text{tebal standar})$$

$$= 78 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 77,63 \text{ in} = 1,97 \text{ m}$$

Standarisasi H:

$$H = 77,63 \text{ in} \times 2$$

$$= 155,25 \text{ in} = 3,94 \text{ m}$$

### Perhitungan Tebal dan Tinggi Head Mixer

Jenis Head : *Torispherical head*

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959. Hal.138 Pers. 7.77})$$

Dimana,

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

r : Radius dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

W : Faktor intensifikasi stress *torispherical dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{78 \text{ in}}{4,75 \text{ in}}} \right) = 1,76$$

Sehingga diperoleh:

$$th = \frac{19,22 \text{ psi} \times 78 \text{ in} \times 1,76}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 19,22 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,21 \text{ in}$$

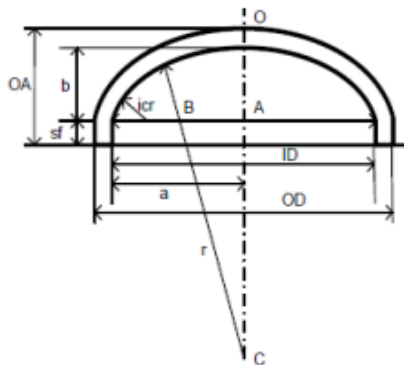
Tebal head standar = 1/4 in = 0,25 in = 0,0063 m (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel.5.6)

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 5/16
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/4

Untuk tebal head standar 1/4 in, nilai standar *straight flange* (Sf) yaitu 1½ - 2½  
 Diambil nilai sf = 2 in.

### Perhitungan Tinggi Head



Gambar C.1 Skema head-bottom pada mixer (*Brownell and Young, 1959*)

Dari (*Brownell & Young, 1959. Fig.58*) diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} & AB &= a - icr, \\
 BC &= r - icr & AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 b &= r - AC & OA &= th + b + sf
 \end{aligned}$$

Dimana,

- ID : Diameter dalam head-bottom (in)
- OD : Diameter luar head-bottom (in)
- r : *Radius of dish* (in)
- a : *Inside radius* (in)
- b : *Depth of dish* (in)
- icr : *Inside corner radius* (in)
- Sf : *Straight flange* (in)
- B : *Depth of dish* (in)
- OA : *Tinggi head/overall dimension* (in)

Sehingga diperoleh,

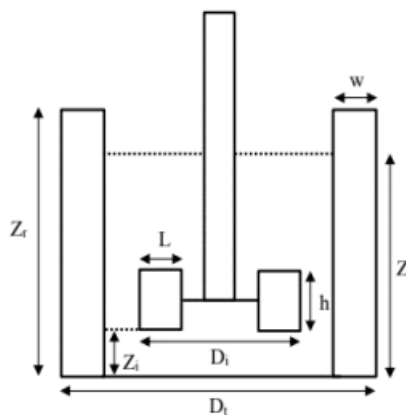
$$\begin{aligned}
 a &= \frac{77,63}{2} = 38,81 \text{ in} \\
 AB &= 38,81 \text{ in} - 4,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 34,06 \text{ in} \\
 BC &= 78 \text{ in} - 4,75 \text{ in} \\
 &= 73,25 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{73,25^2 - 34,06^2} \text{ in} \\
 &= 64,85 \text{ in} \\
 b &= 78 \text{ in} - 64,85 \text{ in} \\
 &= 13,15 \text{ in} \\
 OA &= th \text{ standar} + b + sf \\
 &= (0,25 + 13,15 + 2) \text{ in} \\
 &= 15,40 \text{ in} = 1,28 \text{ ft} = 0,39 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Tinggi Total Mixer

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= H + (2 \times OA) \\
 &= 155,25 \text{ in} + (2 \times 15,40 \text{ in}) \\
 &= 186,053 \text{ in} = 4,73 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Dimensi Pengaduk



Gambar C.2 Skema Pengaduk Pada *Mixer*

Dimana,









- $D_t$  : Diameter mixer (in)
- $D_i$  : Diameter pengaduk (in)
- $Z_r$  : Tinggi mixer (in)
- $Z_i$  : Tinggi cairan (in)
- $Z_1$  : Jarak pengaduk dari dasar mixer (in)

h : Tinggi pengaduk (in)

L : Lebar pengaduk (in)

w : Lebar *baffle* (in)

Tabel penentuan dimensi pengaduk Hal.507 (Brown et al. 1950)

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No.	$\frac{w}{D_i}$	No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No.	$\frac{w}{D_i}$	No.	Ref.
Turbine with 6 flat blades. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.17	1	7	Paddle with 2 blades. 	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8	3
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	2	7	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0		16	2
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.04	4	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0		20	4
Same as No. 1. $a = 1, b = 40$ .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	14'	7		Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	10	7
Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	3	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$ .	1.1	0.5	0.19	0		29	10
Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	5	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$ .	1.1	0.4	0.10	0		29	10
Radial turbine with deflector ring. 				0		9		Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$ .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	15	7
Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring.	2.6	0.74	0.9	0		11	6	Same as No. 15, $a = 1.7, b = 18$ .	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		21	7
Similar to No. 11, but not identical.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		12	7	Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$ .	16			3	0.06	18	6
Same as No. 12, but no deflector ring.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	13	7	Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$ .	9.6			3	0.06	23	5
Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	9	7	Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i, a = 2.3, b = 18$ .	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0		27	7
Axial turbine with 4 blades at 60° angle. 	3	3	0.50	0		17	2	Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i, a = 0, b = 18$ .	4.5	2.7-3.9	0.75-1.3	0		25	7
Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17.	5.2	5.2	0.87	0		19	2	Same as No. 15, but pitch = $D_i$ .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	24	7
Same as No. 19.	2.4	2.4	0.4	0		22	2	Same as No. 15, but pitch = $D_i$ .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		26	7
Disk with 16 vanes. 	2.5	2.5	0.75	4	0.25	6	1	Same as No. 15, but pitch = $D_i$ .	3.8	3.5	1.0	0		28	8

$D_t$  = diameter of impeller,  $D_i$  = diameter of tank,  $n$  = revolutions per second,  $w$  = width of baffle,  $Z_i$  = elevation of impeller above tank bottom,  $Z_1$  = height of liquid in tank.

Dipilih *impeller* dengan tipe *paddle with 2 blades*, sehingga diketahui:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_1/D_i = 2,7 - 3,9 \text{ Ambil nilai } 2,7$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 \text{ Ambil } 1,3 \text{ (Maksimal)}$$

$$w/D_i = 0,10$$

Berdasarkan parameter rasio diatas, diperoleh:

$$\begin{aligned} D_i &= 3 \times D_t \\ &= 1/3 \times 77,63 \text{ in} \\ &= 25,88 \text{ in} = 0,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_1 &= 2,7 \times D_i \\ &= 2,7 \times 25,88 \text{ in} \\ &= 69,86 \text{ in} = 1,77 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_i &= 1,3 \times D_i \\ &= 1,3 \times 25,88 \text{ in} \\ &= 33,64 \text{ in} = 0,85 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w &= 0,10 \times D_i \\ &= 0,10 \times 25,88 \text{ in} \\ &= 2,588 \text{ in} = 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = 1/4 \times D_i$$



$$\begin{aligned}
 &= 0,25 \times 25,88 \text{ in} \\
 &= 6,47 \text{ in} = 0,16 \text{ m} \\
 h &= 1/5 \times D_i \\
 &= 0,2 \times 25,88 \text{ in} \\
 &= 5,18 \text{ in} = 0,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Jumlah Pengaduk

Mencari jumlah pengaduk ditentukan berdasarkan table halaman 288 *chemical proses equipment* (Walas, 1990)

Viscosity [cP (Pa sec)]	Maximum level $h/D_t$	Number of Impellers
<25,000 (<25)	1.4	1
<25,000 (<25)	2.1	2
>25,000 (>25)	0.8	1
>25,000 (>25)	1.6	2

Tinggi cairan dalam tangki mixer (H) = 9,55 ft

Diameter tangki mixer (Dt) = 77,63 in = 6,48 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Maximum level} &= \frac{H}{D_t} \\
 &= \frac{9,55 \text{ ft}}{6,48 \text{ ft}} = 1,4
 \end{aligned}$$

Jadi jumlah pengaduk (*impeller*) untuk H/Dt sebesar 1,4 adalah 1 buah.

### Kecepatan Putar Pengaduk

Kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$U = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}$$

$$WELH = H_i \times S_g$$

Dimana,

H<sub>i</sub> : Tinggi cairan total di dalam mixer (in)

S<sub>g</sub> : *Specific gravity* (S<sub>g</sub> = 1,0188)

WELH: *Water Equivalent Liquid Height* (ft)

D<sub>i</sub> : Diameter pengaduk (ft)

U : Kecepatan putar pengaduk (rpm)

Menggunakan persamaan diatas, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 9,56 \text{ ft} \times 1,0188 \\ &= 9,73 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{600}{\pi \times 2,16 \text{ ft}} \sqrt{\frac{9,73 \text{ ft}}{2 \times 2,16 \text{ ft}}} \\ &= 133,08 \text{ rpm} \\ &= 2,22 \text{ rps} \end{aligned}$$

### Perhitungan Daya Pengadukan

Daya yang dibutuhkan untuk proses pengadukan dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$P = \frac{P_o \times \rho \times U^3 \times D_i^5}{g_c}$$

Dimana,

P = Daya pengaduk

P<sub>o</sub> = Power number

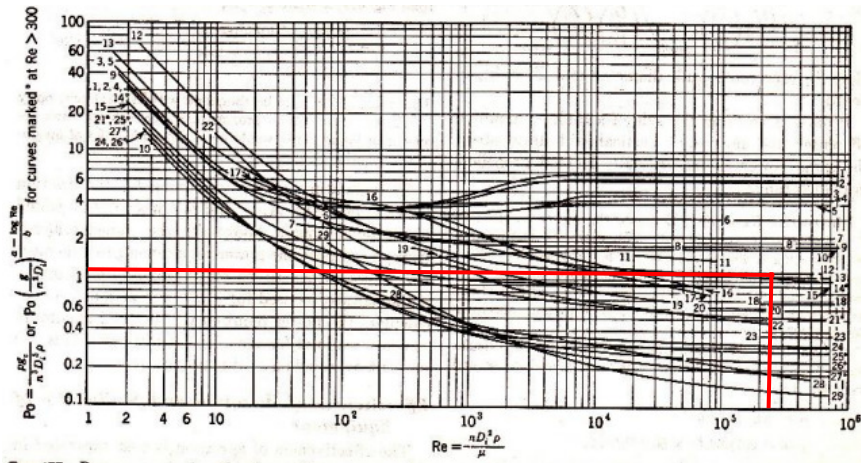
ρ = Densitas campuran

D<sub>a</sub> = Diameter impeller

g<sub>c</sub> = 9,8 m/s<sup>2</sup> = 32,2 ft/s<sup>2</sup>

Mencari Bilangan Reynolds menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times U \times D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{1.018,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,22 \text{ rps} \times (0,66 \text{ m})^2}{0,003852 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} = 253.392,85 \end{aligned}$$



Berdasarkan nilai Re, dari *Unit Operation* Fig. 4.77 Hal 507 (Brown, 1987) diperoleh  $Po = 1,2$

$$P = \frac{1,2 \times 63,57 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (2,22 \text{ rps})^3 \times (2,16 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 1.205,81 \text{ lb.ft/s}$$

$$= 2,192 \text{ Hp}$$

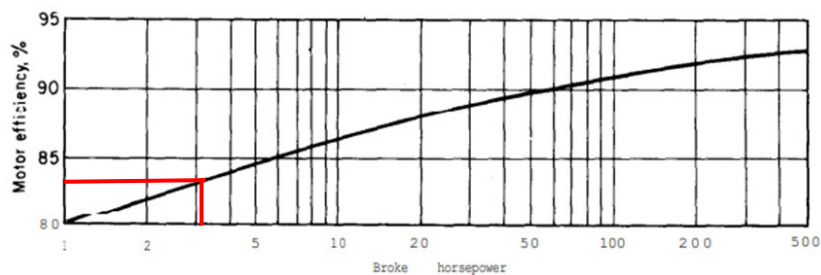
*Gain losses* (kebocoran daya pada proses dan bearing) = 30% sehingga:

$$P_i = P + 0,3P_i$$

$$P = P_i - 0,3P_i = 0,7P_i$$

$$P_i = \frac{2,192 \text{ Hp}}{0,7}$$

$$P_i = 3,131 \text{ Hp}$$



Dari grafik 14.38 Timmerhause, hal-521 diperoleh efisiensi motor penggerak sebesar 83% sehingga diperoleh daya penggerak motor sebesar:

$$\text{Power motor} = \frac{P}{\eta} = \frac{3,131 \text{ Hp}}{83\%} = 3,773 \text{ Hp}$$

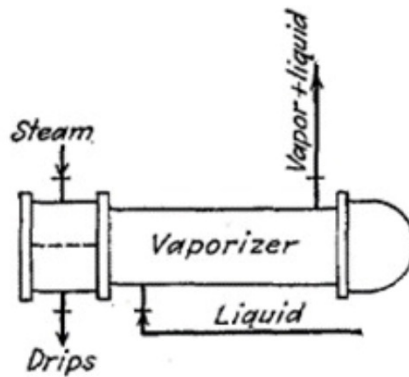
P standar = 5 Hp

### Resume Spesifikasi Mixer 101 (MX-101)

Fungsi	: Tempat pengenceran <i>monoetanolamine</i> ( $C_2H_7NO$ ) menggunakan air ( $H_2O$ )
Kode	: MX-101
Tipe	: Silinder tegak, <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah Tangki	: 1 buah
Suhu Penyimpanan	: 30°C
Waktu Tinggal	: 1 jam
Tekanan <i>Design</i>	: 1,54 atm
Volume <i>Design</i> Tangki	: 2,37 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 3,94 m
Tinggi Head Tangki	: 0,39 m
Tinggi Total Tangki	: 4,73 m
ID	: 1,97 m
OD	: 1,98 m
Tebal Tangki	: 0,005 m
Jenis Pengaduk	: <i>Paddle with 2 blades</i>
Jumlah Pengaduk ( <i>Impeller</i> )	: 1 buah
Power motor	: 5 Hp

#### 11. Vaporizer (VP-101)

Fungsi	: Menguapkan umpan keluar dari MX-101
Kode	: VP-101
Tipe	: <i>Shell and Tube Exchanger</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Gambar	:



(Sumber: Kern, 1965)

### Kondisi Operasi

Suhu masuk	= 60,61°C = 141,10°F
Suhu keluar	= 174,08°C = 345,34°F
Tekanan operasi	= 1 atm = 14,70 psia
Fraksi uap masuk	= 0
Fraksi uap keluar	= 80%
Komponen	= MEA dan H <sub>2</sub> O

### Sifat Fisis Umpan Masuk

Tabel C.10 Spesifikasi Bahan Baku dalam VP-101

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	$X_i$	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\mu$ (lb/ft.jam)	$C_p$ (Btu/lb.F)
MEA	2.505,85	61,08	0,9899	61,17	11,29	0,86
H <sub>2</sub> O	7,54	18,02	0,0101	63,82	1,00	1,00
<b>Total</b>	<b>2.513,39</b>		<b>1,0000</b>			<b>1,86</b>

Total <i>Flowrate</i>	= 5.539,51 lb/jam
<i>Flowrate</i> uap	= 80% × 5.539,51 lb/jam = 4.431,61 lb/jam
<i>Flowrate</i> cairan	= 5.539,51 lb/jam - 4.431,61 lb/jam = 1.107,90 lb/jam
Densitas campuran	= 61,47 lb/ft <sup>3</sup>

Viskositas campuran	= 12,13 lb/ft.jam
Cp campuran	= 0,86 Btu/lb.°F
BM campuran	= 60,65 lb/lbmol
Q steam	= 3.147.001,92 kJ/jam = 2.983.357,82 Btu/jam

### Perhitungan Desain Pemanas

Perhitungan desain pemanas vaporizer-101 dilakukan berdasarkan referensi *Process Heat Transfer* (Kern,1965).

**Fluida Panas (Shell Side) = Saturated Steam**

Massa Steam (Ms) = 1.892,82 kg/jam = 4.172,95 lb/jam

T<sub>1</sub> = 260°C = 500°F

T<sub>2</sub> = 260°C = 500°F

**Fluida Dingin (Tube Side) = Arus dari MX-101**

Massa (W) = 2.513,39 kg/jam = 5.541,07 lb/jam

t<sub>1</sub> = 60,61°C = 141,10°F

t<sub>2</sub> = 174,08°C = 345,34°F

Perubahan entalpi umpan di vaporizer ( $\Delta H$ )

$$\begin{aligned}\Delta H &= C_p \times (T_2 - T_1) \\ &= 0,86 \text{ Btu/lb.F} \times (345,34^\circ\text{F} - 141,10^\circ\text{F}) \\ &= 175,96 \text{ Btu/lb}\end{aligned}$$

Energi yang dibutuhkan saat *preheating* (q<sub>p</sub>)

$$\begin{aligned}q_p &= F \times \Delta H \\ &= 5.539,51 \text{ lb/jam} \times 175,96 \text{ Btu/lb} \\ &= 974.750,16 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

Energi yang dibutuhkan saat *vaporizing* (q<sub>v</sub>)

$$\begin{aligned}q_v &= V \times \Delta H \\ &= 4.431,61 \text{ lb/jam} \times 175,96 \text{ Btu/lb} \\ &= 779.800,13 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

### Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)

Tabel C.13 Data Fluida Panas dan Dingin Vaporizer VP-101

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
500	Suhu tinggi	345,34	154,66
500	Suhu rendah	141,10	358,90

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} && \text{Pers 5.14 (kern, 1965)} \\ &= 242,62^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Selisih suhu rata-rata logaritmik saat *preheating* ( $\Delta T_p$ )

$$\Delta T_p = 242,62^\circ\text{F}$$

Selisih suhu *steam* dengan suhu umpan keluar ( $\Delta T_h$ )

$$\Delta T_h = 500 - 358,90 = 141,10^\circ\text{F}$$

Selisih suhu *steam* dengan suhu umpan masuk ( $\Delta T_c$ )

$$\Delta T_c = 500 - 154,66 = 345,34^\circ\text{F}$$

Selisih suhu *steam* dan suhu umpan keluar saat *vaporizing* ( $\Delta T_v$ )

$$\Delta T_v = 500 - 358,90 = 141,10^\circ\text{F}$$

Sehingga, diperoleh:

$$\begin{aligned} \Delta T_w &= \frac{Q_{\text{total}}}{\frac{q_p}{\Delta T_p} + \frac{q_v}{\Delta T_v}} \\ &= \frac{(974.750,16 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} + 779.800,13 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}})}{\frac{974.750,16 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{243,22^\circ\text{F}} + \frac{779.800,13 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{154,66^\circ\text{F}}} \\ &= 193,88^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *Surface Area* (A)

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *Hot fluid steam* dan *cold fluid heavy organic*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  6-60 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 60$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{3.147.001,92 \text{ Btu/jam}}{60 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 242,62 \text{°F}} \\
 &= 204,94 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $A > 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Shell and Tube* (Hal.103, Kern 1965).

### **Klasifikasi Shell and Tube**

Tabel 9 Hal-842 (Kern, 1965) dipilih *Triangular pitch 3/4 in. OD tubes on 15/16 in.*

Panjang tube (L) = 15 ft = 180 in = 4,572 m

OD = 3/4 in = 0,019 m

Tube pitch (Pt) = 15/16 in = 0,94 m

Number of passes = 2

Tabel 10 Hal-843 (Kern, 1965), diperoleh:

BWG = 16

IDt = 0,62 in = 0,016 m

Flow area per tube (at') = 0,302 in<sup>2</sup>

Tube surface area (a'') = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''} \\
 &= \frac{204,94 \text{ ft}^2}{15 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 69,6
 \end{aligned}$$

Nt Standar = 98 ... (Tabel 9 Hal-842, kern 1965.)

IDs = 12 in = 0,31 m ... (Tabel 9 Hal-842, kern 1965.)

$$\begin{aligned}
 \text{Baffle Spacing} &= 0,75 \times \text{IDs} \\
 &= 0,75 \times 12 \text{ in} \\
 &= 9 \text{ in} = 0,23 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$C'' = P_t - OD_t$$

$$= 0,188 \text{ in}$$

### Koreksi Nilai $U_D$ dan $A$ Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$A_{\text{koreksi}} = N_t \times L \times a''$$

$$= 98 \times 15 \text{ ft} \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 288,56 \text{ ft}^2$$

$$U_{D\text{koreksi}} = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{2.983.357,82 \text{ Btu/jam}}{288,56 \text{ ft}^2 \times 242,62^\circ\text{F}}$$

$$= 42,613 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Tinjau Perhitungan Shell Side

$$at' = 0,302 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Hal-843, kern 1965})$$

$$\text{flow area (at)} = \frac{N_t \times at'}{144 \times n}$$

$$= \frac{98 \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 2}$$

$$= 0,102 \text{ in}^2$$

$$\text{Laju alir (Gt)} = \frac{ms}{at}$$

$$= \frac{4.172,95 \text{ lb/jam}}{0,102 \text{ in}^2}$$

$$= 40.607,19 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 0,867 \text{ lb/ft}^3$$

Pada  $T = 500^\circ\text{F}$ , diperoleh  $\mu = 0,027 \text{ cp} = 0,0653 \text{ lb/ft.jam}$  (Fig 15, Hal.824, Kern 1965).

$$D = ID_t = 0,620 \text{ in} = 0,052 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$Re = \frac{D \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,052 \text{ ft} \times 40.607,19 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0653 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 32.109,55 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

$$hi_o = 1.500 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \quad (\text{Hal. 466. Kern 1965})$$

### Tinjau Perhitungan Tube Side

$$\text{Baffle Spacing (B)} = 9 \text{ in}$$

$$C'' = 0,188 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{ID_s \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

$$= \frac{12 \times 0,188 \times 9}{144 \times \left(\frac{15}{16}\right)}$$

$$= 0,15 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{5.539,51 \text{ lb/jam}}{0,15 \text{ ft}^2} = 36.930,08 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$De = 0,55 \text{ in} = 0,0458 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

### Preheating

$$T_p = 242,62^\circ\text{F}$$

Pada  $T = 242,6^\circ\text{F}$ , diperoleh  $\mu = 0,0547 \text{ lb/ft.jam}$  (Engineer toolbox.com, 2019)

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 36.930,08 \text{ lb/hr.ft}^2}{0,0547 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 30.943,85$$

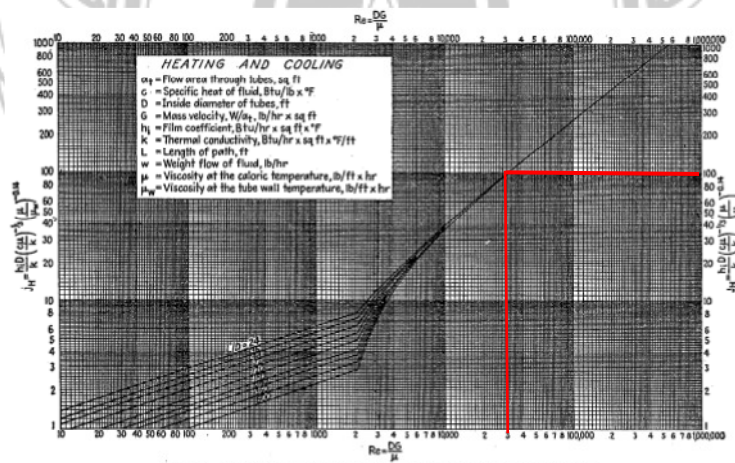


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$J_h = 100 \quad \dots(\text{Fig. 24, Hal.834. Kern 1965})$$

$$C_p = 0,862 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0153 \quad \dots(\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left(\frac{C_p \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{0,862 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 0,055 \text{ lb/ft.h}}{0,0153}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,455 \text{ btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} h_{ip} &= jH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times Pr && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\ &= 100 \times \left(\frac{0,0153}{0,0458 \text{ ft}}\right) \times (1,455) \\ &= 48,57 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

*Clean overall coeficient for preheater (Up)*

$$\begin{aligned} U_p &= \frac{h_{io} \times h_{ip}}{h_{io} + h_{ip}} && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\ &= \frac{1.500 \times 48,57}{1.500 + 48,57} \\ &= 47,05 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

*Clean survace required for preheater (Ap)*

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{q_p}{U_p \times \Delta t_p} && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\ &= \frac{974.750,16 \text{ Btu/jam}}{347,05 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^{\circ}\text{F} \times 242,62^{\circ}\text{F}} \\ &= 85,40 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

***Vaporizing***

$$T_v = T_{out} = 345,34^{\circ}\text{F}$$

Pada  $T = 345,34^{\circ}\text{F}$ , diperoleh  $\mu = 0,167 \text{ lb/ft.jam}$  (Engineeringtoolbox.com, 2019)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D \times G_s}{\mu} && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\ &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 36.930,08 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,167 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 10.123,38 \end{aligned}$$

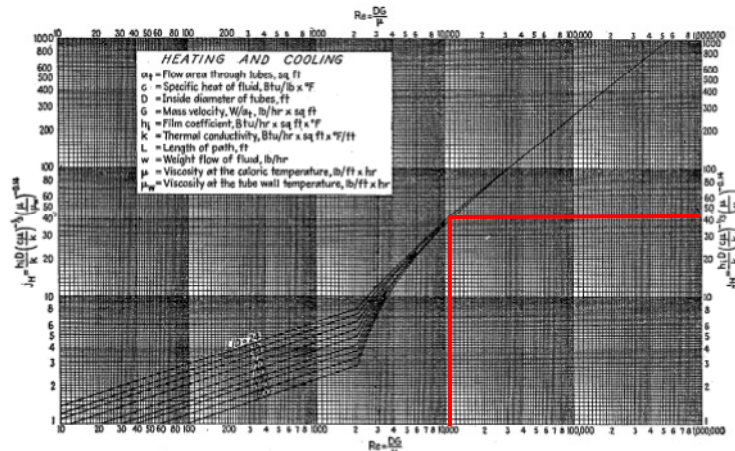


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$J_h = 45 \quad \dots (\text{Fig. 24, Hal.834. Kern 1965})$$

$$C_p = 0,862 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,019 \quad \dots (\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left( \frac{0,862 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 0,167 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}{0,019} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,97 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_{i_v} = jH \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times (Pr) \quad \dots (\text{Hal. 466. Kern 1965})$$

$$= 45 \times \left( \frac{0,019}{0,0458 \text{ ft}} \right) \times 1,97$$

$$= 23,03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

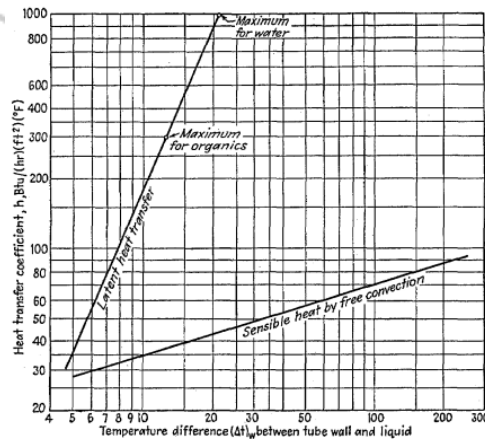


FIG. 15.11. Natural-circulation boiling and sensible film coefficients.

Berdasarkan kern 1965 Fig 15.11 Hal.474,  $h_i$  maksimal *for organic*,  $h_i = 300$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F.

*Clean overall coeficient for vaporizer (U<sub>v</sub>)*

$$\begin{aligned}
 U_v &= \frac{h_{io} \times h_{iv}}{h_{io} + h_{iv}} && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\
 &= \frac{1.500 \times 23,035}{1.500 + 23,035} \\
 &= 35,404 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

*Clean Survace required for vaporizer (A<sub>v</sub>)*

$$\begin{aligned}
 A_v &= \frac{q_v}{U_v \times \Delta t_v} && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\
 &= \frac{779.800,13 \text{ Btu/hr}}{35,404 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \times 154,66\text{°F}} \\
 &= 142,42 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Tinjauan Perhitungan U<sub>c</sub>, U<sub>d</sub> dan R<sub>d</sub>**

$$\begin{aligned}
 A_c &= A_p + A_v && \dots(\text{Hal. 466. Kern 1965}) \\
 &= 85,40 \text{ ft}^2 + 142,42 \text{ ft}^2 \\
 &= 227,81 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

*Weighthed clean overall coefficient (U<sub>c</sub>)*

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(U_p A_p + U_v A_v)}{A_c} && \dots(\text{Hal. 467. Kern 1965}) \\
 &= 39,77 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

*Surface/lin ft of tube = 0,62 ft<sup>2</sup>/ft* ... (Tabel 10 Hal-843, kern 1965)

$$\begin{aligned}
 A_D &= N_t \times L \times ID \\
 &= 91 \times 15 \text{ ft} \times 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 911,4 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{q_{total}}{A_D \times \Delta t_w} && \dots(\text{Hal. 467. Kern 1965}) \\
 &= 9,93 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} && \dots(\text{Hal. 467. Kern 1965}) \\
 &= \frac{39,77 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} - 9,92 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}{39,77 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 9,92 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}} \\
 &= 0,075 \text{ jam.ft}^2.\text{°F}/\text{Btu}
 \end{aligned}$$

**Cek Fluks Maksimum**

$$A = \frac{A_v}{A_c} \times AD = \frac{142,42 \text{ ft}^2}{227,81 \text{ ft}^2} \times 911,4 \text{ ft}^2$$

$$= 569,76 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flux} = \frac{Q_v}{A} = \frac{779.800,13 \text{ Btu/jam}}{569,76 \text{ ft}^2}$$

$$= 1.368,66 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

Berdasarkan *rule of thumb*, untuk menguapkan zat *organic* fluks panas maksimum yang diizinkan sebesar 20.000 Btu/jam.ft<sup>2</sup> dan hasil perhitungan diperoleh fluks pans sebesar 1.368,66 Btu/jam.ft<sup>2</sup> sehingga perancangan vaporizer terpenuhi.

### Perhitungan *Pressure Drop* Pada Vaporizer

Tinjau Perhitungan *shell side*

$$Re = 32.109,55$$

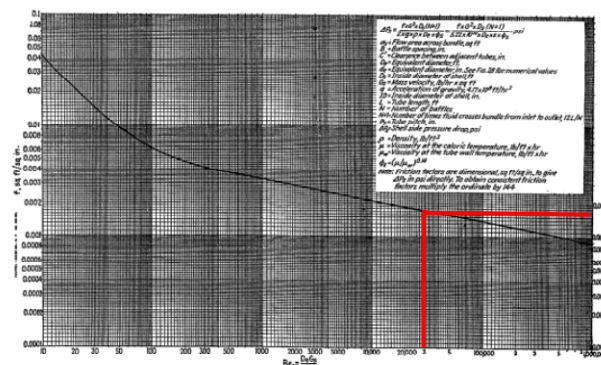


FIG. 26. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836 Kern, 1969), diperoleh:

$$F = 0,0018$$

$$S = \frac{1}{\text{Vs. } 62,5} = 0,222$$

$$\Delta P = \frac{f \times Gt^2 \times l \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times s \times \phi} \quad (\text{pers 7.45 kern hal 148})$$

Dimana,

$$\Delta P = \text{Pressure drop tube side (psi)}$$

$$L = \text{Length tube}$$

$$N = \text{Number of tube passes}$$

Sehingga,

$$\Delta P = \frac{0,0018 \times (40.607,19 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2)^2 \times 2 \times 15 \text{ ft}}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,052 \text{ ft} \times 0,22 \times 1}$$

$$= 0,148 \text{ psi} = 0,01 \text{ atm}$$

### Tinjau Perhitungan *tube side*

$$Re = 9.121,95$$

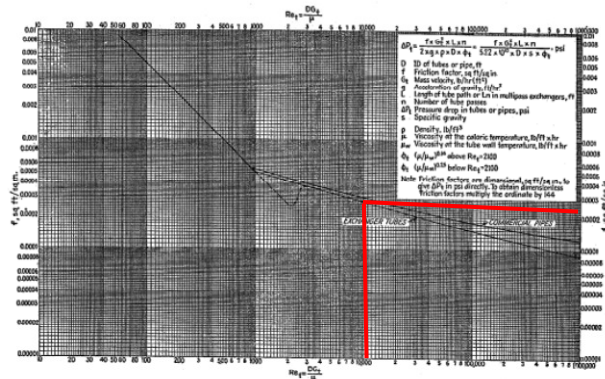


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836, Kern, 1969), Diperoleh nilai:

$$F = 0,00025$$

Panjang *Vaporizing Zone*

$$L_v = 15 \text{ ft}$$

*Num Of Cross*

$$N + 1 = 12 L/B$$

(pers. 7.43 kern hal-147)

$$N = 12 \times \frac{15}{9}$$

$$= 20$$

$$\rho v = \frac{\text{Pops} \times \text{BM}}{R (T + 460)}$$

$$= \frac{14,70 \text{ psi} \times 60,65 \text{ lbm/lb}}{10,731 \text{ ft}^3 \cdot \text{lb/in}^2 \cdot \text{lbmol} \cdot R (345,34 + 460)}$$

$$= 0,1031 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{out} = 0,86 \times 1,02$$

$$= 0,8772$$

$$\rho l = S_{out} \times 62,5$$

$$= 54,83 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{mix} = \frac{F}{62,5 \times \left( \frac{V}{\rho v} + \frac{L}{\rho l} \right)}$$

$$= \frac{5.539,51 \text{ lb/jam}}{62,5 \times \left( \frac{4.431,61 \text{ lb/jam}}{0,0976 \text{ lb/ft}^3} + \frac{1.107,90 \text{ lb/jam}}{54,83 \text{ lb/ft}^3} \right)}$$

$$= 0,002$$

$$S_{inlet} = 0,6100 \quad (\text{Tabel 6 kern})$$

$$\begin{aligned} S_{mean} &= \frac{S_{inlet} + S_{mix}}{2} \\ &= \frac{0,61 + 0,002}{2} \\ &= 0,3060 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{D_s \times f \times G_s^2 \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times s} \\ &= \frac{1 \text{ ft} \times 0,00025 \times (36.930,08 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2})^2 \times 20}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \text{ ft} \times 0,3060} \\ &= 0,0093 \text{ psi} = 0,00063 \text{ atm} \end{aligned}$$

Berdasarkan *rule of thumb*, *pressure drop* baik di *shell side* maupun *tube side* maksimal sebesar 10 psi.

### Resume Spesifikasi Vaporizer (VP-101)

Fungsi : Menguapkan umpan keluar dari MX-101

Kode : VP-101

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

*Vapor Fraction* : 80%

#### **Shell Side**

ID<sub>s</sub> : 0,31 m

*Baffle Spacing* : 0,23 m

U<sub>D</sub> : 9,93 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

U<sub>C</sub> : 39,77 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

R<sub>D</sub> : 0,075 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

ΔP<sub>s</sub> : 0,01 atm

#### **Tube Side**

OD<sub>T</sub> : 0,019 m

ID<sub>T</sub> : 0,016 m

BWG : 16

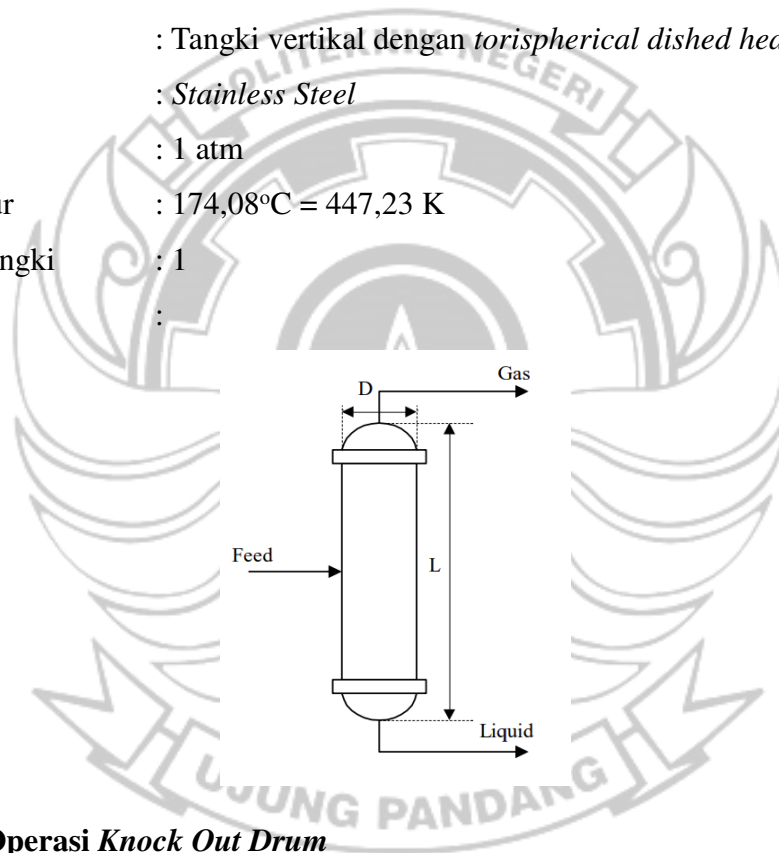
Pitch (PT) : 0,024 m *triangular pitch*



Jumlah Tube (Nt) : 98  
 Panjang Tube (L) : 4,572 m  
 $\Delta P_t$  : 0,00063 atm

## 12. Knock Out Drum (KO-101)

Fungsi : Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar *vaporizer* (VP-101)  
 Kode : KO-101  
 Tipe : Tangki vertikal dengan *torispherical dished head*  
 Bahan : *Stainless Steel*  
 Tekanan : 1 atm  
 Temperatur : 174,08°C = 447,23 K  
 Jumlah Tangki : 1  
 Gambar :



### Kondisi Operasi *Knock Out Drum*

T = 174,08°C = 447,23 K  
 P = 1 atm = 14,7 psi  
 Komponen = MEA dan H<sub>2</sub>O

### Spesifikasi umpan masuk dan produk keluar KO-101

Tabel C.11 Spesifikasi Umpan Masuk KO-101

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Zi
MEA	2.505,85	61,08	0,9899
H <sub>2</sub> O	7,54	18,02	0,0101
<b>Total</b>	<b>2.513,39</b>		<b>1,0000</b>

Tabel C.12 Spesifikasi Vapor dalam KO-101

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Yi	BM <sub>mix</sub> (kg/kmol)
MEA	2.004,68	61,08	0,9900	60,47
H <sub>2</sub> O	6,03	18,02	0,0100	0,179
<b>Total</b>	<b>2.010,71</b>		<b>1,0000</b>	<b>60,66</b>

$$W_v = 2.010,71 \text{ kg/jam} = 1,23 \text{ lb/s}$$

$$BM_v = 60,66 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{P \times BM_v}{RT} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 60,66 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ atm m}^3/\text{kmol.K} \times 447,23 \text{ K}} \\ &= 1,65 \text{ kg/m}^3 = 0,10 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Tabel C.13 Spesifikasi *Liquid* dalam KO-101

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Xi	BM <sub>mix</sub> (kg/kmol)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{mix}$ (kg/m <sup>3</sup> )
MEA	501,17	61,08	0,9891	60,42	845,62	836,44
H <sub>2</sub> O	1,51	18,02	0,0097	0,17	712,62	6,88
<b>Total</b>	<b>502,68</b>		<b>1,0000</b>	<b>60,59</b>		<b>843,32</b>

$$W_l = 502,68 \text{ kg/jam} = 0,307 \text{ lb/s}$$

$$BM_l = 60,59 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_l = 873,47 \text{ kg/m}^3 = 54,51 \text{ lb/ft}^3$$

#### Perhitungan *Settling Velocity*

$$U_t = 0,07 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad \dots \text{ (pers. 10.10 Coulson 6th ed, 1983)}$$

$$= 0,07 \times \sqrt{\frac{873,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$= 1,61 \text{ m/s}$$

### Perhitungan Gas Volumetric Flowrate

$$\text{Laju alir vapor } (Q_v) = \frac{W_v}{\rho_v} = \frac{2.010,71 \text{ kg/jam}}{1,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3.600}$$

$$= 0,34 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Perhitungan Diameter Vessel

$$ID_v = \sqrt{\frac{4 \times Q_v}{\pi \times U_v}} \quad \dots \text{ (pers. 10.11 Coulson 6th ed, 1983)}$$

Dimana:

$ID_v$  : Diameter vessel (m)

$Q_v$  : Laju alir volumetrik gas ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$U_v$  : Ut, jika demister digunakan (m/s)

$$ID_v = \sqrt{\frac{4 \times 0,34 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \times 1,61 \text{ m/s}}}$$

$$= 0,517 \text{ m}$$

$$r = \frac{0,517}{2} = 0,259 \text{ m}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle

$$ID_n = \sqrt{\frac{4 \times A_n}{\pi}}$$

Dimana:

$ID_n$  : Diameter nozzle (m)

$A_n$  : Luas permukaan pada nozzle ( $\text{m}^2$ )

$$\rho_{mix} \text{ campuran} = \sqrt{\rho_v \times \rho_l} = \sqrt{1,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 873,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 38,009 \text{ kg/m}^3$$

$$(U_n)_{\min} = 60 \times \sqrt{\rho_{mix}} = 60 \times \sqrt{38,009 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 369,908 \text{ m/s}$$

$$Q_f = \frac{W_f}{\rho_{mix} \text{ campuran}}$$

$$= \frac{2.513,39 \text{ kg/jam}}{38,009 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}}$$

$$= 0,018 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_n = \frac{Q_f}{(U_n)_{\min}} = \frac{0,018 \text{ m}^3/\text{s}}{369,908 \text{ m/s}}$$

$$= 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$ID_v = \sqrt{\frac{4 \times A_n}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 0,008 \text{ m} = 0,324 \text{ in}$$

$$ID_v \text{ standar} = 0,364 \text{ in} = 0,009 \text{ m}$$

TABLE 23. DIMENSIONS OF THREADED PIPE

Nominal Pipe Size, in.	Outside Diameter, in.	Low-Carbon Steel Pipe (ASA B36.10)						Underground Water Pipe (AWWA 7A.4), Thickness, in.	Cast-Iron Pipe (ASA A40.5), Thickness, in.	Brass and Copper Pipe (ASTM B42 and B43), Thickness, in.	
		Thickness, in.		Inside Diameter, in.		Transverse Internal Area, sq in.				Standard	Extra Strong
		Schedule 40	Schedule 80	Schedule 40	Schedule 80	Schedule 40	Schedule 80				
1/8	0.405	0.068	0.005	0.289	0.215	0.0589	0.0303	0.068		0.062	0.100
1/4	0.540	0.068	0.119	0.304	0.302	0.1041	0.0716	0.068		0.062	0.123
3/8	0.675	0.091	0.126	0.313	0.323	0.1909	0.1405	0.091		0.090	0.127
1/2	0.840	0.100	0.137	0.422	0.536	0.3039	0.2341	0.100		0.107	0.149
3/4	1.050	0.113	0.154	0.524	0.742	0.5333	0.4324	0.113		0.114	0.157
1	1.315	0.133	0.170	1.049	0.957	0.8639	0.7199	0.133		0.126	0.182
1 1/4	1.600	0.140	0.191	1.380	1.278	1.495	1.283	0.140	0.187	0.146	0.194
1 1/2	1.900	0.145	0.200	1.610	1.500	2.036	1.787	0.145	0.195	0.150	0.203
2	2.375	0.154	0.218	2.067	1.939	3.356	3.058	0.154	0.211	0.150	0.221
2 1/2	2.875	0.203	0.276	2.489	2.323	4.758	4.288	0.203	0.241	0.187	0.280
								Min	Max		
3	3.500	0.216	0.300	3.068	2.900	7.393	6.605	0.215	0.300	0.219	0.304
3 1/2	4.000	0.228	0.318	3.548	3.364	9.888	8.891	0.225	0.318	0.250	0.321
4	4.500	0.257	0.337	4.028	3.826	12.73	11.60	0.225	0.337	0.294	0.341
5	5.563	0.258	0.375	5.047	4.813	20.01	18.19	0.250	0.375	0.250	0.375
6	6.625	0.290	0.432	6.065	5.781	28.80	26.07	0.288	0.432	0.278	0.437
8	8.625	0.322	0.500	7.961	7.625	50.93	45.66	0.288	0.500	0.438	0.500
10	10.750	0.365	0.598	10.620	9.564	78.85	71.84	0.288	0.500	0.438	0.500
12-	12.750	0.406	0.667	11.938	11.376	111.93	101.64	0.288	0.500	0.438	0.375

Berdasarkan Table 23 *Unit Operation* (Brown et al. 1950) dipilih pipa standar dengan NPS 1/4 in, Sch.40. OD standar sebesar 0,540 in = 0,014 m.

### Ketinggian Uap

$$H_v = 36 + \frac{1}{2} OD_s = 36 + \frac{1}{2} \times 0,540 \text{ in}$$

$$= 36,27 \text{ in} = 0,921 \text{ m}$$

### Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned} \text{Laju alir liquid } (Q_l) &= \frac{W_l}{\rho_l} = \frac{0,308 \text{ lb/s}}{54,51 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,0056 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Volumetrik untuk 5 min *hold-up*

$$5 \text{ min} = 300\text{s}$$

$$\begin{aligned} V &= 0,0056 \text{ ft}^3/\text{s} \times 300\text{s} \\ &= 1,69 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_l &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 1,69 \text{ ft}^3}{\pi \times (0,958 \text{ ft})^2} \\ &= 8,057 \text{ ft} = 2,455 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tinggi Total Vessel

$$\begin{aligned} H &= H_v + H_l \\ &= 0,921 \text{ m} + 2,455 \text{ m} \\ &= 3,377 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tebal Dinding

Material konstruksi : *stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	Temperature (°F)						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
<b>Plate Steels</b>												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	7,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	6,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	8,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	8,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	8,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	8,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	8,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	8,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	15 Cr	68,000	...	17,500	6,900	16,100	14,600	14,100	13,800	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	7,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	8,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	7,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	8,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	5,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	7,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	6,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	8,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

$$\text{Join efficiency} = 85\% \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254})$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \quad \dots(\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. Hal.542})$$

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

- $t_s$  : Tebal plat dinding mixer (in)  
 $\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)  
 $H$  : Ketinggian tiap plat dinding mixer relatif terhadap permukaan tanah (ft)  
 $D$  : Diameter dinding mixer (ft)  
 $f$  : *Minimum tensile* (psi)  
 $E$  : *Joint efficiency*  
 $c$  : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal shell sebagai berikut:

$$t_s = \frac{14,7 \text{ psi} \times 10 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 85\%) - (0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,134 \text{ in}$$

Diambil  $t_s$  standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,016 \text{ ft} = 0,005 \text{ m}$  (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

$$OD_{\text{vassel}} = D_v + (2 \times t_s)$$

$$= 1,697 \text{ ft} + (2 \times 0,016 \text{ ft})$$

$$= 1,729 \text{ ft} = 0,527 \text{ m}$$

### Resume Spesifikasi *Knock Out Drum* (KO-101)

- Fungsi : Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar  
*vaporizer* (VP-101)  
 Kode : KO-101  
 Tipe : Tangki vertikal dengan *torispherical dished head*

- Bahan : *Stainless steel*  
 Temperatur :  $174,08^\circ\text{C} = 447,23\text{K}$   
 Tekanan : 1 atm  
 Jumlah Tangki : 1 buah  
*Nozzle*  
 ID : 0,009 m

OD : 0,013 m

**Vessel**

ID : 0,517 m

OD : 0,527 m

Tebal Dinding : 0,005 m

Tinggi Uap : 0,921 m

Tinggi Liquid : 2,456 m

Tinggi Total *Vessel* : 3,377 m

**13. Knock Out Drum (KO-102)**

Fungsi : Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar *condensor* (CD-101)

Kode : KO-102

Tipe : Tangki vertikal dengan *torispherical dished head*

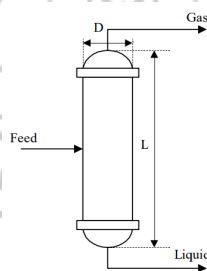
Bahan : *Stainless Steel*

Tekanan : 1 atm

Temperatur :  $98^{\circ}\text{C} = 371,15\text{K}$

Jumlah Tangki : 1

Gambar :



**Kondisi Operasi Knock Out Drum**

T =  $98^{\circ}\text{C} = 371,15\text{K}$

P = 1 atm = 14,7 psi

Komponen = MEA,  $\text{NH}_3$ , EDA, DETA dan  $\text{H}_2\text{O}$

**Spesifikasi Umpan Masuk dan Produk Keluar KO-102**

Tabel C.14 Spesifikasi Umpan Masuk KO-102

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Zi
MEA	238,53	61,08	0,017974
NH <sub>3</sub>	2.713,47	17,03	0,733364
EDA	1.262,63	60,10	0,096702
DETA	412,84	103,17	0,01842
H <sub>2</sub> O	522,66	18,02	0,13354
<b>Total</b>	<b>5.150,13</b>		<b>1</b>

Tabel C.15 Spesifikasi Vapor dalam KO-102

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Yi
NH <sub>3</sub>	2.713,47	17,03	1,000
<b>Total</b>	<b>2.713,47</b>		<b>1,000</b>

$$W_v = 2.713,47 \text{ kg/jam} = 1,67 \text{ lb/s}$$

$$BM_v = 17,03 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{P \times BM_v}{RT} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 17,03 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ atm m}^3/\text{kmol.K} \times 371,15 \text{ K}} \\ &= 0,56 \text{ kg/m}^3 = 0,03 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Tabel C.16 Spesifikasi Liquid dalam Vaporizer VP-101

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Xi	BM <sub>mix</sub> (kg/kmol)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{mix}$ (kg/m <sup>3</sup> )
<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>
MEA	238,53	61,08	0,07	4,12	847,44	57,13
EDA	1.262,63	60,10	0,36	21,80	970,62	352,02
DETA	412,84	103,17	0,07	7,13	910,01	62,86
H <sub>2</sub> O	522,66	18,02	0,50	9,02	978,43	490,03
<b>Total</b>	<b>2.436,66</b>		<b>1,0000</b>	<b>42,06</b>		<b>962,04</b>

$$W_l = 2.436,66 \text{ kg/jam} = 1,49 \text{ lb/s}$$

$$BM_l = 42,06 \text{ kg/kmol}$$



$$\rho_l = 942,26 \text{ kg/m}^3 = 58,80 \text{ lb/ft}^3$$

### Perhitungan *Settling Velocity*

$$\begin{aligned} U_t &= 0,07 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad \dots \text{ (pers. 10.10 Coulson 6th ed, 1983)} \\ &= 0,07 \times \sqrt{\frac{942,26 \text{ kg/m}^3 - 0,56 \text{ kg/m}^3}{0,56 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 2,87 \text{ m/s} \end{aligned}$$

### Perhitungan *Gas Volumetric Flowrate*

$$\begin{aligned} \text{Laju alir vapor (} Q_v \text{)} &= \frac{W_v}{\rho_v} = \frac{2.713,47 \text{ kg/jam}}{0,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3.600} \\ &= 1,35 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### Perhitungan *Diameter Vessel*

$$ID_v = \sqrt{\frac{4 \times Q_v}{\pi \times U_v}} \quad \dots \text{ (pers. 10.11 Coulson 6th ed, 1983)}$$

Dimana:

$ID_v$  : Diameter *vessel* (m)

$Q_v$  : Laju alir volumetrik gas ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$U_v$  :  $U_t$ , jika diameter digunakan (m/s)

$$\begin{aligned} ID_v &= \sqrt{\frac{4 \times 1,35 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \times 2,87 \text{ m/s}}} \\ &= 0,773 \text{ m} = 2,535 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$r = \frac{0,773 \text{ m}}{2} = 0,386 \text{ m} = 15,21 \text{ in}$$

### Perhitungan *Diameter Nozzle*

$$ID_n = \sqrt{\frac{4 \times A_n}{\pi}}$$

Dimana:

$ID_n$  : Diameter *nozzle* (m)

$A_n$  : Luas permukaan pada *nozzle* ( $\text{m}^2$ )

$$\rho_{mix} \text{ campuran} = \sqrt{\rho_v \times \rho_l} = \sqrt{0,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 942,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 22,96 \text{ kg/m}^3$$

$$(U_n)_{\min} = 60 \times \sqrt{\rho_{mix}} = 60 \times \sqrt{22,96 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 287,52 \text{ m/s}$$

$$Q_f = \frac{W_f}{\rho_{mix} \text{ campuran}}$$

$$= \frac{5.150,13 \text{ kg/jam}}{22,96 \text{ kg/m}^3 \times 3600}$$

$$= 0,062 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_n = \frac{Q_f}{(U_n)_{\min}} = \frac{0,062 \text{ m}^3/\text{s}}{287,52 \text{ m/s}}$$

$$= 2,17 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$ID_v = \sqrt{\frac{4 \times A_n}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 2,17 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 0,0166 \text{ m} = 0,653 \text{ in}$$

$$ID_v \text{ standar} = 0,824 \text{ in} = 0,0209 \text{ m}$$

TABLE 23. DIMENSIONS OF THREADED PIPE

Nominal Pipe Size, in.	Outside Diameter, in.	Low-Carbon Steel Pipe (ASA B36.10)						Underground Water Pipe (AWWA 7A.4), Thickness, in.	Cast-Iron Pipe (ASA A40.5), Thickness, in.	Brass and Copper Pipe (ASTM B42 and B43), Thickness, in.	
		Thickness, in.		Inside Diameter, in.		Transverse Internal Area, sq in.				Standard	Extra Strong
		Schedule 40	Schedule 80	Schedule 40	Schedule 80	Schedule 40	Schedule 80				
3/8	0.405	0.008	0.005	0.289	0.215	0.0589	0.0363	0.068	0.062	0.100	
1/2	0.540	0.008	0.110	0.364	0.302	0.1041	0.0716	0.068	0.062	0.122	
3/4	0.675	0.009	0.126	0.413	0.423	0.1909	0.1405	0.091	0.090	0.127	
1	0.840	0.100	0.147	0.422	0.548	0.3039	0.2341	0.100	0.107	0.149	
1 1/4	1.050	0.113	0.154	0.524	0.742	0.5333	0.4324	0.113	0.114	0.157	
1 1/2	1.315	0.133	0.179	1.049	0.957	0.8639	0.7199	0.133	0.126	0.182	
2	1.600	0.140	0.191	1.390	1.373	1.495	1.283	0.140	0.146	0.194	
2 1/2	1.900	0.145	0.200	1.610	1.500	2.039	1.787	0.145	0.105	0.203	
3	2.375	0.154	0.218	2.067	1.939	3.356	3.058	0.154	0.211	0.221	
3 1/2	2.875	0.203	0.276	2.499	2.323	4.788	4.238	0.203	0.211	0.290	
								Min	Max		
3	3.500	0.216	0.300	3.068	2.900	7.393	6.805	0.125	0.309	0.263	0.304
3 1/2	4.000	0.228	0.318	3.548	3.364	9.898	8.891	0.125	0.318	0.250	0.321
4	4.500	0.237	0.337	4.028	3.826	12.73	11.60	0.125	0.337	0.294	0.341
5	5.563	0.258	0.375	5.047	4.813	20.01	18.19	0.150	0.375	0.328	0.375
6	6.625	0.290	0.432	6.065	5.781	28.89	26.07	0.188	0.432	0.378	0.437
8	8.625	0.322	0.500	7.981	7.635	50.83	45.66	0.188	0.500	0.438	0.500
10	10.750	0.365	0.598	10.620	9.564	78.85	71.84	0.188	0.598	0.438	0.565
12	12.750	0.406	0.667	11.938	11.376	111.93	101.64	0.188	0.500	0.438	0.375

Berdasarkan Table 23 *Unit Operation* (Brown et al. 1950) dipilih pipa standar dengan NPS 3/4 in, Sch.40. OD standar sebesar 1,050 in = 0,0267 m.

### Ketinggian Uap

$$\begin{aligned}H_v &= 36 + \frac{1}{2}OD_s = 36 + \frac{1}{2} \times 1,050 \text{ in} \\ &= 36,52 \text{ in} = 0,928 \text{ m}\end{aligned}$$

### Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned}\text{Laju alir liquid } (Q_l) &= \frac{W_l}{\rho_l} = \frac{1,49 \text{ lb/s}}{58,80 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,025 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Volumetrik untuk 10 min *hold-up*

$$10 \text{ min} = 600 \text{ s}$$

$$\begin{aligned}V &= 0,025 \text{ ft}^3/\text{s} \times 600 \text{ s} \\ &= 15,22 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H_l &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 15,22 \text{ ft}^3}{\pi \times (2,535 \text{ ft})^2} \\ &= 3,015 \text{ ft} = 0,918 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi *Vessel*

$$\begin{aligned}H &= H_v + H_l \\ &= 0,928 \text{ m} + 0,918 \text{ m} \\ &= 1,847 \text{ m}\end{aligned}$$

### Tebal dinding

Material konstruksi : *stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,000	13,100	14,000	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Joint efficiency* = 85% ... (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 ... (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad \dots (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana,

$t_s$  : Tebal plat dinding mixer (in)

$\rho$  : Densitas cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

H : Ketinggian tiap plat dinding mixer relatif terhadap permukaan tanah (ft)

D : Diameter dinding mixer (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal shell sebagai berikut:

$$t_s = \frac{14,7 \text{ psi} \times 15,212 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 85\%) - (0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,139 \text{ in} = 0,0035 \text{ m}$$

Diambil  $t_s$  standar  $3/16$  in = 0,1875 in = 0,016 ft = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.88 Tabel 5.6)

$$\begin{aligned}OD_{vessel} &= D_v + (2 \times t_s) \\ &= 0,773 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 0,782 \text{ m}\end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi *Knock Out Drum* (KO-102)

Fungsi : Memisahkan komponen uap-cair pada umpan keluar *condensor* (CD-101)

Kode : KO-102

Tipe : Tangki vertikal dengan *torispherical dished head*

Bahan : *Stainless Steel*

Temperatur :  $77^\circ\text{C} = 350,15 \text{ K}$

Tekanan : 1 atm

Jumlah Tangki : 1 buah

#### *Nozzle*

ID : 0,0209 m

OD : 0,0267 m

#### *Vessel*

ID : 0,772 m

OD : 0,782 m

Tebal Dinding : 0,005 m

Tinggi Uap : 0,928 m

Tinggi Liquid : 0,919 m

Tinggi Total *Vessel* : 1,847 m

### 14. *Heater* (H-101)

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA dan H<sub>2</sub>O dari *Knock Out Drum* (KO-101) menuju *Compressor* (CP-102)

Tipe : *Double Pipe*

#### Kondisi Operasi

Suhu operasi (T)

- Temp. fluida *steam* masuk (T1) = 260°C = 500°F
- Temp. fluida *steam* keluar (T2) = 260°C = 500°F
- Temp. fluida dingin masuk (t1) = 174,08°C = 345,34°F
- Temp. fluida dingin keluar (t2) = 233,95°C = 453,11°F

Tekanan operasi (P) = 1 atm

Panas total masuk (Q) = 233.585,24 kJ/jam = 221.438,81 btu/jam

### Menghitung LMTD

Jenis aliran: *Counter Current*

Tabel C.17 Data Fluida Panas dan Dingin *Heater H-101*

	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Δt (°F)
T1	500	t2	453,11	46,89
T2	500	t1	345,34	154,66

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{55,26^\circ\text{F} - 8,1^\circ\text{F}}{\ln \left( \frac{55,26^\circ\text{F}}{8,1^\circ\text{F}} \right)} \\ &= 90,3^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} \text{T rata-rata fluida } \textit{steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{260^\circ\text{C} + 260^\circ\text{C}}{2} \\ &= 260^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T rata-rata fluida dingin} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{233,95^\circ\text{C} + 174,08^\circ\text{C}}{2} \\ &= 204,02^\circ\text{C} = 399,227^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *surface area* (A)

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *hot fluid steam* dan *cold fluid heavy organic*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  6-60 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 30$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{221.438,81 \text{ Btu/jam}}{30 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 90,30 \text{°F}} \\
 &= 81,74 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih Heat Exchanger dengan jenis *Double pipe* (hal.840, kern, 1965).

### Spesifikasi Pipa

Anulus: (Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844)

- NPS = 2 ½ in
- OD (Do) = 2,88 in = 0,24 ft = 0,073 m
- ID (Di) = 2,323 in = 0,194 ft = 0,059 m
- $a'a$  (flow area per pipe anulus) = 4,23 in<sup>2</sup> = 0,029 ft<sup>2</sup>
- Sch num = 80

Tubel/inner pipe: (Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844)

- NPS = 1 ½ in
- OD (do) = 1,9 in = 0,158 ft = 0,048 m
- ID (di) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,038 m
- $a'p$  (flow area per pipe anulus) = 1,76 in<sup>2</sup> = 0,012 ft<sup>2</sup>
- Sch num = 80

Hairpin

Panjang 1 hairpin = 40 ft = 12,19 m

**Anulus: Fluida Steam**

*Flow Area (Aa)*

$$\begin{aligned} Aa &= \frac{1}{4} \pi (Di^2 - do^2) \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 ((0,194 \text{ ft})^2 - (0,158 \text{ ft})^2) \\ &= 0,0097 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter Ekuivalen (De)

$$\begin{aligned} De &= \frac{(Di^2 - do^2)}{do} \quad \dots(\text{Kern, 1965Hal. 105}) \\ &= \frac{(0,194^2 - 0,158^2)}{0,158} \\ &= 0,078 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kecepatan Aliran Massa (Ga)

$$\begin{aligned} w_{\text{steam}} &= 140,49 \text{ kg/jam} \\ &= 309,74 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ga &= \frac{w}{Aa} \\ &= \frac{309,74 \text{ lb/jam}}{0,0097 \text{ ft}^2} \\ &= 31.807,03 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (Re<sub>a</sub>)

$$\begin{aligned} \mu &= 0,029 \text{ cP} \\ &= 0,070 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_a &= De \times \frac{Ga}{\mu} \\ &= 0,078 \text{ ft} \times \frac{31.807,03 \text{ lb/h.ft}^2}{0,070 \text{ lb/ft.h}} \\ &= 35.508,81 \end{aligned}$$

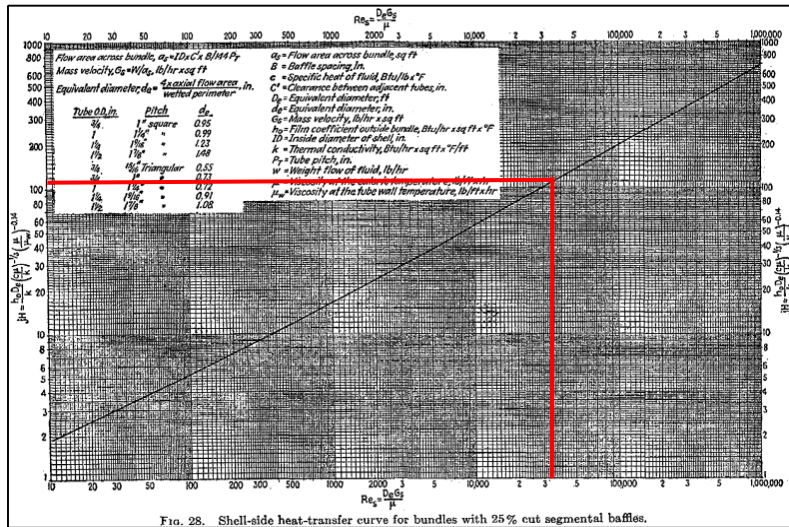
Faktor Panas (jH)

Berdasarkan Re<sub>a</sub> diperoleh:

$$jH = 110$$

(Kern, 1965. Fig. 28 Hal. 838)





### Heat Transfer Coefisien (Outside Fluid) ( $h_o$ )

$$C_p = 0,258 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,070 \text{ lb/ft.h}$$

$$h_o = jH \times \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal. 104})$$

$$= 110 \times \frac{0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{0,078 \text{ ft}} \left( \frac{0,258 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,070 \text{ lb/ft.h}}{0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14}$$

$$= 8,474 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Tube/Inner Pipe: Fluida Dingin

#### Flow Area ( $A_p$ )

$$A_p = \frac{1}{4} \pi d_i^2$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,125 \text{ ft})^2$$

$$= 0,012 \text{ ft}^2$$

#### Kecepatan Massa ( $G_p$ )

$$w = 2.010,71 \text{ kg/jam}$$

$$= 4.432,85 \text{ lb/jam}$$

$$G_p = \frac{w}{A_p}$$

$$= \frac{4.432,85 \text{ lb/jam}}{0,012 \text{ ft}^2}$$

$$= 361.404,57 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan *Reynold* ( $Re_p$ )

$$\begin{aligned} \mu &= 0,83 \text{ cP} \\ &= 2,02 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{di \times G_p}{\mu} \\ &= \frac{0,125 \text{ ft} \times 361.404,57 \text{ lb/h.ft}^2}{2,02 \text{ lb/ft.h}} \\ &= 22.393,93 \end{aligned}$$

Faktor Panas ( $jH$ )

Berdasarkan  $Re_p$  diperoleh:

$$jH = 75 \quad (\text{Kern, 1965. Fig. 28 Hal. 838})$$

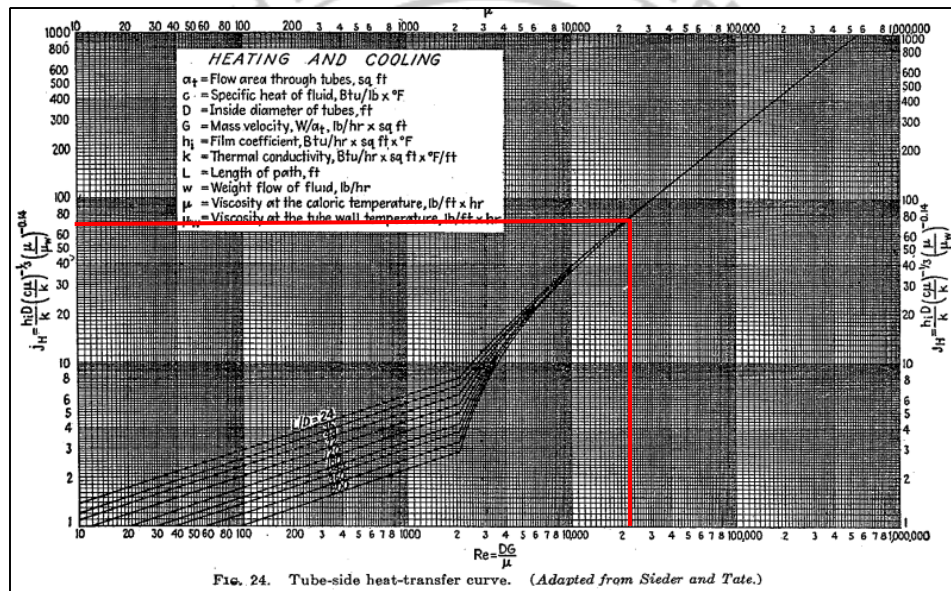


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

*Heat Transfer Coefisien (Inside Fluid) ( $hi$ )*

$$\begin{aligned} Cp &= 0,474 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,0038 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \\ \mu &= 2,02 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

$$hi = jH \times \frac{k}{di} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal. 104})$$

$$\begin{aligned} &= 75 \times \frac{0,0038 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}}{0,125 \text{ ft}} \left( \frac{0,474 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 2,02 \text{ lb/ft.h}}{0,0038 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14} \\ &= 191,241 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$hio = hi \times \frac{di}{do} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal. 105})$$

$$= 191,241 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times \frac{0,125 \text{ ft}}{0,158 \text{ ft}}$$

$$= 150,98 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal. 106})$$

$$= \frac{150,98 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 8,474 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{150,98 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} + 8,474 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$= 301,96 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Panjang Pipa yang dibutuhkan ( $l$ )

$$A_s = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844})$$

$$l = \frac{A}{A_s}$$

$$= \frac{81,74 \text{ ft}^2}{0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 164,14 \text{ ft}$$

Jumlah Hairpin

$$n = \frac{l}{\text{panjang 1 hairpin}}$$

$$= \frac{164,14 \text{ ft}}{40 \text{ ft}}$$

$$= 4,103 \text{ hairpin}$$

$$= 5 \text{ hairpin}$$

Luas Permukaan Aktual ( $A_{\text{aktual}}$ )

$$A_{\text{aktual}} = n \times \text{panjang 1 hairpin} \times A_s$$

$$= 5 \times 40 \text{ ft} \times 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 99,6 \text{ ft}^2 = 9,25 \text{ m}^2$$

Panjang Total ( $L$ )

$$L = n \times \text{panjang 1 hairpin}$$

$$= 5 \times 40 \text{ ft}$$

$$= 200 \text{ ft} = 60,96 \text{ m}$$

Faktor Pengotor Aktual

$$U_d \text{ Aktual} = \frac{Q}{A_{\text{aktual}} \times \text{LMTD}} \quad \dots(\text{Kern, 1965, Hal. 107})$$

$$= \frac{233.585,24 \text{ Btu/h}}{99,6 \text{ ft}^2 \times 90,30^\circ\text{F}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 24,62 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \\
 \text{Rd} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad \dots(\text{Kern, 1965, Hal. 108}) \\
 &= \frac{301,96 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} - 24,62 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}{301,96 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 24,62 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}} \\
 &= 0.037 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/btu}
 \end{aligned}$$

**Pressure Drop** ...(Kern 1965, Hal 115)

**Pressure Drop Anulus ( $\Delta Pa$ ): Fluida Panas Steam**

$$\begin{aligned}
 \text{De}' &= \text{Di} - \text{do} \\
 &= 0,194 \text{ ft} - 0,158 \text{ ft} \\
 &= 0,035 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}'_a &= \frac{\text{De}' \times \text{Ga}}{\mu} \\
 &= \frac{0,035 \text{ ft} \times 31.807,03 \text{ lb/h.ft}^2}{0,070 \text{ lb/ft.h}} \\
 &= 15.976,02
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 \times \frac{0,264}{\text{Re}'_a^{0,42}} \\
 &= 0,0035 \times \frac{0,264}{15.976,02^{0,42}} \\
 &= 0,008
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times \text{Ga}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times \text{De}'} \\
 &= \frac{4 \times 0,008 \times (31.807,03 \text{ lb/h.ft}^2)^2 \times 1.840 \text{ ft}}{2 \times (4,18 \times 10^8) \times (48,5502 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,035 \text{ ft}} \\
 &= 0,02 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity (V)} &= \frac{\text{Ga}}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{31.807,03 \text{ lb/h.ft}^2}{3600 \times 48,5502 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,182 \text{ f/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_t &= 3 \times \frac{v^2}{2 \times g} \\
 &= 3 \times \frac{(0,182 \text{ f/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2} \\
 &= 0,0015 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_t)}{144} \times \rho$$

$$= \frac{(0,09 \text{ ft} + 0,0015 \text{ ft})}{144} \times 48,5502 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,03 \text{ Psi}$$

**Pressure Drop Inner Pipe ( $\Delta P_p$ ): Fluida Dingin**

$$f = 0,0035 \times \frac{0,264}{\text{Re}_p^{0,42}}$$

$$= 0,0035 \times \frac{0,264}{22.393,93^{0,42}}$$

$$= 0,0074$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times d_i}$$

$$= \frac{4 \times 0,0074 \times (361.404,57 \text{ lb/h.ft}^2)^2 \times 200 \text{ ft}}{2 \times (4,18 \times 10^8) \times (53,2389 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,125 \text{ ft}}$$

$$= 2,62 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p}{144} \times \rho$$

$$= \frac{2,62 \text{ ft}}{144} \times 53,2389 \text{ lb/ft}^3 = 0,97 \text{ Psi}$$

**Resume Spesifikasi Heater (H-101)**

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA dan H<sub>2</sub>O dari *Knock Out Drum* (KO-101) menuju *Compressor* (CP-102)

Kode : H-101

Tipe : *Double Pipe*

Kebutuhan panas : 221.438,81 btu/jam

**Anulus**

OD : 0,073 m

ID : 0,059 m

Pressure drop : 0,03 psi

**Inner**

OD : 0,048 m

ID : 0,038 m

Pressure drop : 0,97 Psi

Jumlah Hairpin : 5 hairpin

Panjang total : 60,96 m

Rd : 0.037 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

## 15. Heater (H-102)

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA, EDA, DETA, H<sub>2</sub>O dan NH<sub>3</sub> dari

KO-102 menuju Menara Destilasi (MD-101)

Tipe : *Double Pipe*

### Kondisi operasi

Suhu operasi (T)

- Temp. fluida *steam* masuk (T1) = 260°C = 500°F
- Temp. fluida *steam* keluar (T2) = 260°C = 500°F
- Temp. fluida dingin masuk (t1) = 98°C = 208,4°F
- Temp. fluida dingin keluar (t2) = 132,8°C = 271,04°F

Tekanan operasi (P) = 1 atm

Panas yang dibutuhkan (Q) = 273.769,12 kJ/jam = 259.533,13 Btu/jam

### Menghitung LMTD

Jenis aliran: *Counter Current*

Tabel C.18 Data Fluida Panas dan Dingin *Heater* H-102

	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Δt (°F)
T1	500	t2 208,4	228,96
T2	500	t1 271,04	291,6

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= 259,02^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} \text{T rata-rata fluida } \textit{steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{260^\circ\text{C} + 260^\circ\text{C}}{2} \\ &= 260^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T rata-rata fluida dingin} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{98^\circ\text{C} + 132,8^\circ\text{C}}{2} \\ &= 115,4^\circ\text{C} = 239,72^\circ\text{F} \end{aligned}$$

## Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *Surface Area* (A)

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *hot fluid steam* dan *cold fluid heavy organic*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  6-60 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 6$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{259.533,13 \text{ Btu/jam}}{6 \text{ btu/hr.ft}^2\text{.F} \times 259,02^\circ\text{F}} \\
 &= 167,00 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Double pipe* (Kern 1965, Hal.103).

### Spesifikasi Pipa

Anulus: (Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844)

- NPS = 2 ½ in
- OD (Do) = 2,88 in = 0,24 ft = 0,073 m
- ID (Di) = 2,323 in = 0,194 ft = 0,059 m
- a'a (*flow area per pipe anulus*) = 4,23 in<sup>2</sup> = 0,029 ft<sup>2</sup>
- Sch num = 80

*Tubel inner pipe*: (Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844)

- NPS = 1 ½ in
- OD (do) = 1,9 in = 0,158 ft = 0,048 m
- ID (di) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,038 m

- $a_p$  (*flow area per pipe anulus*) = 1,76 in<sup>2</sup> = 0,012 ft<sup>2</sup>
- Sch num = 80

Hairpin

Panjang 1 hairpin = 40 ft

**Anulus: Fluida Steam**

*Flow Area (Aa)*

$$\begin{aligned}
 Aa &= \frac{1}{4} \pi (D_i^2 - d_o^2) \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 ((0,194 \text{ ft})^2 - (0,158 \text{ ft})^2) \\
 &= 0,0097 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Ekuivalen ( $D_e$ )

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{(D_i^2 - d_o^2)}{d_o} \dots(\text{Kern 1965, hal.105}) \\
 &= \frac{(0,194^2 - 0,158^2)}{0,158} \\
 &= 0,078 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Aliran Massa ( $G_a$ )

$$\begin{aligned}
 w_{steam} &= 164,66 \text{ kg/jam} = 363,02 \text{ lb/jam} \\
 &= 315,42 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G_a &= \frac{w}{Aa} \\
 &= \frac{363,02 \text{ lb/jam}}{0,0097 \text{ ft}^2} \\
 &= 37.278,82 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold ( $Re_a$ )

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,029 \text{ cP} \\
 &= 0,070 \text{ lb/ft.h} \\
 Re_a &= D_e \times \frac{G_a}{\mu} \\
 &= 0,078 \text{ ft} \times \frac{37.278,82 \text{ lb/h.ft}^2}{0,070 \text{ lb/ft.h}} \\
 &= 41.617,43
 \end{aligned}$$

Faktor Panas ( $jH$ )

Berdasarkan  $Re_a$  diperoleh:

$$jH = 120$$

(Kern, 1965. Fig. 28 Hal. 838)



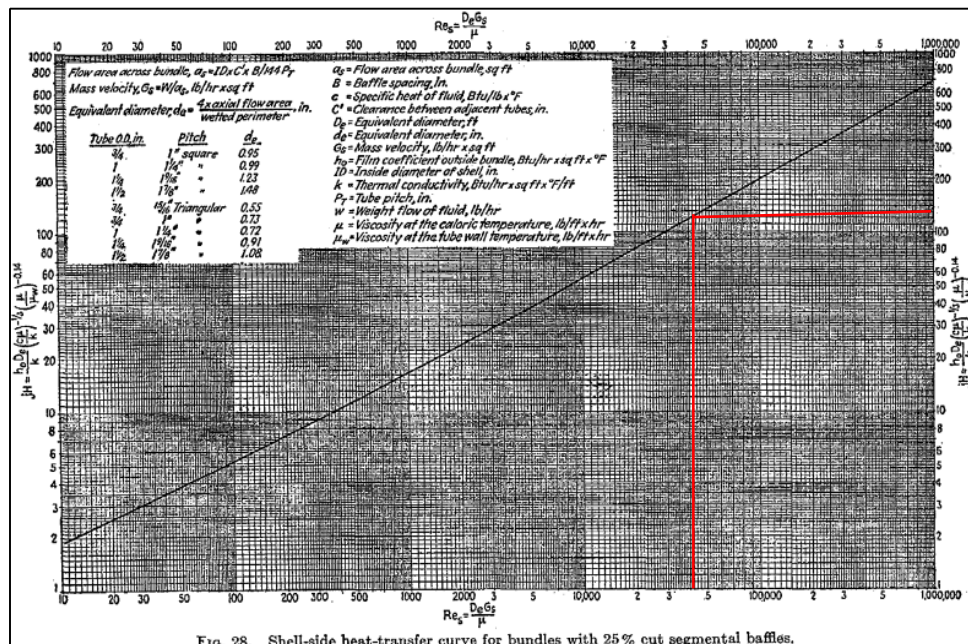


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Heat Transfer Coefisien (Outside Fluid) ( $h_o$ )

$$C_p = 0,258 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,070 \text{ lb/ft.h}$$

$$h_o = jH \times \frac{k}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \dots (\text{Kern, 1965, Hal. 106})$$

$$= 120 \times \frac{0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}}{0,078 \text{ ft}} \left( \frac{0,258 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,070 \text{ lb/ft.h}}{0,0265 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14}$$

$$= 9,244 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

**Tube/Inner Pipe: Fluida Dingin**

Flow Area ( $A_p$ )

$$A_p = \frac{1}{4} \pi d_i^2$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,125 \text{ ft})^2$$

$$= 0,012 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Massa ( $G_p$ )

$$w = 2.436,66 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.371,9 \text{ lb/jam}$$

$$G_p = \frac{w}{A_p}$$

$$= \frac{5.371,9 \text{ lb/h}}{0,012 \text{ ft}^2}$$

$$= 437.964,53 \text{ lb/h.ft}^2$$

Bilangan Reynold ( $Re_p$ )

$$\mu = 0,83 \text{ cP}$$

$$= 2,02 \text{ lb/ft.h}$$

$$Re_p = \frac{di \times G_p}{\mu}$$

$$= \frac{0,125 \text{ ft} \times 437.964,53 \text{ lb/h.ft}^2}{2,02 \text{ lb/ft.h}}$$

$$= 27.137,87$$

Faktor Panas ( $jH$ )

Berdasarkan  $Re_p$  diperoleh:

$$jH = 90$$

(Kern, 1965. Fig. 28 Hal. 838)

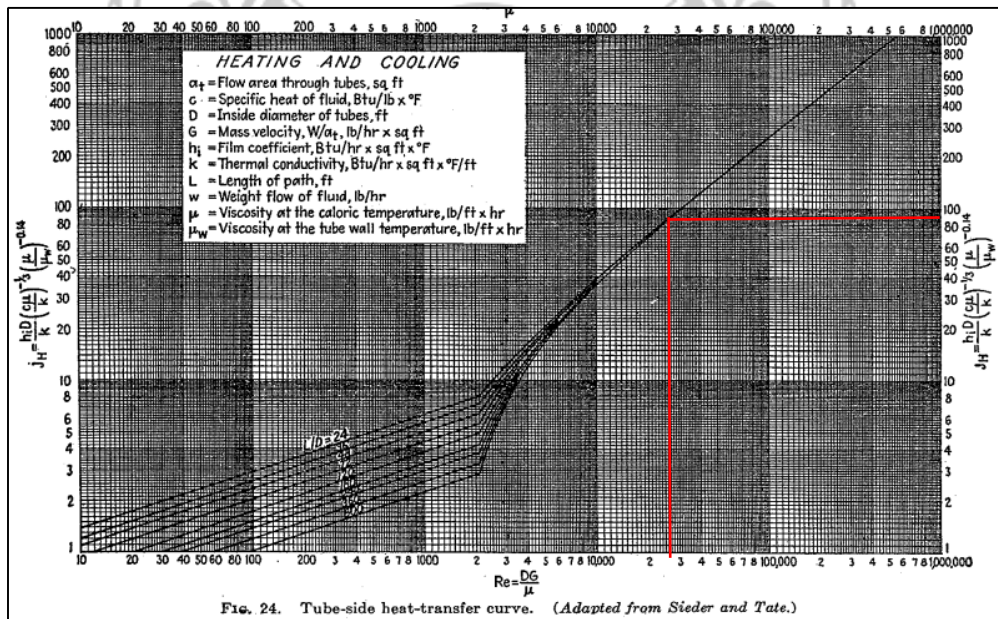


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

Heat Transfer Coefisien (Inside Fluid) ( $h_i$ )

$$C_p = 0,831 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,1416 \text{ Btu/h.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2,02 \text{ lb/ft.h}$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{di} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal.104})$$

$$= 90 \times \frac{0,1416 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{0,125 \text{ ft}} \left( \frac{0,831 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \times 2,02 \text{ lb/ft.h}}{0,1416 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14}$$

$$= 402,53 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{d_i}{d_o} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal.105})$$

$$= 402,53 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times \frac{0,125 \text{ ft}}{0,158 \text{ ft}}$$

$$= 317,78 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

*Clean Overall Coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Hal.107})$$

$$= \frac{317,78 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 9,244 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{317,78 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} + 9,244 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$= 18,488 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Panjang Pipa yang dibutuhkan (l)

$$A_s = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad \dots(\text{Kern, 1965. Tabel 11 Hal. 844})$$

$$l = \frac{A}{A_s}$$

$$= \frac{167,00 \text{ ft}^2}{0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 335,34 \text{ ft}$$

Jumlah Hairpin

$$n = \frac{l}{\text{panjang 1 hairpin}}$$

$$= \frac{335,34 \text{ ft}}{40 \text{ ft}}$$

$$= 8 \text{ Hairpin}$$

Luas Permukaan Aktual (A aktual)

$$A_{\text{aktual}} = n \times \text{panjang 1 hairpin} \times A_s$$

$$= 8 \times 40 \text{ ft} \times 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 167 \text{ ft}^2$$

Panjang Total (L)

$$L = n \times \text{panjang 1 hairpin}$$

$$= 8 \times 40 \text{ ft}$$

$$= 320 \text{ ft} = 97,53 \text{ m}$$

Faktor Pengotor Aktual

$$\begin{aligned}
 \text{Ud Aktual} &= \frac{Q}{A \text{ aktual} \times \text{LMTD}} && \dots(\text{Kern, 1965. Hal.107}) \\
 &= \frac{259.483,03 \text{ Btu/jam}}{167 \text{ ft}^2 \times 259,02^\circ\text{F}} \\
 &= 5,999 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rd} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} && \dots(\text{Kern, 1965. Hal.108}) \\
 &= \frac{18,488 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} - 5,999 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}{18,488 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 5,999 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}} \\
 &= 0.125 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

**Pressure Drop** ...(Kern, 1965. Hal.115)

*Pressure Drop Anulus ( $\Delta Pa$ ): Fluida Panas Steam*

$$\begin{aligned}
 \text{De}' &= D_i - d_o \\
 &= 0,194 \text{ ft} - 0,158 \text{ ft} \\
 &= 0,035 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}'_a &= \frac{\text{De}' \times G_a}{\mu} \\
 &= 18.724,39
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 \times \frac{0,264}{\text{Re}'_a^{0,42}} \\
 &= 0,0035 \times \frac{0,264}{16.269,46^{0,42}} \\
 &= 0,008
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times \text{De}'} \\
 &= \frac{4 \times 0,008 \times (32.391,23 \text{ lb/h.ft}^2)^2 \times 320 \text{ ft}}{2 \times (4,18 \times 10^8) \times (48,5502 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,035 \text{ ft}} \\
 &= 0,15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity (V)} &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,213 \text{ f/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_t &= 3 \times \frac{v^2}{2 \times g} \\
 &= 3 \times \frac{(0,213 \text{ f/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2} \\
 &= 0,0021 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_t)}{144} \times \rho$$

$$= \frac{(0,20 \text{ ft} + 0,0021\text{ft})}{144} \times 48,5502 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,07 \text{ Psi}$$

*Pressure Drop Inner Pipe* ( $\Delta P_p$ ): Fluida Dingin

$$f = 0,0035 \times \frac{0,264}{\text{Re}_p^{0,42}}$$

$$= 0,0071$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times d_i}$$

$$= 6,68 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p}{144} \times \rho$$

$$= \frac{6,68 \text{ ft}}{144} \times 50,051 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 2,32 \text{ Psi}$$

### Resume Spesifikasi *Heater* (H-102)

Fungsi : Memanaskan fluida berupa MEA, EDA, DETA, H<sub>2</sub>O dan NH<sub>3</sub> menuju MD-101

Kode : H-102

Tipe : *Double Pipe*

Kebutuhan panas : 259.533,13 Btu/jam

#### *Anulus*

OD : 0,073 m

ID : 0,059 m

Pressure drop : 0,07 Psi

#### *Inner*

OD : 0,048 m

ID : 0,038 m

Pressure drop : 2,32 Psi

Jumlah Hairpin : 8 hairpin

Panjang total : 97,53 m

Rd : 0.125 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

## 16. Reaktor (R-101)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *monoethanolamine* dan ammonia untuk membentuk *ethylenediamine*.

Kode : R-101

Bentuk : *Single Bed Catalytic* Reaktor

Fase : Gas-gas

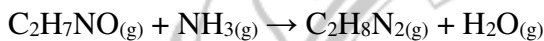
### Kondisi operasi

Suhu : 235°C

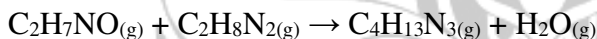
Tekanan : 33 atm : 440,88 psi

Katalis : *Raney nickel*

Reaksi 1:



Reaksi 2:



Konversi total *monoethanolamine* pada reaksi ini adalah sebesar 75,98%. Sebanyak 84% *monoethanolamine* bereaksi membentuk *ethylenediamine* dan sisanya, 16% bereaksi membentuk *diethylenetriamine*.

### Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed single bed reactor* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
2. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
3. Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

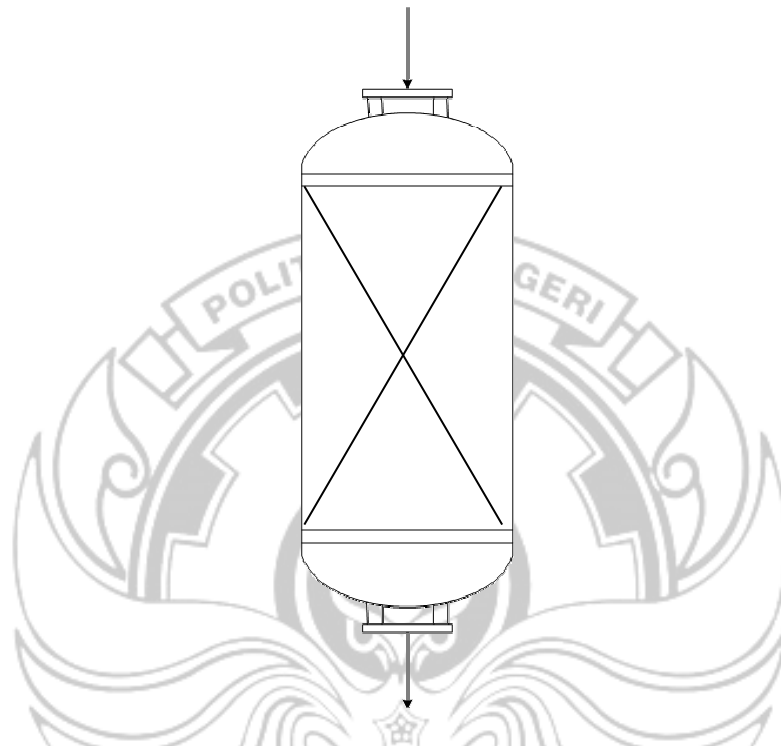
*Input*

P = 30 atm

T = 235°C = 508,15 K

MEA 32,82 kmol/jam

NH<sub>3</sub> 184,34 kmol/jam



*Output*

P = 30 atm

T = 234,84°C = 507,99 K

NH<sub>3</sub> 159,33 kmol/jam

H<sub>2</sub>O 29,01 kmol/jam

EDA 21,01 kmol/jam

MEA 3,91 kmol/jam

DETA 4,00 kmol/jam

Tabel C.19 Kondisi Umpan Masuk Reaktor (R-101)

Komponen	Flowrate (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	mol (kmol/jam)	Zi	BM Campuran
MEA	2.004,680	61,084	32,818	0,151	9,220
NH <sub>3</sub>	3.123,730	17,031	183,414	0,844	14,366
H <sub>2</sub> O	21,730	18,015	1,206	0,006	0,100
<b>Total</b>	<b>5.150,140</b>	<b>96,130</b>	<b>217,439</b>	<b>1,000</b>	<b>23,685</b>

### Densitas umpan gas

$$\rho = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} \quad \dots(\text{Pers 3-51 Smith } et al, \text{ hal 52})$$

$$Z = 1 + \left[ \frac{B \times Pc}{R \times Tc} \right] \times \left[ \frac{Pr}{Tr} \right] \quad \dots(\text{Pers 3-51 Smith } et al, \text{ hal 52})$$

$$B^o = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} \quad \dots(\text{Pers 3-51 Smith } et al, \text{ hal.52})$$

$$B' = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} \quad \dots(\text{Pers 3-51 Smith } et al, \text{ hal 52})$$

Dimana:

T : Suhu masuk

Z : Faktor kompresibilitas

Komponen	mol	yi (mol)	Tc (K)	yi*Tc	Pc (atm)	yi*Pc	wi	wi*yi
MEA	32,82	0,15	638,00	96,29	67,81	10,23	0,80	0,12
NH <sub>3</sub>	183,41	0,84	405,65	342,17	111,31	93,90	0,24	0,20
H <sub>2</sub> O	1,21	0,01	647,13	3,59	217,68	1,21	0,23	0,00
<b>Total</b>	<b>217,44</b>	<b>1,00</b>		<b>442,06</b>		<b>105,34</b>		<b>0,33</b>

Sehingga diperoleh:

$$Tr = \frac{442,06}{508,15} = 1,15$$

$$Pr = \frac{105,34}{30} = 0,28$$

$$B^o = 0,083 - \frac{0,422}{1,15^{1,6}} = -0,25$$

$$B' = 0,139 - \frac{0,172}{1,15^{4,2}} = 0,04$$

$$B^o + \omega \cdot B' = -0,25 + (0,33 \times 0,04) = -0,24$$

$$Z = 1 + [-0,24] \times \left[ \frac{0,28}{1,15} \right] = 0,95$$

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} \rho &= \frac{30 \times 23,685}{0,94 \times 0,082 \times 508,15} \\ &= 18,121 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung Dimensi dan Volume Reaktor

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho \text{ campuran}}$$

Di mana:



$Q$  = Kecepatan volumetri umpan ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )

$\dot{m}$  = Laju alir massa umpan ( $\text{kg}/\text{jam}$ )

$\rho_{\text{mix}}$  = Densitas campuran ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{5.150,14 \text{ kg/jam}}{18,121 \text{ kg/m}^3} \\ &= 284,20 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,079 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### Menghitung Konsentrasi Umpan

Konsentrasi umpan

$$\begin{aligned} C_{AO} &= \frac{FA_0}{Q} \\ &= \frac{32,82 \text{ kmol/jam}}{284,20 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 0,115 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{BO} &= \frac{FB_0}{Q} \\ &= \frac{183,41 \text{ kmol/jam}}{284,20 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 0,079 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Laju reaksi

$$\begin{aligned} -R_A &= k \times C_A C_B \\ &= k \times (C_{AO} - C_{AO} \cdot X_A)(C_{BO} - C_{BO} \cdot X_A) \\ &= k \times C_{AO}^2 \times (1 - X_A) \times (\theta - X_A) \end{aligned}$$

Dimana,

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{C_{BO}}{C_{AO}} \\ &= \frac{0,64 \text{ kmol/m}^3}{0,11 \text{ kmol/m}^3} \\ &= 5,59 \end{aligned}$$

$$K = 0,0314 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$\begin{aligned} -R_A &= 0,0314 \times (0,11 \text{ kmol/m}^3)^2 \times (1 - 75,98\%) \times (5,59 - 75,98\%) \\ &= 0,00048 \text{ kmol/m}^3.\text{jam} \end{aligned}$$

## Menghitung Dimensi dan Volume Reaktor

### Diameter dalam Reaktor

Ketentuan desain reaktor *fixed bed* : range  $D_{\text{reaktor}} = 0,6 \text{ s.d. } 2 \text{ m}$

Dipilih dengan ID standar 60 in = 1,524 m

### Menentukan Tekanan *Design* Reaktor

Tekanan reaktor dengan 20% *overdesign* dari tekanan operasi

$$P_i = 20\% \times 440,88 \text{ psi}$$

$$= 88,17 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_i$$

$$= 440,88 \text{ psi} + 88,17 \text{ psi}$$

$$= 529,05 \text{ psi} = 36 \text{ atm}$$

### Menghitung Tebal *Shell*

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Di mana:

- $ts$  = Tebal *shell* minimum, in
- $P$  = *Design Pressure*, psi
- $r_i$  = Jari-jari dalam reaktor (0,5 ID)
- $f$  = *Maximum allowable stress* psi (table 13.1 Brownell),
- $E$  = Efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)
- $C$  = *Corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan konstruksi dipilih dari *carbon steel* SA 285 C.

Table 13.1. Maximum Allowable Stress Values in Tension for Carbon and Low-alloy Steels, Pounds per Square Inch (11)

From the 1956 ASME Unfired-Pressure-Vessel Code with Permission of the American Society of Mechanical Engineers

Material and Specification	Grade	Nominal Composition	P. Number	Spec Min. Tensile	Notes	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F											
						20 to 650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200
<b>Plate Steels</b>																	
<b>Carbon Steels</b>																	
SA-7	...	...	1	60,000 (1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Flange	...	...	1	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Firebox A	...	...	1	55,000 (4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Firebox B	...	...	1	48,000 (4)	12,000	11,650	10,700	9300	7900	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-113 C	...	...	1	48,000 (1)(3)	11,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 A	...	...	1	40,000	10,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 B	...	...	1	44,000	11,900	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 C	...	...	1	42,000	10,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-201 A	C-Si	...	1	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-201 B	C-Si	...	1	60,000	15,900	14,350	12,950	10,800	8650	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-212 A	C-Si	...	1	65,000	16,250	15,500	13,850	11,400	8950	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-212 B	C-Si	...	1	70,000	17,500	16,600	14,750	12,000	9250	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-283 A	...	...	1	45,000 (1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 B	...	...	1	50,000 (1)(3)	11,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 C	...	...	1	55,000 (1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 D	...	...	1	60,000 (1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-285 A	...	...	1	45,000 (2)(4)	11,250	11,000	10,250	9000	7750	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-285 C	...	...	1	55,000 (2)(4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
<b>Low-alloy Steels</b>																	
SA-302 A	Cr-Mn-Si	...	4	75,000	18,750	17,700	15,650	12,600	9550	6500	4500	2500	...	...	...	...	...

Allowable stress ( $f$ ) = 13.750 psia = 13.735,3 psi

Corrosion allowance ( $C$ ) = 0,125

Efisiensi Pengelasan = 85%

ID = 60,00 in

$r$  = 30,00 in

$$ts = \frac{529,05 \text{ psi} \times 30 \text{ in}}{(13.735,3 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 529,05 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 1,495 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar 1,5 in = 1 1/2 in = 0,0381 m

### Diameter Luar Shell

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

Dimana:

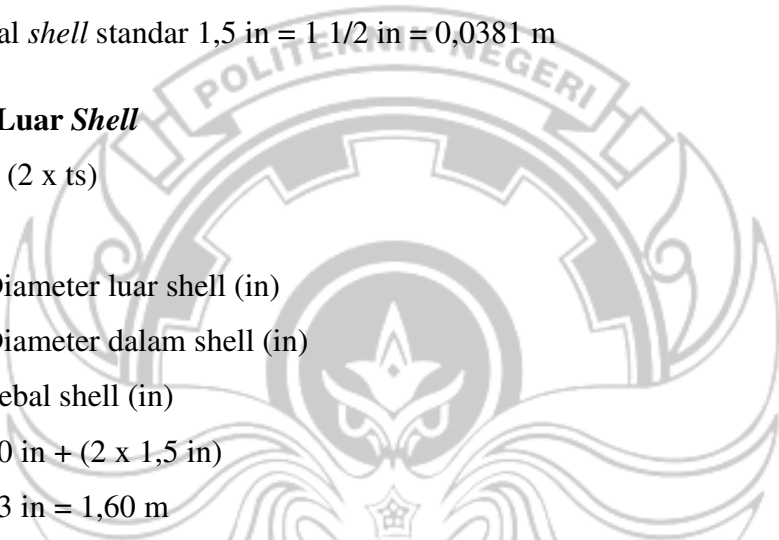
OD = Diameter luar shell (in)

ID = Diameter dalam shell (in)

$ts$  = Tebal shell (in)

$$OD = 60 \text{ in} + (2 \times 1,5 \text{ in})$$

$$= 63 \text{ in} = 1,60 \text{ m}$$



OD	40		42		48		54		60		66		72	
$t$	icr	$r$	icr	$r$	icr	$r$	icr	$r$	icr	$r$	icr	$r$	icr	$r$
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	66	↑	72
5/16	↑	↑	↑	↑	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/8	↑	↑	↑	↑	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1/2	↑	40	↑	↑	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	66	↑	↑
5/8	↑	36	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	60	↑	↑
3/4	2 1/2	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	60	↑	↑
7/8	2 5/8	↑	2 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	72
1	3	↑	3	40	3	↑	3 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	66
1 1/8	3 3/8	↑	3 3/8	42	3 3/8	↑	3 3/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 1/4	3 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 3/4	4 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2	4 1/2	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 1/8	4 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 1/4	5 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑

Berdasarkan Tabel 5.7 Hal.91 *Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh:

Dipilih standar OD 66 in = 1,676 m

$$icr = 4 \frac{1}{2} \text{ in} = 4,5 \text{ in}$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{60 \text{ in}}{4,5 \text{ in}}} \right) \\ = 1,663$$

Dilakukan perhitungan ulang berdasarkan OD standar, diperoleh:

$$ID_{\text{standar}} = OD \text{ standar} - (2 \times \text{tebal standar}) \\ = 66 \text{ in} - (2 \times 1,5 \text{ in}) \\ = 63 \text{ in} = 1,600 \text{ m}$$

### Menghitung Tebal Head

Direncanakan *Head* terbuat dari *Carbon Steel SA 285 grade C* berbentuk *elliptical dished head* karena tekanan operasi yang digunakan > 200 psi. (Brownell & Young, 1979)

Diameter dalam head ( $d_i$ ) = Diameter dalam (ID) = 63 in

Tebal head dicari dengan persamaan 13.10 Brownell:

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot d_i}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad \dots(\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana:

$t_h$  = Tebal *head*, in

P = Tekanan operasi, psi

$d_i$  = Diameter dalam, in

f = *Maximum allowance stress*, psi

E = Efisiensi sambungan

C = *Corroton allowance*

$$t_{\text{head}} = \frac{529,054 \text{ psi} \times 63 \text{ in}}{(2 \times 13.735,3 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 529,054 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ = 1,557 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar  $1 \frac{5}{8} \text{ in} = 1,625 \text{ in} = 0,0413 \text{ m}$

### Menghitung Diameter Luar Head

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

Di mana :

OD = diameter luar head (in)

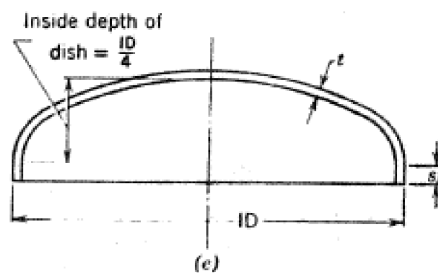
ID = diameter dalam head (in)

Ts = tebal head (in)

OD = 63 in + (2 x 1,625 in)

OD = 66,25 in = 1,682 m

### Menghitung Tinggi Head



Tinggi head dihitung dengan persamaan:

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

Dimana:

th = Tebal head (in)

b = Inside depth of dish (in)

b = ID/4

$$= \frac{63 \text{ in}}{4}$$

$$= 15,75 \text{ in}$$

sf = 3,5 in

...(Brownel Table 5.6 p87)

$$\text{Tinggi Head (OA)} = 1,625 \text{ in} + 15,75 \text{ in} + 3,5 \text{ in}$$

$$= 20,125 \text{ in} = 0,532 \text{ m}$$

### Menghitung Volume Reaktor

Bentuk : Silinder tegak, bentuk atap dan dasarnya *elliptical dished head*

$$V_{head} = 0,000076 \times ID^3$$

...(pers. 5.14, Brownell, 1959)

$$V_{head} = 0,000076 \times (63 \text{ in})^3$$

$$= 19,0036 \text{ ft}^3$$

$$= 0,5381 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times 63^2 \times sf$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{\pi}{4} \times (60 \text{ in})^2 \times 3,5 \text{ in} \\
&= 10.904,83 \text{ in}^3 \\
&= 0,1787 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_{\text{total head}} &= V_{\text{head}} + V_{\text{sf}} \\
&= 0,5381 \text{ m}^3 + 0,1787 \text{ m}^3 \\
&= 0,717 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_{\text{shell}} &= \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times \text{tinggi Shell} \\
&= \frac{\pi}{4} \times (1,6 \text{ m})^2 \times 3,576 \text{ m} \\
&= 7,188 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_{\text{reaktor}} &= V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{total head}} \\
&= 7,188 + (2 \times 0,717) \text{ m}^3 \\
&= 8,622 \text{ m}^3 \\
&= 2.277,63 \text{ gall}
\end{aligned}$$

### Menghitung Penyangga Katalis

Penyangga Katalis (*Catalyst Support*)

*Inert Catalyst Support*

Dipilih bola-bola alumina

Spesifikasi *Support* pada fig.11.9 hal.516 (Rase, 1977):

- Bentuk : Bola
- Bulk Density : 119-130 lb/ft<sup>3</sup>
- Temperatur maksimum : 3450 °F
- *Specific Gravity* : 3,95
- Kekerasan : 9,0 mol *schales*

Tinggi penyangga katalis bagian atas

Terdiri dari 2 variasi

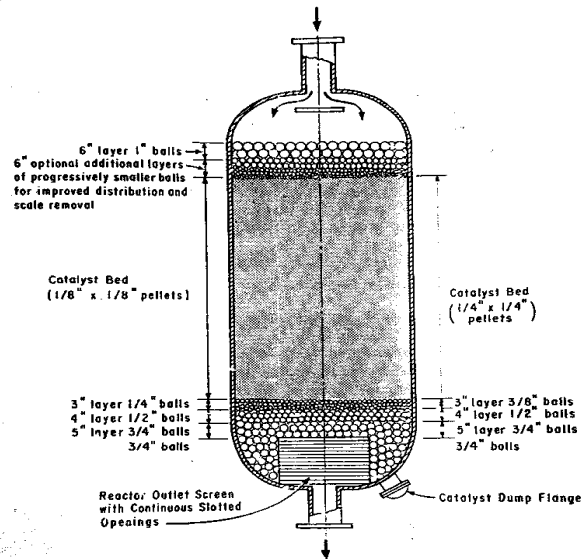
1. 6" layer 1" balls
2. 6" layer 3/4" balls & 1/2" balls

Tinggi penyangga katalis bagian bawah

Terdiri dari 3 variasi:

1. 3" layer 3/8" balls

2. 4" layer 1/2" balls
3. 5" layer 3/4" balls



### Menghitung Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bed} &= 3,5758 \text{ m} \\
 \text{Tinggi support bagian atas} &= 0,3048 \text{ m} \\
 \text{Tinggi support bagian bawah} &= 0,3048 \text{ m} \\
 \text{Tinggi head} &= 0,5302 \text{ m} \\
 \text{Tinggi shell} &= \text{tinggi bed} + \text{tinggi support} + \text{tinggi ruang kosong} \\
 &= 4,716 \text{ m} \\
 \text{Tinggi reaktor total} &= \text{tinggi shell} + 2 \times \text{tinggi head} \\
 &= 4,716 + (2 \times 0,5302) \\
 &= 5,776 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Berat Katalis

$$W = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z \times (1 - e) \times \rho_B$$

Dimana:

W = Berat Katalis (kg)

ID = Diameter dalam shell (m)

Z = Tinggi bed (m)

$\rho$  = Densitas katalis ( $\text{kg/m}^3$ ) = 524,512  $\text{kg/m}^3$

Sehingga,

$$W = \frac{\pi}{4} \times (1,6002 \text{ m})^2 \times 3,576 \text{ m} \times (1-0,325) \times 524,512 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2.544,92 \text{ kg}$$

### Menghitung Waktu Tinggal

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Volume bed} - \text{volume catalyst}}{\text{Debit umpan}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 579})$$

$$V_{\text{Bed}} = \frac{\pi}{4} \times (1,6002 \text{ m})^2 \times 3,576 \text{ m}$$

$$= 7,1881 \text{ m}^3$$

$$\text{Porositas} = 0,325$$

$$V_{\text{Catalyst}} = V_{\text{Bed}} \times (1-\text{porositas})$$

$$= 7,1881 \text{ m}^3 \times (1-0,325)$$

$$= 4,852 \text{ m}^3$$

$$\text{Umpan masuk} = 5.150,14 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 18,121 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit umpan} = \frac{\text{umpan masuk}}{\text{densitas umpan}}$$

$$= 284,205 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,079 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{V_{\text{bed}} \times V_{\text{catalis}}}{\text{debit umpan}}$$

$$= \frac{7,1881 \text{ m}^3 \times 4,852 \text{ m}^3}{0,079 \text{ m}^3/\text{detik}}$$

$$= 29,592 \text{ detik}$$

### Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pipa Pengeluaran Reaktor

Direncanakan diameter pipa masuk dan pipa keluar reaktor sama karena debit aliran sama.

$$\text{Laju alir umpan masuk} = 5.150,14 \text{ kg/jam} = 3,16 \text{ lb/s}$$

$$\text{Densitas umpan } (\rho_o) = 1,06 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit umpan } (Q_f) = \frac{W_T}{\rho_o}$$

$$= \frac{3,16 \text{ lb/s}}{1,06 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2,97 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Diameter optimum } (D_{\text{opt}}) = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad \dots(\text{pers 6.32, Walas 1990})$$



$$= 3,9 \times (2,97)^{0,45} \times (1,06)^{0,13}$$

$$= 6,41 \text{ in}$$

Dipilih menggunakan pipa dengan diameter standar :

Pipa Number 6 schedule 40

OD = 6,625 in = 0,168 m

...(Kern, 1965)

ID = 5,065 in = 0,128 m

Laju alir produk keluar = 5.150,14 kg/jam = 3,16 lb/s

Densitas produk ( $\rho_o$ ) = 1,06 lb/ft<sup>3</sup>

$$\text{Debit produk (Q)} = \frac{W_T}{\rho_o}$$

$$= \frac{3,16 \text{ lb/s}}{1,06 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2,97 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum ( $D_{opt}$ ) = 3,9.  $Q^{0,45}$ .  $\rho^{0,13}$  ... (pers 6.32, Walas, 1990)

$$= 3,9 \times (2,97)^{0,45} \times (1,06)^{0,13}$$

$$= 6,41 \text{ in}$$

Dipilih menggunakan pipa dengan diameter standar :

Pipa Number 6 schedule 40

...(Kern,1965)

OD = 6,625 in = 0,168 m

ID = 5,065 in = 0,128 m

### Resume Spesifikasi Reaktor (R-101)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *monoethanolamine* dan amonia untuk membentuk *ethylenediamine*.

Kode : R-101

Tipe : *Single Bed Catalytic* Reaktor

Tekanan Operasi : 33 atm

Suhu Operasi : 235°C

Suhu Fluida Keluar : 234,84°C

Tinggi Bed Reaktor : 3,5758 m

ID dalam Shell : 1,600 m

OD luar Shell : 1,676 m

Tebal Shell : 0,038 m  
 OD Head : 1,682 m  
 Tebal Head : 0,0413 m  
 Tinggi Head : 0,532 m  
 Tinggi Total Reaktor : 5,776 m  
 Volume Reaktor : 8,622 m<sup>3</sup>  
 Jenis Katalis : *Raney nickel*  
 Massa Katalis : 2.544,92 kg  
 Waktu Tinggal : 29,592 detik  
 Dimensi pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor  
 OD : 0,168 m  
 ID : 0,128 m  
 Laju Alir Produk : 5.150,14 kg/jam

#### 17. *Expansion Valve (EXV-101)*

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran Reaktor 30 atm menjadi 1 atm  
 Kode : EXV-101  
 Tipe : *Centrifugal Expander*  
 Jumlah Alat : 1  
 T<sub>in</sub> : 234,84°C  
 P<sub>in</sub> : 30 atm  
 P<sub>out</sub> : 1 atm

Tabel C.20 Spesifikasi Bahan Baku dalam EXV-101

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	cp (kj/kmol.K)	μ (lb/ft.s)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )
MEA	238,53	3,90	247,14	1,45E-04	14,45
NH3	2.713,47	159,32	7.408,49	4,13E-03	435,47
EDA	1.262,63	21,01	1.879,13	7,87E-04	63,77
DETA	412,84	4,00	428,32	1,73E-04	13,86
H2O	522,66	29,01	1.316,05	7,55E-04	106,78
<b>Total</b>	<b>5.150,13</b>	<b>217,25</b>	<b>11.279,14</b>	<b>0,00599</b>	<b>634,33</b>

$$\text{Massa umpan} = 5.150,13 \text{ kg/jam} = 3,153 \text{ lb/s}$$

$$\rho \text{ umpan} = 634,33 \text{ kg/m}^3 = 39,59 \text{ lb/ft}^3$$

### Perhitungan Suhu Gas Keluar EXV-101

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R} \quad \dots(\text{Pers 3-19 Smith } et \text{ al, hal 23})$$

$$\Delta H = C_p \times T_{in} \times \left[ 1 - \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} \right] \times 0,5$$

$$T_{out} = T_{in} \times \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left( \frac{\Delta H}{C_p} \right)$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

k : Rasio kapasitas panas pada tekanan dan volume konstan

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T<sub>out</sub> : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T<sub>in</sub> : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P<sub>in</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P<sub>out</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$k = \frac{11.279,14}{11.279,14 - 8,314} = 1,00074$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= 11.279,14 \text{ kJ/kmol.K}^2 \times 507,99 \text{ K} \times \left[ 1 - \left( \frac{1 \text{ atm}}{30 \text{ atm}} \right)^{\frac{(1,00074-1)}{1,00074}} \right] \times 0,5 \\ &= 7.173,37 \text{ kJ/kmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= 507,99 \text{ K} \times \left( \frac{1 \text{ atm}}{30 \text{ atm}} \right)^{\frac{(1,00074-1)}{1,00074}} + \left( \frac{7.173,37 \text{ kJ/kmol.K}}{11.279,14 \text{ kJ/kmol.K}} \right) \\ &= 507,35 \text{ K} \\ &= 234,20^\circ\text{C} \end{aligned}$$

### Perhitungan Kerja yang di Bangkitkan EXV-101

$$W_s = \frac{\eta \times m \times \Delta P}{\rho}$$

Efisiensi 80% ...(Tabel 4.6 Ulrich, 1984)

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{80\% \times 3,153 \text{ lb/s} \times 2.116,22 \text{ lb/ft}^2}{39,599 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 134,79 \text{ lb.ft/s} \end{aligned}$$

$$= 4,08 \text{ HP}$$

### Menentukan Diameter EXV-101

Menentukan diameter *valve* dihitung dengan persamaan 5.13 hal 161 ((Coulson and Richardson , 1989)

$$D = 366 \times G^{0,53} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37}$$

Untuk viskositas rendah diperoleh nilai  $\mu^{0,003} = 0,71$

Sehingga,

$$D = 366 \times 3,15^{0,53} \times 0,71 \times 39,59^{-0,37}$$

$$= 122,44 \text{ mm}$$

$$= 4,82 \text{ in}$$

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.036	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.093	0.43
		80†	0.302	0.073		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.498	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.428	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.215	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.894	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.390	1.50	0.435	0.362	2.25
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.398	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.066	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	26.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.626	45.7		2.000	39.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		80†	9.75	74.8		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	48.8
		40	12.25	138	3.655	3.47	54.6
14	14.0	30	13.25	163	4.189	4.00	62.6
		40	13.35	204	4.712	4.52	72.7
16	16.0	30	15.25	231	5.236	5.05	78.6
		40	15.35	284	5.747	5.56	84.0
18	18.0	30	17.25	305	6.263	6.09	94.7
		40	17.35	365			

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Berdasarkan Tabel 11 (Kern, 1983) diperoleh pipa standar:

$$\text{NPS} = 6 \text{ in}$$

$$\text{ScN} = 40$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ in} = 0,154 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,168 \text{ m}$$

$$a't = 28,9 \text{ in}^2$$

### Resume Spesifikasi *Expansion Valve* (EXV-101)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran Reaktor 30 atm menjadi 1 atm  
Kode : EXV-101  
Tipe : *Centrifugal Expander*  
Jumlah alat : 1  
 $T_{in}$  : 234,84°C  
 $T_{out}$  : 234,20°C  
 $P_{in}$  : 30 atm  
 $P_{out}$  : 1 atm  
ID : 0,154 m  
OD : 0,168 m

### 18. *Condensor* (CD-101)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari R-101  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Fluida panas

Laju alir,  $w = 5.150,13 \text{ kg/jam} = 11.356,037 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 234,2^\circ\text{C} = 453,56^\circ\text{F}$

$t_2 = 98^\circ\text{C} = 208,4^\circ\text{F}$

Fluida dingin

Laju alir,  $w = 21.655,02 \text{ kg/jam} = 47.749,319 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$

$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Beban panas *cooler*

$Q = 4.663.071,5 \text{ kJ/jam}$

$= 4.420.591,8 \text{ Btu/jam}$

### LMTD (*log mean temperature Difference*)

Tabel C.21 Data Fluida Panas dan Dingin *Condensor* CD-101

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
453,56	Suhu tinggi	122,00	331,56

1	2	3
208,4	Suhu rendah	82,40
		126

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$= 212,46^\circ F$$

$$R = \frac{(453,56 - 208,4)}{(122 - 82,40)} = 6,19 \quad S = \frac{122 - 82,4}{453,56 - 82,4} = 0,107$$

$$FT = 0,98 \quad \dots (\text{fig. 18 Kern, 1983 Hal 828})$$

$$\text{Diperoleh } T = 212,46^\circ F \times 0,98 = 208,21^\circ F$$

### Temperatur Rata-rata

$$T_a = 330,98^\circ F$$

$$t_a = 102,2^\circ F$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Heavy organics†	Water	5-75
Gases	Water	2-50
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$\text{Hot fluid} = \text{Heavy organics}$$

$$\text{Cold fluid} = \text{Water}$$

$$\text{Range UD} = 5-75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$\text{Dipilih UD} = 60 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{4.420.591,8 \text{ btu/h}}{75 \times 212,46^\circ F} = 222,60 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Shell and Tube Heat Exchanger* dengan klasifikasi dari tabel 11 Kern berikut:

Dalam perancangan ini digunakan :

$$\text{Panjang tube, } L = 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar tube, OD} = 0,75 \text{ in} = 0,019 \text{ m}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Tube pitch, Pt} = 1 \text{ in}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 2 \text{ pass}$$

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{109,93 \text{ ft}^2}{15 \times 0,196 \text{ ft}^2} = 75,59 = 76$$

### Koreksi Nilai $U_D$ dan $A$ Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 76 \times 15 \text{ ft} \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 223,782 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{4.420.591,8 \text{ Btu/jam}}{223,78 \text{ ft}^2 \times 212,46^\circ\text{F}} \\ &= 92,978 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{ID shell} = 10 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Clearance, } C'' &= \text{PT} - \text{OD} \\ &= 1 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Baffle space, } B = 0,75 \times \text{IDs} = 0,75 \times 10 \text{ in} = 7,5 \text{ in}$$

$$\text{Pass (n)} = 2$$

### Tube Side : Fluida Panas

$$a_t = 0,0797 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = \frac{11.356,04 \text{ lb/h}}{0,0398 \text{ ft}^2} = 142.494,71 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

$$\text{Pada } T_a = 212^\circ\text{F, diperoleh :}$$

$$C_p = 15,15 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0403 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,028 \text{ btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Re} = \frac{D_e \times G_s}{\mu} = 182.556,83 \text{ (Turbulen)}$$

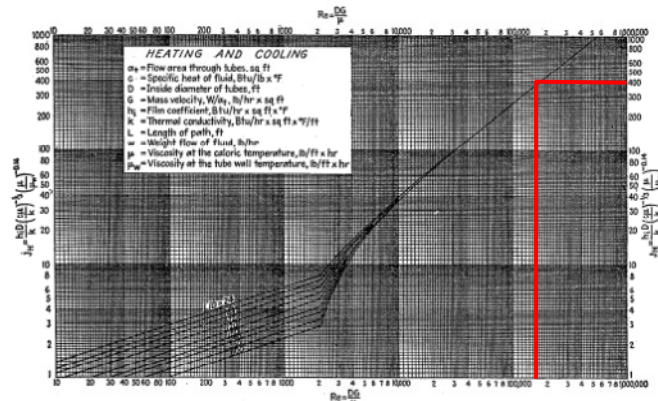


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

Pada fig 28 (Kern, 1865:838) diperoleh,  $JH = 400$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{15,15 \times 0,0403}{0,028}\right)^{1/3} = 2,788$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \dots (\text{Hal 114 Kern, 1965})$$

$$= 400 \times \frac{0,028}{0,052 \text{ ft}} \times 2,788 = 608,436 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{ID}{OD} \times h_i \dots (\text{Hal 114 Kern, 1965})$$

$$= \frac{0,62}{0,75} \times 608,436 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 502,97 \text{ btu/h.ft}^2$$

**Shell : Fluida dingin**

$$A_s = \frac{ID \times B \times C'}{144 \times PT} = \frac{10 \times 7,5 \times 0,25}{144 \times 1} = 0,1302 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{21.655,02}{0,302 \text{ ft}^2} = 166.310,55 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$C_p = 1,002 \text{ btu/lb} \quad (\text{Fig. 3, Kern 1965, hal. 805})$$

$$\mu = 1,605 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Fig 14, Kern 1965, hal. 823})$$

$$k = 0,361 \text{ btu/h.ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tab 4, Kern 1965, hal.800})$$

$$Re = \frac{ID \times G_t}{\mu} = \frac{0,061 \text{ ft} \times 166.310,55 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{1,605 \text{ lb/ft.h}} = 6.301,38$$



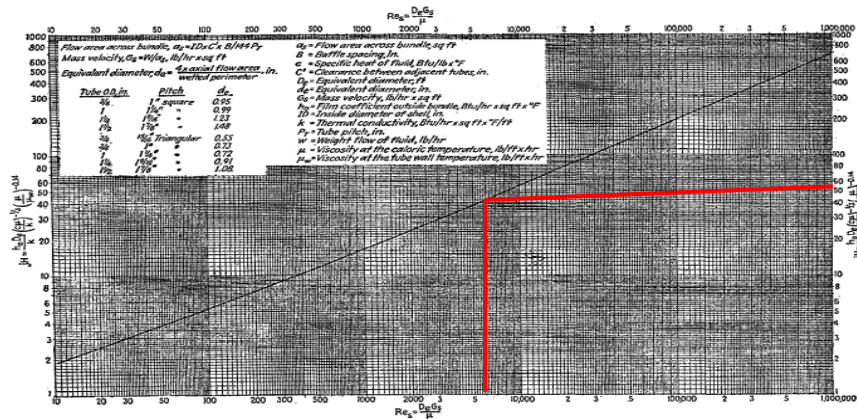


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Pada gambar 28 (Kern, 1983 hal. 838) diperoleh  $JH = 50$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 491,456 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

**Koefisien Panas Bersih Keseluruhan ( $U_c$ )** (Kern 1965, hal. 114)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{502,97 \text{ btu/h.ft}^2 \times 491,456 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}}{502,97 \text{ btu/h.ft}^2 + 491,456 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}} = 248,57 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

**Faktor pengotor ( $R_d$ )** (Kern 1965, hal. 115)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{248,57 - 92,978}{248,57 \times 92,978} = 0,0067 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

**Pressure Drop Shell** (Kern 1965, hal 115)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Untuk  $Re_s = 6.179,16$  diperoleh

$f = 0,0024$  (Fig 29, Kern, 1983 :839)

$(N+1) = (12 \times L)/B$

$$= (12 \times 15)/9 = 24$$

$D_s = 10 \text{ in} = 0,833 \text{ ft}$

$D_e = 0,06 \text{ ft}$

$$\Delta P_s = \frac{0,0024 \times 166.310,55^2 \times 1 \times 24}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0,06 \times 0,302 \times 1} = 1,384 \text{ psi}$$

**Pressure Drop Tube**

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk  $Re_t = 182.556,83$  diperoleh

$f = 0,0011$

(Fig 26, Kern, 1983 :836)

$s = 1$

$\Psi_t = 1$

$$\Delta P_t = \frac{0,0011 \times 142.494,71^2 \times 15 \times 2}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0,833 \times 1 \times 1} = 0,0154 \text{ psi}$$

$\Delta P_t$  yang diperbolehkan = 10 psi

### Resume Spesifikasi *Condensor* (CD-101)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari R-101  
Kode : CD-101  
Tipe : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
Bahan : *Carbon Steel*

#### *Shell*

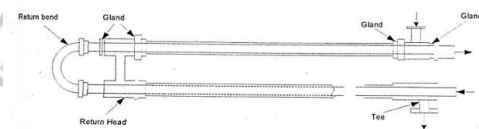
ID : 0,254 m  
 $\Delta P_s$  : 1,384 psi

#### *Tube*

Panjang (L) : 4,572 m  
OD : 0,019 m  
 $\Delta P_t$  : 0,0154 psi  
Uc : 248,57 btu/ht.ft<sup>2</sup>.F  
Rd : 0,0067 jam.ft<sup>2</sup>.F/btu

### 19. *Cooler* (CL-101)

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluaran atas KO-101  
Kode : CL-101  
Tipe : *Double pipe heat exchanger* (*Counter flow*)  
Bahan : *Carbon Steel*  
Gambar :



#### Kondisi Operasi

Suhu masuk = 98°C = 208,4°F  
Suhu keluar = 30°C = 86°F  
Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psia

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

### Fluida Panas (Arus atas dari KO-102)

Massa (W) = 2.713,47 kg/jam = 5.982,17 lb/jam

T<sub>1</sub> = 98°C = 208,4°F

T<sub>2</sub> = 30°C = 86°F

### Fluida Dingin (Cooling Water)

Massa (W) = 1.640,31 kg/jam = 3.616,26 lb/jam

t<sub>1</sub> = 28°C = 82,40°F

t<sub>2</sub> = 50°C = 122°F

Beban panas (Q) = 356.690,30 kJ/jam = 2338.077,13 btu/jam

### Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)

Tabel C.22 Data Fluida Panas dan Dingin CL-101

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
208,4	Suhu tinggi	122	86,4
86	Suhu rendah	82,4	3,6

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad \dots (\text{Pers 5.14, kern, 1965})$$
$$= 26,05^\circ\text{F}$$

### Menentukan Tipe Heat Exchanger Berdasarkan Surface Area (A)

Hot fluid	Cold fluid	Overall U <sub>D</sub>
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Asumsi U<sub>D</sub> berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *Hot fluid ammonia* dan *cold fluid water*, diperoleh rentan nilai Ud 250-500 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

Asumsi Awal nilai UD = 300 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{338.077,13 \text{ Btu/jam}}{300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 17,29^\circ\text{F}} \\
 &= 43,25 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *double pipe*.

**Klasifikasi Annulus dan Inner pada double pipe.**

Tabel 6.1 Hal.103 (Kern, 1965) dipilih *Outer* pipe 2 in dan *inner* pipe 1½ in.

**Ukuran pipa (IPS)**

Tabel 6.2 Hal.120 (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Flow area inner pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Flow area annulus pipe} = 1,19 \text{ in}^2$$

Maka aliran fluida:

Annulus : Fluida Dingin

Inner : Fluida Panas

**Menentukan Dimensi Heat Exchanger**

Dari Tabel 11 hal.844 (Kern, 1965) diperoleh data:

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.153	0.85
		80†	0.546	0.230		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.06	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2¼	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0

IPS 2 in dan 1½ in

NPS 40

**Diameter Annulus**

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,20 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area/pipe} = 3,35 \text{ in}^2$$

$$\text{External surface} = 0,62 \text{ ft/ft}^2$$

**Diameter Inner**

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in} = 0,14 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area/pipe} = 1,50 \text{ in}^2$$

$$\text{External surface} = 0,44 \text{ ft/ft}^2$$

Dari hal.103 (Kern, 1965) Double pipe biasanya mempunyai panjang ukuran 12, 15, 20 ft.

$$\text{Panjang (L)} = 12 \text{ ft} = 3,66 \text{ m} = 144 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Hairpin} &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{43,25 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 8 \end{aligned}$$

**Koreksi nilai  $U_D$  dan A**

$$\begin{aligned} L_{\text{total}} &= L \times \text{Jumlah hairpin} \times 2 \\ &= 12 \times 8 \times 2 \\ &= 192 \text{ ft} = 58,52 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= L_{\text{total}} \times a'' \\ &= 192 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 83,52 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 155,37 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Perhitungan dilakukan berdasarkan hal 113, Kern 1965

### Tinjau Perhitungan Annulus (Fluida dingin)

$$\begin{aligned} \text{Flow area (at)} &= \frac{1}{4} \pi \times (D_2 - D_1) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (0,20 \text{ ft} - 0,14 \text{ ft}) \\ &= 0,02 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass Velocity (Gt)} &= \frac{ms}{at} \\ &= \frac{3.616,26 \text{ lb/jam}}{0,02 \text{ ft}^2} \\ &= 228.236,82 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Pada  $T_c = 102,2 \text{ F}$  diperoleh nilai  $\mu = 1,69 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D \times Gt}{\mu} \\ &= 19.666,32 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

$$J_h = 98 \quad (\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

$$\text{Pada } T_c = 102^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,36 \quad (\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$\begin{aligned} Pr &= \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left( \frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,69 \text{ lb/ft.h}}{0,36} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 1,68 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} h_o &= jH \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times Pr \\ &= 98 \times \left( \frac{0,36}{0,15 \text{ ft}} \right) \times (1,68) \\ &= 406,03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Tinjau Perhitungan Inner Pipe (Fluida panas)

$$D = 0,11 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area (ap)} &= \frac{1}{4} \pi \times (D_2) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (0,14 \text{ ft}) \\ &= 0,01 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Mass velocity (Gp)} = \frac{Wc}{ap} = \frac{5.982,18 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2} = 576.688,55 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Pada  $t_c = 128,3^\circ\text{F}$ , diperoleh nilai  $\mu = 1,45 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D \times Gp}{\mu} \\ &= \frac{0,11 \text{ ft} \times 576.688,55 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,45 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 45.656,1 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

$$\text{Jh} = 160 \quad (\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

Pada  $T_c = 128,3^\circ\text{F}$

$$\text{Cp} = 26,07 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,02 \quad (\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \left( \frac{\text{Cp} \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left( \frac{26,07 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,45 \text{ lb/ft.h}}{0,02} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 13,08 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} h_i &= jH \times \left( \frac{k}{De} \right) \times \text{Pr} \\ &= 160 \times \left( \frac{0,02}{0,11 \text{ ft}} \right) \times (13,08) = 307,85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi  $h_i$  ( $h_{io}$ )

$$\begin{aligned} h_{io} &= \frac{h_i \times ID}{OD} \\ &= \frac{307,85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 0,11 \text{ ft}}{0,14 \text{ ft}} = 255,92 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Clean overall coeficient ( $U_c$ )

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i} \\ &= 156,98 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**Tinjauan Perhitungan  $R_d$**

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= 0,0001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

## Perhitungan *Pressure Drop* Pada CL-101

Tinjau Perhitungan *Annulus*

$$De = D2 - D1 = 0,20 - 0,14 = 0,06 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D \times Gp}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \text{ ft} \times 228.236,82 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,69 \text{ lb/ft.jam}} = 8.080,72 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836 Kern, 1969), diperoleh:

$$F = 0,0028$$

$$\begin{aligned} f &= F + \frac{0,26}{Re} \\ &= 0,0028 + \frac{0,26}{8.080,72} = 0,00283 \end{aligned}$$

$$S = 1$$

$$g' = 418.10^6 \text{ ft/jam}^2$$

$$\rho = 62,50 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta fa &= \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De} \\ &= \frac{3.10^6}{2.10^{11}} = 1.10^{-5} \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{3.803,95}{127.278} \\ &= 0,03 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\Delta fi = 400 \times \frac{v^2}{2 \times g} = 0,06 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta pa &= \frac{(\Delta fa + \Delta fi) \times \rho}{144} \\ &= 0,02 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tinjau Perhitungan *Inner pipe*

$$Re = 45.656,10$$

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836, Kern, 1969), Diperoleh nilai:

$$F = 0,0017$$

$$\begin{aligned} f &= F + \frac{0,26}{Re} \\ &= 0,0017 + \frac{0,26}{45.656,10} = 0,00171 \end{aligned}$$



$$S = 0,62$$

$$\rho = 35,36 \text{ lbm/ft}$$

$$\Delta f_b = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e}$$

$$= \frac{1.10^7}{1.10^{11}} = 8.10^{-5} \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta f_b \times \rho}{144}$$

$$= 0,25 \text{ psi}$$

Berdasarkan *rule of thumb*, *pressure drop* baik di *annulus* maupun *inner* maksimal sebesar 10 psi. °

### Resume Spesifikasi Cooler (CL-101)

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluaran atas KO-101

Kode : CL-101

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Panjang total pipa : 58,52 m

#### *Annulus*

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,02 psi

#### *Inner*

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,25 psi

Rd : 0,0001 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

### 20. Cooler (CL-102)

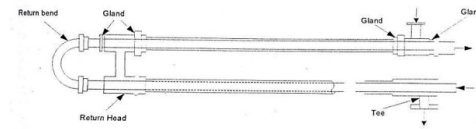
Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom MD-102

Kode : CL-102

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



### Kondisi Operasi

Suhu masuk = 129,22°C

Suhu keluar = 80°C

Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psia

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

### Fluida Panas (Arus atas dari KO-102)

Massa (W) = 1.262,63 kg/jam = 2.783,62 lb/jam

T<sub>1</sub> = 129,22°C = 264,6°F

T<sub>2</sub> = 80°C = 176°F

### Fluida Dingin (Cooling Water)

Massa (W) = 877,01 kg/jam = 1.933,47 lb/jam

t<sub>1</sub> = 28°C = 82,40°F

t<sub>2</sub> = 50°C = 122°F

Beban panas (Q) = 190.708,28 lb/jam = 180.756,55 btu/jam

### Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)

Tabel C.23 Data Fluida Panas dan Dingin CL-102

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
264,6	Suhu tinggi	122	142,60
176	Suhu rendah	82,4	93,60

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

$$= 116,38^\circ\text{F}$$

Pers 5.14 (kern, 1965)

### Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *Surface Area* (A)

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *hot fluid ammonia* dan *cold fluid water*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  5-75 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 50$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.F, sehingga diperoleh:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 31,06 \text{ ft}^2$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *heat Exchanger* dengan jenis *double pipe*.

#### Klasifikasi *Annulus dan Inner* pada *double pipe*.

Tabel 6.1 Hal.103 (Kern, 1965) dipilih Outer pipe 2 in dan inner pipe 1½ in.

#### Ukuran pipa (IPS)

Tabel 6.2 Hal.120 (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Flow area inner pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Flow area annulus pipe} = 1,19 \text{ in}^2$$

#### Menentukan Dimensi *Heat Exchanger*

Dari Tabel 11 hal.844 (Kern, 1965) diperoleh data:

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1½	0.840	40*	0.622	0.204	0.220	0.153	0.85
		80†	0.546	0.230		0.133	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.964	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2¼	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.088	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0

IPS 2 in dan 1½ in

NPS 40

**Diameter Annulus**

OD = 2,38 in = 0,20 ft

ID = 2,07 in = 0,17 ft

Flow area/pipe = 3,35 in<sup>2</sup>

External surface = 0,62 ft/ft<sup>2</sup>

**Diameter Inner**

OD = 1,66 in = 0,14 ft

ID = 1,38 in = 0,11 ft

Flow area/pipe = 1,50 in<sup>2</sup>

External surface = 0,44 ft/ft<sup>2</sup>

Dari hal.103 (Kern, 1965) *Double pipe* biasanya mempunyai panjang ukuran 12, 15, 20 ft.

Panjang (L) = 15 ft = 4,57 m = 180 in

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah hairpin} &= \frac{A}{L \times a''} \\
 &= \frac{31,06 \text{ ft}^2}{15 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 5
 \end{aligned}$$

### Koreksi nilai $U_D$ dan $A$

$$\begin{aligned}L_{\text{total}} &= L \times \text{Jumlah hairpin} \times 2 \\ &= 15 \times 5 \times 2 \\ &= 150 \text{ ft} = 45,72 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_{\text{koreksi}} &= L_{\text{total}} \times a'' \\ &= 150 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 65,25 \text{ ft}^2 = 6,06 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 23,80 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Tinjau Perhitungan Annulus (Fluida Panas)

$$\begin{aligned}\text{flow area (at)} &= \frac{1}{4} \pi \times (D_2 - D_1) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (0,20 \text{ ft} - 0,14 \text{ ft}) \\ &= 0,02 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter } \textit{equivalen} \text{ (De)} &= \frac{D_2 \times D_1}{D_1} \\ &= \frac{0,20 \times 0,14}{0,14} \\ &= 0,15 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mass Velocity (Gt)} &= \frac{ms}{at} \\ &= \frac{2.783,62 \text{ lb/jam}}{0,02 \text{ ft}^2} \\ &= 175.685,82 \text{ lb/jam.ft}^2\end{aligned}$$

Pada  $T_c = 183,55 \text{ F}$  diperoleh nilai  $\mu = 1,31 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{D \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,15 \text{ ft} \times 175.685,82 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 19.583,69 \text{ (Aliran Turbulen)}\end{aligned}$$

$$J_h = 75 \quad \dots(\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

$$C_p = 42,77 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,01 \quad \dots(\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left( \frac{42,77 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,31 \text{ lb/ft.h}}{0,01} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 17,67 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_o = jH \times \left( \frac{k}{De} \right) \times Pr$$

$$= 75 \times \left( \frac{0,01}{0,15 \text{ ft}} \right) \times (17,67)$$

$$= 99,17 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Tinjau Perhitungan Inner Pipe (Fluida Dingin)

$$D = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{flow area (ap)} = \frac{1}{4} \pi \times (D_2)$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times (0,14 \text{ ft})$$

$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{Mass velocity (Gp)} = \frac{Wc}{ap} = \frac{1,933,47 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2} = 186.388,73 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Pada  $t_c = 102,2^\circ\text{F}$ , diperoleh nilai  $\mu = 1,60 \text{ lb/jam.ft}$

$$Re = \frac{D \times Gp}{\mu} \dots (\text{Kern. 1965, hal. 112})$$

$$= 13.350,45 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

$$Jh = 65 \dots (\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

Pada  $T_c = 102,2^\circ\text{F}$

$$Cp = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,36 \dots (\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \dots (\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \left( \frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,60 \text{ lb/ft.h}}{0,36} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,65 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_i = jH \times \left( \frac{k}{De} \right) \times Pr \dots (\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 65 \times \left( \frac{0,36}{0,11 \text{ ft}} \right) \times (1,65) = 335,85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koreksi hi (hio)

$$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{335,85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 0,11 \text{ ft}}{0,14 \text{ ft}} = 279,20 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 73,18 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Tinjauan Perhitungan Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0283 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Perhitungan Pressure Drop pada CL-102

Tinjau Perhitungan Annulus

$$D_e = D_2 - D_1 = 0,20 - 0,14 = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{D \times G_p}{\mu} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 112})$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 175.685,82 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} = 8.046,76$$

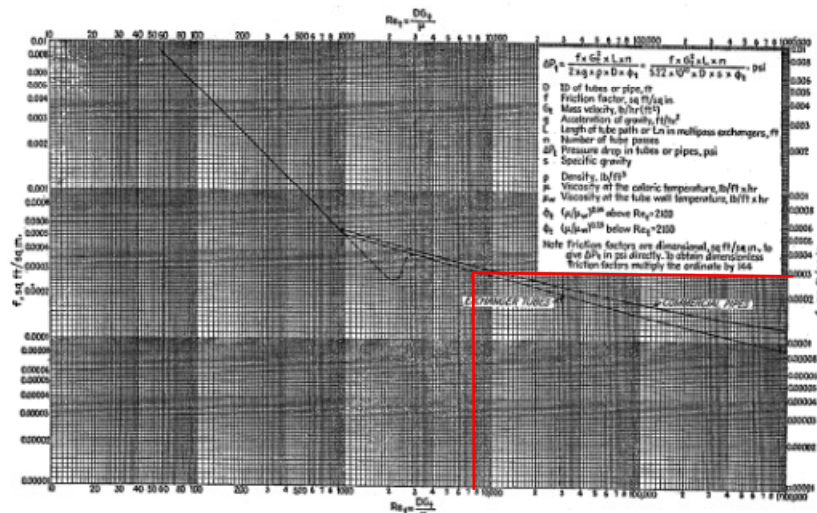


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836 Kern, 1969), diperoleh:

$$F = 0,0029$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re}$$

$$= 0,0022 + \frac{0,26}{8.046,76} = 0,00293$$

$$S = 1$$

$$g' = 418.10^6 \text{ ft/jam}^2$$

$$\rho = 62,50 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 112})$$

$$= \frac{2.10^6}{2.10^{11}} = 8.10^{-6} \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \times \rho} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{2.928,10}{203.652}$$

$$= 0,01 \text{ fps}$$

$$\Delta fi = 400 \times \frac{v^2}{2 \times g} = 0,01 \text{ ft}$$

$$\Delta pa = \frac{(\Delta fa + \Delta fi) \times \rho}{144} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{(8.10^{-6} \text{ ft} + 0,01 \text{ ft}) \times 62,5 \text{ lbm/ft}^3}{144}$$

$$= 0,01 \text{ psi}$$

Tinjau Perhitungan *Inner pipe*

$$Re = 68.114,09$$

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836, Kern, 1969), Diperoleh nilai:

$$F = 0,0018$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0018 + \frac{0,26}{68.114,09} = 0,0018$$

$$S = 1$$

$$\rho = 56,57 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta fb = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 4.10^{-6} \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta fb \times \rho}{144} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$



= 0,39 psi

Berdasarkan *rule of thumb*, *pressure drop* baik di *annulus* maupun *inner* maksimal sebesar 10 psi.

### Resume Spesifikasi Cooler (CL-102)

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom  
MD-102

Kode : CL-102

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah Hairpin : 5

Panjang total pipa : 45,72 m

#### *Annulus*

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,01 psi

#### *Inner*

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,39 psi

Rd : 0,0283 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

Dengan cara dan spesifikasi yang sama dapat diperoleh spesifikasi alat Cooler-102 Bagian B.

### 21. Cooler (CL-103)

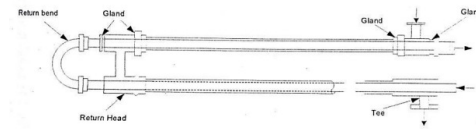
Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus Top MD-103

Kode : CL-103

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



**Kondisi Operasi**

- Suhu masuk = 178,79°C
- Suhu keluar = 103,8°C
- Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psia

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

**Fluida Panas (Arus atas dari KO-102)**

- Massa (W) = 236,55 kg/jam = 521,5 lb/jam
- T<sub>1</sub> = 178,79°C = 353,82°F
- T<sub>2</sub> = 103,8°C = 218,84°F

**Fluida Dingin (Cooling Water)**

- Massa (W) = 496,7 kg/jam = 1.095,04 lb/jam
- t<sub>1</sub> = 28°C = 82,40°F
- t<sub>2</sub> = 50°C = 122°F
- Beban panas (Q) = 45.663,52 kJ/jam = 43.280,66 btu/jam

**Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)**

Tabel C.24 Data Fluida Panas dan Dingin CL-103

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
353,82	Suhu tinggi	122	231,82
218,84	Suhu rendah	82,4	136,44

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \dots(\text{Pers 5.14, kern, 1965})$$

$$= 179,94^\circ\text{F}$$

### Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *surface area* (A)

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *Hot fluid ammonia* dan *cold fluid water*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  5-75 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 5$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{43.280,66 \text{ Btu/jam}}{5 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 51,51 \text{°F}} \\
 &= 48,11 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *double pipe*.

#### Klassifikasi *Annulus* dan *Inner* pada *double pipe*.

Tabel 6.1 Hal.103 (Kern, 1965) dipilih *Outer pipe* 2 in dan *inner pipe* 1½ in.

#### Ukuran pipa (IPS)

Tabel 6.2 Hal.120 (Kern, 1965) diperoleh:

$$Flow \text{ area inner pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$Flow \text{ area annulus pipe} = 1,19 \text{ in}^2$$

Maka aliran fluida:

Annulus : Fluida Panas

Inner : Fluida Dingin

#### Menentukan Dimensi *Heat Exchanger*

Dari Tabel 11 hal.844 (Kern, 1965) diperoleh data:

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1½	0.840	40*	0.622	0.204	0.220	0.153	0.85
		80†	0.546	0.230		0.133	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.964	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2¼	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.088	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0

IPS 2 in dan 1½ in

NPS 40

**Diameter Annulus**

OD = 2,38 in = 0,20 ft

ID = 2,07 in = 0,17 ft

Flow area/pipe = 3,35 in<sup>2</sup>

External surface = 0,62 ft/ft<sup>2</sup>

**Diameter Inner**

OD = 1,66 in = 0,14 ft

ID = 1,38 in = 0,11 ft

Flow area/pipe = 1,50 in<sup>2</sup>

External surface = 0,44 ft/ft<sup>2</sup>

Dari hal.103 (Kern, 1965) Double pipe biasanya mempunyai panjang ukuran 12, 15, 20 ft.

Panjang (L) = 15 ft = 4,57 m = 180 in

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin} &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{48,11 \text{ ft}^2}{15 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 8 \end{aligned}$$

### Koreksi nilai $U_D$ dan $A$

$$\begin{aligned}L_{\text{total}} &= L \times \text{Jumlah hairpin} \times 2 \\ &= 15 \times 8 \times 2 \\ &= 240 \text{ ft} = 73,15 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_{\text{koreksi}} &= L_{\text{total}} \times a'' \\ &= 240 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 104,4 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{103.558,41 \text{ Btu/jam}}{104,4 \text{ ft}^2 \times 179,94^\circ\text{F}} \\ &= 2,30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Tinjau Perhitungan Annulus (Fluida Panas)

$$\begin{aligned}\text{Flow area (at)} &= \frac{1}{4} \pi \times (D_2 - D_1) \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 113}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (0,20 \text{ ft} - 0,14 \text{ ft}) \\ &= 0,02 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter } \textit{equivalen} \text{ (De)} &= \frac{D_2 \times D_1}{D_1} \\ &= \frac{0,20 \times 0,14}{0,14} \\ &= 0,15 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mass Velocity (Gt)} &= \frac{ms}{at} \\ &= \frac{521,50 \text{ lb/jam}}{0,02 \text{ ft}^2} \\ &= 32.914,22 \text{ lb/jam.ft}^2\end{aligned}$$

Pada  $T_c = 211,01^\circ\text{F}$  diperoleh nilai  $\mu = 1,31 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned}\text{Re} &= \frac{D \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,15 \text{ ft} \times 32.914,22 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 36.689,47 \text{ (Aliran Turbulen)}\end{aligned}$$

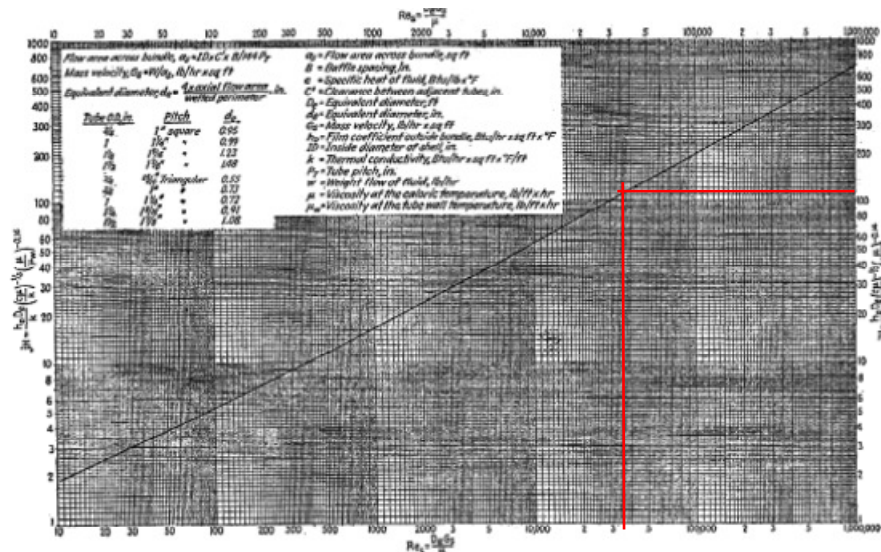


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$j_h = 103 \quad \dots(\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

$$\text{Pada } T_c = 211,01^\circ\text{F}$$

$$C_p = 51,26 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,01 \quad \dots(\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \left( \frac{51,26 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,31 \text{ lb/ft.h}}{0,01} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 21,58 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_o = jH \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times Pr \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 103 \times \left( \frac{0,01}{0,15 \text{ ft}} \right) \times (21,58)$$

$$= 101,71 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Tinjau Perhitungan Inner Pipe (Fluida Dingin)

$$D = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{flow area (ap)} = \frac{1}{4} \pi \times (D_2) \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times (0,14 \text{ ft})$$

$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{Mass velocity (Gp)} = \frac{Wc}{ap} = \frac{1.095,04 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2} = 105.563,16 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Pada  $t_c = 102,2^\circ\text{F}$ , diperoleh nilai  $\mu = 1,60 \text{ lb/jam.ft}$

$$\text{Re} = \frac{D \times Gp}{\mu} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 7.561,16 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

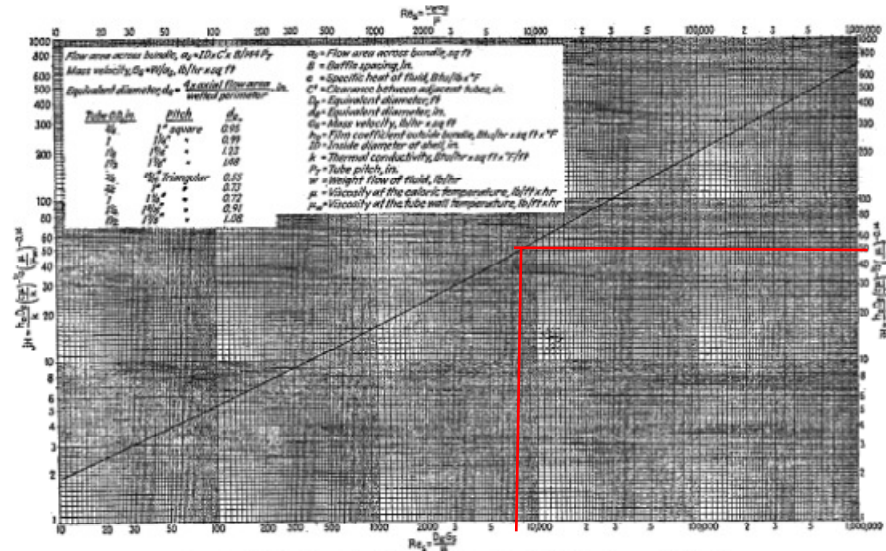


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$jH = 49 \quad \dots(\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

$$Cp = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,36 \quad \dots(\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$\text{Pr} = \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \left( \frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,60 \text{ lb/ft.h}}{0,36} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,65 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_i = jH \times \left( \frac{k}{De} \right) \times \text{Pr} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 49 \times \left( \frac{0,36}{0,11 \text{ ft}} \right) \times (1,65) = 253,18 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koreksi  $h_i$  ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{253,18 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 0,11 \text{ ft}}{0,14 \text{ ft}} = 210,48 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 68,58 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Tinjauan Perhitungan  $R_d$**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0419 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

**Perhitungan Pressure Drop Pada CL-103**

Tinjau Perhitungan *Annulus*

$$D_e = D_2 - D_1 = 0,20 - 0,14 = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{D \times G_p}{\mu} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 32.914,22 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} = 1.507,54$$

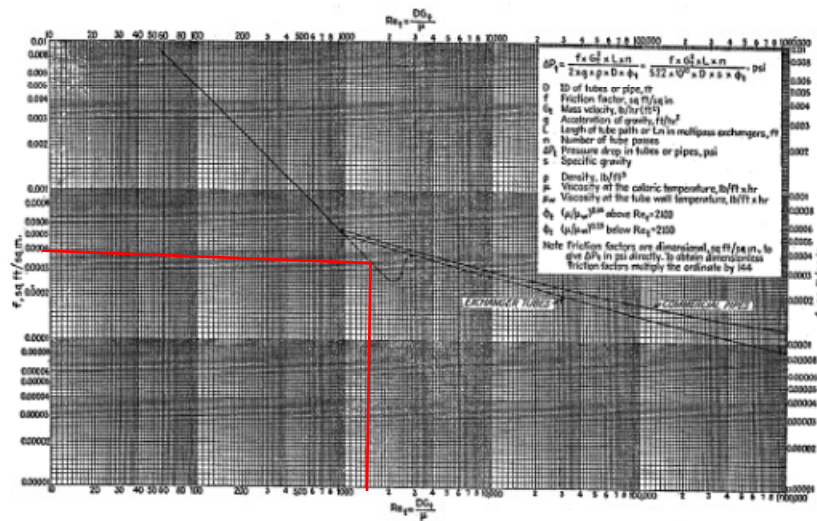


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836 Kern, 1969), diperoleh:

$$F = 0,0031$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0031 + \frac{0,26}{1.507,54} = 0,00293$$

$$S = 1$$



$$g' = 418.10^6 \text{ ft/jam}^2$$

$$\rho = 62,50 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e} \quad \dots (\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{6.10^4}{2.10^{11}} = 3.10^{-7} \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{548,57}{203.652}$$

$$= 0,0026 \text{ fps}$$

$$\Delta f_i = 400 \times \frac{v^2}{2 \times g} = 0,0005 \text{ ft}$$

$$\Delta p_a = \frac{(\Delta f_a + \Delta f_i) \times \rho}{144} \quad \dots (\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{(3.10^{-7} \text{ ft} + 0,0005 \text{ ft}) \times 62,5 \text{ lbm/ft}^3}{144}$$

$$= 0,0002 \text{ psi}$$

Tinjau Perhitungan *Inner pipe*

$$Re = 7.561,16$$

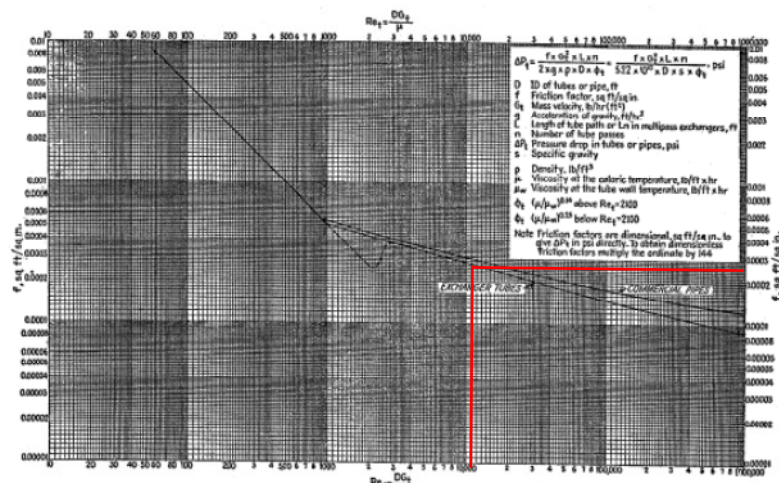


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836, Kern, 1969), Diperoleh nilai:

$$F = 0,0028$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re} \quad \dots (\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0028 + \frac{0,26}{18.091,75} = 0,0028$$

$$S = 1$$

$$\rho = 56,57 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta f_b = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{3.10^6}{3.10^{11}} = 1.10^{-5} \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta f_b \times \rho}{144}$$

$$= 0,39 \text{ psi}$$

Berdasarkan *rule of thumb*, *pressure drop* baik di *annulus* maupun *inner* maksimal sebesar 10 psi.

### Resume Spesifikasi Cooler (CL-103)

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus top MD-103

Kode : CL-103

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah Hairpin : 8

Panjang Total Pipa : 73,15 m

#### *Annulus*

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,0002 psi

#### *Inner*

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,39 psi

Rd : 0,0052 jam.ft<sup>2</sup>.F/btu

Dilakukan perhitungan dan spesifikasi yang sama untuk memperoleh spesifikasi alat *Cooler-103 B*.

## 22. Cooler (CL-104)

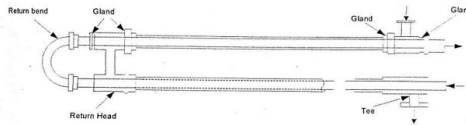
Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom MD-103

Kode : CL-104

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



### Kondisi Operasi

Suhu masuk = 217,1°C

Suhu keluar = 150°C

Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psia

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

### Fluida Panas (Arus Top MD-103)

Massa (W) = 411,03 kg/jam = 906,17 lb/jam

T<sub>1</sub> = 217,1°C = 422,78°F

T<sub>2</sub> = 150°C = 302°F

### Fluida Dingin (Cooling Water)

Massa (W) = 309,05 kg/jam = 681,34 lb/jam

t<sub>1</sub> = 28°C = 82,40°F

t<sub>2</sub> = 50°C = 122°F

Beban panas (Q) = 67.204,46 lb/jam = 63.697,53 btu/jam

### Perhitungan Log Mean Temperature Difference (LMTD)

Tabel C.25 Data Fluida Panas dan Dingin CL-104

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
422,78	Suhu tinggi	122	122
302	Suhu rendah	82,4	82,4

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} && \text{Pers 5.14 (kern, 1965)} \\ &= 258,07^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Menentukan Tipe *Heat Exchanger* Berdasarkan *Surface Area* (A)

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

Asumsi  $U_D$  berdasarkan Tabel 8 Hal.840 (kern, 1965), dengan *hot fluid ammonia* dan *cold fluid water*, diperoleh rentan nilai  $U_D$  5-75 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F.

Asumsi Awal nilai  $U_D = 5$  btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{63.697,53 \text{ Btu/jam}}{5 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 258,07^\circ\text{F}} \\ &= 49,37 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *double pipe*.

### Klassifikasi *Annulus* dan *Inner* pada *double pipe*.

Tabel 6.1 Hal.103 (Kern, 1965) dipilih *Outer pipe* 2 in dan *inner pipe* 1½ in.

### Ukuran pipa (IPS)

Tabel 6.2 Hal.120 (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Flow area inner pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Flow area annulus pipe} = 1,19 \text{ in}^2$$

Maka aliran fluida:

Annulus : Fluida Panas

Inner : Fluida Dingin

### Menentukan Dimensi *Heat Exchanger*

Dari Tabel 11 hal.844 (Kern, 1965) diperoleh data:

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1½	0.840	40*	0.622	0.204	0.220	0.153	0.85
		80†	0.546	0.230		0.133	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.964	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2¼	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.088	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0

IPS 2 in dan 1½ in

NPS 40

**Diameter Annulus**

OD = 2,38 in = 0,20 ft

ID = 2,07 in = 0,17 ft

Flow area/pipe = 3,35 in<sup>2</sup>

External surface = 0,62 ft/ft<sup>2</sup>

**Diameter Inner**

OD = 1,66 in = 0,14 ft

ID = 1,38 in = 0,11 ft

Flow area/pipe = 1,50 in<sup>2</sup>

External surface = 0,44 ft/ft<sup>2</sup>

Dari hal.103 (Kern, 1965) *Double pipe* biasanya mempunyai panjang ukuran 12, 15, 20 ft.

Panjang (L) = 15 ft = 4,57 m = 180 in

Jumlah Hairpin =  $\frac{A}{L \times a''}$

= 7,57

N standar = 8

### Koreksi nilai $U_D$ dan $A$

$$\begin{aligned}L_{\text{total}} &= L \times \text{Jumlah hairpin} \times 2 \\ &= 15 \times 8 \times 2 \\ &= 240 \text{ ft} = 73,15 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_{\text{koreksi}} &= L_{\text{total}} \times a'' \\ &= 240 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 104,4 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{63.697,533 \text{ Btu/jam}}{104,4 \text{ ft}^2 \times 258,07^\circ\text{F}} \\ &= 2,36 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}\end{aligned}$$

### Tinjau Perhitungan Annulus (Fluida Panas)

$$\begin{aligned}\text{flow area (at)} &= \frac{1}{4} \pi \times (D_2 - D_1) && \dots(\text{Kern. 1965, hal. 113}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (0,20 \text{ ft} - 0,14 \text{ ft}) \\ &= 0,02 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter } \textit{equivalen} \text{ (De)} &= \frac{D_2 \times D_1}{D_1} && \dots(\text{Kern. 1965, hal. 113}) \\ &= \frac{0,20 \times 0,14}{0,14} \\ &= 0,15 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mass Velocity (Gt)} &= \frac{ms}{at} && \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114}) \\ &= \frac{906,17 \text{ lb/jam}}{0,02 \text{ ft}^2} \\ &= 57.191,85 \text{ lb/jam.ft}^2\end{aligned}$$

Pada  $T_c = 247,99^\circ\text{F}$  diperoleh nilai  $\mu = 1,31 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned}\text{Re} &= \frac{D \times Gt}{\mu} && \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114}) \\ &= \frac{0,15 \text{ ft} \times 57.191,85 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 63.751,74 \text{ (Aliran Turbulen)}\end{aligned}$$

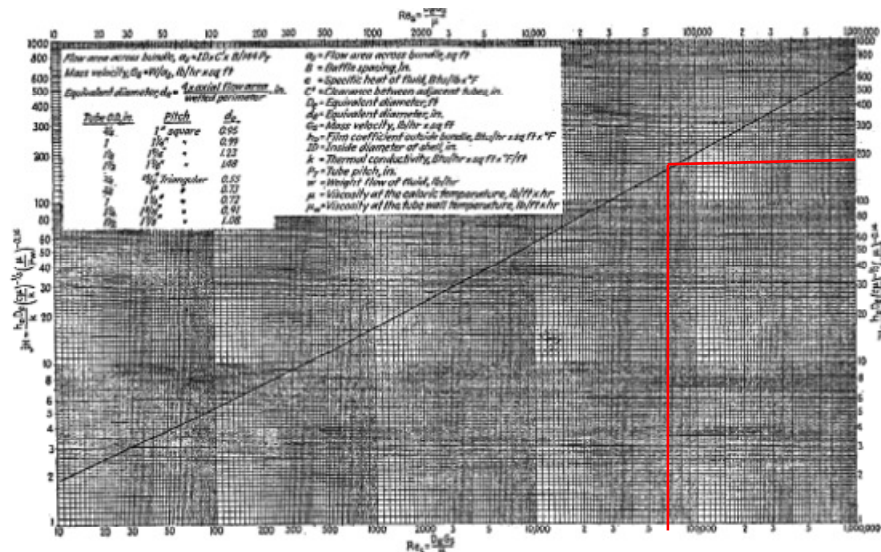


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$j_h = 198 \quad (\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

$$\text{Pada } T_c = 362,39^\circ\text{F}$$

$$C_p = 59,72 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,01 \quad (\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \left( \frac{59,72 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,31 \text{ lb/ft.h}}{0,01} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 18,21 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_o = jH \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times Pr \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 198 \times \left( \frac{0,01}{0,15 \text{ ft}} \right) \times (18,21)$$

$$= 319,74 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Tinjau Perhitungan Inner Pipe (Fluida Dingin)

$$D = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{flow area (ap)} = \frac{1}{4} \pi \times (D_2) \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 113})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times (0,14 \text{ ft})$$

$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{Mass velocity (Gp)} = \frac{Wc}{ap} = \frac{681,34 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2} = 65.682,28 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Pada  $t_c = 102,2^\circ\text{F}$ , diperoleh nilai  $\mu = 1,60 \text{ lb/jam.ft}$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D \times Gp}{\mu} && \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114}) \\ &= \frac{0,11 \text{ ft} \times 65.682,28 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,60 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 4.704,62 \text{ (Aliran Turbulen)} \end{aligned}$$

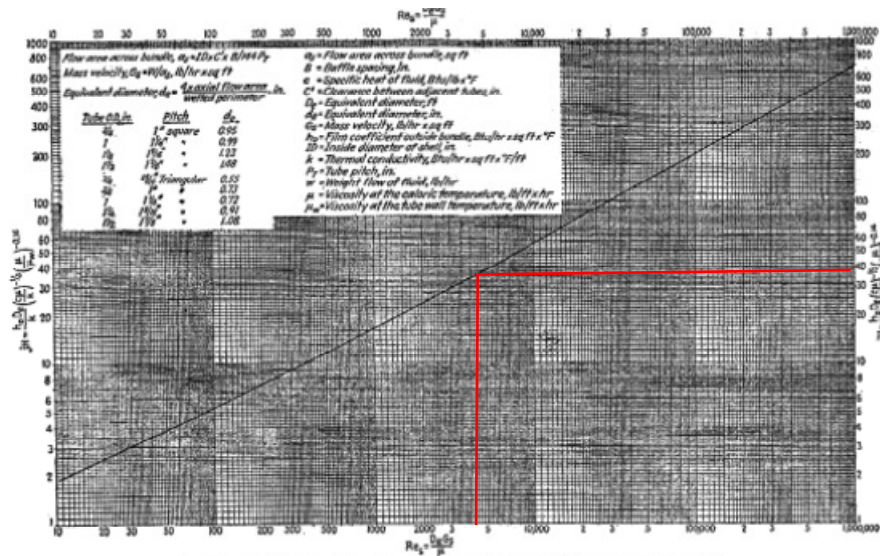


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

$$J_h = 38 \quad \dots(\text{Fig. 28, Hal.838. Kern 1965})$$

Pada  $T_c = 102,2^\circ\text{F}$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,36 \quad \dots(\text{Table. 5, Hal.802. Kern 1965})$$

$$Pr = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \left( \frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 1,60 \text{ lb/ft.h}}{0,36} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,65 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$h_i = jH \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times Pr \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= 28 \times \left( \frac{0,36}{0,11 \text{ ft}} \right) \times (1,65) = 196,35 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$



Koreksi hi (hio)

$$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{196,35 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 0,11 \text{ ft}}{0,14 \text{ ft}} = 163,23 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Clean overall coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 114})$$

$$= \frac{163,23 \times 319,74}{163,23 + 319,74} = 108,06 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Tinjauan Perhitungan Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{108,06 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} - 2,36 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}}{108,06 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 2,36 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}} = 0,41 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Perhitungan Pressure Drop

Tinjau Perhitungan Annulus

$$D_e = D_2 - D_1 = 0,20 - 0,14 = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{D \times G_p}{\mu} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 113})$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 57.191,85 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,31 \text{ lb/ft.jam}} = 2.619,50$$

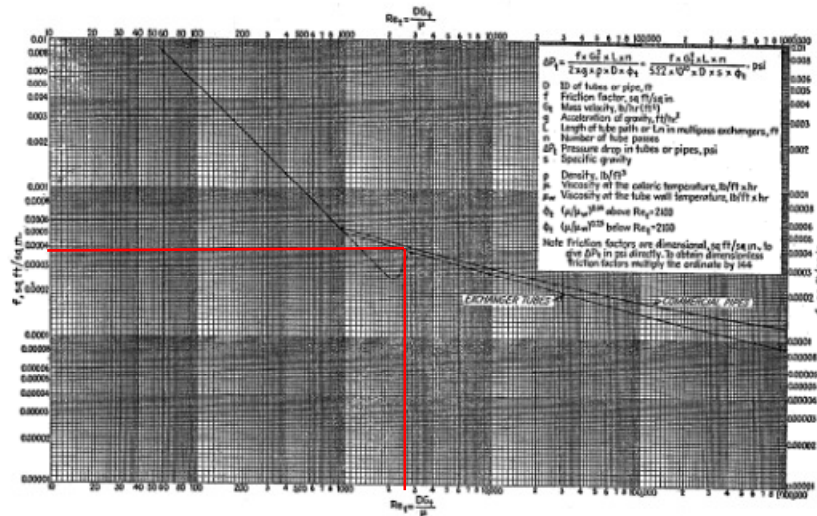


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836 Kern, 1969), diperoleh:

$$F = 0,003$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,003 + \frac{0,26}{2.619,54} = 0,0031$$

$$S = 1$$

$$g' = 418.10^6 \text{ ft/jam}^2$$

$$\rho = 62,50 \text{ lbm/ft}^2$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{2.10^5}{2.10^{11}} = 9.10^{-7} \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \times \rho} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{953,2}{203.652}$$

$$= 0,0047 \text{ fps}$$

$$\Delta f_i = 400 \times \frac{v^2}{2 \times g} = 0,0014 \text{ ft}$$

$$\Delta p_a = \frac{(\Delta f_a + \Delta f_i) \times \rho}{144} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{(9.10^{-7} \text{ ft} + 0,0014 \text{ ft}) \times 62,5 \text{ lbm/ft}^2}{144}$$

$$= 0,00061 \text{ psi}$$

Tinjau Perhitungan *Inner pipe*

$$Re = 4.708,62$$

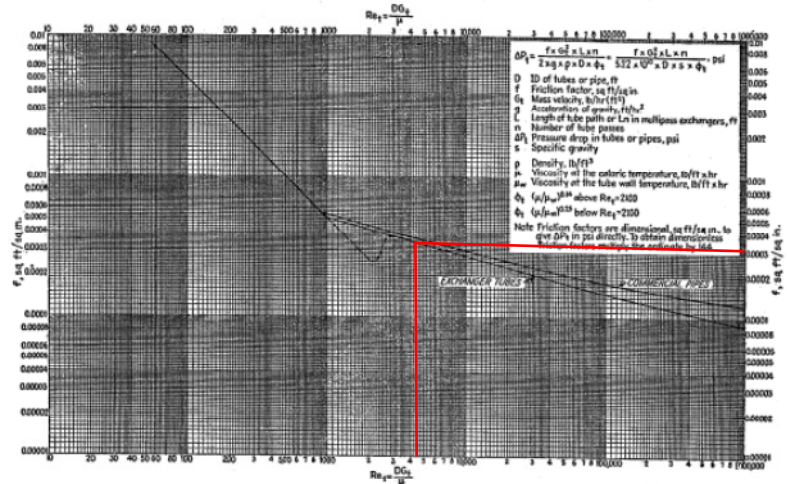


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan (Fig.26 Hal. 836, Kern, 1969), Diperoleh nilai:

$$F = 0,0032$$

$$f = F + \frac{0,26}{Re} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= 0,0032 + \frac{0,26}{18.091,75} = 0,00326$$

$$S = 1$$

$$\rho = 56,57 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta fb = \frac{4 \times f \times G^2 \times a \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De} \quad \dots(\text{Kern. 1965, hal. 115})$$

$$= \frac{2 \cdot 10^5}{3 \cdot 10^{11}} = 8 \cdot 10^{-7} \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta fb \times \rho}{144}$$
$$= 0,39 \text{ psi}$$

Berdasarkan *rule of thumb*, *pressure drop* baik di *annulus* maupun *inner* maksimal sebesar 10 psi.

#### **Resume Spesifikasi Cooler (CL-104)**

Fungsi : Menurunkan temperatur komponen keluar arus bottom

MD-103

Kode : CL-104

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah Hairpin : 8

Panjang Total Pipa : 73,15 m

#### ***Annulus***

OD : 0,060 m

ID : 0,052 m

$\Delta P_s$  : 0,00061 psi

#### ***Inner***

OD : 0,042 m

ID : 0,035 m

$\Delta P_t$  : 0,39 psi

Rd : 0,41 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

Dengan cara perhitungan dan spesifikasi yang sama, maka dapat dihitung *Cooler-104* bagian B dan C.

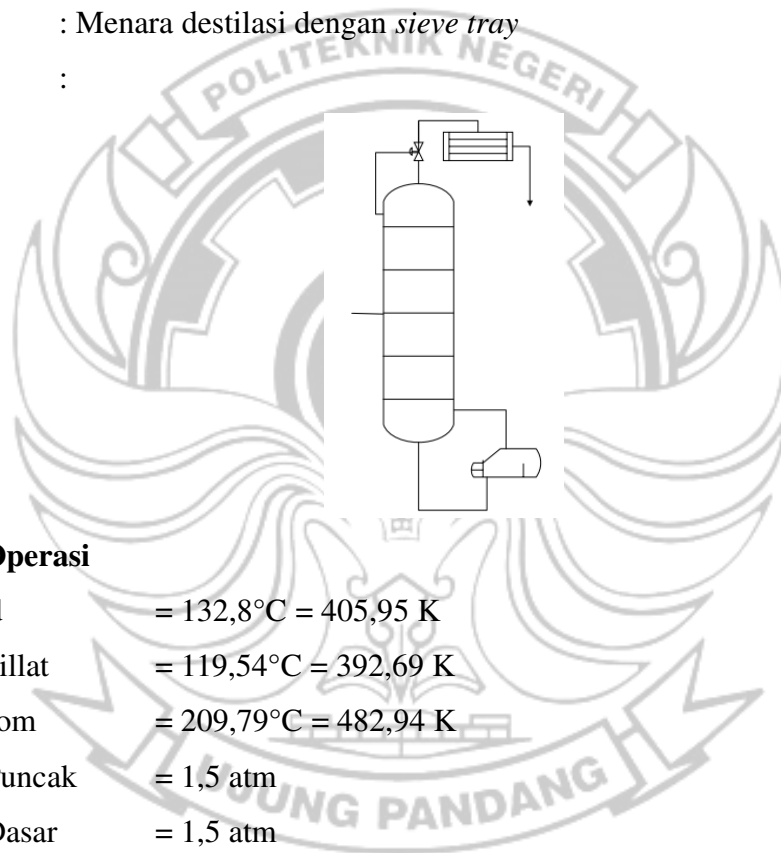
### 23. Menara Destilasi (MD-101)

Fungsi : Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.

Kode : MD-101

Tipe : Menara destilasi dengan *sieve tray*

Gambar :



#### Kondisi Operasi

Suhu Feed = 132,8°C = 405,95 K

Suhu Destilat = 119,54°C = 392,69 K

Suhu Bottom = 209,79°C = 482,94 K

Tekanan Puncak = 1,5 atm

Tekanan Dasar = 1,5 atm

#### Spesifikasi Komponen MD-101

Tabel C.26 Menentukan Densitas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\rho_{liq}$ (kg/m <sup>3</sup> )	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	647,13	0,28571	935,5797	832,5741
EDA	0,27149	0,22411	638	0,2015	932,1865	835,9938
MEA	0,22765	0,20726	593	0,20173	806,0403	698,0308
DETA	0,30174	0,25671	676	0,28571	871,4940	780,6477
<b>Total</b>					<b>933,8918</b>	<b>833,728</b>

Destilat

$$\rho_{\text{liq mix}} = 933,89 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\text{BM mix} = 35,722 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vap}} = \frac{1,5 \text{ atm} \times 35,722 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K} \times 392,69 \text{ K}}$$

$$= 1,664 \text{ kg/km}^3$$

Bottom

$$\rho_{\text{liq mix}} = 833,73 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\text{BM mix} = 82,543 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vap}} = \frac{1,5 \text{ atm} \times 82,543 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K} \times 482,94 \text{ K}}$$

$$= 3,126 \text{ kg/km}^3$$

Tabel C.27 Menentukan Viskositas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\mu_{\text{liq}} \text{ (cP)}$	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,31E-01	1,30E-01
EDA	-18,3052	2,96E+03	3,79E-02	-2,97E-05	3,42E-01	1,58E-01
MEA	-13,1818	2,86E+03	2,08E-02	-1,42E-05	1,21E+00	3,01E-01
DETA	-6,9597	1,48E+03	1,15E-02	-9,37E-06	8,00E-01	3,16E-01

Destilat

$$\mu_{\text{liq}} = 0,279 \text{ CP} = 2,79 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,231 \text{ CP} = 2,31 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Bottom

$$\mu_{\text{liq}} = 0,308 \text{ CP} = 3,08 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,130 \text{ CP} = 1,3 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Tabel C.28 Massa Komponen Masuk MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiF
MEA	238,53	3,91	0,07
EDA	1262,63	21,01	0,36
DETA	412,84	4,00	0,07
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,50
<b>Total</b>	<b>2.436,66</b>	<b>57,93</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.29 Massa Komponen Keluar Destilat MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiD
MEA	6,31	0,10	0,00
EDA	1.260,10	20,97	0,42
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,58
<b>Total</b>	<b>1.789,08</b>	<b>50,08</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.30 Massa Komponen Keluar Bottom MD-101

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiB
MEA	232,22	3,80	0,48
EDA	2,53	0,04	0,01
DETA	412,84	4,00	0,51
<b>Total</b>	<b>647,58</b>	<b>7,85</b>	<b>1,00</b>

Light Key Component (LK) = Ethylenediamine (EDA)

Heavy Key Component (HK) = Monoethylenediamine (MEA)

Menghitung Jumlah Tray Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \times \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{LK,av}} \dots (\text{Geankoplis, 1997, hal. 658})$$

$$= \frac{\log \left[ \left( \frac{0,042}{0,002} \right) \times \left( \frac{0,485}{0,005} \right) \right]}{\log 5,408}$$

$$= 5,8 \text{ Tray}$$

$$= 6 \text{ Tray}$$

Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x \cdot iF}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x \cdot iD}{\alpha - \theta} \dots (\text{Geankoplis, 1997, hal. 660})$$

Pada neraca massa dilakukan Trial  $\theta = 2,08$  sehingga diperoleh  $\sum \frac{\alpha \cdot x \cdot iD}{\alpha - \theta} = 1,22$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x \cdot iD}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = 1,22$$

$$R_m = 0,22$$

$$R_D = 1,2 \times R_m$$

$$= 0,27$$

$$\frac{RD}{RD+1} = \frac{0,27}{0,27+1} = 0,209$$

$$\frac{Rm}{Rm+1} = \frac{0,22}{1,22} = 0,180$$

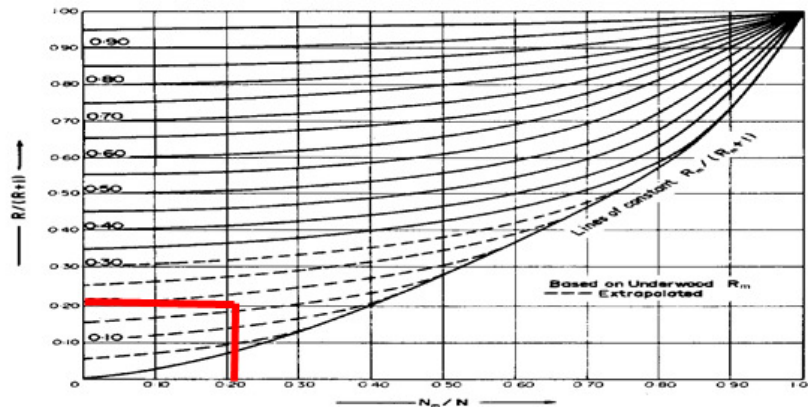


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

Berdasarkan figure 11.11 Chemical Engineering Design (Sinnott 2005) diperoleh nilai  $N_m/N$  sebesar 0,22 sehingga jumlah stages yang diperoleh :

$$\frac{N_m}{N} = 0,22$$

$$N = \frac{N_m}{0,22}$$

$$N = \frac{6}{0,22}$$

$$= 27,27 \approx 28 \text{ stages}$$

### Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

Dari neraca massa diketahui

Laju alir massa bagian atas:

Feed =  $F = 2.436,66 \text{ kg/jam}$

Top product =  $D = 1.789,075 \text{ kg/jam}$

Vapor =  $V = 2.311,75 \text{ kg/jam}$

Cairan rate =  $L = 522,67 \text{ kg/jam}$

Laju alir massa bagian bawah:

Bottom product =  $B = 647,58 \text{ kg/jam}$

$L' = 2.959,33 \text{ kg/jam}$

$$V' = 2.311,75 \text{ kg/jam}$$

**Cairan vapor flow factor**

$$F_{LV} = \frac{LW}{VW} \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \quad \dots(\text{Coulson, 1983, hal 568})$$

Keterangan :

$F_{LV}$  = Cairan vapor flow factor

$LW$  = Laju alir massa cairan (kg/jam)

$VW$  = Laju alir massa uap (kg/jam)

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

$\rho_V$  = Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

Tinggi plate spacing pada umumnya antara 0.3-0.6 m. (Coulson . 1983, hal 448)

Diambil plate spacing = 0.33 m.

Menara bagian atas

Menara bagian bawah

$$F_{LV} = \frac{2.959,33}{522,67} \sqrt{\frac{1,66}{933,89}} = 0,239$$

$$F_{LV} = \frac{2.959,33}{647,58} \sqrt{\frac{3,126}{844,73}} = 0,279$$

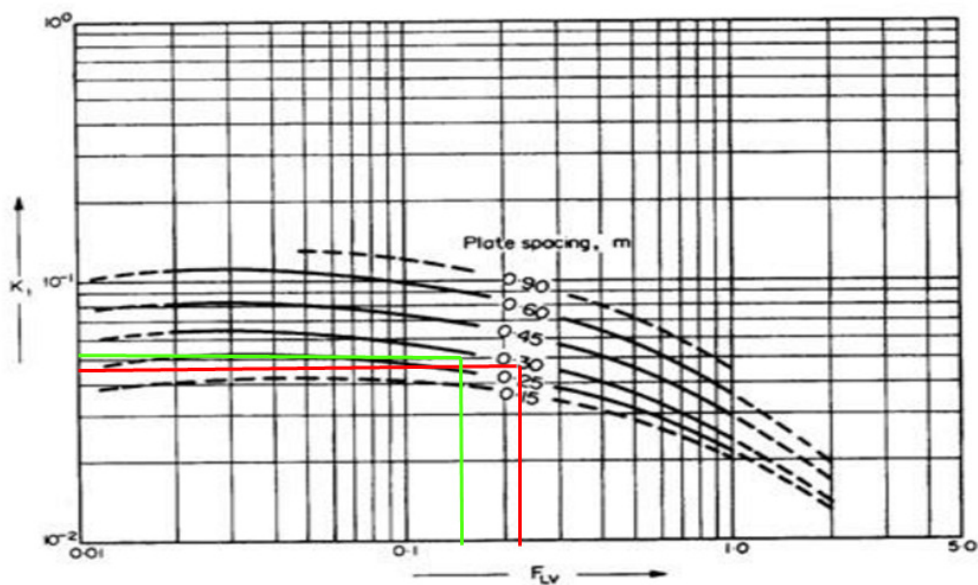
Untuk tray spacing = 0.33 m dan

FLV = 0,209 maka KI = 0,038.

Untuk tray spacing = 0.3 m dan

FLV = 0,155 maka KI = 0,042.

(Coulson.1983, fig 11.27)





### Menentukan kecepatan *flooding*

$$U_f = KI \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal, 569})$$

$$U_{f \text{ top}} = 0,038 \sqrt{\frac{933,89 - 1,664}{1,664}} \quad U_{f \text{ bottom}} = 0,042 \sqrt{\frac{833.728 - 3,126}{3,126}}$$
$$= 0,899 \text{ m/s} \quad = 0,684 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983 hal 568), untuk perancangan diambil  $U_v = 80\% U_f$ .

$$U_{v \text{ top}} = 80\% \times U_f \quad U_{v \text{ bottom}} = 80\% \times U_f$$
$$= 80\% \times 0,899 \text{ m/s} \quad = 80\% \times 0,684 \text{ m/s}$$
$$= 0,719 \text{ m/s} \quad = 0,685 \text{ m/s}$$

### Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{Q_w}{\rho v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

Keterangan :

$Q_v$  = Laju alir volumetrik maksimum ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$Q_w$  = Laju alir massa ( $\text{kg}/\text{s}$ )

$\rho v$  = Densitas uap ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$Q_{v \text{ top}} = \frac{2.915,198 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1,664 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 3600 \text{ sec/h}} \quad Q_{v \text{ bottom}} = \frac{2.915,198 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{3,126 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 3600 \text{ sec/h}}$$
$$= 0,49 \text{ m}^3/\text{s} \quad = 0,262 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Keterangan:

$A_n$  = Luas Area Netto ( $\text{m}^2$ )

$Q_v$  = Laju alir *volumetric* ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$U_v$  = Kecepatan uap ( $\text{m}/\text{s}$ )

$$A_{n \text{ top}} = \frac{0,49 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,71 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \quad A_{n \text{ bottom}} = \frac{0,26 \text{ m}^3/\text{s}}{0,55 \text{ m/s}}$$
$$= 0,68 \text{ m}^2 \quad = 0,48 \text{ m}^2$$

### Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

$$Ac = \frac{An}{1-Ad} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Luas penampang downcomer (Ad) = 20% dari luas keseluruhan

$$Ac_{top} = \frac{0,68}{1-20\%} = 0,858 \text{ m}^2 \quad \quad \quad Ac_{bottom} = \frac{0,48}{1-20\%} = 0,600 \text{ m}^2$$

### Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan Flooding

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

$$Dc_{top} = \sqrt{\frac{4 \times 0,858}{3.14}} = 1,045 \text{ m} \quad \quad \quad Dc_{bottom} = \sqrt{\frac{4 \times 0,600}{3.14}} = 0,874 \text{ m}$$

Dipilih diameter terbesar yaitu diameter bagian atas.

### Menentukan Jenis Aliran (Flow Pattern)

$$QL_{,bottom} = \frac{Lw,B}{\rho L,B} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Dimana:

$QL_{,bottom}$  : Laju alir volumetric bagian bottom (m<sup>3</sup>/s)

Lw : Laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

$\rho L$  : Densitas cairan bagian bottom (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga,

$$QL_{,bottom} = \frac{2,959,33 \text{ kg/jam}}{833,73 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \frac{\text{sec}}{\text{jam}}} = 0,000986 \text{ m}^3/\text{s}$$

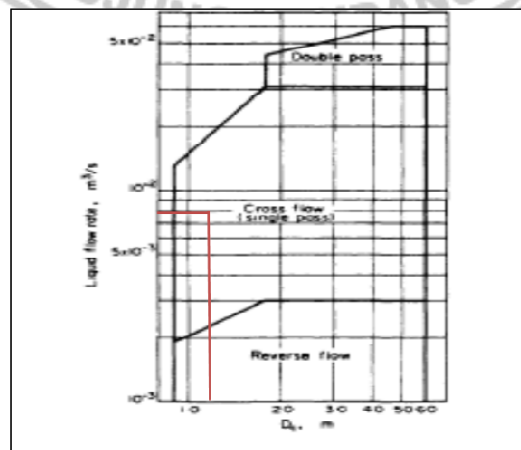


Figure 11.28. Selection of liquid-flow arrangement

Dari fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk  $QL.B = 0,000986 \text{ m}^3/\text{s}$ , maka jenis alirannya adalah *cross flow (single pass)*.

**Perancangan tray**

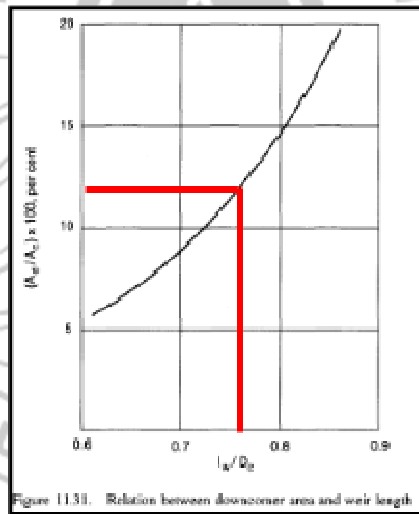
...(Coulson.1983, hal 581)

Diameter menara,  $D_c = 1,05 \text{ m}$   
 Luas menara,  $A_c = (\pi/4 \times D_c^2) = 0,86 \text{ m}^2$   
 Luas *downcomer*,  $A_d = 0,12 A_c = 0,10 \text{ m}^2$   
 Luas netto,  $A_n = A_c - A_d = 0,76 \text{ m}^2$   
 Luas aktif,  $A_a = A_c - 2 A_d = 0,65 \text{ m}^2$   
 Luas *hole*,  $A_h = 0,1 A_a = 0,07 \text{ m}^2$   
 $(A_d/A_c) \times 100\% = 12\%$

Dari fig 11.31 (Coulson, 1983)

Untuk  $A_d/A_c = 0,12$ , maka :

$L_w/D_c = 0,76$   
 Panjang weir,  $L_w = 0,76 \times D_c = 0,794 \text{ m}$



Berdasarkan Coulson vol 6 led p465,1983 diambil:

Tinggi *weir* ( $h_o = h_w$ ) = 50 mm = 0,05 m  
 Diameter *hole* ( $d_h$ ) = 5 mm = 0,005 m  
 Tebal *Plate* = 5 mm = 0,005 m

**Pemeriksaan Weeping Rate**

$L_w, \text{ maks} = \frac{522,67 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{3600 \text{ det/jam}} = 0,145 \text{ kg/s}$  ... (Coulson.1983, hal 582)

Minimum cairan rate, turn-down ratio = 80%

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$\begin{aligned}L_w \text{ min} &= 80\% \times 0,145 \text{ kg/s} \\ &= 0,116 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

Tinggi weir cairan crest ( $h_{ow}$ ) :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho l \times l w} \right)^{2/3} \quad \dots(\text{Coulson,1983, hal 582})$$

Keterangan :

$L_w$  = Cairan flow rate, kg/s

$l w$  = Weir length, m

$\rho L$  = Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>

$h_{ow}$  = Weir crest, mm cairan

$$\begin{aligned}h_{ow \text{ maks}} &= 750 \left( \frac{0,145}{933,89 \times 0,794} \right)^{2/3} \\ &= 2,527 \text{ mm cairan}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_{ow \text{ min}} &= 750 \left( \frac{0,116}{933,89 \times 0,794} \right)^{2/3} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582}) \\ &= 2,178 \text{ mm cairan}\end{aligned}$$

Pada minimum rate,

$$(h_w + h_{ow}) = 52,178 \text{ mm} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dari fig 11.30 Coulson,1983:

$$K_2 = 30,2$$

**Kecepatan Uap Minimum Desain Dihitung dengan Persamaan *Eduljee***

$$U_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983, hal 582})$$

Dimana:

$U_h$  : Kecepatan uap minimum desain, m/s

$K_2$  : Konstanta

$dh$  : diameter hole, mm

$\rho v$  : densitas uap, kg/m<sup>3</sup>

Sehingga,

$$\begin{aligned}U_h &= \frac{[30,2 - 0,90 (25,4 - 5 \text{ mm})]}{(1,664)^{1/2}} \\ &= 14,230 \text{ m/s}\end{aligned}$$

## Plate Pressure Drop

Maximum vapor velocity through hole ( $v_h$ )

$$v_h = \frac{Qv}{Ah}$$

$$v_h = \frac{0,73}{0,49}$$

...(Coulson.1983, hal 582)

$$= 7,573 \text{ m/s}$$

Ketebalan plate/diameter = 5 mm/5 mm = 1

$$= \left(\frac{Ah}{Aa}\right) \times 100 = \left(\frac{0,07}{0,65}\right) \times 100 \% = 10\%$$

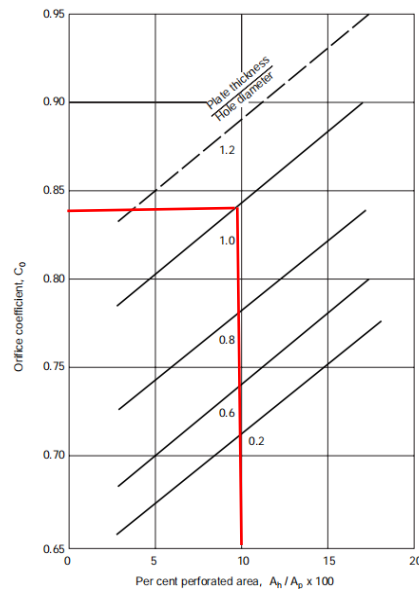


Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson *et al.*, 1957)

Didapatkan nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0,84

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \cdot \frac{\rho v}{\rho L}$$

...(Coulson.1983, hal 582)

Dimana,

$\rho v$  : Densitas uap ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho L$  : Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$C_o$  : *Orifice coefficient*

$h_d$  : *Dry plate drop* (mm)

Sehingga,

$$h_d = 51 \left(\frac{7,57}{0,84}\right)^2 \cdot \frac{1,664}{933,89} = 7,388 \text{ mm cairan}$$

### **Residual Head**

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dimana,

$$h_r = \text{Residual head (mm)}$$

$$\rho L = \text{Densitas cairan (kg/m}^3\text{)}$$

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{933,89 \text{ kg/m}^3} = 13,385 \text{ mm cairan}$$

### **Total Plate Pressure Drop**

$$h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Keterangan :

$$h_r = \text{Residual head (mm)}$$

$$h_d = \text{Dry plate drop (mm)}$$

$$h_w = \text{Tinggi weir (mm)}$$

$$h_{ow} = \text{Tinggi weir cairan (mm cairan)}$$

$$h_T = \text{Total plate pressure drop (mm cairan)}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} h_T &= 7,388 + 51,178 + 13,385 \\ &= 72,951 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

$$\Delta P = 9,81 \times 10^{-3} \times h_T \rho L$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{top}} &= 9,81 \times 10^{-3} \times 72,951 \text{ mm} \times 933,89 \text{ kg/m}^3 \\ &= 668,34 \text{ Pa} = 0,0066 \text{ atm} \end{aligned}$$

### **Downcomer Liquid Back Up**

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi *downcomer cairan back-up*. Besaran-besaran yang diperlukan untuk menentukan apakah terjadi *downcomer cairan back up* atau tidak, yaitu:

$$h_{dc} = 166 \left( \frac{L_w}{\rho l \times A_{ap}} \right)^2 \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_T + h_{dc} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Dimana,

$$h_{ap} : \text{Tinggi ujung apron dari plate (mm)}$$

- $h_w$  : Tinggi *weir* (mm)  
 $A_{ap}$  : Luas permukaan *clearance* dibawah *downcomer* (m<sup>2</sup>)  
 $L_w$  : Kecepatan massa cairan (kg/s)  
 $\rho_L$  : Rapat massa cairan (kg/m<sup>3</sup>)  
 $h_{dc}$  : Head yang hilang di *downcomer* (mm cairan)  
 $h_{ow}$  : Tinggi cairan diatas *weir* (mm cairan)  
 $h_T$  : *Plate pressure drop* (mm cairan)  
 $h_{ap}$  :  $h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm})$   
 $h_{ap}$  :  $50 \text{ mm} - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 A_{ap \text{ top}} &= h_{ap} \times I_w \\
 &= 0,04 \text{ m} \times 0,795 \text{ m} \\
 &= 0,032 \text{ m}^2 \\
 h_{dc, \text{ top}} &= 166 \left( \frac{0,145 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{933,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,032 \text{ m}^2} \right)^2 = 0,027 \text{ mm} \\
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_T + h_{dc} \\
 h_{b, \text{ top}} &= 52,178 + 72,951 + 0,027 \\
 &= 125,156 \text{ mm} \\
 &= 0,125 \text{ m} \\
 \frac{1}{2}(l_t + h_w) &= \frac{1}{2}(0,3 + 0,05) = 0,175 \\
 h_b &< \frac{1}{2}(l_t + h_w) \text{ maka jarak antar } plate \text{ memenuhi syarat.}
 \end{aligned}$$

### **Check Residence Time**

*Downcomer residence time* perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$Tr = \frac{Ad \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Dimana,

- $t_r$  : *Downcomer residence time* (s)  
 $A_d$  : Luas permukaan *downcomer* (m<sup>2</sup>)

hb : *Clear cairan back-up* (m)

$\rho_L$  : Rapat massa cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

Lw : Kecepatan massa cairan ( $\text{kg/s}$ )

Jika  $t_r > 3$  detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*

$$T_r = \frac{0,10 \times 0,125 \times 933,89}{0,795} = 15,148 \text{ s}$$

### ***Check Entrainment***

*Actual percentage flooding for design area*

$$U_v = \frac{Q_v}{A_n} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$U_v = \frac{0,49 \text{ m}^3/\text{s}}{0,263 \text{ m}^2} = 0,719 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{U_v}{U_f} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$= \frac{0,719 \text{ m/s}}{0,899 \text{ m/s}} \times 100\% = 80\%$$

Berdasarkan fig 11.29 Coulson, 1986, diperoleh :

$$\Psi = 0,011$$

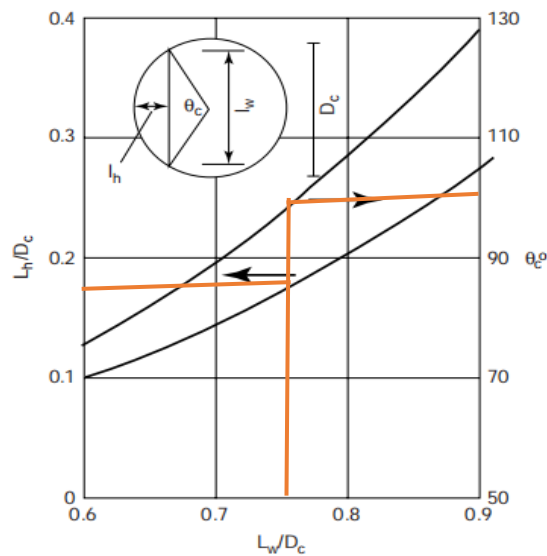
$\Psi < 0,1$ , maka tidak terjadi *entrainment*.

### ***Layout Tray***

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*

Untuk  $L_w/DC = 0,76$





Diperoleh:

$$\theta_c = 100^\circ \text{ dan } l_h/D_c = 0,18$$

Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180 - \theta_c = 180 - 100^\circ = 80^\circ$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*:

$$\begin{aligned} L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0.05) \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584}) \\ &= \frac{80}{180} \times \pi \times (1,046 - 0.05) \\ &= 1,389 \text{ m} \end{aligned}$$

*Luas unperforated edge strips*

$$A_{up} = h_w \times L_{av} = 0,05 \text{ m} \times 1,389 = 0,069 \text{ m}^2 \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

*Mean length of calming zone, approx = lw + width of unperforated strips*

$$= 0,795 + 0,05 \text{ m} = 0,845 \text{ m}$$

*Area of calming zone (Acz) = 2 x (mean length of calming zone x width of unperforated strip)*

$$= 2 \times (0,845 \text{ m} \times 0,05)$$

$$= 0,845 \text{ m}^2$$

Luas total tersedia untuk *perforasi* :

$$(A_p) = A_a + A_{up} + A_{cz} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$= 0,65 + 0,069 + 0,084$$

$$= 0,81 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = 0,07 / 0,81 \text{ m}^2 = 0,081 \text{ m}^2$$

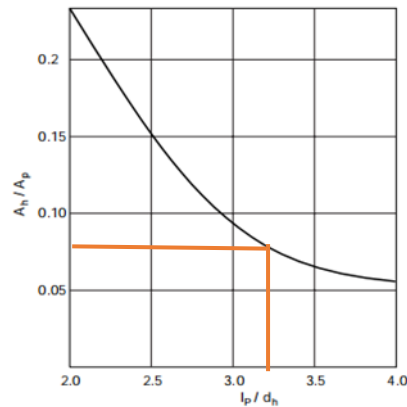


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Dari Fig 11.33 hal 466 Coulson, diperoleh nilai :  $lp/dh = 3,25 \text{ mm}$

*Hole pitch*

$$\begin{aligned} L_p &= (lp/dh) \times dh \\ &= 3,25 \text{ mm} \times 5 \text{ mm} \\ &= 16,25 \text{ mm} = 0,016 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) \times (5 \text{ mm})^2 \\ &= 19,625 \text{ mm}^2 = 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lubang} = A_h/\text{luas 1 lubang} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$\begin{aligned} &= 0,07 / 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \\ &= 3.323,41 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Tray

Diameter Tray ( $D_c$ ) = 1,045 m

Diameter Lubang ( $d_h$ ) = 0,005 m

*Hole Pitch* ( $lp$ ) = 0,016 m

Jumlah *Hole* = 3.323,41 buah

*Turn Down Ratio* = 80%

Material *Tray* = Carbon steel SA 283 grade C

Material *Downcomer* = Carbon steel SA 283 grade C

<i>Tray Spacing</i>	= 0,3 m
<i>Tray Thickness</i>	= 0,005 m
Panjang <i>Weir</i>	= 0,05 m
Tinggi <i>Weir</i>	= 0,05 m
<i>Pressure Drop per Plate</i>	= 0,0066 atm

### Menentukan Ukuran Menara

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum x_i/\rho} = 907,782 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric} = 2,684 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \text{Laju alir volumetrik} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2,684 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2,684 \text{ m}^3 = 94,791 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= (1 + \text{overdesign}) \times \text{Volume cairan} \\ &= (1 + 0,2) \times 2,684 \text{ m}^3 \\ &= 3,221 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design} &= (1 + \text{Overdesign}) \times \text{tekanan operasi} \\ &= (1 + 0.2) \times 14,696 \text{ psi} \\ &= 17,635 \text{ psi} \end{aligned}$$

### Tebal dinding

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Carbon steel SA 283 grade C}$$

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ Psi} \quad \dots(\text{tabel 13.1 hal 251 brownell})$$

$$\text{Efisiensi sambungan, } E = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 1,046 \text{ m} = 41,164 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding shell, } t_s = \frac{P.R}{f.E-0,6P} + C \quad \dots(\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$= \frac{17,635 \times 41,164/2}{12.650 \times 0,80 - 0,6 \times 17,635}$$

$$= 0,159 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar =  $\frac{1}{4}$  in, (0.25 in) ... (Brownell, 1959)

### Tutup Menara

Tebal *Head*

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \times \text{ts})$$

$$= 41,164 \text{ in} + (2 \times \frac{1}{4} \text{ in})$$

$$= 41,664 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 48 in ... (Tabel 5.7 Brownell)

$$\text{ID standar} = \text{OD} - (2 \times 0,25) = 47,5 \text{ in}$$

Diperoleh:

$$\text{Icr} = 3$$

$$r = 48$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{\text{Icr}}} \right) \dots (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{48}{3}} \right)$$

$$= 3,00 \text{ in}$$

$$\text{th} = \frac{P \times \text{Icr} \times W}{2f.E - 0,2 P} + C \dots (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$= 0,132 \text{ in}$$

Tebal *head* standar yang digunakan =  $\frac{1}{4}$  in (Tabel 5.6 Brownell, 1959, hal 88)

Untuk tebal *head*  $\frac{1}{4}$  in, diperoleh :

$$\text{sf} = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ in} \dots (\text{Tabel 5.8 Brownell, 1959:93})$$

Diambil sf = 2 in

$$a = \text{ID}/2$$

$$= 23,75 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \text{ID}/2 - \text{Icr}$$

$$= 20,75 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{Icr}$$

$$\begin{aligned}
 &= 45 \text{ in} \\
 AC &= 39,93 \text{ in} \\
 b &= r-AC \\
 &= 8,07 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head (OA)} \\
 OA &= th + b + sf \\
 OA &= 1/4 + 8,07 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 10,32 \text{ in} \\
 &= 0,26 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Tinggi Menara

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter kolom (Dc)} &= 1,046 \text{ m} \\
 \text{Luas kolom (Ac)} &= 1,037 \text{ m}^2 \\
 \text{Volume head} &= 0,0847 D_i^3 \\
 &= 0,0847 (1,046)^3 \\
 &= 0,097 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume head pada sf} &= \frac{\pi}{4} ID^2 sf \\
 &= \frac{\pi}{4} (47,5)^2 (2) \\
 &= 3.542,31 \text{ in}^3 = 0,058 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume total head} &= \text{Volume head tanpa sf} + \text{Volume head pada sf} \\
 &= 0,097 \text{ m}^3 + 0,058 \text{ m}^3 \\
 &= 0,155 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom

$$Q = \frac{L}{\rho L} = \frac{2.959,33 \text{ kg/jam}}{833,73 \text{ kg/m}^3} = 0,0592 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *plate* terakhir = 5-10 menit (Ulrich, 1984)

Sehingga, diasumsikan waktu tinggal cairan = 5 menit

$$\begin{aligned}
 V \text{ cairan} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 0,0592 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\
 &= 0,296 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (HL)

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

$$\begin{aligned} HL &= \frac{V}{\frac{\pi}{4} D_c^2} \\ &= \frac{0,296 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} (1,046 \text{ m})^2} \\ &= 0,345 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi = Jarak dari *plate* teratas = 1 m

Tinggi penyangga menara = 1 m

Jumlah *plate* = 28 buah

Ht =  $1,5 \times 47,5 \text{ in} = 71,25 \text{ in} = 1,809 \text{ m}$

Hb =  $2 \times 47,5 \text{ in} = 95 \text{ in} = 2,413 \text{ m}$

Tebal *plate* = 0,3 m

Tinggi total = (jumlah *plate*  $\times$  jarak *plate*) + Ht + Hb + OA  
 =  $((28 \times 0,3) + 1,809 + 2,413 + 0,26) \text{ m}$   
 = 12,88 m

### Kondensor (CD-102)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-101

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Data desain:

*Shell:*

Fluida panas

Laju alir,  $w = 1.789,075 \text{ kg/jam} = 3.944,910 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 119,54^\circ\text{C} = 247,17^\circ\text{F}$

$t_2 = 98,79^\circ\text{C} = 209,82^\circ\text{F}$

*Tube:*

Fluida dingin

Laju alir,  $w = 14.732,04 \text{ kg/jam} = 32.484,15 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$

$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

Beban panas *cooler*

$$Q = 3.203.532,83 \text{ kkal/jam}$$

$$= 3.036.949,12 \text{ Btu/jam}$$

**LMTD (Log Mean Temperature Difference)**

Fluida panas (F)		Fluida dingin (F)	Selisih
247,17	Suhu tinggi	122,00	125,17
209,82	suhu rendah	82,40	127,42

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$= 126,293^\circ\text{F}$$

**Temperatur Rata-rata**

$$T_a = 228,49^\circ\text{F}$$

$$t_a = 102,2^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

840

**PROCESS HEAT TRANSFER**

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS  
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

*Hot fluid* = Heavy organics

*Cold fluid* = Water

Range UD = 5-75 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih UD = 75 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = 411,06 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Shell and Tube Heat Exchanger* dengan klasifikasi dari (tabel 11 Kern 1965) berikut:

Dalam perancangan ini digunakan :

Panjang *tube*, L = 15 ft

Diameter luar *tube*, OD = 0,75 in

Jenis *tube* = 16 BWG

*Tube pitch*, Pt = 1 in

$a't$  = 0,302 in<sup>2</sup>

$a''$  = 0,196 ft<sup>2</sup>/ft

n = 2 pass

Jumlah *tube*, Nt =  $\frac{A}{L \cdot a''} = 139,6 = 140$

**Koreksi nilai  $U_D$  dan A Berdasarkan Klasifikasi Tube**

$A_{\text{koreksi}} = Nt \times L \times a''$   
 $= 140 \times 15 \text{ ft} \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$   
 $= 412,23 \text{ ft}^2$

$U_{D\text{koreksi}} = \frac{Q}{A \times \Delta t} = 74,78 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

ID *shell* = 12 in ... (Kern, 1965)

Clearance,  $C'' = PT - OD$   
 $= 1,25 \text{ in} - 1 \text{ in}$   
 $= 0,25 \text{ in}$

Baffle space, B =  $0,75 \times \text{IDs} = 0,75 \times 12 \text{ in} = 9 \text{ in}$

Pass (n) = 2 ... (Kern, 1965)

**Tube Side : Fluida Panas**

at =  $\frac{140 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,169 \text{ ft}^2$

Gs =  $\frac{Ws}{as}$  ... (Kern, 1965 Hal 114)

=  $\frac{3.944,91 \text{ lb/h}}{0,1468 \text{ ft}^2} = 26.871,67 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

Pada Ta = 102°F, diperoleh :

Cp = 21,52 btu/lb.°F

$\mu$  = 0,027 lb/ft.h



$$k = 0,014 \text{ btu/h.ft } ^\circ\text{F}$$

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu} = 50.930,62 \text{ (Turbulen)} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

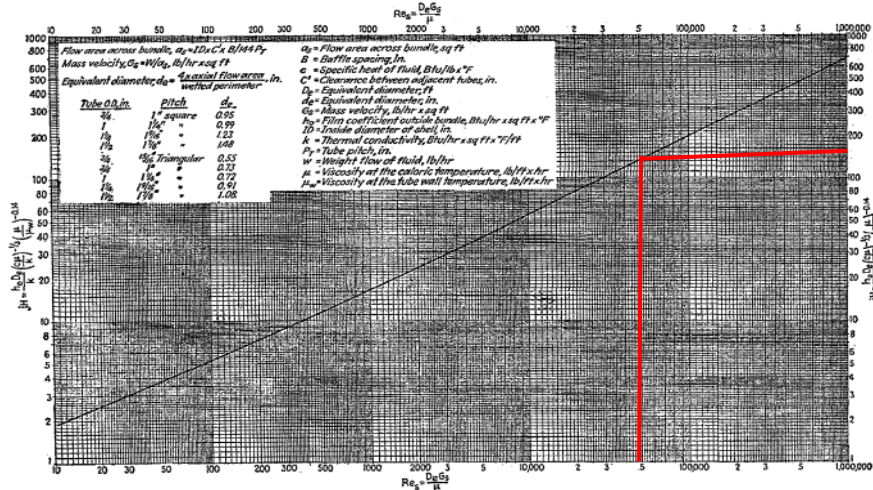


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Pada fig 28 (Kern, 1965:838) diperoleh,  $JH = 170$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{21,52 \times 0,0274}{0,014}\right)^{1/3} = 3,476$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= 170 \cdot \frac{0,014}{0,052 \text{ ft}} \cdot 3,476$$

$$= 159,75 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{ID}{OD} \times h_i \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{0,62}{0,75} \times 159,75 \frac{\text{btu}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 132,058 \text{ btu/h.ft}^2$$

**Shell : Fluida dingin**

$$As = \frac{ID \times B \times C'}{144 \times PT} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{12 \times 9 \times 0,25}{144 \times 1} = 0,187 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{Ws}{as} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 144})$$

$$= \frac{14.732,05}{0,187 \text{ ft}^2} = 78.570,9 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$Cp = 1,002 \text{ btu/lb} \quad \dots(\text{Fig. 3, Kern 1983, hal 805})$$

$$\mu = 1,637 \text{ lb/ft.h} \quad \dots(\text{Fig 14, Kern 1983, hal 823})$$

$$k = 0,361 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad \dots(\text{Tab 4, Kern 1983, hal 800})$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0.061 \text{ ft} \times 78.570,9,15 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{1,637 \text{ lb/ft.h}} = 2.919,25$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983, hal 838) diperoleh  $JH = 28$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 275,22 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

Koefisien panas bersih keseluruhan ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{132,058 \text{ btu/h.ft}^2 \times 275,22 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{132,058 \text{ btu/h.ft}^2 + 275,22 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} = 89,238 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Faktor pengotor ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{89,404 - 49,745}{89,404 \times 49,745} = 0,0089 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

### Pressure Drop Shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Untuk  $Re_s = 5.932,96$  diperoleh

$$f = 0,0024$$

(Fig 29, Kern, 1983, hal839)

$$(N+1) = (12 \times L)/B$$

$$= (12 \times 15)/9 = 20$$

$$D_s = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0024 \times 78.570,9^2 \times 1 \times 20}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0,06 \times 0,302 \times 1}$$

$$= 0,309 \text{ psi}$$

### Pressure Drop Tube

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk  $Re_t = 50.930,62$  diperoleh

$$f = 0,0015$$

(Fig 26, Kern, 1983, hal 836)

$$s = 1$$

$$\Psi_t = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0015 \times 26.871,67^2 \times 15 \times 2}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0,0752 \times 1 \times 1}$$

$$= 0,00062 \text{ psi}$$

$\Delta P_t$  yang diperbolehkan = 10 psi

### Reboiler (RB-101)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-101

Jenis : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger (aliran counter current)

Jumlah : 1 unit



### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Fluida dingin (Produk Bawah Menara Destilasi)

Laju alir fluida dingin = 647,583 kg/jam = 1,427 lb/h

Temperatur awal ( $t_1$ ) = 176,89°C = 482,94 K = 409,62°F

Temperatur akhir ( $t_2$ ) = 163,773°C = 436,77 K = 326,52°F

Fluida panas : *Steam*

Laju alir fluida panas = 1.962,267 kg/jam = 4.326,882 lb/h

Temperatur awal ( $T_1$ ) = 260°C = 533,15 K = 500°F

Temperatur akhir ( $T_2$ ) = 260°C = 533,15 K = 500°F

$Q$  supply = 238.998,02 kJ/jam = 226.570,123 btu/h

### LMTD (Log Mean Temperature Difference)

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
500	Suhu tinggi	409,62	90,38
500	suhu rendah	326,52	173,48

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 127,44 \text{ °F}$$

Menentukan suhu rata-rata:

$$T_h = \frac{T_1 + T_2}{2} = 500 \text{ °F}$$

$$t_h = \frac{t_1 + t_2}{2} = 368,071 \text{ °F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

*Hot fluid* = *Steam*

*Cold fluid* = *Heavy Organics*

Range UD = 5-75 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih UD = 40 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{226.570,123 \text{ btu/h}}{40 \times 127,44^\circ F} = 44,44 \text{ ft}^2$$

Dalam perancangan ini digunakan:

Diameter luar *tube*, OD = 3/4 in ... (Kern, 1965)

Jenis *tube* = 16 BWG

*Tube pitch*, Pt = 0,94 in

Panjang *tube*, L = 10 ft

a't = 0,302 in<sup>2</sup>

a'' = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

ID = 0,62 in

n = 2 pass

$$\text{Jumlah tube, Nt} = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{52,89}{10 \times 0,1963} = 22,6 = 30$$

Nt standar = 30 Tabel 9 ... (Kern, 1964, hal 91)

ID *Shell* = 8 in.

### Koreksi nilai $U_D$ dan $A$ Berdasarkan klasifikasi Tube

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= Nt \times L \times a'' \\ &= 30 \times 10 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 58,89 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 30,188 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

### Shell : Fluida Dingin

$$a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times Pt} \quad \dots (\text{Kern, 1965 Hal 138})$$

ID *shell* = 8 in

$$\begin{aligned} \text{Clearance, } C'' &= P_T - OD \\ &= 0,9375 \text{ in} - 3/4 \text{ in} \\ &= 0,188 \text{ in} \end{aligned}$$

Baffle spacing, B = 0,75 x IDs = 0,75 x 8 in = 6 in

$$a_s = \frac{8 \times 0,1875 \times 6}{144 \times \frac{15}{16}} = 0,067 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 138})$$

$$= \frac{1.427,92 \text{ lb/h}}{0,067 \text{ ft}^2} = 21.418,79 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$C_p = 35,37 \text{ btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0215 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$k = 0,0079$$

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= \frac{0,052 \text{ ft} \times 21.418,79 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,0215 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}} = 51.555,76$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh  $JH = 170$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{35,37 \times 0,0215}{0,0079}\right)^{1/3} = 4,56 \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= 170 \cdot \frac{0,0079}{0,052} \cdot 4,56 = 119,296 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_o \times \frac{ID}{OD} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= 98,62 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### **Tube : Fluida Panas**

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= \frac{30 \times 0,937 \text{ ft}^2}{144 \times 2} = 0,0052 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= \frac{2.854,94}{0,0052 \text{ ft}^2} = 552.568,7 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$C_p = 1,223 \text{ btu/lb}$$

$$\mu = 0,351 \text{ btu/ft} \cdot \text{h}$$

$$k = 0,37 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Re = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= \frac{0,73 \text{ ft} \times 552.568,7 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{0,284 \text{ btu/ft} \cdot \text{h}}$$

$$= 206.346,08$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh  $JH = 230$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150})$$

$$= 1.264,14 \text{ btu/h.ft}^{2\circ\text{F}}$$

**Koefisien panas bersih keseluruhan (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 91,48 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ\text{F}}$$

**Faktor pengotor (Rd)**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,022 \text{ jam.ft}^{2\circ\text{F/btu}}$$

**Pressure Drop Shell**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \rho_s}$$

Untuk R = 51.731,21 diperoleh

$$f = 0,0017$$

(Fig 29, Kern, 1983 hal 839)

$$s = 1$$

$$\Psi_s = 1$$

$$(N+1) = (12 \times L)/B = 24$$

$$D_s = 8 \text{ in}$$

$$D_e = 0,060 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = 1,243 \text{ psi}$$

**Pressure Drop Tube**

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \rho_t}$$

Untuk R = 206.346,09 diperoleh

$$f = 0,0012$$

(Fig 26, Kern, 1983, hal 836)

$$s = 1$$

$$\Psi_t = 1$$

$$\Delta P_t = 6,241 \text{ psi}$$

$\Delta P_t$  yang diperbolehkan = 10 psi

**Akumulator (A-101)**

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup torispherical .

Jumlah : 1 unit

**Kondisi Penyimpanan**

Temperatur : 98,789°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir : 1.789,08 kg/jam

Menentukan Ukuran Tangki

Densitas campuran = 721,024 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\text{Densitas campuran (kg/m}^3)} = \frac{1.789,08 \text{ kg/jam}}{721,024 \text{ kg/m}^3} = 2,48 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Volume Tangki

$$\begin{aligned} V &= \text{Rate volumetric} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2,48 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{shell} &= \frac{\text{volume larutan}}{85\%} \\ &= \frac{2,48 \text{ m}^3}{85\%} \\ &= 2,919 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$D : L = 1 : 2$$

...(Brownell, 1959)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{shell}}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 2,919 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 1,549 \text{ m}$$

$$L = 3,098 \text{ m}$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 D_s^3$$

Dimana:

$D_s$  : Diameter *shell*, in

$$\begin{aligned} V_{dish} &= 0,000049 D_s^3 \\ &= 0,000049 \times (1,549 \text{ m})^3 \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{sf}{144}$$

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{3,14}{4} \times 1,549^2 \times \frac{2}{144} \\ &= 0,026 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{head} = V_{dish} + V_{sf}$$

$$= 0,0002 \text{ m}^3 + 0,026 \text{ m}^3$$

$$= 0,026 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= V + 2V_{\text{head}} \\
 &= 2,48 \text{ m}^3 + (2 \times 0,03 \text{ m}^3) \\
 &= 2,534 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam shell} &= V_{\text{cairan total}} - V_{\text{cairan head bawah}} \\
 &= 2,92 \text{ m}^3 - 0,03 \text{ m}^3 \\
 &= 2,89 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume campuran tangki} = \pi \times D^2 \times \frac{H_i}{4}, \text{ Sehingga Tinggi campuran dalam}$$

$$\text{Tinggi Hi} = \frac{2,481}{\frac{3,14}{4} \times 1,55^2}$$

$$\text{Hi} = 1,32 \text{ m} = 4,32 \text{ ft}$$

### Tekanan Design

$$\text{Tekanan hidrostatis} = 1,349 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 14,69 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= \text{Tekanan hidrostatis} + \text{tekanan udara luar} \\
 &= (1,349 \text{ psi} + 14,69 \text{ psi}) \times 1,2 \\
 &= 19,25 \text{ psi} = 1,31 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

### Tebal Dinding Tangki

Dipilih, *Carbon steel* SA 283 grade C ... (Brownel & young, 1959)

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t &= \frac{P.D}{2f.E - 0.65P} + C \quad \dots (\text{Brownel \& young, 1959}) \\
 &= 0,179 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar 1/4 in (0,25 in) ... (Tabel 5.6. Brownell & Young)

### Perancangan Tutup Tangki

Tebal *Head*

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\
 &= 60,99 + (2 \times 0,25) \\
 &= 61,49 \text{ in}
 \end{aligned}$$

OD standar = 66 in (Tabel 5.7 Brownell)

$$\text{icr} = 4$$



$$r = 66$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \dots(\text{Brownel \& young, 1959})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{66}{4}} \right)$$

$$= 3,046 \text{ in}$$

$$th = \frac{0.885 \times Pr.Dt}{f.E - 0.1Pr} + C \quad \dots(\text{Brownel \& young, 1959})$$

$$th = 0,228 \text{ in}$$

Dipilih plat dengan tebal standar 1/4 in (0,25 in) dan sf standar 2 in

$$a = \frac{ID}{2} = 32,75 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 28,75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 62 \text{ in}$$

$$AC = 54,93 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 11,07 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + th + sf \\ &= 11,07 + 0,25 \text{ in} + 2 \\ &= 153,32 \text{ in} \\ &= 0,338 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Acc} &= 2 \text{ tinggi head (OA)} + \text{tinggi shell} \\ &= (2 \times 0,338 \text{ m}) + 3,098 \text{ m} \\ &= 3,775 \text{ m} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Alat Menara Destilasi (MD-101)

Fungsi : Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.

Kode : MD-101

Jumlah Alat : 1

Tipe : *Sieve Tray Column*

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Operasi	: Tekanan 1,5 atm
Diameter <i>Tray</i>	: 1,05 m
<i>Tray Spacing</i>	: 0,3
Jumlah <i>Plate</i>	: 28
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0066 atm
<i>Volume Design</i>	: 3,22 m <sup>3</sup>
Tekanan <i>Design</i>	: 17,635 psi
OD	: 48 in
ID	: 47,5 in
Tebal Dinding	: 0,25 in
Tinggi <i>Head</i>	: 0,26 m
Tinggi Menara	: 12,89 m

#### **Kondensor MD-101**

Fungsi	: Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-101
Kode	: CD-102
Jenis	: 1-2 <i>Shell and tube heat exchanger</i> (aliran <i>counter current</i> )
<i>Baffle Space</i>	: 9 in
Pass (n)	: 2
<i>Tube Side</i>	
Panjang (L)	: 15 ft
OD	: 0,75 in
Jumlah <i>Tube</i>	: 140
<i>Pitch</i>	: 1 in
$\Delta P$	: 0,00062 psi
<i>Shell Side</i>	
ID	: 12 in
Passes	: 8
$\Delta P$	: 1,2277 psi
Uc	: 89,238 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0,0022 jam.ft <sup>2</sup> .°F/btu

### **Reboiler MD-101**

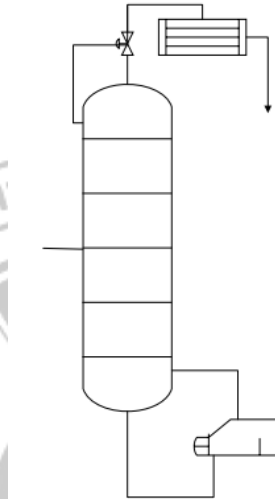
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-101
Kode	: RB-101
Jenis	: 1-2 <i>Shell and tube heat exchanger</i> (aliran <i>counter current</i> )
<i>Baffle Space</i>	: 6 in
Pass (n)	: 2
<i>Tube Side</i>	
Panjang (L)	: 10 ft
OD	: 0,75 in
Jumlah <i>Tube</i>	: 30
<i>Pitch</i>	: 0,94 in
$\Delta P$	: 6,241 psi
<i>Shell Side</i>	
ID	: 8 in
$\Delta P$	: 1,24 psi
Uc	: 91,481 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0,0222 jam.ft <sup>2</sup> .°F/btu

### **Akumulator MD-101**

Fungsi	: Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.
Kode	: A-101
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup torispherical .
Jumlah	: 1 unit
Voume Tangki	: 2,48 m <sup>3</sup>
Tekanan <i>Design</i>	: 19,255 psi
OD	: 66 in
ID	: 65,5 in
Tebal Tangki	: 0,25 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,25 in
Tinggi Tangki	: 3,77 m

## 24. Menara Destilasi (MD-102)

Fungsi : Memisahkan produk EDA dan air  
 Kode : MD-102  
 Tipe : Menara destilasi dengan *sieve tray*  
 Gambar :



### Kondisi Operasi

Suhu Feed = 119,54°C = 392,69 K  
 Suhu Destilat = 110,84°C = 383,99 K  
 Suhu Bottom = 129,22°C = 402,37 K  
 Tekanan Puncak = 1,5 atm  
 Tekanan Dasar = 1,5 atm

### Spesifikasi Komponen MD-102

Tabel C.31 Menentukan Densitas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\rho_{liq}$ (kg/m <sup>3</sup> )	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	647,13	0,28571	944,577	925,41
EDA	0,27149	0,22411	638	0,2015	940,326	922,94
MEA	0,22765	0,20726	593	0,20173	814,866	795,97
<b>Total</b>					<b>944,56</b>	<b>925,4</b>

Destilat

$$\rho_{liq} \text{ mix} = 944,56 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\text{BM mix} = 18,198 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vap}} = 0,577 \text{ kg/km}^3$$

Bottom

$$\rho_{\text{liq mix}} = 925,401 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\text{BM mix} = 59,686 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vap}} = 1,809 \text{ kg/km}^3$$

Tabel C.32 Menentukan Viskositas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\mu_{\text{liq}} \text{ (cP)}$	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,5E-01	2,13E-01
EDA	-18,3052	2,96E+03	3,79E-02	-2,97E-05	3,76E-01	3,10E-01
MEA	-13,1818	2,86E+03	2,08E-02	-1,42E-05	1,46E+00	7,11E-01

Destilat

$$\mu_{\text{liq}} = 0,251 \text{ CP} = 2,51 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,25 \text{ CP} = 2,5 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Bottom

$$\mu_{\text{liq}} = 0,312 \text{ CP} = 3,12 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,213 \text{ CP} = 2,13 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Tabel C.33 Massa Komponen Masuk MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	xiF
MEA	6,31	0,002
EDA	1260,1	0,419
H <sub>2</sub> O	522,66	0,579
<b>Total</b>	<b>1.789,075</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.34 Massa Komponen Keluar Destilat MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	xiD
EDA	7,575	0,004
H <sub>2</sub> O	518,873	0,996
<b>Total</b>	<b>526,448</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.35 Massa Komponen Keluar Bottom MD-102

Komponen	Massa (kg/jam)	xiB
MEA	6,313	0,026
EDA	1.252,52	0,975
H <sub>2</sub> O	3,788	0,004
<b>Total</b>	<b>1.262,62</b>	<b>1,00</b>

Light Key Component (LK) = Ethylenediamine (EDA)

Heavy Key Component (HK) = Air (H<sub>2</sub>O)

Menghitung Jumlah Tray Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \times \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{LK,av}} \dots (\text{Geankoplis, 1997, hal. 658})$$

$$= 44,12 \text{ tray}$$

$$= 45 \text{ tray}$$

**Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)**

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta} \dots (\text{Geankoplis, 1997. Hal 660})$$

Pada neraca massa dilakukan Trial  $\theta = 0,57$  sehingga diperoleh  $\sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta} = 1,45$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i^D}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = 1,45$$

$$R_m = 0,45$$

$$R_D = 1,2 \times R_m$$

$$= 0,54$$

$$\frac{R_D}{R_D + 1} = \frac{0,54}{0,54 + 1} = 0,35$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{0,45}{1,45} = 0,31$$

Berdasarkan figure 11.11 Chemical Engineering Design (Sinnott 2005) diperoleh nilai  $N_m/N$  sebesar 0,34 sehingga jumlah stages yang diperoleh :

$$\frac{Nm}{N} = 0,34$$

$$N = \frac{Nm}{0,34}$$

$$N = \frac{15}{0,34}$$

$$= 44,12 \approx 45 \text{ stages}$$

### Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

Dari neraca massa diketahui

Laju alir massa bagian atas:

$$\text{Feed} = F = 1.789,075 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 526,448 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor} = V = 808,905 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cairan rate} = L = 282,456 \text{ kg/jam}$$

Laju alir massa bagian bawah:

$$\text{Bottom product} = B = 1.262,62 \text{ kg/jam}$$

$$L' = 2.071,53 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 808,91 \text{ kg/jam}$$

### Cairan Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \dots (\text{Coulson, 1983, hal 568})$$

Keterangan :

$F_{LV}$  = Cairan vapor flow factor

$Lw$  = Laju alir massa cairan (kg/jam)

$Vw$  = Laju alir massa uap (kg/jam)

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

$\rho_V$  = Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

Tinggi plate *spacing* pada umumnya antara 0.3-0.6 m. (Coulson . 1983, hal 448)

Diambil plate spacing = 0.33 m.

Menara bagian atas

$$F_{LV} = \frac{2.071,53}{282,46} \sqrt{\frac{0,578}{944,56}}$$

Menara bagian bawah

$$F_{LV} = \frac{2.071,53}{1.262,63} \sqrt{\frac{1,809}{925,41}}$$

$$= 0,182$$

Untuk tray spacing = 0.33 m dan  
FLV = 0,182 maka KI = 0,055.

$$= 0,041$$

Untuk tray spacing = 0.3 m dan  
FLV = 0,072 maka KI = 0,062.

(Coulson.1983, fig 11.27)

### Menentukan Kecepatan *Flooding*

$$U_f = KI \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal, 569})$$

$$U_{f \text{ top}} = 0,055 \sqrt{\frac{944,558 - 0,5779}{0,5779}} \quad U_{f \text{ bottom}} = 0,062 \sqrt{\frac{925,4 - 1,809}{1,809}}$$

$$= 2,22 \text{ m/s} \quad = 1,401 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan flooding (Coulson,1983 hal 459), untuk perancangan diambil  $U_v = 80\% U_f$ .

$$U_{v \text{ top}} = 80\% \times U_f \quad U_{v \text{ bottom}} = 80\% \times U_f$$

$$= 80\% \times 2,22 \text{ m/s} \quad = 80\% \times 1,401 \text{ m/s}$$

$$= 1,778 \text{ m/s} \quad = 1,121 \text{ m/s}$$

### Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{Q_w}{\rho v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

Keterangan :

$Q_v$  = Laju alir volumetrik maksimum ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$Q_w$  = Laju alir massa ( $\text{kg}/\text{s}$ )

$\rho v$  = Densitas uap ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$Q_{v \text{ top}} = \frac{2.071,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,578 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ sec/h}} \quad Q_{v \text{ bottom}} = \frac{2.071,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1,809 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ sec/h}}$$

$$= 1,00 \text{ m}^3/\text{s} \quad = 0,32 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Keterangan:

$A_n$  = Luas Area Netto ( $\text{m}^2$ )

$Q_v$  = Laju alir *volumetric* ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$U_v$  = Kecepatan uap ( $\text{m}/\text{s}$ )



$$A_{n \text{ top}} = \frac{1,00 \frac{m^3}{s}}{1,77 \frac{m}{s}} = 0,559 \text{ m}^2$$

$$A_{n \text{ bottom}} = \frac{0,318 \frac{m^3}{s}}{1,121 \frac{m}{s}} = 0,283 \text{ m}^2$$

### Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

$$Ac = \frac{An}{1-Ad} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Luas penampang downcomer (Ad) = 20% dari luas keseluruhan

$$Ac_{\text{top}} = \frac{0,559}{1-20\%} = 0,699 \text{ m}^2$$

$$Ac_{\text{bottom}} = \frac{0,283}{1-20\%} = 0,354 \text{ m}^2$$

### Menentukan diameter menara (Dc) berdasarkan kecepatan *flooding*

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

$$Dc_{\text{top}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,699}{3,14}} = 0,944 \text{ m}$$

$$Dc_{\text{bottom}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,354}{3,14}} = 0,672 \text{ m}$$

Dipilih diameter top = 0,944 m = 37,173 in

### Menentukan jenis aliran (*flow pattern*)

$$QL, = \frac{Lw,B}{\rho L,B} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Dimana:

QL<sub>.bottom</sub> : Laju alir volumetric bagian bottom (m<sup>3</sup>/s)

Lw : Laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

ρL : Densitas cairan bagian bottom (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga,

$$QL,B = \frac{2.071,53 \text{ kg/jam}}{925,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \frac{\text{sec}}{\text{jam}}} = 0,0006 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk QL.B = 0,0006 m<sup>3</sup>/s, maka jenis alirannya adalah *cross flow (single pass)*.

### Perancangan *tray* ...(Coulson.1983, hal 581)

Diameter menara, Dc = 0,94 m

Luas menara, Ac = (π/4xDc<sup>2</sup>) = 0,699 m<sup>2</sup>

Luas *downcomer*, Ad = 0.12 Ac = 0,084 m<sup>2</sup>

$$\text{Luas netto, } A_n = A_c - A_d = 0,616 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 A_d = 0,531 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0.1 A_a = 0,053 \text{ m}^2$$

$$(A_d/A_c) \times 100\% = 12\%$$

Dari fig 11.31 (Coulson, 1983)

Untuk  $A_d/A_c = 0,12$ , maka :

$$L_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Panjang weir, } L_w = 0,76 \times D_c = 0,717 \text{ m}$$

Berdasarkan Coulson vol 6 led p465,1983 diambil:

$$\text{Tinggi weir (} h_o = h_w) = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Diameter hole (} d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Plate} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

#### Pemeriksaan weeping rate

$$L_w, \text{ maks} = \frac{282,46 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{3600 \text{ det/jam}} \dots (\text{Coulson.1983, hal 582})$$

$$= 0,078 \text{ kg/s}$$

Minimum cairan rate, turn-down ratio = 80%

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_w \text{ min} = 80\% \times 0,078 \text{ kg/s}$$

$$= 0,063 \text{ kg/s}$$

Tinggi weir cairan crest ( $h_{ow}$ ) :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho l \times l_w} \right)^{2/3} \dots (\text{Coulson,1983. Pers. 11.85})$$

Keterangan :

$L_w$  = Cairan *flow rate* (kg/s)

$l_w$  = *Weir length* (m)

$\rho L$  = Densitas cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$h_{ow}$  = *Weir crest* (mm cairan)

$$h_{ow \text{ maks}} = 750 \left( \frac{0,718}{944,558 \times 0,078} \right)^{2/3}$$

$$= 1,781 \text{ mm cairan}$$

$$h_{ow \text{ min}} = 750 \left( \frac{0,063}{944,558 \times 0,716} \right)^{2/3}$$

= 1,535 mm cairan

Pada minimum *rate*,

$$(h_w + h_{ow}) = 51,53 \text{ mm} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dari fig 11.30 Coulson,1983 :

$$K_2 = 30,2$$

**Kecepatan Uap Minimum Desain Dihitung dengan Persamaan *Eduljee***

$$U_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \dots(\text{Coulson, 1983. Pers 11.84})$$

Dimana:

$U_h$  : Kecepatan uap minimum desain (m/s)

$K_2$  : Konstanta

$dh$  : Diameter *hole* (mm)

$\rho_v$  : Densitas uap ( $\text{kg/m}^3$ )

Sehingga,

$$U_{h \text{ top}} = 40,97 \text{ m/s}$$

**Plate Pressure Drop**

Maximum *vapor velocity through hole* ( $v_h$ )

$$\begin{aligned} v_h &= \frac{Q_v}{A_h} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582}) \\ &= \frac{1,00}{0,053} \\ &= 18,71 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Ketebalan *plate*/diameter = 5 mm/5 mm = 1

$$= \left(\frac{A_h}{A_a}\right) \times 100 = \left(\frac{0,08}{0,79}\right) \times 100 \% = 10\%$$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0,84

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \times \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dimana,

$\rho_v$  : Densitas uap ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_L$  : Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$C_o$  : *Orifice Coefficient*

$h_d$  : *Dry plate drop* (mm)

Sehingga,

$$h_d = 51 \left( \frac{18,72}{0,84} \right)^2 \times \frac{0,581}{944,558} = 15,49 \text{ mm cairan}$$

**Residual Head**

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dimana,

$h_r$  = Residual Head (mm)

$\rho L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{944,558 \text{ kg/m}^3} = 13,23 \text{ mm cairan}$$

**Total Plate Pressure Drop**

$$h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Keterangan :

$h_r$  = Residual head (mm)

$h_d$  = Dry plate drop (mm)

$h_w$  = Tinggi weir (mm)

$h_{ow}$  = Tinggi weir cairan (mm cairan)

$h_T$  = Total plate pressure drop (mm cairan)

Sehingga,

$$h_T = 15,49 + 51,53 + 13,23$$

$$= 80,26 \text{ mm cairan}$$

$$\Delta P = 9,81 \times 10^{-3} \times h_T \times \rho L$$

$$\Delta P = 9,81 \times 10^{-3} \times 80,26 \times 944,558 \text{ kg/m}^3$$

$$= 743,738 \text{ Pa} = 0,00734 \text{ atm}$$

**Downcomer liquid Back Up**

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi *downcomer cairan back-up*. Besaran-besaran yang diperlukan untuk menentukan apakah terjadi *downcomer cairan back up* atau tidak, yaitu:

$$h_{dc} = 166 \left( \frac{L_w}{\rho l \times A_{ap}} \right)^2 \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_T + h_{dc} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Dimana,

$h_{ap}$  : tinggi ujung apron dari plate (mm)

- $h_w$  : Tinggi *weir* (mm)  
 $A_{ap}$  : Luas permukaan *clearance* dibawah *downcomer* (m<sup>2</sup>)  
 $L_w$  : Kecepatan massa cairan (kg/s)  
 $\rho_L$  : Rapat massa cairan (kg/m<sup>3</sup>)  
 $h_{dc}$  : *Head* yang hilang di *downcomer* (mm cairan)  
 $h_{ow}$  : Tinggi cairan diatas *weir* (mm cairan)  
 $h_T$  : *Plate pressure drop* (mm cairan)  
 $h_{ap}$  :  $h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm})$   
 $h_{ap}$  :  $50 \text{ mm} - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 A_{ap} &= h_{ap} \times I_w \\
 &= 0,04 \text{ m} \times 0,718 \text{ m} \\
 &= 0,0287 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{dc}, &= 166 \left( \frac{0,078 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{944,558 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,028 \text{ m}^2} \right)^2 \\
 &= 0,0177 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_T + h_{dc} \\
 h_b &= 51,535 + 80,264 + 0,0177 \\
 &= 131,82 \text{ mm} \\
 &= 0,132 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = \frac{1}{2} (0,33 + 0,05) = 0,175$$

$h_b < \frac{1}{2}(l_t + h_w)$  maka jarak antar *plate* memenuhi syarat

### **Check Residence Time**

*Downcomer residence time* perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$Tr = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Dimana,

- $t_r$  : *Downcomer residence time* (s)  
 $A_d$  : Luas permukaan *downcomer* (m<sup>2</sup>)

hb : *Clear cairan back up* (m)

$\rho_L$  : Rapat massa cairan (kg/m<sup>3</sup>)

Lw : Kecepatan massa cairan (kg/s)

Jika  $tr > 3$  detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*

$$tr = \frac{0,084 \times 0,132 \times 944,559}{0,873} = 14,57 \text{ s}$$

### **Check Entrainment**

*Actual percentage flooding for design area*

$$U_v = \frac{Q_v}{A_n} \dots (\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$= 1,778 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{U_v}{U_f} \dots (\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$= 80\%$$

Berdasarkan fig 11.29 Coulson, 1986, diperoleh :

$$\Psi = 0,0109$$

$\Psi < 0,1$ , maka tidak terjadi *entrainment*

### **Layout Tray**

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*

Untuk  $L_w/DC = 0,76$

Diperoleh:

$$\theta_c = 100^\circ \text{ dan } l_h/DC = 0,18$$

Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180 - \theta_c = 180 - 100^\circ = 80^\circ$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*:

$$L_{av} = \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05) \dots (\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$= \frac{80}{180} \times \pi \times (0,944 - 0,05)$$

$$= 1,248 \text{ m}$$

*Luas unperforated edge strips*

$$A_{up} = h_w \times L_{av} = 0,05 \text{ m} \times 1,245 = 0,062 \text{ m}^2 \dots (\text{Coulson.1983, hal 584})$$

*Mean length of calming zone, approx = lw + width of unperforated strips*

$$= 0,717 + 0,05 \text{ m} = 0,767 \text{ m}$$

*Area of calming zone (Acz) = 2 x (mean length of calming zone x width of unperforated strip)*

$$= 2 \times (0,766 \text{ m} \times 0,05)$$

$$= 0,077 \text{ m}^2$$

Luas total tersedia untuk *perforasi*:

$$(A_p) = A_a + A_{up} + A_{cz} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$= 0,671 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = 0,053 / 0,671 \text{ m}^2 = 0,079 \text{ m}^2$$

Dari Fig 11.33 hal 466 Coulson, diperoleh nilai :  $l_p/d_h = 3,28 \text{ mm}$

*Hole pitch*

$$\begin{aligned} L_p &= (l_p/d_h) \times d_h \\ &= 3,28 \text{ mm} \times 5 \text{ mm} \\ &= 16,4 \text{ mm} = 0,016 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) \times (5 \text{ mm})^2 \\ &= 19,625 \text{ mm}^2 = 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lubang} = A_h/\text{luas 1 lubang} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 584})$$

$$\begin{aligned} &= 0,053 / 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \\ &= 2.710,29 \text{ buah} \end{aligned}$$

### **Spesifikasi Tray**

$$\text{Diameter Tray (Dc)} = 0,942 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Lubang (d_h)} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Hole Pitch (l_p)} = 0,016 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Hole} = 2.710,29 \text{ buah}$$

$$\text{Turn Down Ratio} = 80\%$$

$$\text{Material Tray} = \text{Carbon steel SA 283 grade C}$$

$$\text{Material Downcomer} = \text{Carbon steel SA 283 grade C}$$

$$\text{Tray spacing} = 0,33 \text{ m}$$

<i>Tray Thickness</i>	= 0,005 m
Panjang <i>Weir</i>	= 0,05 m
Tinggi <i>Weir</i>	= 0,05 m
<i>Pressure Drop per Plate</i>	= 0,0073 atm

### Menentukan Ukuran Menara

Densitas campuran	$= \frac{1}{\sum x_i/\rho} = 933,89 \text{ kg/m}^3$
Laju alir volumetric	= 1,92 m <sup>3</sup> /jam
Volume cairan	= Laju alir volumetrik x 1 jam = 1,92 m <sup>3</sup> /jam x 1 jam = 1,92 m <sup>3</sup>
Faktor keamanan	= 20%
Volume tangki	= (1 + Fk) x Volume cairan = (1 + 0,2) x 1,92 m <sup>3</sup> = 2,298 m <sup>3</sup>

### Menentukan Tebal Dinding dan *Head* Menara

Tekanan operasi	= 1 atm = 14,696 psi
Faktor keamanan	= 20%
Tekanan Design	= (1 + Fk) x tekanan operasi = (1 + 0,2) x 14,696 psi = 17,635 psi

### Tebal dinding

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
<i>Allowable working stress, f</i>	= 12.650 Psi ... (tabel 13.1 hal 251 brownell)
Efisiensi sambungan, E	= 85%
Faktor korosi, C	= 0,125 in
Diameter kolom (Dc)	= 0,944 m = 37,174 in
Tebal dinding <i>shell, ts</i>	$= \frac{P.R}{f.E-0,6P} + C \dots$ (Brownell & young, 1959) $= \frac{17,635 \times 37,174/2}{12.650 \times 0,80 - 0,6 \times 17,635}$ = 0,155 in



Tebal *shell* standar =  $\frac{1}{4}$  in, (0.25 in ) ... (Brownell, 1959)

### Tutup Menara

Tebal *Head*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= 37,174 \text{ in} + (2 \times \frac{1}{4} \text{ in}) \\ &= 37,67 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD standar = 38 in ... (Tabel 5.7 Brownell)

ID standar =  $\text{OD} - (2 \times 0,25) = 37,5 \text{ in}$

Diperoleh:

$i_{cr} = 2 \frac{3}{8}$

$r = 36$

$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right)$  ... (Brownell & young, 1959)

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{2 \frac{3}{8}}{36}} \right) \\ &= 2,92 \text{ in} \end{aligned}$$

$t_h = \frac{P \times i_{cr} \times W}{2f.E - 0,2P} + C$  ... (Brownell & young, 1959)

= 0,131 in

Tebal *head* standar yang digunakan =  $\frac{3}{16}$  in (Tabel 5.6 Brownell, 1959:88)

Untuk tebal *head*  $\frac{3}{16}$  in, diperoleh :

$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} in$  (Tabel 5.8 Brownell, 1959:93)

Diambil  $sf = 2$  in

$a = \text{ID}/2$

= 18,75 in

$AB = \text{ID}/2 - i_{cr}$

= 16,38 in

$BC = r - i_{cr}$

= 33,63 in

$AC = 29,37$  in

$b = r - AC$

$$= 6,63 \text{ in}$$

Tinggi *head* (OA)

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 3/16 + 6,63 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 8,82 \text{ in}$$

$$= 0,22 \text{ m}$$

### Tinggi Menara

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 0,942 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (Ac)} = 0,697 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,0847 \times D_i^3 \\ &= 0,0847 \times (0,942)^3 \\ &= 0,071 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times sf \\ &= \frac{\pi}{4} \times (37,5)^2 \times (2) \\ &= 2,207,81 \text{ in}^3 = 0,036 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= \text{Volume head tanpa sf} + \text{Volume head pada sf} \\ &= 0,071 \text{ m}^3 + 0,036 \text{ m}^3 \\ &= 0,107 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom

$$Q = \frac{L}{\rho L} = \frac{2.071,53 \text{ kg/jam}}{915,61 \text{ kg/m}^3} = 0,037 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *plate* terakhir = 5-10 menit (Ulrich, 1984)

Sehingga, diasumsikan waktu tinggal cairan = 5 menit

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,037 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 0,189 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (HL)

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} \times D_c^2 \times H_L$$

$$\begin{aligned} HL &= \frac{V}{\frac{\pi}{4} \times D_c^2} \\ &= \frac{0,188 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (0,942 \text{ m})^2} \end{aligned}$$

$$= 0,27 \text{ m}$$

Asumsi = Jarak dari *plate* teratas = 1 m

Tinggi penyangga menara = 1 m

Jumlah *plate* = 45 buah

Ht =  $1,5 \times 37,5 \text{ in} = 56,25 \text{ in} = 1,429 \text{ m}$

Hb =  $2 \times 37,5 \text{ in} = 75 \text{ in} = 1,905 \text{ m}$

Tebal *plate* = 0,3 m

Tinggi total = (jumlah *plate*  $\times$  jarak *plate*) + Ht + Hb + OA

$$= ((45 \times 0,3) + 1,429 + 1,905 + 0,22) \text{ m}$$

$$= 18,41 \text{ m}$$

### Kondensor (CD-103)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-102

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Data desain:

*Shell*:

Fluida panas

Laju alir,  $w = 526,449 \text{ kg/jam} = 1.160,82 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 110,84^\circ\text{C} = 231,51^\circ\text{F}$

$t_2 = 96,19^\circ\text{C} = 205,14^\circ\text{F}$

*Tube*:

Fluida dingin

Laju alir,  $w = 17.414,62 \text{ kg/jam} = 38.399,24 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{Ud\Delta t}$$

Beban panas *cooler*

$Q = 1.455.149,15 \text{ kkal/jam}$

$= 1.379.481,39 \text{ Btu/jam}$

### LMTD (Log Mean Temperature Difference)

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
231,51	Suhu tinggi	122,00	109,51
205,14	suhu rendah	86,00	119,14

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$= \frac{119,14 - 109,51}{\ln \frac{119,14}{109,51}}$$

$$= 114,26^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2}$$

$$= 0,623$$

$$S = \frac{t_1 - t_2}{T_1 - t_1}$$

$$= 1,405$$

Dari grafik 18 (Kern, 1983) diperoleh:

$$F_T = 0,78$$

$$\text{Sehingga: } \Delta t_{LMTD} = F_T \times LMTD$$

$$= 0,78 \times 114,26^\circ\text{F}$$

$$= 89,122^\circ\text{F}$$

### Temperatur Rata-rata

$$T_a = 218,33 \text{ F}$$

$$t_a = 104 \text{ F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

840

#### PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS  
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Hot fluid = Heavy organics

Cold fluid = Water

$$\text{Range UD} = 5\text{-}75 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Dipilih UD} = 70 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1.379.481,39 \text{ btu/h}}{70 \times 89,122\text{°F}} = 221,14 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 200 \text{ ft}^2$  , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Shell and Tube Heat Exchanger* dengan klasifikasi dari tabel 11 Kern, 1965 berikut:

Dalam perancangan ini digunakan :

$$\text{Panjang tube, L} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar tube, OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Tube pitch, Pt} = 1 \text{ in}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 2 \text{ pass}$$

$$\text{Jumlah tube, Nt} = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{225,14 \text{ ft}^2}{15 \times 0,196 \text{ ft}^2} = 76,46 = 77$$

#### Koreksi Nilai $U_D$ dan $A$ Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$A_{\text{koreksi}} = Nt \times L \times a''$$

$$= 77 \times 15 \text{ ft} \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 226,73 \text{ ft}^2$$

$$U_{D\text{koreksi}} = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{1.379.481,39 \text{ Btu/jam}}{226,73 \text{ ft}^2 \times 89,122 \text{°F}} = 68,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{ID shell} = 10 \text{ in} \quad \dots(\text{Kern, 1965})$$

$$\text{Clearance, } C'' = \text{PT} - \text{OD}$$

$$= 1 \text{ in} - 0,75 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space, B} = 0,75 \times \text{IDs} = 0,75 \times 10 \text{ in} = 7,5 \text{ in}$$

$$\text{Pass (n)} = 2 \quad \dots(\text{Kern, 1965})$$

#### Tube Side : Fluida Panas

$$at = \frac{77 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,081 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{Ws}{as} \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{1.160,82 \text{ lb/h}}{0,081 \text{ ft}^2} = 14.376,71 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Pada Ta = 104°F, diperoleh :

$$Cp = 7,5 \text{ btu/lb} \cdot \text{°F}$$

$$\mu = 0,0301 \text{ lb/ft} \cdot \text{h}$$

$$k = 0,015 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{°F}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu} \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= 24.669,35 \text{ (Turbulen)}$$

Pada fig 28 (Kern, 1865:838) diperoleh, JH = 120

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{7,5 \times 0,0301}{0,015}\right)^{1/3} = 2,476$$

$$ho = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= 120 \cdot \frac{0,015}{0,052 \text{ ft}} \cdot 2,476 = 86,178 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$hio = \frac{ID}{OD} \times hi \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= 71,24 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2$$

### Shell : Fluida dingin

$$As = \frac{ID \times B \times C'}{144 \times PT} \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= \frac{10 \times 7,5 \times 0,25}{144 \times 1} = 0,13 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{Ws}{as} \dots(\text{Kern, 1965 Hal 114})$$

$$= 294.906,14 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$Cp = 1,002 \text{ btu/lb} \quad (\text{Fig. 3, Kern 1983:805})$$

$$\mu = 1,605 \text{ lb/ft} \cdot \text{h} \quad (\text{Fig 14, Kern 1983:823})$$

$$k = 0,361 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{°F} \quad (\text{Tab 4, Kern 1983:800})$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,061 \text{ ft} \times 294.906,14 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{1,605 \text{ lb/ft} \cdot \text{h}} = 11.173,76$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh JH = 38

$$ho = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 371,507 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Koefisien panas bersih keseluruhan ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 59,77 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Faktor pengotor ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0021 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

### Pressure Drop Shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Untuk  $Re_s = 11.173,76$  diperoleh

$f = 0,0024$  (Fig 29, Kern, 1983 :839)

$(N+1) = (12 \times L)/B = 24$

$D_s = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ ft}$

$D_e = 0,061 \text{ ft}$

$\Delta P_s = 4,53 \text{ psi}$

### Pressure Drop Tube

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk  $Re_t = 24.490,28$  diperoleh

$f = 0,0018$

(Fig 26, Kern, 1983 :836)

$s = 1$

$\Psi_t = 1$

$\Delta P_t = 0,00025 \text{ psi}$

$\Delta P_t$  yang diperbolehkan = 10 psi

### Reboiler (RB-102)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-102

Jenis : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger* (aliran *counter current*)

Jumlah : 1 unit



### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Fluida dingin (Produk Bawah Menara Destilasi)

Laju alir fluida dingin = 1.262,62 kg/jam = 2.784,09 lb/h

Temperatur awal ( $t_1$ ) = 129,22°C = 402,32 K = 281,102°F

Temperatur akhir ( $t_2$ ) = 145,47°C = 418,62 K = 293,842°F

Fluida panas : *Steam*

Laju alir fluida panas = 825,95 kg/jam = 1.820,88 lb/h  
 Temperatur awal ( $T_1$ ) = 260°C = 533,15 K = 500°F  
 Temperatur akhir ( $T_2$ ) = 260°C = 533,15 K = 500°F  
 $Q_{supply}$  = 1.498.186,42 kJ/jam = 1.420.280,72 btu/h

**LMTD (Log Mean Temperature Difference)**

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)		Selisih
500	Suhu tinggi	264,6		235,4
500	suhu rendah	293,84		206,16

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(T_1-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln \frac{T_1-t_2}{T_2-t_1}} = 220,46^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1-T_2}{t_2-t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2-t_1}{T_1-t_1} = 0,9$$

Dari grafik 18 (Kern, 1983) diperoleh:

$$F_T = 1.00$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta t_{LMTD} &= F_T \times LMTD \\ &= 1.00 \times 220,46^\circ\text{F} \\ &= 220,46^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan suhu rata-rata:

$$T_h = \frac{T_1+T_2}{2} = 500^\circ\text{F}$$

$$t_h = \frac{t_1+t_2}{2} = 279,22^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

*Hot fluid* = *Steam*

*Cold fluid* = *Heavy Organics*

*Range UD* = 5-75 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih UD = 65 Btu/jam ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1.420.280 \text{ btu/h}}{65 \times 220,46^\circ\text{F}} = 99,11 \text{ ft}^2$$

Dalam perancangan ini digunakan:

Diameter luar *tube*, OD = 3/4 in

Jenis *tube* = 16 BWG



$$\text{Tube pitch, Pt} = 0,94 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tube, L} = 10 \text{ ft}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$n = 2 \text{ pass}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{L \cdot a''} \\ &= \frac{137,91}{10 \times 0,1963} = 50,49 \end{aligned}$$

Nt standar = 82 Tabel 9 ... (Kern, 1983:91)

$$\text{ID Shell} = 12 \text{ in.}$$

### Koreksi Nilai $U_D$ dan A Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= Nt \times L \times a'' \\ &= 82 \times 10 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 160,966 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{1.420.280 \text{ Btu/jam}}{160,966 \text{ ft}^2 \times 220,46^\circ\text{F}} \\ &= 42,219 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Shell : Fluida Dingin

$$a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times Pt} \quad \dots (\text{Kern, 1965 Hal 138})$$

$$\text{ID shell} = 12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Clearance, C''} &= P_T - \text{OD} \\ &= 15/16 \text{ in} - 3/4 \text{ in} \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Baffle spacing, B} = 0,75 \times \text{IDs} = 0,75 \times 12 \text{ in} = 9 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{12 \times 0,1875 \times 6}{144 \times \frac{15}{16}} = 0,015 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_s}{a_s} \quad \dots (\text{Kern, 1965 Hal 138}) \\ &= \frac{2.784.091 \text{ lb/h}}{0,015 \text{ ft}^2} = 18.560,61 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h} \end{aligned}$$

$$C_p = 39,45 \text{ btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,0226 \text{ lb/ft.h} \\ k &= 0,011 \\ \text{Re} &= \frac{De \times Gs}{\mu} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= \frac{0,052 \text{ ft} \times 18.560,61 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{0,0226 \text{ lb/ft.h}} = 42.419,57\end{aligned}$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh  $JH = 140$

$$\begin{aligned}\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} &= \left(\frac{39,45 \times 0,0226}{0,011}\right)^{1/3} = 4,27 \\ h_o &= JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 133,64 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ h_{io} &= h_o \times \frac{ID}{OD} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 110,48 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### Tube : Fluida Panas

$$\begin{aligned}a_t &= \frac{Nt \times a't}{144 \times n} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 0,0078 \text{ ft}^2 \\ G_t &= \frac{W_t}{a_t} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= \frac{1.820,877}{0,0078 \text{ ft}^2} = 234.951,93 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ C_p &= 1,222 \text{ btu/lb} \\ \mu &= 0,246 \text{ btu/ft.jam} \\ k &= 0,35 \text{ btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{Re} &= \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 57.890,95\end{aligned}$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh  $JH = 110$

$$\begin{aligned}h_o &= JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 604,588 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### Koefisien panas bersih keseluruhan (Uc)

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(\text{Kern, 1965 Hal 150}) \\ &= 93,41 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### Faktor pengotor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{93,46 - 42,219}{93,46 \times 42,219} = 0,0129 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

### Pressure Drop Shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \rho_s}$$

Untuk R = 42.180,69 diperoleh

f = 0,0018 (Fig 29, Kern, 1983 :839)

s = 1

Ψ<sub>s</sub> = 1

(N+1) = (12xL)/B = 160

D<sub>s</sub> = 13 in

D<sub>e</sub> = 0,060 ft

ΔP<sub>s</sub> = 0,00013 psi

### Pressure Drop Tube

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot I D \cdot S \cdot \rho_t}$$

Untuk R = 50.890,95 diperoleh

f = 0,0018 (Fig 26, Kern, 1983:836)

s = 1

Ψ<sub>t</sub> = 1

ΔP<sub>t</sub> = 0,736 psi

ΔP<sub>t</sub> yang diperbolehkan = 10 psi

### Akumulator (A-102)

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor MD-102.

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup torispherical .

Jumlah : 1 unit

### Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 96,19°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir : 526,45 kg/jam

Menentukan Ukuran Tangki

Densitas campuran = 955,282 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\text{Densitas campuran (kg/m}^3)} = \frac{526,45 \text{ kg/jam}}{955,282 \text{ kg/m}^3} = 0,55 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Volume Tangki

V = Rate volumetric x 1 jam

= 0,55 m<sup>3</sup>/jam x 1 jam

= 0,55 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 V_{shell} &= \frac{\text{volume larutan}}{85\%} \\
 &= \frac{0,55 \text{ m}^3}{85\%} \\
 &= 0,65 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$D : L = 1 : 2$$

...(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 V_{shell} &= \frac{\pi}{4} x D^2 x L \\
 &= \frac{\pi}{4} x D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{4xV_{shell}}{\pi}} \\
 &= \sqrt[3]{\frac{4 x 0,65 \text{ m}^3}{3,14}} \\
 &= 0,938 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$L = 1,876 \text{ m}$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 D_s^3$$

Dimana:

$D_s$  : Diameter shell, in

$$\begin{aligned}
 V_{dish} &= 0,000049 D_s^3 \\
 &= 0,000049 x (0,938 \text{ m})^3 \\
 &= 0,00004 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} x D^2 x \frac{sf}{144}$$

$$\begin{aligned}
 V_{sf} &= \frac{3,14}{4} x 0,938^2 x \frac{2}{144} \\
 &= 0,0096 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{head} &= V_{dish} + V_{sf} \\
 &= 0,00004 \text{ m}^3 + 0,0096 \text{ m}^3 \\
 &= 0,00964 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{tangki} &= V_{shell} + 2V_{head} \\
 &= 0,648 \text{ m}^3 + (2 x 0,00964 \text{ m}^3) \\
 &= 0,57 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam shell} &= V_{cairan \text{ total}} - V_{cairan \text{ head bawah}} \\
 &= 0,648 \text{ m}^3 - 0,0096 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$= 0,639 \text{ m}^3$$

Volume campuran tangki =  $\pi \times D^2 \times \frac{H_i}{4}$ , Sehingga Tinggi campuran dalam

$$\text{tangki Hi} = \frac{0,551}{\frac{3,14}{4} \times 0,938^2}$$

$$\text{Hi} = 0,797 \text{ m} = 2,616 \text{ ft}$$

### Tekanan Design

Tekanan hidrostatis = 1,083 psi

Tekanan udara luar = 14,69 psi

Tekanan operasi = Tekanan hidrostatis + tekanan udara luar

$$= (1,083 \text{ psi} + 14,69 \text{ psi}) \times 1,2$$

$$= 18,93 \text{ psi} = 1,29 \text{ atm}$$

### Tebal Dinding Tangki

Dipilih, *Carbon steel* SA 283 grade C ... (Brownel & young, 1959)

*Allowable working stress, f* = 12.650 psi

Efisiensi, E = 85%

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal dinding *shell, t* =  $\frac{P.D}{2f.E-0.65P} + C$  ... (Brownel & young, 1959)

$$= 0,157 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 3/16 in (0,1875 in) (Tabel 5.6. Brownell & Young)

### Perancangan Tutup Tangki

Tebal *Head*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= 36,94 + (2 \times 0,1875) \\ &= 37,625 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 38 in (Tabel 5.7 Brownell)

icr = 2 3/8

r = 36

W =  $\frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$  ... (Brownel & young, 1959)

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{2^3}{36}} \right) = 2,919 \text{ in}$$

$$th = \frac{0.885xPr.Dt}{f.E-0.1Pr} + C \quad \dots(\text{Brownel \& young, 1959})$$

$$th = 0,184 \text{ in}$$

Dipilih plat dengan tebal standar 1/4 in (0,25 in) dan sf standar 2 in

$$a = \frac{ID}{2} = 18,81 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 16,44 \text{ in}$$

$$BC = r-icr = 33,63 \text{ in}$$

$$AC = 29,33 \text{ in}$$

$$b = r-AC = 6,67 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + th + sf \\ &= 6,67 + 0,25 \text{ in} + 2 \\ &= 8,92 \text{ in} \\ &= 0,226 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Acc} &= 2 \text{ tinggi head (OA)} + \text{tinggi shell} \\ &= (2 \times 0,226 \text{ m}) + 1,8876 \text{ m} \\ &= 2,329 \text{ m} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Alat Menara Destilasi (MD-102)

Fungsi : Memisahkan produk EDA dan air.

Kode : MD-102

Jumlah Alat : 1

Tipe : *Sieve Tray Column*

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Operasi : Tekanan 1,5 atm

Diameter Tray : 0,944 m

Tray Spacing : 0,3 m

Jumlah Plate : 45

Pressure Drop : 0,0073 atm

Volume Design : 2,298 m<sup>3</sup>

Tekanan Design : 17,635 psi

OD : 38 in

ID : 37,5 in

Tebal Dinding : 0,1875 in  
Tebal *Head* : 0,18 in  
Tinggi Menara : 18,41 m

### **Kondensor MD-102**

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-102  
Kode : CD-103  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
*Baffle Space* : 7,5 in  
Pass (n) : 2  
*Tube Side*  
Panjang (L) : 15 ft  
OD : 0,75 in  
Jumlah *Tube* : 77  
*Pitch* : 1 in  
 $\Delta P$  : 0,00026 psi  
*Shell Side*  
ID : 10 in  
Passes : 2  
 $\Delta P$  : 4,53 psi  
Uc : 59,778 btu/h.ft<sup>2</sup>°F  
Rd : 0,0021 jam.ft<sup>2</sup>°F/btu

### **Reboiler MD-102**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-102  
Kode : RB-102  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
*Baffle Space* : 9 in  
Pass (n) : 2  
*Tube Side*  
Panjang (L) : 10 ft  
OD : 0,75 in

Jumlah *Tube* : 82  
*Pitch* : 0,94 in  
 $\Delta P$  : 0,736 psi  
*Shell Side*  
ID : 12 in  
 $\Delta P$  : 0,00013 psi  
Uc : 93,46 btu/h.ft<sup>2</sup>°F  
Rd : 0,0129 h.ft<sup>2</sup>°F/btu

#### **Akumulator MD-102**

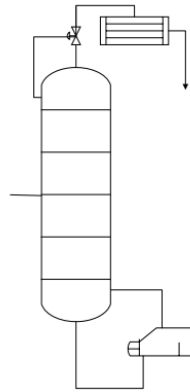
Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.  
Kode : A-102  
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup torispherical .  
Jumlah : 1 unit  
Voume Tangki : 0,639 m<sup>3</sup>  
Tekanan *Design* : 18,93 psi  
OD : 38 in  
ID : 37,5 in  
Tebal Tangki : 0,187 in  
Tebal *Head* : 0,25 in  
Tinggi Tangki : 2,329 m

#### **25. Menara Destilasi (MD-103)**

Fungsi : Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.  
Kode : MD-103  
Tipe : Menara destilasi dengan sieve tray

Gambar :





### Kondisi Operasi

Suhu Feed	= 209,79°C = 482,94K
Suhu Destilat	= 178,79°C = 451,94K
Suhu Bottom	= 217,1°C = 490,25 K
Tekanan Puncak	= 1,5 atm
Tekanan Dasar	= 1,5 atm

### Spesifikasi Komponen MD-103

Tabel C.36 Menentukan Densitas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\rho_{liq}$ (kg/m <sup>3</sup> )	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	647,13	0,28571	870,30	823,21
EDA	0,27149	0,22411	638	0,2015	871,92	826,94
MEA	0,22765	0,20726	593	0,20173	739,36	687,34
DETA	0,30174	0,25671	676	0,28571	813,58	772,55
<b>Total</b>					741,58	771,74

Destilat

$$\rho_{liq\ mix} = 741,579 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$BM \text{ mix} = 61,511 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{vap} = 1,659 \text{ kg/km}^3$$

Bottom

$$\rho_{liq\ mix} = 771,74 \text{ kg/m}^3$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$BM \text{ mix} = 102,767 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vap}} = 2,556 \text{ kg/km}^3$$

Tabel C.37 Menentukan Viskositas Campuran

Komponen	A	B	Tc	n	$\mu_{\text{liq}}$ (cP)	
					Destilat	Bottom
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	1,53E-01	1,25E-01
EDA	-18,3052	2,96E+03	3,79E-02	-2,97E-05	2,02E-01	1,49E-01
MEA	-13,1818	2,86E+03	2,08E-02	-1,42E-05	4,48E-01	2,76E-01
DETA	-6,9597	1,48E+03	1,15E-02	-9,37E-06	4,20E-01	2,96E-01

Destilat

$$\mu_{\text{liq}} = 0,445 \text{ CP} = 1,53 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,15 \text{ CP} = 1,5 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Bottom

$$\mu_{\text{liq}} = 0,296 \text{ CP} = 2,96 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\text{water}} = 0,125 \text{ CP} = 1,25 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$$

Tabel C.38 Massa Komponen Masuk MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiF
MEA	238,53	3,91	0,07
EDA	1262,63	21,01	0,36
DETA	412,84	4,00	0,07
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,50
<b>Total</b>	<b>2436,66</b>	<b>57,93</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.39 Massa Komponen Keluar Destilat MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiD
MEA	6,31	0,10	0,00
EDA	1.260,10	20,97	0,42
H <sub>2</sub> O	522,66	29,01	0,58
<b>Total</b>	<b>1.789,08</b>	<b>50,08</b>	<b>1,00</b>

Tabel C.40 Massa Komponen Keluar Bottom MD-103

Komponen	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	xiB
MEA	232,22	3,80	0,48
EDA	2,53	0,04	0,01
DETA	412,84	4,00	0,51
<b>Total</b>	<b>647,58</b>	<b>7,85</b>	<b>1,00</b>

Light Key Component (LK) = Ethylenediamine (EDA)

Heavy Key Component (HK) = Monoethylenediamine (MEA)

Menghitung Jumlah Plate Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \times \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{LK,av}} \dots (\text{Geankoplis, 1997, hal. 658})$$

$$= 12,5 \text{ plate}$$

$$= 13 \text{ plate}$$

Menghitung Laju Refluks Minimum Destilat (R)

Laju refluks destilat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot x_i F}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta} \dots (\text{Geankoplis, 1997 hal.660})$$

Pada neraca massa dilakukan Trial  $\theta = 2,43$  sehingga diperoleh  $\sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta} = 3,93$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha \cdot x_i D}{\alpha - \theta}$$

$$R_m + 1 = 3,930$$

$$R_m = 2,930$$

$$R_D = 1,2 \times R_m$$

$$= 3,516$$

$$\frac{R_D}{R_D + 1} = 0,778$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,745$$

Berdasarkan figure 11.11 *Chemical Engineering Design* (Sinnott 2005) diperoleh

nilai  $N_m/N$  sebesar 0,22 sehingga jumlah stages yang diperoleh :

$$\frac{N_m}{N} = 0,64$$

$$N = \frac{Nm}{0,22}$$

$$N = 12,50 \approx 13 \text{ stages}$$

### Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

Dari neraca massa diketahui

Laju alir massa bagian atas:

$$\text{Feed} = F = 647,583 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 236,553 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor} = V = 1.067,65 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cairan rate} = L = 831,097 \text{ kg/jam}$$

Laju alir massa bagian bawah:

$$\text{Bottom product} = B = 411,029 \text{ kg/jam}$$

$$L' = 1.478,68 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 1.067,65 \text{ kg/jam}$$

### Cairan Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v V}{\rho_l L}} \quad \dots(\text{Coulson, 1983, pers 11.82})$$

Keterangan :

$F_{LV}$  = Cairan vapor *flow factor*

$L_w$  = Laju alir massa cairan (kg/jam)

$V_w$  = Laju alir massa uap (kg/jam)

$\rho_l$  = Densitas cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$  = Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

Tinggi plate *spacing* pada umumnya antara 0.3-0.6 m. (Coulson . 1983, hal 448)

Diambil *plate spacing* = 0.33 m.

Menara bagian atas

$$F_{LV} = \frac{1.478,68}{831,096} \sqrt{\frac{1,659}{741,578}}$$

$$= 0,084$$

Untuk tray spacing = 0.33 m dan

Menara bagian bawah

$$F_{LV} = \frac{1.478,68}{411,03} \sqrt{\frac{2,556}{771,74}}$$

$$= 0,155$$

Untuk tray spacing = 0.3 m dan

$F_{LV} = 0,155$  maka  $KI = 0,031$

FLV = 0,209 maka KI = 0,06

(Coulson.1983, fig 11.27)

### Menentukan Kecepatan *Flooding*

$$U_f = KI \sqrt{\frac{\rho l - \rho v}{\rho v}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal, 569})$$

$$U_{f \text{ top}} = 0,06 \sqrt{\frac{741,58 - 1,659}{1,659}} \\ = 1,266 \text{ m/s}$$

$$U_{f \text{ bottom}} = 0,042 \sqrt{\frac{771,74 - 2,556}{2,556}} \\ = 0,538 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983 hal 459), untuk perancangan diambil  $U_v = 80\% U_f$ .

$$U_{v \text{ top}} = 80\% \times U_f \\ = 80\% \times 1,266 \text{ m/s} \\ = 1,013 \text{ m/s}$$

$$U_{v \text{ bottom}} = 80\% \times U_f \\ = 80\% \times 0,538 \text{ m/s} \\ = 0,43 \text{ m/s}$$

### Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{Q_w}{\rho v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

Keterangan :

$Q_v$  = Laju alir volumetrik maksimum ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$Q_w$  = Laju alir massa ( $\text{kg}/\text{s}$ )

$\rho v$  = Densitas uap ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$Q_{v \text{ top}} = \frac{1.478,68 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1,659 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 3600 \text{ sec/h}} \quad Q_{v \text{ bottom}} = \frac{1.478,68 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{2,556 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 3600 \text{ sec/h}} \\ = 0,25 \text{ m}^3/\text{s} \quad = 0,161 \text{ m}^3/\text{s}$$

### Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Keterangan:

$A_n$  = Luas Area Netto ( $\text{m}^2$ )

$Q_v$  = Laju alir *volumetric* ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$U_v$  = Kecepatan uap ( $\text{m}/\text{s}$ )

$$A_{n \text{ top}} = \frac{0,25 \frac{m^3}{s}}{1,013 \frac{m}{s}} = 0,244 \text{ m}^2$$

$$A_{n \text{ bottom}} = \frac{0,161 \frac{m^3}{s}}{0,43 \frac{m}{s}} = 0,373 \text{ m}^2$$

### Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

$$Ac = \frac{An}{1-Ad} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Luas penampang *downcomer* (Ad) = 20% dari luas keseluruhan

$$Ac_{\text{top}} = \frac{0,244}{1-20\%} = 0,305 \text{ m}^2$$

$$Ac_{\text{bottom}} = \frac{0,373}{1-20\%} = 0,467 \text{ m}^2$$

### Menentukan diameter menara (Dc) berdasarkan kecepatan *flooding*

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal. 581})$$

$$Dc_{\text{top}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,305}{3,14}} = 0,623 \text{ m}$$

$$Dc_{\text{bottom}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,467}{3,14}} = 0,771 \text{ m} = 30,363 \text{ in}$$

Dipilih diameter terbesar yaitu diameter bagian bawah.

### Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

$$QL_{\text{,bottom}} = \frac{Lw,B}{\rho L,B} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 581})$$

Dimana:

$QL_{\text{,bottom}}$  : Laju alir volumetric bagian bottom (m<sup>3</sup>/s)

Lw : Laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

$\rho L$  : Densitas cairan bagian bottom (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga,

$$QL_{\text{,bottom}} = 0,00053 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk  $QL.B = 0,0087 \text{ m}^3/\text{s}$ , maka jenis alirannya adalah *cross flow (single pass)*.

### Perancangan *tray* ...(\text{Coulson.1983, hal 581})

$$\text{Diameter menara, } Dc = 0,623 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } Ac = (\pi/4 \times Dc^2) = 0,305 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, Ad = 0,12 Ac = 0,036 \text{ m}^2$$

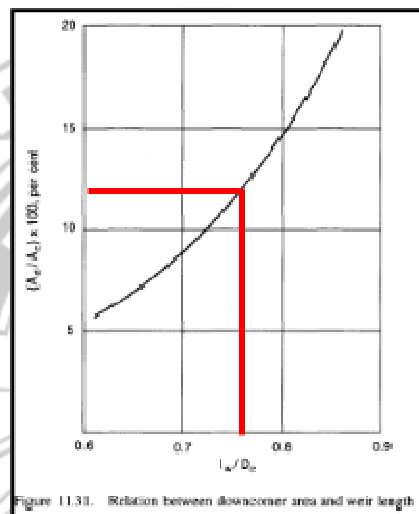
$$\begin{aligned} \text{Luas netto, } A_n &= A_c - A_d && = 0,268 \text{ m}^2 \\ \text{Luas aktif, } A_a &= A_c - 2 A_d && = 0,232 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole, } A_h &= 0.1 A_a && = 0,023 \text{ m}^2 \\ (A_d/A_c) \times 100\% &&& = 12\% \end{aligned}$$

Dari fig 11.31 (Coulson, 1983)

Untuk  $A_d/A_c = 0,12$ , maka :

$$L_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Panjang weir, } L_w = 0,76 \times D_c = 0,47 \text{ m}$$



Berdasarkan Coulson vol 6 led p465,1983 diambil:

$$\text{Tinggi weir (} h_o = h_w) = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Diameter hole (} d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Plate} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

#### Pemeriksaan Weeping Rate

$$L_w, \text{ maks} = \frac{831,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{3600 \text{ det/jam}} \dots (\text{Coulson.1983, hal 582})$$

$$= 0,231 \text{ kg/s}$$

Minimum cairan rate, turn-down ratio = 80%

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_w \text{ min} = 80\% \times 0,231 \text{ kg/s}$$

$$= 0,185 \text{ kg/s}$$

Tinggi weir cairan crest ( $h_{ow}$ ) :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho l \times l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Coulson, 1983. Pers. 11.85})$$

Keterangan :

$L_w$  = Cairan *flow rate* (kg/s)

$l_w$  = *Weir length* (m)

$\rho L$  = Densitas cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$h_{ow}$  = *Weir crest* (mm cairan)

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 750 \left( \frac{0,231}{771,74 \times 0,73} \right)^{2/3} \\ &= 5,519 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ min}} &= 750 \left( \frac{0,185}{771,74 \times 0,73} \right)^{2/3} \\ &= 4,88 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

Pada minimum *rate*,

$$(h_w + h_{ow}) = 54,884 \text{ mm} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dari fig 11.30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,2$$

**Kecepatan Uap Minimum Desain Dihitung dengan Persamaan *Eduljee***

$$U_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{1/2}} \quad \dots(\text{Coulson, 1983. Pers 11.84})$$

Dimana:

$U_h$  : Kecepatan uap minimum desain (m/s)

$K_2$  : Konstanta

$dh$  : Diameter *hole* (mm)

$\rho v$  : Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga,

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{[30,2 - 0,90 (25,4 - 5 \text{ mm})]}{(1,659)^{1/2}} \\ &= 14,267 \text{ m/s} \end{aligned}$$

***Plate Pressure Drop***

Maximum *vapor velocity through hole* ( $v_h$ )

$$v_h = \frac{Q_v}{A_h} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

$$v_h = \frac{0,25}{0,023}$$



$$= 10,668 \text{ m/s}$$

$$\text{Ketebalan plate/diameter} = 5 \text{ mm}/5 \text{ mm} = 1$$

$$= \left(\frac{Ah}{Aa}\right) \times 100 = \left(\frac{0,08}{0,79}\right) \times 100 \% = 10\%$$

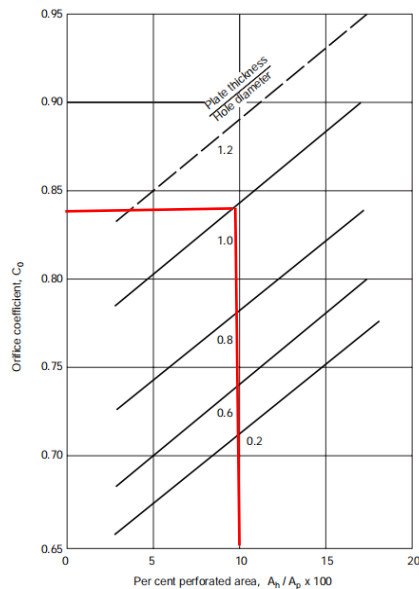


Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson *et al.*, 1957)

Didapatkan nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0,84

$$h_d = 51 \times \left(\frac{Uh}{C_o}\right)^2 \times \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dimana,

$\rho_v$  : Densitas uap ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_L$  : Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$C_o$  : *Orifice Coefficient*

$h_d$  : *Dry plate drop* (mm)

Sehingga,

$$h_d = 51 \times \left(\frac{4,528}{0,84}\right)^2 \times \frac{2,556}{771,74} = 4,91 \text{ mm cairan}$$

### **Residual Head**

$$h_r = \frac{12,5 \times 103}{\rho_L} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 582})$$

Dimana,

$h_r$  = Residual *Head* (mm)

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{771,742 \text{ kg/m}^3} = 16,197 \text{ mm cairan}$$

**Total Plate Pressure Drop**

$$h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

Keterangan :

$h_r$  = Residual head (mm)

$h_d$  = Dry plate drop (mm)

$h_w$  = Tinggi weir (mm)

$h_{ow}$  = Tinggi weir cairan (mm cairan)

$h_T$  = Total plate pressure drop (mm cairan)

Sehingga,

$$h_T = 4,909 + 56,061 + 16,197 \\ = 77,167 \text{ mm cairan}$$

$$\Delta P = 9.81 \times 10^{-3} \times h_T \rho L$$

$$\Delta P = 9.81 \times 10^{-3} \times 77,167 \times 771,74 \text{ kg/m}^3 \\ = 584,22 \text{ Pa} = 0,0058 \text{ atm}$$

**Downcomer Liquid Back Up**

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi *downcomer cairan back-up*. Besaran-besaran yang diperlukan untuk menentukan apakah terjadi *downcomer cairan back up* atau tidak, yaitu:

$$h_{dc} = 166 \left( \frac{L_w}{\rho l \times A_{ap}} \right)^2 \dots (\text{Coulson, 1983, hal 583})$$

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_T + h_{dc} \dots (\text{Coulson, 1983, hal 583})$$

Dimana,

$h_{ap}$  : Tinggi ujung apron dari plate (mm)

$h_w$  : Tinggi weir (mm)

$A_{ap}$  : Luas permukaan clearance dibawah downcomer (m<sup>2</sup>)

$L_w$  : Kecepatan massa cairan (kg/s)

$\rho L$  : Rapat massa cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$h_{dc}$  : Head yang hilang di downcomer (mm cairan)

$h_{ow}$  : Tinggi cairan diatas weir (mm cairan)

$h_T$  : Plate pressure drop (mm cairan)

hap : hw – ( 5 to 10 mm)

hap : 50 mm – 10 mm = 40 mm = 0,04 m

Sehingga,

$$\begin{aligned} Aap &= hap \times Iw \\ &= 0,04 \text{ m} \times 0,586 \text{ m} \\ &= 0,0023 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$h_{dc} = 166 \left( \frac{0,411 \frac{kg}{s}}{771,742 \text{ kgm}^3 \times 0,023 \text{ m}^2} \right)^2 = 20,83 \text{ mm}$$

hb = (hw + how) + h<sub>T</sub> + h<sub>dc</sub>

$$\begin{aligned} hb &= 57,482 + 79,906 + 0,199 \\ &= 154,056 \text{ mm} \\ &= 0,154 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{2}(lt + hw) = \frac{1}{2}(0,3 + 0,05) = 0,175$$

hb <  $\frac{1}{2}(lt + hw)$  maka jarak antar *plate* memenuhi syarat

### ***Check Residence Time***

*Downcomer residence time* perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$Tr = \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho L}{Lw} \dots (\text{Coulson.1983, hal 583})$$

Dimana,

tr : Downcomer residence time (s)

Ad : Luas permukaan downcomer (m<sup>2</sup>)

hb : *Clear* cairan *back-up* (m)

ρL : Rapat massa cairan (kg/m<sup>3</sup>)

Lw : Kecepatan massa cairan, (kg/s)

Jika tr > 3 detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*

$$tr = \frac{0,056 \times 0,154 \times 771,742}{0,586} = 11,364 \text{ s}$$

### ***Check entrainment***

*Actual percentage flooding for design area*

$$U_v = \frac{Q_v}{A_n}$$

$$U_v = \frac{0,16 \text{ m}^3/\text{s}}{0,37 \text{ m}^2}$$

$$= 0,43 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{U_v}{U_f} \quad \dots(\text{Coulson.1983, hal 583})$$

$$\% \text{flooding} = \frac{0,431 \text{ m/s}}{0,538 \text{ m/s}} \times 100\%$$

$$= 80\%$$

Berdasarkan fig 11.29 Coulson, 1986, diperoleh :

$$\Psi_{\text{top}} = 0,035$$

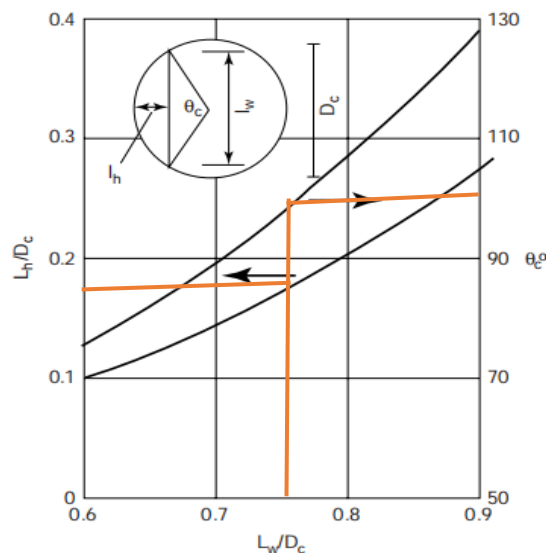
$$\Psi_{\text{bottom}} = 0,0012$$

$\Psi < 0,1$ , maka tidak terjadi entrainment

### **Layout Tray**

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*

Untuk  $L_w/DC = 0,76$



Diperoleh:

$$\theta_c = 100^\circ \text{ dan } l_h/D_c = 0,18$$

Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180 - \theta_c = 180 - 100^\circ = 80^\circ$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*:

$$\begin{aligned} L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (Dc - 0.05) && \dots(\text{Coulson.1983, hal 584}) \\ &= \frac{80}{180} \times \pi \times (0,771 - 0.05) \\ &= 0,8 \text{ m} \end{aligned}$$

*Luas unperforated edge strips*

$$A_{up} = h_w \times L_{av} = 0,05 \text{ m} \times 0,80 = 0,04 \text{ m}^2$$

*Mean length of calming zone, approx = lw + width of unperforated strips*

$$= 0,636 \text{ m}$$

*Area of calming zone (Acz) = 2 x (mean length of calming zone x width of unperforated strip)*

$$= 0,064 \text{ m}^2$$

Luas total tersedia untuk *perforasi* :

$$\begin{aligned} (A_p) &= A_a + A_{up} + A_{cz} \\ &= 0,458 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_h/A_p = 0,035 / 0,458 \text{ m}^2 = 0,077 \text{ m}^2$$

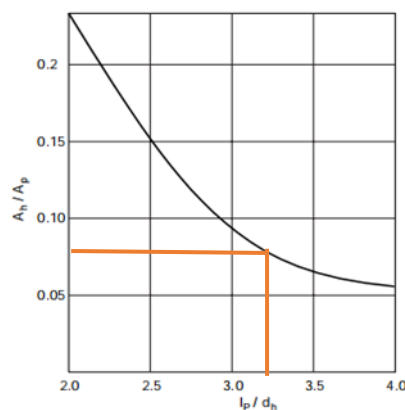


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Dari Fig 11.33 hal 466 Coulson, diperoleh nilai :  $l_p/d_h = 3,28 \text{ mm}$

Hole *pitch*

$$\begin{aligned} L_p &= (l_p/d_h) \times d_h \\ &= 3,28 \text{ mm} \times 5 \text{ mm} \\ &= 16,4 \text{ mm} = 0,016 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$= \left(\frac{\pi}{4}\right) \times (5 \text{ mm})^2$$

$$= 19,625 \text{ mm}^2 = 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Jumlah lubang = Ah/luas 1 lubang

$$= 0,035 / 1,96 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$= 1.808,04 \text{ buah}$$

### **Spesifikasi Tray**

Diameter Tray (Dc)	= 0,771 m
Diameter Lubang (dh)	= 0,005 m
Hole Pitch (lp)	= 0,016 m
Jumlah Hole	= 1.808,045 buah
Turn Down Ratio	= 80%
Material Tray	= Carbon steel SA 283 grade C
Material Downcomer	= Carbon steel SA 283 grade C
Tray Spacing	= 0,3 m
Tray Thickness	= 0,005 m
Panjang Weir	= 0,05 m
Tinggi Weir	= 0,05 m
Pressure Drop per Plate	= 0,0066 atm

### **Menentukan Ukuran Menara**

Densitas campuran =  $\frac{1}{\sum xi/\rho} = 740,909 \text{ kg/m}^3$

Laju alir volumetric = 0,874 m<sup>3</sup>/jam

Volume cairan = Laju alir volumetrik x 1 jam

$$= 0,874 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,874 \text{ m}^3 = 30,866 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki = (1 + Fk) x Volume cairan

$$= (1 + 0,2) \times 0,874 \text{ m}^3$$

$$= 1,049 \text{ m}^3$$

### **Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara**

Tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan *Design* = (1 + Fk) x tekanan operasi  
 = (1 + 0.2) x 14,696 psi  
 = 17,635 psi

**Tebal Dinding**

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

*Allowable working stress, f* = 12.650 Psi ... (tabel 13.1 hal 251 brownell)

Efisiensi sambungan, E = 85%

Faktor korosi, C = 0,125 in

Diameter kolom (Dc) = 1,149 m = 45,26 in

Tebal dinding *shell*, ts =  $\frac{P.R}{f.E-0,6P} + C$  ... (Brownell & young, 1959)

$$= \frac{17,635 \times 30,362/2}{12.650 \times 0,80 - 0,6 \times 17,635}$$

= 0,1499 in

Tebal *shell* standar = 1/4 in, (0.25 in) (Brownell, 1959)

**Tutup Menara**

Tebal *Head*

OD = ID + (2 x ts)  
 = 30,362 in + (2 x 1/4 in)  
 = 30,86 in

Diambil OD standar = 32 in ... (Tabel 5.7 Brownell)

ID standar = OD - (2 x 0,25) = 31,5 in

Diperoleh:

Icr = 2

r = 30

W =  $\frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$  ... (Brownell & young, 1959)

=  $\frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{30}{2}} \right)$   
 = 2,9 in

th =  $\frac{P \times icr \times W}{2f.E-0,2P} + C$  ... (Brownell & young, 1959)

$$= 0,129 \text{ in}$$

Tebal *head* standar yang digunakan = 3/16 in ...(Tabel 5.6 Brownell, 1959:88)

Untuk tebal *head* 1/4 in, diperoleh :

$$sf = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2} \text{ in} \quad \dots(\text{Tabel 5.8 Brownell, 1959:93})$$

Diambil  $sf = 2 \text{ in}$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 15,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - icr \\ &= 13,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 28 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = 24,39 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 5,61 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi *head* (OA)

$$\begin{aligned} OA &= th + b + sf \\ &= 7,80 \text{ in} \\ &= 0,20 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tinggi Menara

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 0,771 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (Ac)} = 0,305 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,0847 D_i^3 \\ &= 0,0847 (0,771)^3 \\ &= 0,0388 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times sf \\ &= \frac{\pi}{4} \times (31,5)^2 \times (2) \\ &= 1.557,83 \text{ in}^3 = 0,0255 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= \text{Volume head tanpa sf} + \text{Volume head pada sf} \\ &= 0,064 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Untuk bagian bottom kolom

$$Q = \frac{L}{\rho L} = \frac{21.478,68 \text{ kg/jam}}{771,742 \text{ kg/m}^3} = 0,032 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah plate terakhir = 5-10 menit (Ulrich, 1984)

Sehingga, diasumsikan waktu tinggal cairan = 5 menit

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,032 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 0,159 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (HL)

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} \times Dc^2 \times H_L$$

$$HL = \frac{V}{\frac{\pi}{4} \times Dc^2}$$

$$= \frac{0,159 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (0,771 \text{ m})^2}$$

$$= 0,342 \text{ m}$$

Asumsi = Jarak dari *plate* teratas = 1 m  
Tinggi penyangga menara = 1 m

Jumlah plate = 13 buah

Ht = 1,5 × 31,5 in = 47,25 in = 1,2 m

Hb = 2 × 31,5 in = 63 in = 1,6 m

Support = 10 ft = 3,048 m

Tebal *plate* = 0,3 m

Tinggi total = (jumlah *plate* × jarak *plate*) + support + Ht + Hb + OA  
= ((13 × 0,3) + 0,20 + 1,2 + 1,6) m  
= 7,288 m

### Kondensor (CD-104)

Fungsi : Meng kondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-103

Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)

Data desain:

*Shell*:

Fluida panas

Laju alir,  $w = 236,55 \text{ kg/jam} = 521,599 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 178,79^\circ\text{C} = 353,82^\circ\text{F}$

$t_2 = 164,3^\circ\text{C} = 327,74^\circ\text{F}$

*Tube:*

Fluida dingin

Laju alir,  $w = 4.166,35 \text{ kg/jam} = 9.186,81 \text{ lb/jam}$

$t_1 = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$

$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{Ud\Delta t}$$

Beban panas *cooler*

$Q = 348.136,42 \text{ kkal/jam}$

$= 330.033,33 \text{ Btu/jam}$

**LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)**

Fluida panas ( $^\circ\text{F}$ )		Fluida dingin ( $^\circ\text{F}$ )	Selisih
353,82	Suhu tinggi	122,00	231,82
327,74	suhu rendah	82,40	245,34

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$
$$= 238,52^\circ\text{F}$$

**Temperatur Rata-rata**

$$T_a = \frac{336,03 + 327,74}{2} = 340,78^\circ\text{F}$$

$$t_a = \frac{122 + 82,4}{2} = 102,2^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS  
 Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
 Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

Hot fluid = Heavy organics

Cold fluid = Water

Range UD = 5–75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih UD = 10 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{330.033,33 \text{ btu/h}}{10 \times 227,60^\circ F} = 138,37 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 100 \text{ ft}^2$ , maka dipilih *Heat Exchanger* dengan jenis *Shell and Tube Heat Exchanger* dengan klasifikasi dari tabel 11 Kern berikut:

Dalam perancangan ini digunakan :

Panjang tube, L = 15 ft

Diameter luar tube, OD = 0,75 in

Jenis tube = 16 BWG

Tube pitch, Pt = 1 in

a't = 0,302 in<sup>2</sup>

a'' = 0,196 ft<sup>2</sup>/ft

n = 2 pass

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{138,37 \text{ ft}^2}{15 \times 0,196 \text{ ft}^2} = 46,25 = 52$$

### Koreksi Nilai $U_D$ dan A Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 52 \times 15 \text{ ft} \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 153,114 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{330.033,33 \text{ Btu/jam}}{153,114 \text{ ft}^2 \times 238,51^\circ F} \\ &= 9,037 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID shell} &= 10 \text{ in} \\ \text{Clearance, } C'' &= PT - OD \\ &= 1 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Baffle space, } B = 0,75 \times \text{IDs} = 0,75 \times 10 \text{ in} = 7,5 \text{ in}$$

$$\text{Pass (n)} = 2$$

**Tube Side : Fluida Panas**

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0545 \text{ ft}^2 \\ G_t &= \frac{W_s}{a_s} = \frac{521,599 \text{ lb/h}}{0,0545 \text{ ft}^2} = 9.565,75 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h} \\ C_p &= 27,82 \text{ btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,026 \text{ lb/ft} \cdot \text{h} \\ k &= 0,007 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \\ Re &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} = 18.991,57 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Pada fig 28 (Kern, 1865:838) diperoleh,  $JH = 67$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{27,42 \times 0,0260}{0,0074}\right)^{1/3} = 4,58$$

$$\begin{aligned} h_o &= JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \\ &= 67 \times \frac{0,007}{0,052 \text{ ft}} \times 4,58 = 45,676 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \frac{ID}{OD} \times h_i \\ &= 37,758 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \end{aligned}$$

**Shell : Fluida dingin**

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{ID \times B \times C'}{144 \times PT} = \frac{10 \times 7,5 \times 0,25}{144 \times 1} = 0,13 \text{ ft}^2 \\ G_s &= \frac{W_s}{a_s} = \frac{4.166,354}{0,13 \text{ ft}^2} = 31.997,59 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h} \\ C_p &= 1,002 \text{ btu/lb} \quad (\text{Fig. 3, Kern 1983:805}) \\ \mu &= 1,605 \text{ lb/ft} \cdot \text{h} \quad (\text{Fig 14, Kern 1983:823}) \\ k &= 0,361 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tab 4, Kern 1983:800}) \\ Re &= \frac{ID \times G_t}{\mu} = \frac{0,061 \text{ ft} \times 31.997,59 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{1,605 \text{ lb/ft} \cdot \text{h}} = 1.212,36 \end{aligned}$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh  $JH = 17$

$$h_o = JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 166,2 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien panas bersih keseluruhan (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{36,38 \text{ btu/h.ft}^2 \times 166,2 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{36,38 \text{ btu/h.ft}^2 + 166,2 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} = 29,85 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Faktor pengotor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{29,85 - 9,470}{29,85 \times 9,470} = 0,078 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

**Pressure Drop Shell**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Untuk  $Re_s = 1212,36$  diperoleh

$f = 0,0031$  (Fig 29, Kern, 1983 :839)

$(N+1) = (12 \times L)/B = 24$

$D_s = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ ft}$

$D_e = 0,061 \text{ ft}$

$\Delta P_s = 0,06619 \text{ psi}$

**Pressure Drop Tube**

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk  $Re_t = 18.559,21$  diperoleh

$f = 0,0019$

(Fig 26, Kern, 1983 :836)

$s = 1$

$\Psi_t = 1$

$\Delta P_t = 0,000119 \text{ psi}$

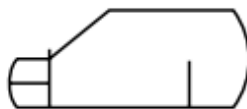
$\Delta P_t$  yang diperbolehkan = 10 psi

**Reboiler (RB-103)**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-102

Jenis : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger (aliran counter current)

Jumlah : 1 unit



**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Fluida dingin (Produk Bawah Menara Destilasi)

Laju alir fluida dingin = 411,03 kg/jam = 2906,32 lb/h

Temperatur awal ( $t_1$ ) = 138,39°C = 483,14K = 409,98°F

Temperatur akhir ( $t_2$ ) = 145,47°C = 488,69 K = 419,96°F

Fluida panas : *Steam*

Laju alir fluida panas = 206,66 kg/jam = 455,61 lb/h

Temperatur awal ( $T_1$ ) = 230°C = 503,15 K = 446°F

Temperatur akhir ( $T_2$ ) = 230°C = 503,15 K = 446°F

$Q_{supply}$  = 374.868,79 kJ/jam = 355.375,61 btu/h

**LMTD (Log Mean Temperature Difference)**

Fluida panas (°F)		Fluida dingin (°F)	Selisih
446	Suhu tinggi	409,99	36,01
446	suhu rendah	419,96	26,04

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 24,601^\circ\text{F}$$

Menentukan suhu rata-rata:

$$T_h = \frac{T_1 + T_2}{2} = 446^\circ\text{F}$$

$$t_h = \frac{t_1 + t_2}{2} = 421,37^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 (Kern, 1983) dipilih UD:

*Hot fluid* = *Steam*

*Cold fluid* = *Heavy Organics*

Range UD = 5-75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih UD = 75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{355.375,61 \text{ btu/h}}{65 \times 24,601^\circ\text{F}} = 192,61 \text{ ft}^2$$

Dalam perancangan ini digunakan:

Diameter luar *tube*, OD = 3/4 in

Jenis *tube* = 16 BWG

*Tube pitch*, Pt = 0,94 in

Panjang *tube*, L = 10 ft

a't = 0,302 in<sup>2</sup>

a'' = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

ID = 0,62 in

n = 2 pass

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{154,06}{10 \times 0,1963} = 82$$

Nt standar = 82 Tabel 9 (Kern, 1983:91)

ID Shell = 12 in.

### Koreksi Nilai $U_D$ dan A Berdasarkan Klasifikasi Tube

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= Nt \times L \times a'' \\ &= 82 \times 10 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 160,966 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D\text{koreksi}} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{355.375,61 \text{ Btu/jam}}{160,966 \text{ ft}^2 \times 24,61^\circ\text{F}} \\ &= 89,743 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Shell : Fluida Dingin

$$a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times Pt}$$

ID shell = 12 in

$$\begin{aligned} \text{Clearance, } C'' &= P_T - OD \\ &= 15/16 \text{ in} - 3/4 \text{ in} \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Baffle spacing, B = 0,75 x IDs = 0,75 x 12 in = 9 in

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{12 \times 0,1875 \times 6}{144 \times \frac{15}{16}} = 0,015 \text{ ft}^2 \\ G_s &= \frac{W_s}{a_s} = \frac{906,32 \text{ lb/h}}{0,015 \text{ ft}^2} = 6.042,14 \text{ lb/ft}^2.\text{h} \end{aligned}$$

$$C_p = 48,99 \text{ btu/lb. }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0226 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,012$$

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu} = \frac{0,052 \text{ ft} \times 6.042,14 \text{ lb/ft}^2.\text{h}}{0,0226 \text{ lb/ft.h}} = 13.835,16$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh JH = 53

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{48,99 \times 0,0226}{0,012}\right)^{1/3} = 4,488$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = 53 \cdot \frac{0,012}{0,052} \cdot 4,493 = 58,45 \text{ btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 48,32 \text{ btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

### Tube : Fluida Panas

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n} = 0,0078 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{Wt}{at} = \frac{455,61}{0,0078 \text{ ft}^2} = 58.788,34 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$Cp = 1,154 \text{ btu/lb}$$

$$\mu = 0,284 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,37$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,73 \text{ ft} \times 158.788,34 \text{ Lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{0,284 \text{ lb/ft.h}} = 12.579,83$$

Pada gambar 28 (Kern, 1983:838) diperoleh JH = 49

$$ho = JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= 287,06 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

#### Koefisien panas bersih keseluruhan (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{48,32 \times 287,06}{48,32 + 287,06} = 41,355 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

#### Faktor pengotor (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = \frac{39,97 - 71,78}{39,97 \times 71,78} = 0,011 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

#### Pressure Drop Shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot De \cdot S \cdot \phi_s}$$

Untuk R = 13.835,16 diperoleh

f = 0,0021 (Fig 29, Kern, 1983 :839)

s = 1

Ψs = 1

(N+1) = (12xL)/B = 160

Ds = 12 in

De = 0,060 ft

ΔPs = 0,00044 psi

#### Pressure Drop Tube

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

Untuk R = 12.579,84 diperoleh

f = 0,0022 (Fig 26, Kern, 1983:836)

s = 1

Ψt = 1

ΔPt = 0,056 psi

ΔPt yang diperbolehkan = 10 psi

#### Akumulator (A-103)

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor MD-102.

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup torispherical .

Jumlah : 1 unit



### Kondisi Penyimpanan

Temperatur : 164,3°C

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

Laju alir : 236,55 kg/jam

Menentukan Ukuran Tangki

Densitas campuran = 709,063 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\text{Densitas campuran (kg/m}^3\text{)}} = \frac{236,55 \text{ kg/jam}}{709,063 \text{ kg/m}^3} = 0,33 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Volume Tangki

$$V = \text{Rate volumetric} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,33 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,33 \text{ m}^3$$

$$V_{shell} = \frac{\text{volume larutan}}{85\%}$$

$$= \frac{0,33 \text{ m}^3}{85\%}$$

$$= 0,39 \text{ m}^3$$

D : L = 1 : 2 (Brownell, 1959)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{shell}}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,39 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 0,794 \text{ m}$$

$$L = 1,587 \text{ m}$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 \times D_s^3$$

Dimana:

D<sub>s</sub> : Diameter shell, in

$$V_{dish} = 0,000049 \times D_s^3$$

$$= 0,000049 \times (0,794 \text{ m})^3$$

$$= 0,00002 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{sf}{144}$$

$$V_{sf} = \frac{3.14}{4} \times 0,79^2 \times \frac{2}{144}$$

$$= 0,0069 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = V_{dish} + V_{sf}$$

$$= 0,00002 \text{ m}^3 + 0,0069 \text{ m}^3$$

$$= 0,00692 \text{ m}^3$$

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$= 0,392 \text{ m}^3 + (2 \times 0,00692 \text{ m}^3)$$

$$= 0,347 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan dalam shell} = V_{cairan total} - V_{cairan head bawah}$$

$$= 0,392 \text{ m}^3 - 0,00692 \text{ m}^3$$

$$= 0,385 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume campuran tangki} = \pi \times D^2 \times \frac{H_i}{4}, \text{ sehingga tinggi campuran dalam}$$

$$\text{tangki } H_i = \frac{0,33}{\frac{3,14}{4} \times 0,794^2}$$

$$H_i = 0,674 \text{ m} = 2,213 \text{ ft}$$

### Tekanan Design

$$\text{Tekanan hidrostatis} = 0,68 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 14,69 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan operasi} = \text{Tekanan hidrostatis} + \text{tekanan udara luar}$$

$$= (0,68 \text{ psi} + 14,69 \text{ psi}) \times 1,2$$

$$= 18,45 \text{ psi} = 1,26 \text{ atm}$$

### Tebal Dinding Tangki

Dipilih, *Carbon steel* SA 283 grade C

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding shell, } t = \frac{P.D}{2f.E - 0.65P} + C$$

$$= 0,152 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 3/16 in (0,1875 in) (Tabel 5.6. Brownell & Young)

## Perancangan Tutup Tangki

Tebal *Head*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times \text{ts}) \\ &= 31,247 + (2 \times 0,1875) \\ &= 31,623 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 32 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell)}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= 32 - (2 \times 0,1875) \\ &= 31,625 \end{aligned}$$

$$\text{icr} = 2$$

$$r = 30$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{\text{icr}}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{2}{30}} \right) = 2,905 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{th} = \frac{0,885 \times \text{Pr} \cdot \text{Dt}}{f \cdot E - 0,1 \text{Pr}} + C$$

$$\text{th} = 0,173 \text{ in}$$

Dipilih plat dengan tebal standar 1/4 in (0,25 in) dan sf standar 2 in

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = 15,18 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} = 13,81 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 28 \text{ in}$$

$$\text{AC} = 24,36 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC} = 5,64 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= b + \text{th} + \text{sf} \\ &= 5,64 + 0,25 \text{ in} + 2 \\ &= 7,83 \text{ in} \\ &= 0,199 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Acc} &= 2 \text{ tinggi head (OA)} + \text{tinggi shell} \\ &= (2 \times 0,199 \text{ m}) + 1,587 \text{ m} \\ &= 1,985 \text{ m} \end{aligned}$$

## Resume Spesifikasi Alat Menara Destilasi (MD-103)

Fungsi : Memisahkan produk air dan EDA dari campuran MEA dan DETA.  
 Kode : MD-103  
 Jumlah Alat : 1  
 Tipe : *Sieve Tray Column*  
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C  
 Operasi : Tekanan 1 atm  
 Diameter Tray : 1,15 m  
 Tray Spacing : 0,3 m  
 Jumlah Plate : 13  
 Pressure Drop : 0,0066 atm  
 Volume Design : 1,049 m<sup>3</sup>  
 Tekanan Design : 17,635 psi  
 OD : 32 in  
 ID : 31,5 in  
 Tebal Dinding : 0,149 in  
 Tebal Head : 0,1875 in  
 Tinggi Menara : 7,288 m

**Kondensor MD-103**

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak MD-103  
 Kode : CD-104  
 Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
 Baffle Space : 7,5 in  
 Pass (n) : 2  
 Tube Side  
 Panjang (L) : 15 ft  
 OD : 0,75 in  
 Jumlah Tube : 52  
 Pitch : 1 in  
 ΔP : 0,000119 psi

*Shell Side*

ID : 10 in  
Passes : 2  
 $\Delta P$  : 0,066 psi  
Uc : 29,85 btu/h.ft<sup>2</sup>.°F  
Rd : 0,078 h.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**Reboiler MD-103**

Fungsi : Menguapkan hasil bawah dari kolom MD-103  
Kode : RB-103  
Jenis : 1-2 *Shell and tube heat exchanger* (aliran *counter current*)  
*Baffle Space* : 9 in  
Pass (n) : 2  
*Tube Side*  
Panjang (L) : 10 ft  
OD : 0,75 in  
Jumlah *Tube* : 82  
Pitch : 0,94 in  
 $\Delta P$  : 0,056 psi  
*Shell Side*  
ID : 12 in  
 $\Delta P$  : 0,056 psi  
Uc : 39,97 btu/h.ft<sup>2</sup>.°F  
Rd : 0,0000043 jam.ft<sup>2</sup>.°F/btu

**Akumulator MD-103**

Fungsi : Sebagai penampungan bahan keluaran kondensor destilasi.  
Kode : A-103  
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup *torispherical*  
Jumlah : 1 unit  
Voume Tangki : 0,347 m<sup>3</sup>  
Tekanan *Design* : 18,45 psi

OD	: 32 in
ID	: 31,625 in
Tebal Tangki	: 0,187 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,25 in
Tinggi Tangki	: 1,985 m

## 26. Pompa

Adapun pompa yang digunakan yaitu:

1. Pompa P-101 : Mengalirkan MEA dari MEA Tank (T-102) ke Mixer (MX-101)
2. Pompa P-102 : Mengalirkan H<sub>2</sub>O dari H<sub>2</sub>O Tank (T-103) ke Mixer (MX-101)
3. Pompa P-103 : Mengalirkan H<sub>2</sub>O dan MEA dari Mixer (MX-101) ke Vaporizer (VP-101)
4. Pompa P-104 : Mengalirkan MEA, EDA, DETA dan H<sub>2</sub>O dari Knock Out Drum (KO-102) ke Menara Destilasi (MD-101)
5. Pompa P-105 : Mengalirkan MEA, EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-101) ke Menara Destilasi (MD-101) dan Menara Destilasi (MD-102)
6. Pompa P-106 : Mengalirkan MEA, EDA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-101) ke Menara Destilasi (MD-103)
7. Pompa P-107 : Mengalirkan EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-102) ke Menara Destilasi (MD-102) dan UPL
8. Pompa P-108 : Mengalirkan MEA, EDA dan H<sub>2</sub>O dari Menara Destilasi (MD-102) ke EDA Tank (T-104)
9. Pompa P-109 : Mengalirkan MEA, EDA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-103) ke Menara Destilasi (MD-103) dan DETA Tank (T-105)
10. Pompa P-110 : Mengalirkan MEA dan DETA dari Menara Destilasi (MD-103) ke MEA Tank (T-106)

### Perhitungan Spesifikasi Pompa P-101

Fungsi : Mengalirkan H<sub>2</sub>O dari H<sub>2</sub>O Tank (T-103) ke Mixer (MX-101)  
Tipe : *Centrifugal pump single stage*  
Bahan : *Carbon steel*  
Jumlah : 1 unit

### **Kondisi Operasi**

Tekanan (P) = 1 atm  
= 14,696 Psi  
Laju alir massa (F) = 1.210,06 kg/jam  
Densitas ( $\rho$ ) = 1.009,78 kg/m<sup>3</sup>  
= 63,11 lb/ft<sup>3</sup>  
Viskositas ( $\mu$ ) = 0,067 cP  
= 0,000045 lb/ft.s  
Laju alir volumetric (Qf) =  $\frac{F}{\rho}$   
= 1,198 m<sup>3</sup>/jam  
= 0,012 ft<sup>3</sup>/s

### **Desain Pompa**

Menghitung Dimensi Pipa:

G = 1.210,056 kg/jam  
=  $\frac{1.210,056 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ s}}$   
= 0,336 kg/s

G design = 1,20 x 0,336 kg/s (Over design factor 20%)  
= 0,403 kg/s

Dipakai pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 Coulson dapat digunakan pompa sentrifugal single stage jika Q = 0,25 – 1000 m<sup>3</sup>/jam

Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m <sup>3</sup> /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25–10 <sup>3</sup>	10–50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5–500	50–200
Diaphragm	0.05–50	5–60
Rotary gear and similar	0.05–500	60–200
Rotary sliding vane or similar	0.25–500	7–70

### Penentuan Diameter Optimum

$$d, \text{ optimum} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Carbon Steel})$$

Dimana :

G = Laju massa fluida (kg/s)

$\rho$  = Massa jenis fluida (kg/m<sup>3</sup>)

Di = Diameter optimum (mm)

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 293 \times 0,403^{0,53} \times 1.009,78^{-0,37} \\ &= 12,542 \text{ mm} \\ &= 0,0125 \text{ m} = 0,493 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 p.892 (Geankoplis, 1993), dipilih :

$$\text{NPS} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 80$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,546 \text{ in}$$

$$= 0,045 \text{ ft}$$

$$= 0,014 \text{ m}$$

$$A = 0,00163 \text{ ft}^2$$

Menghitung Kecepatan Linear (v):

$$\begin{aligned} v &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{0,012 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00163 \text{ ft}^2} = 7,215 \text{ ft/s} = 2,199 \text{ m/s} \end{aligned}$$



Menghitung Bilangan Reynold (NRe):

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\ &= 458.652,96 \end{aligned}$$

NRe > 2.100, maka aliran turbulen

**Menghitung Panjang Total Pipa ( $\Sigma L$ ):**

Direncanakan : Panjang pipa lurus = 30 ft

Untuk 1 buah elbow 90°

$$Le/ID = 32 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484})$$

$$\begin{aligned} Le &= 32 \times ID \times n \text{ elbow} \\ &= 32 \times 0,045 \text{ ft} \times 1 \\ &= 1 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk 1 gate valve, wide open

$$Le/ID = 9 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484})$$

$$\begin{aligned} Le &= 9 \times ID \\ &= 9 \times 0,045 \text{ ft} = 0,409 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma L &= 30 \text{ ft} + 1 \text{ ft} + 0,409 \text{ ft} \\ &= 31,864 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Friction Loss:

Friksi karena adanya *Sudden Contraction*

$$h_c = 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10-16 hal 93})$$

karena luas permukaan tangki jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka  $A_2 \ll A_1$ , sehingga  $A_2/A_1$  dapat diabaikan. Nilai  $\alpha$  untuk aliran turbulen = 1

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 (1 - 0) \frac{(2,199)^2}{2 \times 1} \\ &= 1,33 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Friksi karena pipa lurus

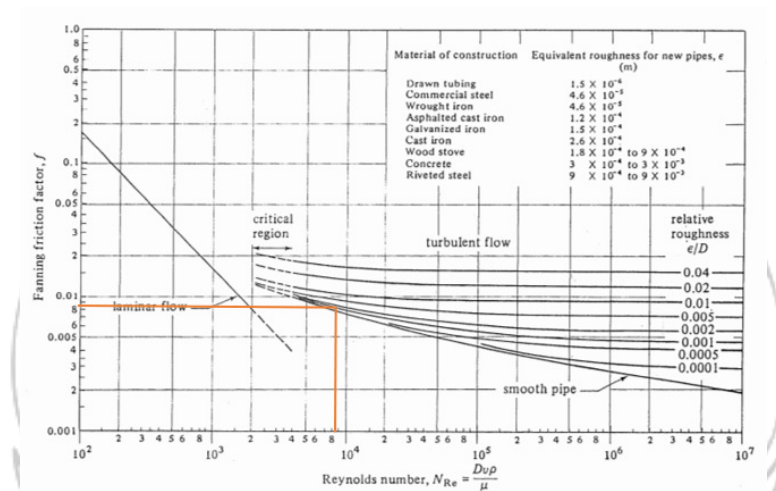
$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times ID} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10.6 hal 89})$$

Mencari nilai f pada Fig 1.10.3 hal.88 (Geankoplis, 1993).

Material of construction	Equivalent roughness for new pipes, $\epsilon$ (m)
Drawn tubing	$1.5 \times 10^{-6}$
Commercial steel	$4.6 \times 10^{-5}$
Wrought iron	$4.6 \times 10^{-5}$
Asphalted cast iron	$1.2 \times 10^{-4}$
Galvanized iron	$1.5 \times 10^{-4}$
Cast iron	$2.6 \times 10^{-4}$
Wood stove	$1.8 \times 10^{-4}$ to $9 \times 10^{-4}$
Concrete	$3 \times 10^{-4}$ to $3 \times 10^{-3}$
Riveted steel	$9 \times 10^{-4}$ to $9 \times 10^{-3}$

Untuk bahan commercial steel,  $\epsilon = 0,000046$  m

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,014 \text{ m}} = 0,00332$$



Berdasarkan nilai NRe dan  $\epsilon/ID$  diperoleh,  $f = 0,0065$

Perkiraan panjang pipa ( $\Delta L$ )

$$\Delta L = 30 \text{ ft}$$

$$= 9,144 \text{ m}$$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times ID}$$

$$F_f = 41.466 \text{ J/kg}$$

Friksi elbow  $90^\circ$

Nilai Kf elbow  $90^\circ$  untuk aliran turbulen

TABLE 2.10-1. Friction Loss for Turbulent Flow Through Valves and Fittings

Type of Fitting or Valve	Frictional Loss, Number of Velocity Heads, $K_f$	Frictional Loss, Equivalent Length of Straight Pipe in Pipe Diameters, $L_e/D$
Elbow, 45°	0.35	17
Elbow, 90°	0.75	35
Tee	1	50
Return bend	1.5	75
Coupling	0.04	2
Union	0.04	2
Gate valve		
Wide open	0.17	9
Half open	4.5	225
Globe valve		
Wide open	6.0	300
Half open	9.5	475
Angle valve, wide open	2.0	100
Check valve		
Ball	70.0	3500
Swing	2.0	100
Water meter, disk	7.0	350

Source: R. H. Perry and C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1973. With permission.

$K_f = 0,75$  (Geankoplis, 1993. Tabel 2.10-2 hal 94)

$n = 1$  buah

$$h_f \text{ elbow} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha}$$

$$= 1,813 \text{ J/kg}$$

Friksi globe valve

Nilai  $K_f$  globe valve untuk aliran turbulen

$K_f = 6$

$n = 1$  buah

$$h_f \text{ globe} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha}$$

$$= 14,507 \text{ J/kg}$$

Friksi karena adanya sudden expansion

karena luas permukaan tangki jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka  $A_2 \ll A_1$ , sehingga  $A_2/A_1$  dapat diabaikan. Nilai  $\alpha$  untuk aliran turbulen = 1

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$= 2,418 \text{ J/kg}$$

Total Friction Loss ( $\Sigma F$ ) = 61,534 J/kg

Menghitung Daya Pompa Dari persamaan bernoulli:

Dari persamaan Bernoulli (pers.2.7-28, Geankoplis)

$$-W_s = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + g \times (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$= \frac{(2,199 \frac{m}{s})^2 \times (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 1} + 9,8 \frac{m}{s^2} \times (3 m \times 1 m) + \frac{1 atm - 1 atm}{1009,78 \frac{kg}{m^3}} + 61,534 J/kg$$

$$= 83,552 J/kg$$

Mencari efisiensi pompa pada Fig 14.36 hal 520 (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa} &= 1,198 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5,276 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh efisiensi = 21%

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{-W_s}{\eta} \\ &= \frac{5,2767 J/kg}{21\%} \\ &= 397,867 J/kg \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_p \times \text{Laju alir mass} \\ &= 397,867 J/kg \times 1.210,06 \text{ kg/jam} \\ &= 481,441,66 J/jam \\ &= 133,733 J/s \\ &= 0,1792 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Motor} &= \frac{0,1792 \text{ HP}}{80\%} \\ &= 0,224 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{Daya Standar} = 0,5 \text{ HP}$$

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut:

Tabel C.41 Spesifikasi Pompa Proses

No	Kode Pompa	Kapasitas Pompa (m <sup>3</sup> /jam)	Nominal Pipe Size (in)	Outside Diameter (in)	Inside Diameter (in)	Daya Motor (HP)	Daya Standar (HP)
1	P-101	1,198	1/2	0,840	0,546	0,224	0,5
2	P-102	0,801	3/8	0,675	0,423	1,598	2
3	P-103	1,992	3/4	1,050	0,742	0,239	0,5
4	P-104	2,632	3/4	1,050	0,742	0,375	0,5
5	P-105	2,033	3/4	1,050	0,742	0,248	0,5
6	P-106	0,768	3/8	0,675	0,423	1,411	1,5
7	P-107	0,556	1/4	0,540	0,364	1,672	2

8	P-108	1,602	1/2	0,840	0,622	0,247	0,5
9	P-109	0,269	1/8	0,405	0,269	1,088	1,5
10	P-110	0,526	1/4	0,540	0,364	1,328	1,5

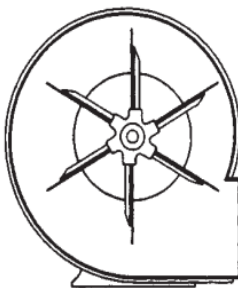
## 27. Blower

Fungsi : Menghembuskan gas keluar reaktor menuju condensor.

Kode : BL-101

Tipe : *Single stage centrifugal blower*

Tekanan : 1 atm



### Kondisi Operasi dan asumsi yang diambil pada *Blower BL-101*

#### Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 234,2 °C = 507,35 K

Laju alir massa : 5.150,13 kg/jam

Tabel C.42 Komponen Udara yang Dihembuskan BL-101

Komponen	Massa (kg/jam)	x	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{\text{mix}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	Bm (kg/kmol)	Bm <sub>mix</sub> (kg/kmol)
MEA	238,53	0,018	288,773	5,190	61,084	1,098
NH <sub>3</sub>	2713,47	0,733	214,564	157,353	17,031	12,490
EDA	1262,63	0,097	238,332	23,047	60,100	5,812
DETA	412,84	0,018	332,451	6,124	103,166	1,900
H <sub>2</sub> O	522,66	0,134	375,970	50,207	18,015	2,406
<b>Total</b>	<b>5150,130</b>	<b>1</b>		<b>79,378</b>		<b>10,118</b>

$\rho_{\text{mix}}$  cairan = 79,378 kg/m<sup>3</sup>

$$BM_{\text{mix}} = 10,118 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\rho_{\text{mix Vapor}} = \frac{1 \text{ atm} \times 10,118 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K} \times 507,35 \text{ K}} = 0,243 \text{ kg/m}^3$$

### Perhitungan Kapasitas *Blower*

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho_{\text{mix Vapor}}} \\ &= \frac{5.150,13 \text{ kg/jam}}{0,24 \text{ kg/m}^3} \\ &= 21.176,39 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5,887 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} V \text{ aktual} &= (100\% + 20\%) \times \text{laju alir volumetrik} \\ &= (100\% + 10\%) \times 5,887 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 7,064 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### Perhitungan Daya BL-101

$$P_o = 1,57 \times 10^{-4} Q P \quad (\text{Perry, edisi 7 pers. 10-88 hal. 10-46})$$

Keterangan:

$P_o$  = Daya blower yang dibangkitkan (HP)

$Q$  = Laju alir volumetrik udara ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )

$P$  = 1 atm = 406,7825 *in water*

Sehingga,

$$\begin{aligned} P_o &= 1,57 \times 10^{-4} \times 7,064 \text{ m}^3/\text{s} \times 406,7825 \\ &= 0,376 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power input} &= \frac{0,376 \text{ HP}}{80\%} \\ &= 0,469 \text{ HP} \end{aligned}$$

### Spesifikasi *Blower*

Kode Alat : BL-101

Fungsi : Menghembuskan gas keluar reaktor menuju condensor.

Tipe : *Single stage centrifugal blower*

Bahan : *Stainless steel 304*  
 Volume : 7,064 m<sup>3</sup>/s  
 Power : 0,469 HP  
 P<sub>standar</sub> : 0,5 HP

### 28. Tangki 107 (T-107)

Fungsi : Tempat penyimpanan sisa amonia (NH<sub>3</sub>)  
 Kode : T-107  
 Tipe : *Spherical vessel tank*  
 Bahan : *Carbon steel*  
 Durasi Penyimpanan : 2 hari  
 Tekanan Penyimpanan : 10 atm  
 Suhu Penyimpanan : 30°C  
 Jumlah Tangki : 1  
 Gambar :



(Sumber: istockphoto.com)

Tabel C.43 Spesifikasi Bahan Baku dalam T-107

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\frac{xi}{\rho}$ (m <sup>3</sup> /kg)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	1,000	682	0,00126
<b>Total</b>		<b>1,0000</b>		<b>0,0013</b>

#### Perhitungan Volume Tangki

Kebutuhan umpan = 2.713,47 kg/jam

Durasi penyimpanan = 2 hari = 48 jam

Jumlah yang ditampung = 2.713,47 kg/jam × 48 jam

$$= 130.246,56 \text{ kg}$$

Densitas campuran  $= \frac{1}{0,0013 \text{ m}^3/\text{kg}} = 789,06 \text{ kg/m}^3 = 49,24 \text{ lb/ft}^3$

Volume campuran  $= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$

$$= \frac{130.246,56 \text{ kg}}{789,06 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 165,07 \text{ m}^3 = 5.829,23 \text{ ft}^3$$

Volume *design*  $= 1,2 \times 165,07 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor } 20\%)$

$$= 198,08 \text{ m}^3 = 6.995,08 \text{ ft}^3$$

### Perhitungan Diameter Tangki

Mencari diameter tangki dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{6} \times D^3$$

Dimana,

V : Volume *design* (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

Sehingga, diperoleh hasil sebagai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{6 \times V}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{6 \times 198,08 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$= 7,232 \text{ m} = 284,74 \text{ in}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= \frac{7,232 \text{ m}}{2}$$

$$= 3,62 \text{ m} = 142,369 \text{ in}$$

Diameter *maximum* 30 m, (Table 4-27 Ulrich p. 249)

### Tekanan *Design* Tangki

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times HI$$

Dimana :

HI : Tinggi cairan dalam tangki (m)

V : Volume *design* (m<sup>3</sup>)



D : Diameter tangki (m)

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$198,08 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times (7,232 \text{ m})^2 \times \text{HI}$$

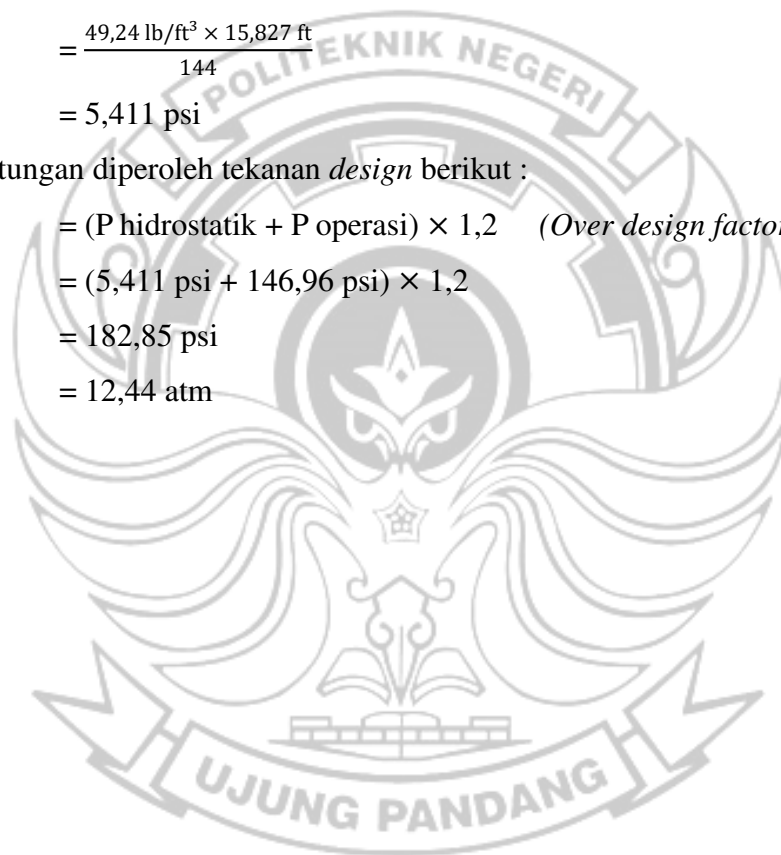
$$\begin{aligned} \text{HI} &= \frac{198,08 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \times (7,232 \text{ m})^2} \\ &= 4,824 \text{ m} = 15,827 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho \text{ campuran} \times \text{HI}}{144} \\ &= \frac{49,24 \text{ lb/ft}^3 \times 15,827 \text{ ft}}{144} \\ &= 5,411 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (5,411 \text{ psi} + 146,96 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 182,85 \text{ psi} \\ &= 12,44 \text{ atm} \end{aligned}$$



## Perhitungan Tebal Tangki

TABLE 18.4. Maximum Allowable Tensile Stresses (psi) of Plate Steels  
(a) Carbon and Low Alloy Steels

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Spec. min. tensile strength	
			-20 to 650	
<b>Carbon Steel</b>				
SA515	55	C-Si	55,000	13,700
SA515	70	C-Si	70,000	17,500
SA516	55	C-Si	55,000	13,700
SA516	70	C-Si	70,000	17,500
SA285	A	.....	45,000	11,200
SA285	B	.....	50,000	12,500
SA285	C	.....	55,000	13,700
<b>Low-Alloy Steel</b>				
SA202	A	Cr-Mn-Si	75,000	18,700
SA202	B	Cr-Mn-Si	85,000	21,200
SA387	D*	2½ Cr-1 Mo	90,000	15,000

Berdasarkan Tabel 18.4, dipilih material tangki berupa *carbon steel* dengan kode standar ASME SA515 *grade 70*.

*Minimum tensile* = 17.500 psi

*Join efficiency* = 85% (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 Hal-254)

*Corrosion allowance* = 0,125 (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)

Bila tekanan (P desain) tidak melebihi  $0,665 \times S \times E$ , maka rumus berikut berlaku :

$$t = \frac{P \times R}{(2 \times S \times E) + (0,2 \times P)} + c \quad (\text{ASME sec. VIII Div. 1. UG-27})$$

Dengan :

t : Tebal tangki (in)

P : Tekanan *design* (psi)

R : Radius tangki (in)

S : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance* (in)

Cek Tekanan =  $0,665 \times S \times E$

$$= 0,665 \times 17.500 \text{ psi} \times 85\%$$

$$= 9.891,88 \text{ psi}$$

Karena nilai tekanan *design* <  $0,665 \times S \times E$ , sehingga diperoleh hasil berikut :

$$t = \frac{182,87 \text{ psi} \times 142,369 \text{ in}}{(2 \times 17.500 \text{ psi} \times 85\%) + (0,2 \times 182,87 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 1 \text{ in} = 0,025 \text{ m}$$

sehingga dipilih tebal standar sebesar 1 in = 0,025 m (Brownell, 1959. *Process Equipment Design*. Table 5.6. p. 88).

### Outside Diameter (OD)

$$\text{ID} = 7,232 \text{ m} = 284,74 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 284,74 \text{ in} + (2 \times 1 \text{ in}) \\ &= 286,738 \text{ m} = 7,283 \text{ m} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Tangki 107 (T-107)

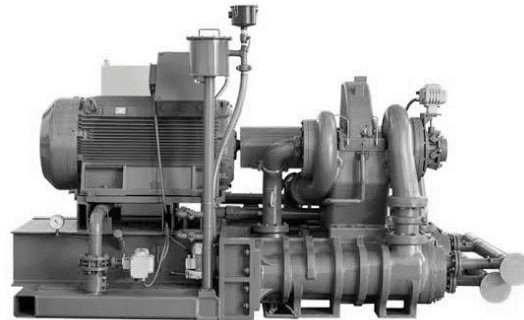


Fungsi	: Tempat penyimpanan produk sisa Amonia ( $\text{NH}_3$ )
Kode	: T-107
Tipe	: <i>Spherical vessel tank</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Suhu Penyimpanan	: $30^\circ\text{C}$
Durasi Penyimpanan	: 2 hari
Tekanan <i>Design</i>	: 12,44 atm
Jumlah Tangki	: 1 buah
Volume <i>Design</i> Tangki	: $198,08 \text{ m}^3$
ID	: 7,232 m
OD	: 7,283 m
Tebal Tangki	: 0,025 m

### 29. Compressor (CP-103)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Amonia dari 1 ke 10 atm
Kode	: CP-103
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Alat	: 1
$T_{\text{in}}$	: $98^\circ\text{C}$
$P_{\text{in}}$	: 1 atm = $2.116,22 \text{ lb/ft}^2$
$P_{\text{out}}$	: 10 atm = $21.162,2 \text{ lb/ft}^2$

Gambar :



(Sumber: Alibaba)

Tabel C.44 Spesifikasi Bahan Baku dalam CP-102

Komponen	Massa (kg/jam)	$x_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (lb/ft.s)	$cp$ (kj/kmol.K)
NH <sub>3</sub>	2.713,47	1,00	244,979	2,42	593,158
<b>Total</b>	<b>2.713,47</b>	<b>1,00</b>	<b>244,979</b>		<b>593,158</b>

### Menentukan Jenis *Compressor*

Jenis kompresor ditentukan oleh laju alir volumetrik gas dan tekanan keluar kompresor. Laju alir volumetrik gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$F_v = \frac{F_i R T_{in}}{P}$$

Dimana,

$F_v$  : Laju alir volumetrik gas masuk (m<sup>3</sup>/s)

$F_i$  : *Mole flowrate* gas masuk (mol/jam)

$R$  : Tetapan gas ideal (L.atm/mol.K)

$T_{in}$  : Suhu gas masuk (K)

$$F_v = 11,08 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 6,52 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$P_{out} = 10 \text{ atm} = 146,96 \text{ psi}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

### Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\begin{aligned}\gamma &= \frac{593,157 \text{ kJ/kmol.K}}{593,157 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \\ &= 1,014\end{aligned}$$

### Perhitungan Suhu Gas Keluar CP-103

$$T_{\text{out}} = \left( \frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{\text{in}}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas

$C_p$  : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

$T_{\text{out}}$  : Suhu gas keluar kompresor (°C)

$T_{\text{in}}$  : Suhu gas masuk kompresor (°C)

$P_{\text{in}}$  : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

$P_{\text{out}}$  : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$\begin{aligned}T_{\text{out}} &= \left( \frac{10 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 98^\circ\text{C} \\ &= 101,21^\circ\text{C} = 374,36 \text{ K}\end{aligned}$$

### Perhitungan Volume CP-103

$$\text{Kebutuhan umpan} = 2.713,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 244,98 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Flowrate cairan} = \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$= \frac{2.713,47 \text{ kg/jam}}{244,98 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 11,08 \text{ m}^3/\text{jam} = 391,16 \text{ ft}^3/\text{jam} = 6,52 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas total} = 1,2 \times 11,08 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 13,291 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Perhitungan Jumlah Stage CP-103

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$r = \left( \frac{P_o}{P_i} \right)^{1/n}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 4) (Aries, 2018)

P<sub>o</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

P<sub>i</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left( \frac{10 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{1/n} \quad n = 1$$

### Power Kompresor (PW)

$$\begin{aligned} P_w &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left( \frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} \right) \quad \dots \text{ Pers. 24, Peters and Timmerhaus} \\ &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,014}{1,014 - 1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 6,52 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left( \frac{21.162,2 \text{ lb/ft}^2 \cdot 1,014^{-1}}{2.116,22 \text{ lb/ft}^2} \right) \\ &= 14,479 \text{ lbf/menit} \\ &= 0,4387 \text{ HP} = 0,5 \text{ HP (Standar)} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi *Compressor* (CP-103)

Fungsi : Menaikkan Tekanan Amonia dari 1 ke 10 atm

Kode : CP-103

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah Alat : 1

Jumlah Stage : 1

Laju alr : 11,08 m<sup>3</sup>/jam

T<sub>in</sub> : 98°C

T<sub>out</sub> : 101°C

P<sub>in</sub> : 1 atm

P<sub>out</sub> : 10 atm

Pw : 0,5 HP



## LAMPIRAN D UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah bagian atau unit yang dapat menunjang proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas didalam pra rancangan pabrik *ethylenediamine* ini meliputi 5 unit:

### 1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

#### a) Kebutuhan Air Sarana Umum dan Sanitasi

##### Kebutuhan air karyawan

$$\begin{aligned} \text{Total karyawan} &: 159 \text{ Karyawan} \\ \text{Kebutuhan air tiap karyawan} &: 120 \text{ kg/hari (Standar WHO)} \\ \text{Kebutuhan air total} &= \frac{120 \text{ kg/hari} \times 159 \text{ karyawan}}{24 \text{ jam/hari}} = 795 \text{ kg/jam} \\ \text{Digunakan faktor keamanan} &= 20\% \\ &= (100 + 20)\% \times 795 \text{ kg/jam} \\ &= 958 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

##### Kebutuhan Air Kebersihan dan Taman

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan taman adalah sebesar 25% dari kebutuhan air karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} &= 25\% \times 958 \text{ kg/jam} \\ &= 238,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

##### Kebutuhan Air Laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah sebesar 25% dari kebutuhan air karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} &= 25\% \times 958 \text{ kg/jam} \\ &= 238,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

##### Kebutuhan Air Pemadam Kebakaran dan Cadangan Air

Direncanakan kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air adalah sebesar 20% dari kebutuhan air karyawan, sehingga:



$$= 20\% \times 958 \text{ kg/jam}$$

$$= 190,8 \text{ kg/jam}$$

Tabel D.1 Kebutuhan Air Sarana Umum dan Sanitasi

Kubutuhan	Jumlah (kg/jam)
Karyawan	954
Kebersihan dan Taman	238,5
Laboratorium	238,5
Pemadam dan Cadangan	190,8
<b>Total</b>	<b>1.621,8</b>

### b) Kebutuhan Air Pendingin

Tabel D.2 Air Untuk Kebutuhan Pendingin

Nama Alat	Kode	kg/jam	lb/jam
Condensor-101	CD-101	21.444,00	47.275,45
Condensor-102	CD-102	14.732,04	32.478,26
Condensor-103	CD-103	8.785,23	19.367,91
Condensor-104	CD-104	2.426,33	5.349,10
Cooler-101	CL-101	1.640,31	3.616,22
Cooler-102	CL-102	1.722,59	3.797,63
Cooler-103	CL-103	828,10	1.825,64
Cooler-104	CL-104	808,62	1.782,69
<b>Total</b>		<b>52.387,23</b>	<b>115.492,89</b>

$$\text{Over design} = (100 + 20)\% \times 52.387,23 \text{ kg/jam}$$

$$= 62.864,68 \text{ kg/jam}$$

Air pendingin disirkulasi dengan asumsi. terjadi kehilangan 20% dari total air sebelumnya.

$$\text{Air pendingin sirkulasi} = 80\% \times 62.864,68 \text{ kg/jam}$$

$$= 50.291,7 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Make-up air pendingin} = (62.864,68 - 50.291,7) \text{ kg/jam}$$

$$= 12.572,94 \text{ kg/jam}$$

Densitas air pada suhu 28°C = 301,15 K

$$\rho_i \text{ (g/ml)} = A \cdot B^{-(1-(T/T_c)^n)}$$

Komponen	BM	A	B	N	Tc	$\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	18	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1.024,71

(Sumber: Yaws, 1999)

Total kebutuhan air sarana umum dan air pendingin, = (1.621,8+62.864,68)

kg/jam

$$= 64.486,48 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{64.486,48 \text{ kg/jam}}{1.024,71 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 62,93 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Total kebutuhan air sarana umum dan air pendingin yaitu 62,93 m<sup>3</sup>/jam diperoleh dari *fresh water* Kawasan JIPE dengan kapasitas 2.346,4 m<sup>3</sup>/jam.

### Rancangan Bak *Fresh Water*

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan umum dan pendingin

Jenis : Bak Persegi Panjang

Perhitungan Volume Bak

$$\text{Kebutuhan H}_2\text{O} = 62,93 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 4 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume yang ditampung} &= 62,93 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 251,72 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= 1,20 \times 251,72 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= 302,064 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Lebar Bak (L)

Rencana Perbandingan bak:

$$P = 2 \times L$$

$$T = 5 \text{ m}$$

Dimana

P = Panjang bak

L = Lebar bak

T = Tinggi bak

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 &= 2L \times L \times 5 \text{ m} \\
 &= 2L^2 \times 5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$L = \sqrt{\frac{302,064 \text{ m}^3}{2 \times 5 \text{ m}}}$$

$$L = 5,018 \text{ m}$$

$$P = 2 \times (5,018 \text{ m}) = 10,034 \text{ m}$$

### **Resume Spesifikasi *Fresh Water Tank* (TU-201)**

Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan sanitasi dan Pendingin.
Kode	: TU-201
Tipe	: Bak persegi panjang
Bahan	: Beton bertulang
Waktu Tinggal	: 4 jam
Volume <i>Design</i>	: 302,064 m <sup>3</sup>
Panjang	: 10,034 m
Lebar	: 5,017 m
Tinggi	: 5 m

### **Rancangan Bak Penyimpanan Air Pendingin (TU-202)**

Fungsi	: Menampung air pendingin untuk dialirkan ke peralatan proses
Jenis	: Bak Persegi Panjang

Perhitungan Volume Bak

Kebutuhan H <sub>2</sub> O	= 62.864,68 kg/jam
Densitas H <sub>2</sub> O	= 1.024,71 kg/m <sup>3</sup>
Volume bak	= $\frac{62.864,68 \text{ kg/jam}}{1.024,71 \text{ kg/m}^3} = 61,35 \text{ m}^3/\text{jam}$
Durasi penyimpanan	= 4 jam
Volume yang ditampung	= 62,93 m <sup>3</sup> /jam × 4 jam = 245,395 m <sup>3</sup>
Volume <i>design</i>	= 1,20 × 245,395 m <sup>3</sup> (Over design factor 20%) = 294,474 m <sup>3</sup>

Lebar Bak (L)

Rencana perbandingan bak:

$$P = 2 \times L$$

$$T = 5 \text{ m}$$

Dimana

P = Panjang bak

L = Lebar bak

T = Tinggi bak

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 5 \text{ m} \\ &= 2L^2 \times 5 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$L = \sqrt{\frac{294,474 \text{ m}^3}{2 \times 5 \text{ m}}}$$

$$L = 4,954 \text{ m}$$

$$P = 2 \times (4,954 \text{ m}) = 9,907 \text{ m}$$

### **Resume Spesifikasi Bak Penyimpanan Air Pendingin (TU-202)**

Fungsi	: Menampung air pendingin untuk dialirkan ke peralatan proses
Kode	: TU-202
Tipe	: Bak persegi panjang
Bahan	: Beton bertulang
Waktu Tinggal	: 4 jam
Volume <i>Design</i>	: 294,395 m <sup>3</sup>
Panjang	: 9,907 m
Lebar	: 4,954 m
Tinggi	: 5 m

### **Rancangan Cooling Tower (CT-201)**

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan

Jenis : *Mechanical induced draft fan*

Kebutuhan H<sub>2</sub>O = 62.864,68 kg/jam

Densitas air pada suhu 50°C = 323,15 K

$$\rho_i \text{ (g/ml)} = A \cdot B^{-(1-(T/T_c)^n)}$$

Komponen	BM	A	B	N	T <sub>c</sub>	ρ <sub>i</sub> (kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	18	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1.004,29

(Sumber: Yaws, 1999)

Densitas H<sub>2</sub>O = 1.004,29 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetric (Q)} &= \frac{62.864,68 \text{ kg/jam}}{1.004,29 \text{ kg/m}^3} \\ &= 62,596 \text{ m}^3/\text{jam} = 275,62 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Relative humidity = 80%

Suhu H<sub>2</sub>O masuk = 50°C = 122°F

Suhu H<sub>2</sub>O keluar = 28°C = 82,4°F

T<sub>dry</sub> = 28°C = 82,4°F

T<sub>wet</sub> = 78°F = 25,56°C (Fig. 12-22 perry's Chemical Engineers)

Humidity = 0,019 kg/kg dry air

Suhu *approach* = T<sub>2</sub> – T<sub>wb</sub> = 82,4 – 78 = 4,4°F

*Cooling Range* = T<sub>1</sub> – T<sub>2</sub> = 122 – 82,4 = 39,6°F

Tinggi *cooling tower* direncanakan = 5 m

*Water Contrentation* (W<sub>c</sub>)

Dari Fig. 12.8C (Perry & Green, 1997) pada temperatur air panas T<sub>1</sub> = 122°F vs temperatur air dingin T<sub>2</sub> = 82,4°F, dengan temperatur bola basah, T<sub>w</sub> = 78°F, diperoleh *water contrentation* = 1,35 gal/menit.ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Luas } \textit{cooling tower} &= \frac{\text{Laju alir volume}}{W_c} \\ &= \frac{359,75 \text{ gpm}}{1,35 \text{ gal/menit.ft}^2} \\ &= 204,164 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diperkirakan kinerja *cooling tower* = 90%

$$\begin{aligned} \text{Maka luas } \textit{actual} &= \frac{204,164 \text{ ft}^2}{90\%} \\ &= 226,85 \text{ ft}^2 = 21,075 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cooling tower} &= \text{Luas cooling tower} \times \text{tinggi} \\
 &= 21,074 \text{ m}^2 \times 5 \text{ m} \\
 &= 105,375 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perbandingan P : L = 1 : 1

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 &= P \times P \times T \\
 &= P^2 \times T
 \end{aligned}$$

$$105,375 \text{ m}^3 = P^2 \times 5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 4,591 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4,591 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

#### Menentukan Daya Penggerak *Fan Cooling Tower*

Untuk efisiensi menara 90% diperoleh *houspower/ft<sup>2</sup>* tower area yaitu 0,03 HP/ft<sup>2</sup> (Perry & Green, 1997. Fig 12-15 hal 12-17)

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= \text{Luas menara} \times \text{houspower/ft}^2 \text{ tower area} \\
 &= 226,85 \text{ ft}^2 \times 0,03 \text{ HP/ft}^2 \\
 &= 6,80 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

$$\text{Power standar} = 10 \text{ HP}$$

#### Resume Spesifikasi *Cooling Tower (CT-201)*

Fungsi	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan.
Tipe	: <i>Cooling tower induced draft</i>
Kode	: CT-201
Luas	: 21,075 m <sup>2</sup>
Volume	: 105,375 m <sup>3</sup>
Dimensi	: 4,591 m × 4,591 m × 5 m
Daya Penggerak	: 6,80 HP
Power Standar	: 10 HP

c) **Kebutuhan Air Boiler**

Tabel D.3 Air untuk Kebutuhan Boiler

Nama alat	Kode	kg/jam	lb/jam
Heater-101	H-101	140,49	309,73
Heater-102	H-102	164,66	363,02
Reboiler-101	RB-101	1.962,67	4.326,91
Reboiler-102	RB-102	1.160,53	2.558,50
Reboiler-103	RB-103	305,51	673,53
Vaporizer-101	VP-101	1.892,82	4.172,91
<b>Jumlah</b>		<b>5.626,69</b>	<b>12.404,59</b>

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= 20\% \times 5.626,69 \text{ kg/jam} \\ &= 6.752,02 \text{ kg/jam} \\ &= 14.885,51 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Steam yang dihasilkan adalah *saturated steam* pada temperatur 260°C, Dari tabel AIII.2 *Stoichiometry* diketahui data entalpi:

$$\text{Saturated vapor (hg)} = 2.797 \text{ kJ/kg} = 1.202,43 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Saturated liquid (hf)} = 1.134,4 \text{ kJ/kg} = 487,68 \text{ Btu/lb}$$

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan berikut:

$$W' = \frac{W}{F}$$

Dimana,

$$W' = \text{Kebutuhan air umpan boiler (lb/jam)}$$

$$W = \text{Steam yang dihasilkan boiler (lb/jam)}$$

$$F = \text{Faktor evaporasi}$$

Faktor evaporasi dihitung dengan persamaan:

$$F = \frac{hg-hL}{970,4} = \frac{1.202,43 \text{ Btu/lb} - 487,68 \text{ Btu/lb}}{970,4 \text{ Btu/lb}} = 0,73$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} W' &= \frac{14.885,51 \text{ lb/jam}}{0,73} \\ &= 20.202,2 \text{ lb/jam} = 9.163,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kondensat *steam* disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat *steam*.

$$\begin{aligned} \text{Kondensat yang disirkulasi} &= 80\% \times 9.163,71 \text{ kg/jam} \\ &= 7.330,97 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{make-up water boiler} &= (9.163,71 - 7.330,97) \text{ kg/jam} \\ &= 1.832,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Rancangan Boiler

Fungsi : Menghasilkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses.

Jenis : *Water Tube*

Jumlah : 1 unit

Power Boiler

Power boiler dihitung dari persamaan 172 Saven W.H., hal 140:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{ws \times (hv - hg)}{970,3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34,5 \text{ lb/jam/hp}} \\ &= \frac{20.202,18 \text{ lb/jam} (1.202,43 - 487,68) \text{ Btu/lb}}{970,3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34,5 \text{ lb/jam/hp}} \\ &= 431,35 \text{ HP} \end{aligned}$$

Spesifikasi Boiler

Boiler yang dipakai tipe *Water Tube* Boiler, maka:

$$\text{Heating value surface} = 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp Boiler (Severn, hal.140)}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Heating value surface boiler} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp Boiler} \\ &= 431,35 \text{ HP} \times 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp Boiler} \\ &= 4.313,5 \text{ ft}^2 \\ &= 400,73 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas  $> 200 \text{ m}^2$ , maka digunakan *Shell and tube*.

Dari table 11. Kern, 1983 direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

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

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,033 \text{ m}$$



$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,027 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan pipa, } at = 0,864 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang tube, } L = 25 \text{ ft} = 7,62 \text{ m}$$

Maka jumlah tube, Nt:

$$Nt = \frac{A}{at \times L} = \frac{4.313,5 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 25 \text{ ft}} = 188,16 = 189$$

#### Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

Bahan bakar yang digunakan *fuel oil* 33°API. Berdasarkan Perry's 7<sup>th</sup> ed., fig

27-3 diketahui : *Heating value*,  $H_v = 132.000 \text{ btu/lb}$

Efisiensi pembakaran boiler = 85%

Dari persamaan 175 Saven W.H., hal 140 :

$$\begin{aligned} W_f &= \frac{W \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v} \\ &= \frac{20.202,18 \text{ lb/jam} \times (1.202,43 - 487,68) \text{ btu/lb}}{85\% \times 132.000 \text{ btu/lb}} \\ &= 128,69 \text{ lb/jam} \\ &= 58,38 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry's 7<sup>th</sup> ed., pers. 27-9 densitas bahan bakar = 893,33 kg/m<sup>3</sup>

Maka, rate volumetrik bahan bakar boiler:

$$Q = \frac{w_f}{\rho} = \frac{58,38 \text{ kg/jam}}{893,33 \text{ kg/m}^3} = 0,07 \text{ m}^3/\text{jam} = 65,35 \text{ L/jam}$$

#### Resume Spesifikasi Boiler-101

Nama alat	: Boiler
Kode	: B-201
Fungsi	: Menghasilkan <i>saturated steam</i> yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses.
Jenis	: <i>Water Tube</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i> , SA-283 Grade C
Panjang <i>Tube</i>	: 7,62 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 189
Jenis Bahan Bakar	: <i>Fuel oil</i>
Power Boiler	: 431,35 HP

### Rancangan Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Tempat menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon steel SA-53, grade B*

#### Perhitungan Volume Tangki

$$\text{Kebutuhan H}_2\text{O} = 65,35 \text{ L/jam} = 0,0065 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah yang ditampung} &= 0,0065 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 10,978 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= 1,20 \times 10,97 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= 13,17 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio H/D = 1,5

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 1,5}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 13,17 \text{ m}^3}{\pi \times 1,5}} \\ &= 2,032 \text{ m} = 6,66 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H = 2,032 \text{ m} \times 1,5$$

$$= 3,048 \text{ m}$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh Tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 3,048 \text{ m} \\ &= 2,438 \text{ m} = 7,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatis adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatis} &= \rho \times g \times hc \\ &= 893,33 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,438 \text{ m} \\ &= 21.344,37 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 3,094 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatis} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (3,094 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 21,35 \text{ psi} \\ &= 1,45 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal dinding Tangki

$$\text{Minimum tensile} = 13.750 \text{ psi.}$$

$$\text{Join efficiency} = 85\% \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254})$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. hal.542})$$

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times D}{(2 \times f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = 0,198 \text{ in} = 0,0051 \text{ m}$$

Diambil ts Standar 1/4 in = 0,25 in = 0,0063 m (Brownell & Young, 1959. hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times \text{ts standar}) \\ &= 2,032 \text{ m} + (2 \times 0,0063 \text{ in}) \\ &= 2,044 \text{ m} = 80,49 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 84 in = 2,134 m Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times \text{ts standar}) \\ &= 2,134 \text{ m} - (2 \times 0,0063 \text{ m}) \\ &= 2,121 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Resume Spesifikasi Tangki Bahan Bakar Boiler (TU-203)

Fungsi boiler	: Tempat menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler
Kode	: TU-203
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Bahan	: <i>Carbon steel</i> SA-53, grade B
Durasi Penyimpanan	: 7 hari
Volume <i>Design</i>	: 13,174 m <sup>3</sup>
Tekanan <i>Design</i>	: 1,45 atm
OD	: 2,134 m
ID	: 2,121 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0063 m

#### d) Kebutuhan Air Proses

Pabrik ini membutuhkan air untuk mengencerkan bahan baku MEA. Besarnya jumlah air yang diperlukan untuk mengencerkan umpan MEA sebesar 800,65 kg/jam. Untuk faktor keamanan disuplai air 20% lebih besar dari kebutuhan.

$$\begin{aligned} &= (100 + 20)\% \times 800,65 \text{ kg/jam} \\ &= 960,78 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan total air proses dan umpan boiler} &= 960,78 \text{ kg/jam} + 9.163,71 \text{ kg/jam} \\ &= 10.124,49 \text{ kg/jam} \\ &= 9,88 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan total air proses dan umpan boiler diperoleh dari fasilitas utilitas *Sea Water Reverse Osmosis (SWRO)*. Kawasan JIPE dengan kapasitas 62,5 m<sup>3</sup>/jam. Air SWRO dapat digunakan sebagai umpan boiler, namun perlu dilakukan pengolahan lanjutan proses demineralisasi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air.

### 1) Tangki Penampungan SWRO

Fungsi : Menampung air SWRO untuk diolah lebih lanjut.

Jenis : Tangki silinder tegak

#### Perhitungan Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan H}_2\text{O} &= 10.124,49 \text{ kg/jam} \\
 \text{Durasi penyimpanan} &= 4 \text{ jam} \\
 \text{Jumlah yang ditampung} &= 10.124,49 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam} \\
 &= 40.497,96 \text{ kg} \\
 \text{Densitas H}_2\text{O} &= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}} \\
 &= \frac{40.497,96 \text{ kg}}{1.024,71 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 39,52 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume design} &= 1,20 \times 39,52 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor 20\%}) \\
 &= 47,425 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio H/D = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 2}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 47,425 \text{ m}^3}{\pi \times 2}} \\ &= 3,114 \text{ m} \\ H &= 3,114 \text{ m} \times 2 \\ &= 6,228 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 6,228 \text{ m} \\ &= 4,982 \text{ m} = 16,346 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times hc \\ &= 1.024,71 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,982 \text{ m} \\ &= 50.031,67 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 7,254 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (7,254 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 26,345 \text{ psi} \\ &= 1,79 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

$$\text{Join efficiency} = 85\% \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254})$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. hal.542})$$

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{26,345 \text{ psi} \times 122,59 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 26,345 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,101 \text{ in} = 0,0026 \text{ m}$$

Diambil ts Standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 3,114 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 3,124 \text{ m} = 122,99 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 126 in = 3,2004 m Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 3,2004 \text{ m} - (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 3,1904 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Tangki SWRO (TU-204)**

Fungsi : Menampung air SWRO untuk diolah lebih lanjut

Tipe : Tangki silinder tegak

Kode : TU-204

Bahan : *Stainless steel SA-167*

Durasi Penyimpanan : 4 jam

Volume *Design* : 47,426 m<sup>3</sup>

Tekanan *Design* : 1,79 atm

OD : 3,2 m

ID : 3,19 m

Tebal *Shell* : 0,005 m

### **2) Kation Exchanger**

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion postif

Jenis : tangki silinder tegak dengan bed resin

$$\text{Laju alir massa} = 10.124,49 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan volumetric (Q)} &= \frac{10.124,49 \text{ kg/jam}}{1.024,709 \text{ kg/m}^3} \\ &= 9,881 \text{ m}^3/\text{jam} = 43,502 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Kebutuhan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk regenerasi

$$\begin{aligned}\text{Kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} = 0,065 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,065 \text{ kg/m}^3 \times 9,881 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,642 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

### Luas Penampang Bed Resin (AR)

Berdasarkan (Powel, 1954) hal. 155 diketahui supervisial velocity air dalam exchanger = 3 - 8 gal/min.ft<sup>2</sup>

$$\text{Dipilih: } v = 3 \text{ gal/min.ft}^2$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{AR} &= \frac{\text{Laju Alir Volume}}{v} \\ &= \frac{43,502 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/min.ft}^2} \\ &= 14,501 \text{ ft}^2 = 1,347 \text{ m}^2\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi *Kation exchanger*

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui tinggi bed resin dalam exchanger = 30-75 in, maka di tetapkan:

$$\text{Tinggi bed} = 75 \text{ in} = 6,25 \text{ ft} = 1,905 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Bed} &= \text{AR} \times T \\ &= 14,501 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} \\ &= 90,628 \text{ ft}^3 = 2,566 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{AR} = \frac{\pi \times DR^2}{4}$$

$$\text{DR} = \sqrt{\frac{\text{AR} \times 4}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{14,501 \text{ ft}^2 \times 4}{\pi}}$$



$$= 4,297 \text{ ft} = 51,56 \text{ in} = 1,31 \text{ m}$$

Dengan rasio H/D = 2

Diperoleh H = 2,619 m

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 2,619 \text{ m} \\ &= 2,095 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times hi \\ &= 1.024,71 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,095 \text{ m} \\ &= 21.043,126 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 3,051 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (3,051 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 21,301 \text{ psi} \\ &= 1,45 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 12.650 psi.

$$\text{Join efficiency} = 85\% \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254})$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991. hal.542})$$

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

C : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{21,301 \text{ psi} \times 51,56 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 21,301 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,176 \text{ in} = 0,0045 \text{ m}$$

Diambil ts standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 1,31 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 1,32 \text{ m} = 51,94 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 54 in = 1,37 m Tabel 5.7 Hal.90 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 1,37 \text{ m} - (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 1,38 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Menentukan Tebal Tumpukan Resin**

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= Q \times \text{Kesadahan air} \\ &= 43,502 \text{ gpm} \times 3,2 \text{ grain/galon} \times 60 \text{ min/jam} \\ &= 8.352,36 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Powell, table 2-6 hal 172 diketahui untuk “*natural green zeolit*” memiliki kapasitas penyerapan 2800 grain/ft<sup>3</sup>, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\ &= 90,628 \text{ ft}^3 \times 2800 \text{ grain/ft}^3 \\ &= 253.761 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi kation} &= \frac{V_r}{\text{kandungan grain hardness}} \\ &= \frac{253.761 \text{ grain}}{8.352,36 \text{ grain/jam}} \\ &= 30,38 \text{ jam} = 31 \text{ jam} \end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Kation Exchanger (KU-201)**

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion postif

Tipe : Tangki silinder tegak dengan bed resin.

Kode : KU-201  
 Kecepatan *Volumetric* : 9,881 m<sup>3</sup>/jam  
 Volume Bed : 2,566 m<sup>3</sup>  
 Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 0,205 kg/jam  
 Waktu Operasi Kation: 31 jam  
 Tinggi Bed Resin : 1,905 m  
 Tinggi Tangki : 2,619 m  
 OD Tangki : 1,37 m  
 ID Tangki : 1,36 m  
 Tebal Tangki : 0,005 m

### 3) Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion negatif

Jenis : Tangki silinder tegak dengan bed resin.

Laju alir massa = 10.124,49 kg/jam

Kecepatan volumetric (Q) =  $\frac{10.124,49 \text{ kg/jam}}{1.024,709 \text{ kg/m}^3}$   
 = 9,881 m<sup>3</sup>/jam = 43,502 gpm

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi.

Kesadahan terikat resin = 65 ppm = 0,065 kg/m<sup>3</sup>  
 = 0,065 kg/m<sup>3</sup> × 9,881 m<sup>3</sup>/jam  
 = 0,642 kg/jam

Konsentrasi NaOH = 98%

Sehingga NaOH yang dibutuhkan = 0,642 kg/jam × 98% = 0,629 kg/jam

### **Luas Penampang Bed Resin (AR)**

Berdasarkan Powel (1954) hal. 186 diketahui supervisial velocity air dalam exchanger = 3 - 10 gal/min.ft<sup>2</sup>

Dipilih: v = 3 gal/min.ft<sup>2</sup>

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{AR} &= \frac{\text{Laju Alir Volume}}{v} \\
 &= \frac{43,502 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/min.ft}^2}
 \end{aligned}$$

$$= 14,501 \text{ ft}^2 = 1,347 \text{ m}^2$$

Menentukan dimensi Kation exchanger

$$AR = \frac{\pi \times DR^2}{4}$$

$$DR = \sqrt{\frac{AR \times 4}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{14,501 \text{ ft}^2 \times 4}{\pi}}$$

$$= 3,038 \text{ ft} = 0,926 \text{ m}$$

Dengan rasio H/D = 2

Diperoleh H = 1,852 m

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$\begin{aligned} HI &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 1,852 \text{ m} \\ &= 1,482 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h_i \\ &= 1.024,71 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,482 \\ &= 14.879,737 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 2,157 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (2,157 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 20,229 \text{ psi} \\ &= 1,38 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 12.650 psi.

*Join efficiency* = 85% (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 (Peters & Timmerhaus, 1991. hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{20,229 \text{ psi} \times 36,45 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 20,229 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,159 \text{ in} = 0,0041 \text{ m}$$

Diambil ts standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 0,926 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 0,936 \text{ m} = 36,83 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 38 in = 0,965 m Tabel 5.7 Hal.89 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 0,965 \text{ m} - (2 \times 0,005 \text{ m}) \\ &= 0,955 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Menentukan Dimensi *Kation exchanger***

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui tinggi bed resin dalam exchanger = 30-75 in, maka di tetapkan:

$$\text{Tinggi bed} = 75 \text{ in} = 6,25 \text{ ft} = 1,905 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Bed} &= AR \times T \\ &= 14,501 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} \\ &= 90,628 \text{ ft}^3 = 2,566 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= Q \times \text{Kesadahan air} \\ &= 43,502 \text{ gpm} \times 3,2 \text{ grain/galon} \times 60 \text{ min/jam} \end{aligned}$$

$$= 8.352,36 \text{ grain/jam}$$

Berdasarkan Powell, table 2-6 hal 172 diketahui untuk “natural green zeolit” memiliki kapasitas penyerapan 2800 grain/ft<sup>3</sup> , sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\ &= 90,628 \text{ ft}^3 \times 2800 \text{ grain/ft}^3 \\ &= 253.761 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi Anion} &= \frac{V_r}{\text{kandungan grain hardness}} \\ &= \frac{253.761 \text{ grain}}{8.352,36 \text{ grain/jam}} = 30,38 \text{ jam} = 31 \text{ jam} \end{aligned}$$

#### **Resume Spesifikasi *Anion Exchanger* (AU-201)**

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-ion negatif
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan bed resin
Kode	: AU-201
Kecepatan <i>Volumetric</i>	: 9,88 m <sup>3</sup> /jam
Volume Bed	: 2,566 m <sup>3</sup>
Kebutuhan NaOH	: 0,629 kg/jam
Waktu Operasi Kation	: 31 jam
Tinggi Bed Resin	: 1,905 m
Tinggi Tangki	: 1,852 m
OD Tangki	: 0,965 m
ID Tangki	: 0,955 m
Tebal Tangki	: 0,005 m

#### **4) Tangki Penampungan air proses dan umpan boiler**

Fungsi : Menampung air demineral untuk diumpankan ke proses dan boiler

penghasil steam

Jenis : Tangki silinder tegak

#### **Perhitungan Volume Tangki**

$$\text{Kebutuhan H}_2\text{O} = 10.124,49 \text{ kg/jam}$$

Durasi penyimpanan	= 4 jam	
Jumlah yang ditampung	= 10.124,49 kg/jam × 4 jam	
	= 40.497,96 kg	
Densitas H <sub>2</sub> O	= 1.022,87 kg/m <sup>3</sup>	
Volume cairan	= $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$	
	= $\frac{40.497,96 \text{ kg}}{1.024,71 \text{ kg/m}^3}$	
	= 39,52 m <sup>3</sup>	
Volume <i>design</i>	= 1,20 × 39,52 m <sup>3</sup>	(Over design factor 20%)
	= 47,425 m <sup>3</sup>	

### Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasio H/D = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 2}}$$

Dimana,

V : Volume tangki (m<sup>3</sup>)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 47,425 \text{ m}^3}{\pi \times 2}}$$

$$= 3,114 \text{ m}$$

$$H = 3,114 \text{ m} \times 2$$

$$= 6,228 \text{ m}$$

### Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut :

$$HI = 80\% \times H$$

$$= 80\% \times 6,228 \text{ m}$$

$$= 4,982 \text{ m} = 16,346 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times hc \\ &= 1.024,71 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,982 \text{ m} \\ &= 50.031,67 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 7,254 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut :

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (7,254 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 26,345 \text{ psi} \\ &= 1,79 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 dan Type 316

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young, 1959), diperoleh nilai *minimum tensile* = 18.750 psi.

*Join efficiency* = 85% (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254)

*Corrosion allowance* = 0,125 (Peters & Timmerhaus, 1991. hal.542)

Tebal dinding tangki dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

ts : Tebal plat dinding tangki (in)

D : Diameter dinding tangki (ft)

f : *Minimum tensile* (psi)

E : *Joint efficiency*

c : *Corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{26,345 \text{ psi} \times 122,59 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 26,345 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,101 \text{ in} = 0,0026 \text{ m}$$

Diambil ts standar 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 3,114 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) \end{aligned}$$



$= 3,124 \text{ m} = 122,99 \text{ in}$   
 OD standar = 126 in = 3,2004 m Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959)  
 ID standar = OD standar - (2 × ts standar)  
 $= 3,2004 \text{ m} - (2 \times 0,005 \text{ m})$   
 $= 3,1904 \text{ m}$

### Resume Spesifikasi Tangki Penampungan Air Proses dan Boiler (TU-205)

Fungsi : Menampung air demineral untuk diumpankan ke proses  
 dan boiler penghasil steam  
 Tipe : Tangki silinder tegak  
 Kode : TU-205  
 Bahan : *Stainless steel SA-167*  
 Durasi Penyimpanan : 4 jam  
 Volume *Design* : 47,426 m<sup>3</sup>  
 Tekanan *Design* : 1,79 atm  
 OD : 3,2 m  
 ID : 3,19 m  
 Tinggi Tangki : 6,228 m  
 Tebal *Shell* : 0,005 m

#### 5) Pompa utilitas

Adapun pompa yang digunakan pada unit utilitas yaitu:

PU-201 : Mengalirkan air SWRO menuju kation exchanger.  
 PU-202 : Mengalirkan air dari kation exchanger menuju anion exchanger.  
 PU-203 : Mengalirkan air dari anion exchanger menuju tangki penampungan  
 air proses dan umpan boiler.  
 PU-204 : Mengalirkan air dari tangki air proses dan umpan boiler menuju  
 boiler.

PU-205 : Mengalirkan air dari dari tangki air proses dan umpan boiler untuk

proses.

PU-206 : Mengalirkan air dari bak fresh water menuju area perusahaan untuk

digunakan.

PU-207 : Mengalirkan air dari bak fresh water menuju bak air pendingin.

PU-208 : Mengalirkan air dari cooling water menuju bak air pendingin.

### **Perhitungan pompa PU-201**

Fungsi : Mengalirkan air SWRO menuju kation exchanger

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Commercial Steel*

### **Perhitungan Volume Pompa**

Laju alir massa = 10.124,49 kg/jam

Densitas H<sub>2</sub>O = 1.024,71 kg/m<sup>3</sup> = 63,97 lb/ft<sup>3</sup>

Volume cairan =  $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$

$$= \frac{10.124,49 \text{ kg/jam}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9,88 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume *design* = 1,20 × 9,88 m<sup>3</sup> (Over design factor 20%)

$$= 11,856 \text{ m}^3/\text{jam} = 52,204 \text{ gpm}$$

$$= 348,92 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0969 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dipakai pompa sejumlah = 1 buah (Coulson = 0,05-500m<sup>3</sup>/jam)

Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m <sup>3</sup> /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25–10 <sup>3</sup>	10–50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5–500	50–200
Diaphragm	0.05–50	5–60
Rotary gear and similar	0.05–500	60–200
Rotary sliding vane or similar	0.25–500	7–70

Dari Tabel 10.17 Coulson, untuk kapasitas perancangan di atas, dapat digunakan pompa *centrifugal single state*.

### Menghitung Diameter Optimum Pipa

$$\log \mu = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Komponen	A	B	C	D	kg/jam	xi	μi (cP)
H <sub>2</sub> O	-10,216	1792,500	1,77E-02	-1,24E-05	1951,302	1,000	0,901
<b>Jumlah</b>					<b>1951,302</b>	<b>1,000</b>	<b>0,901</b>

$$\begin{aligned} \mu &= 0,901 \text{ cP} \\ &= 0,00061 \text{ kg/m.s} \\ &= 2,179 \text{ lbm/ft.jam} \end{aligned}$$

$$DI_{\text{Opt}} = 3,9 \times (Q_f)^{0.45} \times (\rho)^{0.1} \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Pers. 15 hal 496)}$$

Dimana:

DI<sub>opt</sub> : Optimum inside diameter (in)

Q<sub>f</sub> : Laju alir volumetric (ft<sup>3</sup>/s)

ρ : Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} DI_{\text{Opt}} &= 3,9 \times (0,0969 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (63,91 \text{ lb/ft}^3)^{0.1} \\ &= 2,342 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa standar dari tabel 11 Kern dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$ID = 2,067 \text{ in} = 0,052 \text{ m}$$

$$OD = 2,38 \text{ in} = 0,061 \text{ m}$$

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Flow area pipe size (A)} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

$$\text{Schedule number, SN} = 40$$

Menghitung Kecepatan Linear (v)

$$V = \frac{Q_f}{A}$$

$$V = \frac{0,0274 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} = 1,269 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold (Re)

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\ &= \frac{1.024,71 \text{ kg/m}^3 \times 0,052 \text{ m} \times 1,269 \text{ m/s}}{0,000901 \text{ kg/m.s}} \\ &= 75.822,002 \text{ (Aliran Torbulen)} \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Total Pipa ( $\sum L$ )

Direncanakan : Panjang pipa Lurus = 32,80 ft = 10 m

Untuk 1 buah elbow 90°

$$\text{Jumlah (n)} = 1$$

$$\text{Le/ID} = 32 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 32 \times \text{ID} \times n \text{ elbow} \\ &= 32 \times 0,052 \text{ m} \times 1 \\ &= 1,680 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk 1 *gate valve, wide open*

$$\text{Le/ID} = 9 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)}$$

$$\text{Le} = 9 \times \text{ID} = 9 \times 0,052 \text{ m} = 0,472 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \sum L &= 10 \text{ m} + 1,680 \text{ m} + 0,472 \text{ m} \\ &= 12,153 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung *Friction Loss*

Friksi karena adanya *Sudden Contraction* :

$$h_c = 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10-16 hal 93})$$

karena Luas permukaan tangki jauh lebih besar dari Luas permukaan pipa, maka  $A_2 \ll A_1$ , sehingga  $A_2/A_1$  dapat diabaikan.

nilai  $\alpha$  untuk aliran turbulen = 1

$$h_c = 0,55 (1 - 0) \frac{1,269^2}{2 \times 1}$$

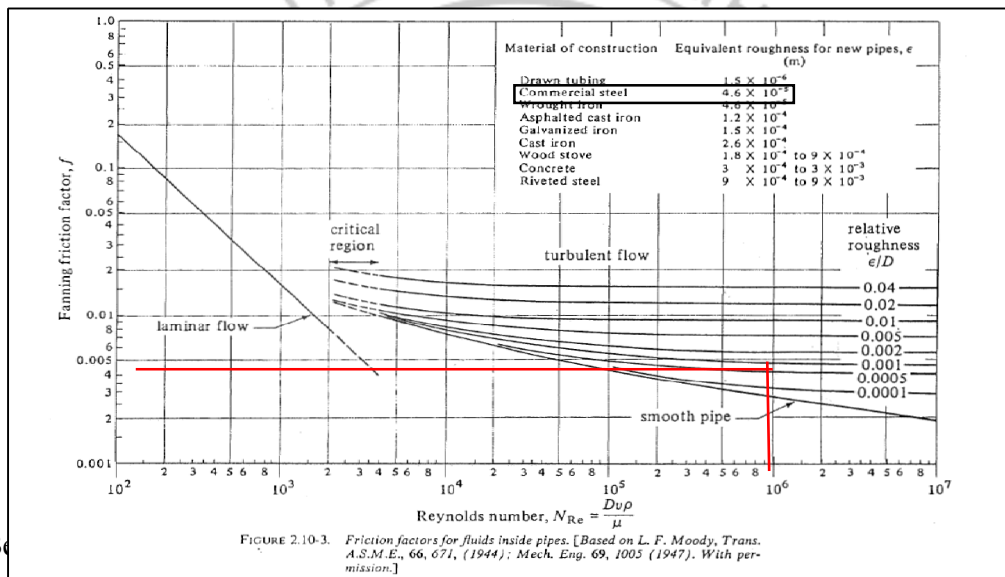
$$= 0,443 \text{ J/kg}$$

Friksi karena pipa Lurus

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times D} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10.6 hal.89})$$

Mencari nilai  $f$  pada Fig 1.10.3 hal.88 (Geankoplis, 1993) Untuk bahan commercial steel,  $\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} = 0,00087$$



Be

diperoleh,

$$f = 0,0045$$

$$\text{Perkiraan panjang pipa } (\Delta L) \Delta L = 32,8 \text{ ft} = 10 \text{ m}$$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times D}$$

$$= 4 \times 0,0045 \times \frac{10 \text{ m} \times 1,265 \text{ m/s}^2}{2 \times 0,0525 \text{ m}}$$

$$= 5,528 \text{ J/kg}$$

Friksi elbow 90°

Nilai  $K_f$  elbow 90° untuk aliran turbulen.

**TABLE 2.10-1. Friction Loss for Turbulent Flow Through Valves and Fittings**

Type of Fitting or Valve	Frictional Loss, Number of Velocity Heads, $K_f$	Frictional Loss, Equivalent Length of Straight Pipe in Pipe Diameters, $L/D$
Elbow, 45°	0.35	17
Elbow, 90°	0.75	35
Tee	1	50
Return bend	1.5	75
Coupling	0.04	2
Union	0.04	2
Gate valve		
Wide open	0.17	9
Half open	4.5	225
Globe valve		
Wide open	6.0	300
Half open	9.5	475
Angle valve, wide open	2.0	100
Check valve		
Ball	70.0	3500
Swing	2.0	100
Water meter, disk	7.0	350

Source : R. H. Perry and C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1973. With permission.

$K_f = 0,75$  (Geankoplis, 1993. Tabel 2.10-2 hal 94)

$n = 3$  buah

$$h_{f \text{ elbow}} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-17 Geankoplis})$$

$$= 0,604 \text{ J/kg}$$

*Friksi globe valve*

Nilai  $K_f$  globe valve untuk aliran turbulen

$K_f = 6$

$n = 1$  buah

$$h_{f \text{ globe}} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-17 Geankoplis})$$

$$= 4,837 \text{ J/kg}$$

$$\text{Total Friction Loss } (\Sigma F) = 0,443 \text{ J/kg} + 5,528 \text{ J/kg} + 0,604 \text{ J/kg} + 4,837 \text{ J/kg}$$

$$= 11,414 \text{ J/kg}$$

Menghitung Daya Pompa Dari persamaan bernoulli:

Dari persamaan *Bernoulli* (pers.2.7-28, Geankoplis)

$$-W_s = \frac{v_2^2 \times v_1^2}{2\alpha} + g \times (z_2 \times z_1) + \frac{p_2 \times p_1}{\rho} + \Sigma L$$

Dengan:

$W_s$  : Tenaga yang ditambahkan kedalam sistem (power pompa) (ft.lbf/lbm)

$\Delta v^2$  : Perbedaan kecepatan fPUida pipa masuk dan keluar pompa =  $v_2^2 - v_1^2$ ,  
ft/s

A : Konstanta, a = 1 untuk aliran turbulen

$\Delta z$  : Beda ketinggian cairan (ft)

$\Delta P$  : Beda tekanan (lbf/ft<sup>2</sup>)

$\sum F$  : *Friction loss* (ft.lbf/lbm)

g : Konstanta gravitasi

gc : *Gravitational conversion factor*

$$-W_s = \frac{1,269^2 - 0^2}{2} + 9,8 \times (5^2 - 4^2) + \frac{1-1}{1,0228} + 11,414 \text{ J/kg}$$

$$= 247,42 \text{ J/kg}$$

$$\text{BHP} = -W_s \times \text{Laju alir massa}$$

$$= 247,42 \text{ J/kg} \times 10.124,49 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.505.008,346 \text{ J/jam}$$

$$= 695,835 \text{ J/s}$$

$$= 0,918 \text{ HP}$$

### Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 4-10 Vilbrandt, diperoleh:

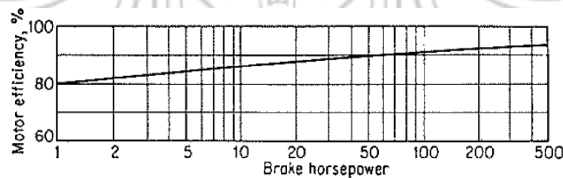


FIG. 4-10. Efficiencies of three-phase induction motors. [Courtesy of R. M. Braca and J. Happel, *Chem. Eng.*, 60(1): 181 (1953).]

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{Daya pompa}}{\text{efisiensi pompa}}$$

$$= \frac{0,918}{80\%} = 1,147 \text{ HP} = 1,5 \text{ HP Standar}$$

Dengan mengikuti perhitungan pompa di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk pompa utilitas sebagai berikut:

Tabel D.4 Hasil Perhitungan Pompa Utilitas

Alat	Kode	Kapasitas (kg/jam)	ID (in)	OD (in)	Daya motor (HP)	Daya standar

Pompa-201	PU-201	10.124,49	2,067	2,38	1,148	1,5
Pompa-202	PU-202	10.124,49	2,067	2,38	1,188	1,5
Pompa-203	PU-203	10.124,49	2,067	2,38	1,208	1,5
Pompa-204	PU-204	3.218,15	2,067	2,38	1,080	1,5
Pompa-205	PU-205	960,784	0,82	1,05	0,126	0,5
Pompa-206	PU-206	1.621,80	1,049	1,32	0,316	0,5
Pompa-207	PU-207	62.864,68	6,065	6,625	0,569	1
Pompa-208	PU-208	62.864,68	6,065	6,625	0,747	1
<b>Total</b>					<b>6,237</b>	<b>9,135</b>

## 2. Unit penyedia Udara Tekan

### Spesifikasi Compressor-201

Kondisi Operasi

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 575,67 \text{ R}$$

$$P_1 = 14,7 \text{ psi} = 2.116,803 \text{ lb/ft}$$

$$P_2 = 20 \text{ psi} = 2.880,00 \text{ lb/ft}$$

$$R = 1,987 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$\text{Densitas udara} = 1,165 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p \text{ udara} = 7,21 \text{ kkal/kmol.K}$$

### Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal

$\gamma$  : Rasio kapasitas panas

$C_p$  : Kapasitas panas gas

Sehingga:

$$\begin{aligned} \gamma &= \frac{7,21 \text{ kkal/kmol.K}}{7,21 \text{ kkal/kmol.K} - 1,987 \text{ kkal/kmol.K}} \\ &= 1,380 \end{aligned}$$

### Perhitungan Laju alir Volume

$$\text{Laju alir massa} = 4.202,3 \text{ kg/jam}$$



$$\text{Oversign} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Laju massa alir actual} &= 4.202,3 \text{ kg/jam} \times 1,2 \\ &= 5.042,76 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1,165 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Flowrate cairan} &= \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}} \\ &= \frac{5.042,76 \text{ kg/jam}}{1,165 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4.328,55 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

### Perhitungan Jumlah Stage CP-201

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$r = \left( \frac{P_o}{P_i} \right)^{1/n}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 2) (Perry 8th p-10-45)

P<sub>o</sub> : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

P<sub>i</sub> : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$2 = \left( \frac{1,36 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{1/n}$$

$$n = 1 \text{ stage}$$

### Power Kompresor (PW)

$$\begin{aligned} P_w &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Qf \times \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \quad (\text{Pers. 24, Peters and Timmerhaus}) \\ &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,038}{1,38 - 1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 1,002 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left( \frac{2.889,005 \text{ lb/ft}^2}{2.116,22 \text{ lb/ft}^2} \right)^{\frac{1,38 - 1}{1,38}} \\ &= 7.696,21 \text{ lbf/menit} \\ &= 2,138 \text{ HP} \\ &= 2,5 \text{ HP Standar} \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Kompresor (CP-201)

Fungsi : Menyediakan Udara Tekan.

Jenis : *single stage centrifugal compressor*

Kapasitas *design* : 4.328 m<sup>3</sup>/jam  
 Tekanan masuk : 14,7 psi  
 Tekanan Keluar : 20 psi  
 Power : 2,5 HP

### 3. Unit Pengadaan Listrik

Diambil faktor keamanan sebesar 20%. Kebutuhan listrik di-supply dari PT Pembangkitan Jawa-Bali Unit Pembangkit Listrik Tenaga Uap dan Gas di Gresik yang merupakan anak perusahaan PLN (Persero) kapasitas 2.219 MW dan generator yang dibangun sendiri sebagai Cadangan.

Tabel D.5 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Proses

Nama alat	Kode	Dayastandar (Hp)	kW
Mixer-101	MX-101	5	3,729
Pompa-101	P-102	0,5	0,373
Pompa-102	P-103	2	1,491
Pompa-103	P-104	0,5	0,373
Pompa-104	P-105	0,5	0,373
<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
Pompa-105	P-106	0,5	0,373
Pompa-106	P-107	1,5	1,119
Pompa-107	P-108	2	1,491
Pompa-108	P-109	0,5	0,373
Pompa-109	P-110	1,5	1,119
Pompa-110	P-111	1,5	1,119
Blower-111	BL-101	0,5	0,373
Compresor-101	CP-101	1,5	1,119
Compresor-102	CP-102	0,5	0,373
Compresor-103	CP-103	0,5	0,373
<b>Total</b>		<b>19</b>	<b>14,168</b>

Tabel D.6 Kebutuhan Listrik Penggerak Alat Utilitas

Alat	Kode	Dayastandar (Hp)	Kw
Pompa-201	PU-201	1,500	1,119
Pompa-202	PU-202	1,500	1,119
Pompa-203	PU-203	1,500	1,119
Pompa-204	PU-204	1,500	1,119

Pompa-205	PU-205	1,500	1,119
Pompa-206	PU-206	0,500	0,373
Pompa-207	PU-207	0,500	0,373
Pompa-208	PU-208	1,000	0,746
Compresor-201	CU-201	1,000	0,746
Boiler-201	BU-201	431,350	321,658
<b>Total</b>		<b>441,85</b>	<b>329,488</b>

Tabel D.7 Jumlah Lumen Berdasarkan Luas Bangunan

No	Nama Bangunan	Luas m <sup>2</sup>	Lux (lumen/m <sup>2</sup> )	Lumen
1	Pos keamanan	50	80	4.000
2	Taman	2.000	30	60.000
3	Area parkir motor/mobil	400	70	28.000
4	Poliklinik	300	180	54.000
5	Laboratorium	250	200	50.000
6	Main office	3.000	400	1.200.000
7	Kantin tamu	300	300	90.000
8	Kantor K3 dan lingkungan	500	150	75.000
9	Mushollah	300	200	60.000
10	Auditorium	1.000	300	300.000
11	Kantin karyawan	300	300	90.000
12	Penyimpanan bahan baku	800	80	64.000
<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
13	Area produk	600	80	48.000
14	Area proses	15.000	150	2.250.000
15	Bengkel maintenance	500	200	100.000
16	Area utilitas	2.000	100	200.000
17	Area parkir truk	600	70	42.000
18	Area limbah	800	100	80.000
19	Area perluasan	5.500	40	220.000
<b>Total</b>		<b>34.200</b>		<b>5.015.000</b>

Lampu yang direncanakan untuk semua area dalam bangunan indoor menggunakan lampu Light-Emiting Diode (LED) Philips 14 watt. Lumen output tiap lampu adalah 1400 lumen.

$$\text{Jumlah lumen di dalam ruangan} = 5.015.000 \text{ lumen}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = 5.015.000/1.400$$

$$= 3.582 \text{ buah}$$

Area di luar ruangan (outdoor) digunakan lampu Mercury 250 watt. Output tiap lampu adalah 10.000 lumen (Perry, hal 17-58)

$$\text{Jumlah lumen di luar ruangan} = 430.000 \text{ lumen}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = 430.000/10.000 = 43$$

$$\begin{aligned} \text{Total Daya Penerang} &= (14 \text{ watt} \times 3.582) + (250 \text{ watt} \times 43) \\ &= 60.900 \text{ watt} \\ &= 60,9 \text{ kW} \end{aligned}$$

Air Conditioner direncanakan menggunakan AC inverter LG. sebuah AC 1 kPa memerlukan daya listrik sekitar 520 watt, diperkirakan cukup untuk memenuhi ruangan selama 7x7 m, sehingga dibutuhkan AC sebanyak 60 buah.

$$\begin{aligned} \text{Listrik yang dibutuhkan} &= 60 \text{ buah} \times 520 \text{ watt/buah} \\ &= 31.200 \text{ watt} = 31,2 \text{ kW} \end{aligned}$$

Keperluan perkantoran, laboratorium dan instrumentasi masing-masing diperkirakan menggunakan 30% dari total daya penerangan yaitu 18,27 kW. Diambil faktor keamanan 20%.

Tabel D.8 Kebutuhan Listrik Total

Alat	Kw
Alat proses	14,168
Alat Utilitas	329,488
Lab. dan Alat instrumentasi	18,27
Kantor	18,27
Penerangan	60,9
Ac	31,2
Faktor keamanan	94,459
<b>Total</b>	<b>566,755</b>

#### 4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

##### c. Kebutuhan bahan bakar *furnace*

$$\text{Jenis bahan bakar} = \text{Gas methane (CH}_4\text{)}$$

$$\text{Heating value} = 21.537 \text{ Btu/lb} = 50.095,06 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi panas} = 70\%$$

$$\text{Kapasitas } furnace = 3.319.354,93 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{\text{Kapasita furnace}}{\text{Heating value} \times \text{Efisiensi panas}} \\ &= \frac{3.319.354,93 \text{ kJ/jam}}{50.095,06 \text{ kJ/kg} \times 70\%} \\ &= 196,255 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan bahan bakar boiler

Bahan bakar yang digunakan *fuel oil* 33°API. Berdasarkan Perry's 7thed., fig 27-3 diketahui : Heating value,  $H_v = 132.000 \text{ btu/lb}$

Efisiensi pembakaran boiler = 85%

Dari persamaan 175 Saven W.H., hal 140 :

$$\begin{aligned} W_f &= \frac{W \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v} \\ &= \frac{20.202,18 \text{ lb/jam} \times (1.202,43 - 487,68) \text{ btu/lb}}{85\% \times 132.000 \text{ btu/lb}} \\ &= 128,69 \text{ lb/jam} \\ &= 58,38 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah cair berasal dari hasil Top MD-102 ditampung dalam bak penampung kemudian di serahkan kepada pihak ketiga yaitu unit *waste water treatment plant* Kawasan JIPE dengan kapasitas  $2.500 \text{ m}^3/\text{hari}$ .

### Rancangan Bak Penyimpanan Air Limbah (TU-206)

Fungsi : Menampung air limbah untuk dialirkan ke WWTP JIPE

Jenis : Bak Persegi Panjang

Perhitungan Volume Bak

$$\text{Kebutuhan H}_2\text{O} = 526,45 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.022,875 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume bak} = \frac{526,45 \text{ kg/jam}}{1.022,875 \text{ kg/m}^3} = 0,515 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Volume yang ditampung} = 0,515 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 12,35 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume } design &= 1,20 \times 12,35 \text{ m}^3 && (\text{Over design factor } 20\%) \\
 &= 14,823 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Lebar Bak (L)

Rencana Perbandingan Bak:

$$P = 2 \times L$$

$$T = 3 \text{ m}$$

Dimana

P = Panjang bak

L = Lebar bak

T = Tinggi bak

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 &= 2L \times L \times 3 \text{ m} \\
 &= 2L^2 \times 3 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$L = \sqrt{\frac{14,823 \text{ m}^3}{2 \times 3 \text{ m}}}$$

$$L = 1,435 \text{ m}$$

$$P = 2 \times (1,435 \text{ m}) = 2,87 \text{ m}$$

### Resume Spesifikasi Bak Penyimpanan Air Limbah (TU-206)

Fungsi	: Menampung air limbah untuk dialirkan ke WWTP JIPE
Kode	: TU-206
Tipe	: Bak persegi panjang
Bahan	: Beton Bertulang
Waktu Tinggal	: 24 jam
Volume <i>Design</i>	: 14,826 m <sup>3</sup>
Panjang	: 2,87 m
Lebar	: 1,435 m
Tinggi	: 3 m

## LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi : 10.000 Ton/Tahun

Satu tahun operasi : 330 Hari

Nilai kurs \$ : Rp. 15.430,-

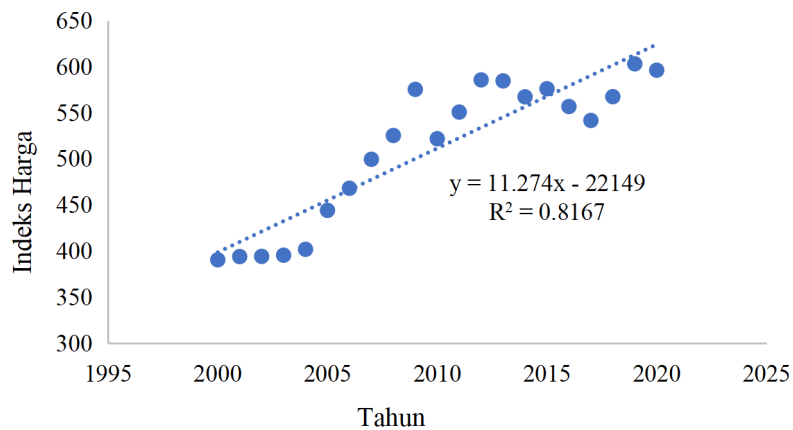
Rencana Pendirian 2026 dan beroperasi tahun 2028

### 1. Estimasi Harga Peralatan

Harga setiap alat yang digunakan pada proses tergantung pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Penentuan harga peralatan tahun 2028 diestimasi menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Table E.1 Indeks Harga (Turton, 2018)

Tahun	Indeks
2000	390,6
2001	394,1
2002	394,3
2003	395,6
2004	402
2005	444,2
2006	468,2
2007	499,6
2008	525,4
2009	575,4
2010	521,9
2011	550,8
2012	585,7
2013	584,6
2014	567,3
2015	576,1
2016	556,8
2017	541,7
2018	567,5
2019	603,1
2020	596,2



Gambar E.1 Cost Index

Dari data CEPCI Table E.1 selanjutnya dilakukan pendekatan regresi linier dan diperoleh Persamaan (1.1):

$$y = 11,274x - 22.149 \quad \dots(1.1)$$

Diperoleh innex pada tahun 2026:

$$\begin{aligned} y &= 11,274 \times (2026) - 22.149 \\ &= 692,12 \end{aligned}$$

Persamaan tersebut digunakan untuk mengestimasi harga pembelian pada tahun 2024 dengan menggunakan Persamaan (1.2) Peters, 2003):

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad \dots(1.2)$$

Keterangan:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2026

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks CEPCI pada tahun 2026

Ny : Indeks CEPCI pada tahun referens

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga pada tahun 2024 yang didapatkan dari <http://www.matche.com>.

Berikut contoh perhitungan Tangki MEA (T-102):

$$\text{Harga Tahun 2026} = \frac{\text{indeks 2026}}{\text{indeks 20}} \times \$ 156.400 = \$ 190.812,96$$



Tabel E.2 Daftar Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas	Satuan	Indeks Tahun Jual	Indeks 2026	Harga (\$)		Referensi
								Tahun 2014	Tahun 2026	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	Tangki Amonia	T-101	3	65.239,93	gall	567,3	692,12	168.000,00	614.895,99	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
2	Tangki MEA	T-102	1	63.826,61	gall	567,3	692,12	156.400,00	190.812,96	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
3	Tangki Air	T-103	1	18.354,67	gall	567,3	692,12	64.300,00	78.448,04	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
4	Tangki EDA	T-104	1	75.574,34	gall	567,3	692,12	168.800,00	205.941,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
5	Tangki MEA	T-105	1	23.022,07	gall	567,3	692,12	60.700,00	74.055,93	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
6	Tangki DETA	T-106	1	12.504,58	gall	567,3	692,12	51.700,00	63.075,64	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
7	Reaktor Fix Bed	R-101	1	75.078,75	gall	567,3	692,12	285.000,00	347.709,04	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
8	Menara Distilasi	MD-101	1	5.371,90	lb/hr	567,3	692,12	179.500,00	218.995,70	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
9	Menara Distilasi	MD-102	1	3.944,23	lb/hr	567,3	692,12	160.000,00	195.205,08	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
10	Menara Distilasi	MD-103	1	1.427,67	lb/hr	567,3	692,12	109.000,00	132.983,46	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
11	Vaporizer	VP-101	1	164,88	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	69.200,00	84.426,20	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
12	Condensor	CD-101	1	111,89	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	113.000,00	137.863,59	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
13	Condensor 1	CD-102	1	476,95	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	129.423,42	157.900,68	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
14	Condensor 2	CD-103	1	226,69	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	122.900,00	149.941,90	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
15	Condensor 3	CD-104	1	153,11	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	117.596,00	143.470,85	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
16	Reboiler 1	RB-101	1	58,89	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	15.100,00	18.422,48	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
17	Reboiler 2	RB-102	1	160,96	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	28.980,00	35.356,52	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
18	Reboiler 3	RB-103	1	160,96	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	28.980,00	35.356,52	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
19	Akumulator	A-101	1	31,14	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	14.500,00	17.690,46	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
20	Akumulator	A-102	1	6,87	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	10.350,00	12.627,33	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
21	Akumulator	A-103	1	4,15	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	9.700,00	11.834,31	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
22	<i>Furnace</i>	F-101	1	24,76	mmbtu/hr	567,3	692,12	141.000,00	172.024,47	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
23	<i>Heater</i>	H-101	1	920,53	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	109.100,00	133.105,46	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
24	<i>Heater</i>	H-102	1	116,14	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	92.000,00	112.242,92	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
26	<i>Cooler</i>	CL-101	1	41,76	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	73.400,00	89.550,33	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
27	<i>Cooler</i>	CL-102	2	130,46	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	110.400,00	269.383,01	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
28	<i>Cooler</i>	CL-103	2	39,18	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	63.100,00	153.968,00	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
29	<i>Cooler</i>	CL-104	4	39,18	ft <sup>2</sup>	567,3	692,12	63.100,00	307.936,01	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
30	<i>Knock Out Drum</i>	KO-101	1	3,14	ft	567,3	692,12	24.000,00	29.280,76	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
31	<i>Knock Out Drum</i>	KO-102	1	2,49	ft	567,3	692,12	22.000,00	26.840,70	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
32	<i>Expansion Valve</i>	EXV-101	1			567,3	692,12	1.400,00	1.708,04	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
34	<i>Compressor</i>	CP-101	1	1,23	hp	567,3	692,12	67.000,00	81.742,13	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
35	<i>Compressor</i>	CP-102	1	1,43	hp	567,3	692,12	67.000,00	81.742,13	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
38	<i>Mixer</i>	MX-101	1	2,36	m <sup>3</sup>	567,3	692,12	109.700,00	133.837,48	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
39	<i>Compressor</i>	CP-103	1	0,5	hp	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
40	<i>Pompa</i>	P-101	1	1,32	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
41	<i>Pompa</i>	P-102	1	1,05	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
42	<i>Pompa</i>	P-103	1	1,66	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
43	<i>Pompa</i>	P-104	1	1,66	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
44	<i>Pompa</i>	P-105	1	1,66	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
45	<i>Pompa</i>	P-106	1	1,05	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
46	<i>Pompa</i>	P-107	1	1,05	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
47	<i>Pompa</i>	P-108	1	1,32	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
48	<i>Pompa</i>	P-109	1	0,67	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
49	<i>Pompa</i>	P-110	1	0,84	in	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
50	<i>Blower</i>	BL-101	1	14.968,71	ft <sup>3</sup> /menit	567,3	692,12	53.900,00	65.759,71	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
<b>Total Biaya</b>									<b>\$ 4.737.785</b>	

Tabel E.3 Daftar Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Indeks	Indeks	Harga (\$)		Referensi
				Tahun Jual	2026	Tahun ref.	Tahun 2026	
1	Bak <i>Fresh Water</i>	TU-201	1	669,58	692,12	9.360,00	9.675,20	<a href="https://arwanabeton.com">https://arwanabeton.com</a>
2	Bak Air Pendingin	TU-202	1	567,3	692,12	10.500,00	10.853,59	<a href="https://arwanabeton.com">https://arwanabeton.com</a>
3	Tangki SWRO	TU-204	1	669,58	692,12	6.800,00	8.296,22	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
4	<i>Kation Exchanger</i>	KU-201	1	669,58	692,12	8.000,00	8.269,40	<a href="http://www.alibaba.com">www.alibaba.com</a>
5	<i>Anion Exchanger</i>	AU-201	1	567,3	692,12	8.000,00	8.404,10	<a href="http://www.alibaba.com">www.alibaba.com</a>
6	Tangki Air Boiler	TU-205	1	567,3	692,12	4.800,00	5.856,15	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
7	<i>Cooling Tower</i>	CT-201	1	567,3	692,12	107.600,00	131.275,41	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
8	Pompa Utilitas	PU-201	1	567,3	692,12	11.900,00	14.518,38	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
9	Pompa Utilitas	PU-202	1	567,3	692,12	11.900,00	14.518,38	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
10	Pompa Utilitas	PU-203	1	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
11	Pompa Utilitas	PU-204	1	567,3	692,12	11.300,00	13.786,36	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
12	Pompa Utilitas	PU-205	1	567,3	692,12	9.700,00	11.834,31	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
13	Pompa Utilitas	PU-206	1	567,3	692,12	10.500,00	12.810,33	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
14	Pompa Utilitas	PU-207	1	567,3	692,12	18.000,00	21.960,57	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
15	Pompa Utilitas	PU-208	1	567,3	692,12	18.000,00	21.960,57	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
16	<i>Compressor</i>	CU-201	1	567,3	692,12	67.000,00	81.742,13	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
17	Tangki Bahan Bakar	T-203	1	567,3	692,12	5.000,00	6.100,16	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
18	Boiler	B-201	1	567,3	692,12	79.000,00	96.382,51	<a href="http://www.matche.com">www.matche.com</a>
19	Bak Air Limbah	TU-206	1	567,3	692,12	4.700,00	5.734,15	<a href="https://arwanabeton.com">https://arwanabeton.com</a>
<b>Total Biaya</b>								<b>\$ 497.764</b>

*Equipment Cost* (EC) = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas  
 = \$ 4.737.785 + \$ 497.764  
 = \$ 5.235.549  
 = Rp. 80.784.526.817

## 2. Estimasi Penanaman Modal Total (*Total Capital Investment*)

### Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Instalasi, instrumentasi, perpipaan, dan isolasi pada pabrik ini dikerjakan oleh tenaga kerja asing dan tenaga kerja Indonesia. Upah tenaga kerja asing sebesar US\$ 20 sedangkan tenaga kerja lokal sebesar Rp 20.000 dengan 1 *man hour* asing = 3 *man hour* Indonesia.

#### 1) Pembelian Alat/*Purchased Equipment Cost* (PEC)

Tabel E.4 Total Pembelian Alat/*Purchased Equipment Cost* (PEC)

Komponen Biaya	Faktor	USD (\$)	IDR (Rp.)
<i>Equipment cost</i> (EC)	-	5.235.549	80.784.526.817,3
<i>Shipping</i>	25% EC	1.308.887	20.196.131.704,3
Asuransi pengangkutan	1% EC	52.355	807.845.268,2
Provisi Bank	0,5% EC	26.177	403.922.634,1
Pajak Barang Impor	20% EC	1.047.109	16.156.905.363,5
<b>Total PEC</b>		<b>\$ 7.670.079,8</b>	<b>Rp. 118.349.331.787,3</b>

#### 2) Biaya Instalasi Alat (*Equipment Installation Cost*)

*Installation cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi, plat form support & bangunan alat. (Aries Newton, 1955, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32%.

Tabel E.5 Total Pembelian Alat/*Purchased Equipment Cost* (PEC)

Komponen	Material	Labor	Total
<i>Fondation</i>	4%	3%	7%
<i>Plat Form Support</i>	7%	4%	11%
<i>Erection of</i>	-	25%	25%
<b>Total Installation</b>	<b>11%</b>	<b>32%</b>	<b>43%</b>

Besarnya biaya instalasi adalah 43% dari PEC (material 11% dan *labor* 32%),  
maka:

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \text{ PEC} \\ &= 11\% \times \$ 7.670.079,8 \\ &= \$ 834.709 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 32\% \text{ PEC}$$

Pemasangan dilakukan oleh 5% tenaga kerja asing dan 95% tenaga kerja Indonesia

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \frac{32\% \text{ PEC}}{\text{upah asing (US \$)}} \\ &= \frac{32\% \times \$ 7.670.079,8}{\$ 20} \\ &= 122.721,28 \text{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Upah tenaga kerja asing} &= 5\% \times \text{man hour} \times \text{upah asing} \\ &= 5\% \times 122.721,28 \times \$ 20 \\ &= \$ 122.721 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Upah tenaga kerja lokal} &= 95\% \times \text{man hour} \times \text{upah} \times 3 \\ &= 5\% \times 122.721,28 \times \text{Rp. } 20.000 \times 3 \\ &= \text{Rp. } 6.995.112.806 \\ &= \$ 453.345 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Instalasi} &= \text{Material} + \text{Labor} \\ &= \$ 834.709 + \$ 122.721 + \$ 453.345 \\ &= \$ 1.419.775 \end{aligned}$$

### 3) Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

*Piping cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangan. Dari tabel 17 Aries Newton, 1955, hal 78 diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluid diperlukan biaya 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37%

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 49\% \text{ PEC} \\ &= 49\% \times \$ 7.670.079,8 \\ &= \$ 3.758.339 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 37\% \text{ PEC}$$

Pemasangan dilakukan oleh 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } \textit{man hour} &= \frac{37\% \text{ PEC}}{\text{upah asing (US \$)}} \\ &= \frac{37\% \times \$ 7.670.079,8}{\$ 20} \\ &= 141.896,47 \textit{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Upah tenaga kerja lokal} &= 100\% \times \textit{man hour} \times \text{upah asing} \times 3 \\ &= 100\% \times 141.896,47 \times \text{Rp. } 20.000 \times 3 \\ &= \text{Rp. } 8.513.788.612 \\ &= \$ 551.769 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Pemipaan} &= \text{Material} + \text{Labor} \\ &= \$ 3.758.339 + \$ 551.769 \\ &= \$ 4.310.107,66 \end{aligned}$$

#### 4) Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

*Instrumentation cost* adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (kontrol). Dari tabel 19, Aries & Newton, 1955, hal 97 diperoleh bahwa untuk *exslusive controls* diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% labor.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \text{ PEC} \\ &= 24\% \times \$ 7.670.079,8 \\ &= \$ 1.840.819,2 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 6\% \text{ PEC}$$

Pemasangan dilakukan oleh 5% tenaga kerja asing dan 95% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } \textit{man hour} &= \frac{6\% \text{ PEC}}{\text{upah asing (US \$)}} \\ &= \frac{6\% \times \$ 7.670.079,8}{\$ 20} \\ &= 23.010,2 \textit{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Upah tenaga kerja asing} &= 5\% \times \textit{man hour} \times \text{upah asing} \\ &= 5\% \times 23.010,2 \times \$ 20 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \$ 23.010,24 \\
 \text{Upah tenaga kerja lokal} &= 95\% \times \text{man hour} \times \text{upah} \times 3 \\
 &= 95\% \times 23.010,2 \times \text{Rp. } 20.000 \times 3 \\
 &= \text{Rp. } 1.311.583.651 \\
 &= \$ 85.002,2 \\
 \text{Total Biaya Instrumentasi} &= \text{Material} + \text{Labor} \\
 &= \$ 1.840.819,2 + \$ 23.010,24 + \$ 85.002,2 \\
 &= \$ 1.948.831,58
 \end{aligned}$$

5) Biaya Isolasi (*Insulation Cost*)

*Insulation cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi didalam proses produksi. Dari tabel 21 Aries Newton, 1955, hal 98, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor.

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\
 &= 3\% \times \$7.670.079,8 \\
 &= \$ 230.102,4
 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 5\% \text{ PEC}$$

Pemasangan dilakukan oleh 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{man hour} \text{ asing} &= \frac{5\% \text{ PEC}}{\text{upah asing (US \$)}} \\
 &= 19.175,2 \text{ man hour}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total upah tenaga kerja lokal} &= 100\% \times \text{Rp } 20.000 \times 19.175,2 \times 3 \\
 &= \text{Rp } 383.503.991,5 \\
 &= \$ 24.854,44
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Isolasi} &= \text{Material} + \text{Labor} \\
 &= \$ 230.102,4 + \$ 24.854,44 \\
 &= \$ 254.956,83
 \end{aligned}$$

6) Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation Cost*)

*Electrical cost* adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung didalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 22 Aries

Newton, 1955, hal 102, diperoleh bahwa biaya elctric 10- 15% PEC. Dalam hal ini diambil sebesar 10% PEC yang terdiri dari material 7% dan 3% labor.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 7\% \text{ PEC} \\ &= 7\% \times \$ 7.670.079,8 \\ &= \$ 536.905,59 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 3\% \text{ PEC}$$

Pemasangan dilakukan oleh 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour asing} &= \frac{3\% \text{ PEC}}{\text{upah asing (US \$)}} \\ &= 11.505,1 \text{ man hour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total upah tenaga kerja lokal} &= 100\% \times \text{Rp } 20.000 \times 11.505,1 \times 3 \\ &= \text{Rp } 230.102.394,9 \\ &= \$ 14.912,66 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Instalasi} &= \text{Material} + \text{Labor} \\ &= \$ 536.905,59 + \$ 14.912,66 \\ &= \$ 551.818,25 \end{aligned}$$

#### 7) Biaya Bangunan (*Building Cost*)

Tabel 27 Aries Newton, 1955, hal 102, diperoleh 30% dari PEC jika harga Equipment cost lebih dari \$ 1.000.000.

$$\begin{aligned} \text{Luas Bangunan} &= 34.200 \text{ m}^2 \\ \text{Harga Bangunan} &= \text{Rp. } 4.000.000/\text{m}^2 \\ \text{Biaya bangunan} &= 34.200 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 4.000.000/\text{m}^2 \\ &= \text{Rp. } 136.800.000.000 \\ &= \$ 8.865.846 \end{aligned}$$

#### 8) Tanah dan Perbaikan

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah diperkirakan} &= 45.000 \text{ m}^2 \\ \text{Sewa tanah} &= \text{Rp } 320.000 /\text{m}^2 \text{ tahun} \\ \text{Biaya tanah} &= \text{Rp } 320.000 /\text{m}^2 \text{ tahun} \times 27.000 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 14.400.000.000 \\ &= \$ 933.247 \end{aligned}$$



Biaya Perbaikan nilainya 10%-15% PEC (Aries & Newton, 1955,108). Dalam hal ini ditetapkan 10% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Biaya perbaikan tanah} &= 10\% \text{ PEC} \\ &= 10\% \times \$ 7.670.079,8 \\ &= \$ 767.008 \end{aligned}$$

Total Biaya Tanah perbaikan = \$ 1.700.254,90

#### 9) Biaya Utilitas (*Utilities Cost*)

*Utilities cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses antara lain unit penyediaan air, steam, genset, cooling tower, dan udara tekan.

Tabel E.6 Total Pembelian Alat/*Purchased Equipment Cost* (PEC) utilitas

Komponen Biaya Utilitas	Faktor	USD (\$)
<i>Equipment cost</i> (EC)	-	497.764,26
<i>Shipping</i>	10% EC	49.776,43
Asuransi pengangkutan	1% EC	4.977,64
Provisi Bank	0,5% EC	2.488,82
Pajak Barang Impor	20% EC	99.552,85
<b>Total PEC Utilitas</b>		<b>654.560</b>

Tabel E.7 *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1.	<i>Physical Equipment Cost</i> (PEC)	7.670.080	118.349.331.787
2.	Instalasi	1.419.775	21.907.128.611
3.	Perpipaan	4.310.108	66.504.961.188
4.	Instrumentasi	1.948.832	30.070.471.275
5.	Isolasi	254.957	3.933.983.945
6.	Listrik	551.818	8.514.555.620
7.	Bangunan	8.865.846	136.800.000.000
8.	Tanah dan perbaikan	1.700.254,90	26.234.933.179
9.	Utilitas	654.560	10.099.860.930
	<b>Total <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)</b>	<b>27.376.230</b>	<b>422.415.226.535</b>

#### 10) Biaya *Engineering and Construction*

Biaya untuk *design engineering and Construction* pada Tabel 4 Aries Newton dengan kapasitas PPC diatas \$5.000.000 diperoleh 20% dari nilai PPC.

$$= 20\% \times \$ 27.376.230$$

$$= \$ 5.475.246$$

Total *Direct Plant Cost* (DPC)

$$\begin{aligned} \text{DPC} &= (\text{PPC} + \text{Biaya Engineering and Construction}) \\ &= \$ 27.376.230 + \$ 5.475.246 \\ &= \$ 32.851.476 \end{aligned}$$

#### 11) *Contractor's Fee*

Yaitu biaya yang dipakai untuk membayar contractor pembangun pabrik. Dari Aries Newton hal 4, biaya *contractor fee* diestimasi sebesar 4-10 % DPC, dalam hal ini diambil 5% DPC.

$$\begin{aligned} &= 5\% \times \$ 27.376.230 \\ &= \$ 1.642.574 \end{aligned}$$

#### 12) *Contingency*

Yaitu biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10-25% DPC dalam hal ini ditetapkan 15 % DPC (Tabel 5, Aris & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \$ 27.376.230 \\ &= \$ 4.927.721 \end{aligned}$$

Tabel E.8 Total *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1.	<i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	27.376.230	506.898.271.842
2.	<i>Contractor's Fee</i>	1.642.574	25.344.913.592
3.	<i>Contingency</i>	4.927.721	76.034.740.776
<b>Total Fixed Capital Investment (FCI)</b>		<b>39.421.771</b>	<b>608.277.926.211</b>

### Manufacturing Cost

#### 1) Biaya Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)

Biaya langsung terdiri dari biaya bahan baku (selama 1 tahun), biaya buruh langsung, biaya pengawasan langsung, perbaikan dan pemeliharaan, persediaan bahan, *paten* dan *royalty*, *laborator charge*, serta utilitas.

##### a) Bahan Baku Proses dan Utilitas

*Monoethnolamine* (C<sub>2</sub>H<sub>7</sub>NO)

Kemurnian = 99,7%wt  
Harga tahun 2023 = \$ 1.296/ton  
Kebutuhan = 15.925 ton/tahun  
CEPCI 2023 = 658,302  
CEPCI 2028 = 714,672  
Haga beli total = \$ 22.408.886,75/tahun  
Vendor = PT. Nippon Shokbai Co., Ltd.

Amonia (NH<sub>3</sub>)

Kemurnian = 99,5%wt  
Harga tahun 2023 = \$ 500/ton  
Kebutuhan = 24.864 ton/tahun  
CEPCI 2023 = 658,302  
CEPCI 2028 = 714,672  
Haga beli total = \$ 13.269.406,40 /tahun  
Vendor = PT Petrokimia Gresik

Katalis Raney Nickel (dibeli setiap 5 tahun sekali)

Harga tahun 2021 = \$ 50/kg  
Kebutuhan = 7.920 ton/5 tahun  
CEPCI 2023 = 658,302  
CEPCI 2028 = 714,672  
Haga beli total = \$ 85.981,85/5 tahun  
Vendor = PT Jiangxi Xintao Technology Co., Ltd

Gas Alam (LNG)

Kemurnian = CH<sub>4</sub> 91%  
Harga tahun 2021 = \$ 3,2 /MMBtu  
Kebutuhan = 24.917,44 MMBtu/tahun  
CEPCI 2021 = 635,754  
CEPCI 2028 = 714,672  
Haga beli total = \$ 89.633,65  
Vendor = PT Perusahaan Gas Negara



## Bahan Baku Utilitas

### *Cation resin*

*Cation resin* dibeli setiap 5 tahun sekali

Jenis resin	= H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Harga tahun 2024	= Rp 85.000/L
Kebutuhan	= 260,59 L/tahun
CEPCI 2024	= 618,5
CEPCI 2028	= 646
Haga beli total	= Rp 4.728.282/tahun
	= \$ 306

### *Anion resin*

*Anion resin* dibeli setiap 5 tahun sekali

Jenis resin	= NaOH
Harga tahun 2024	= Rp 110.000/L
Kebutuhan	= 260,59 L/tahun
CEPCI 2024	= 618,5
CEPCI 2028	= 646
Haga beli total	= Rp 6.119.082/tahun
	= \$ 397

### Bahan Bakar Boiler

Tipe	= IDO (Diesel Oil)
Kebutuhan	= 51.553,22 mmbtu/Tahun
Harga	= \$ 4 mmbtu
Harga beli total	= \$ 185.449

### Listrik

Harga Listrik	= Rp. 1.115/kW
Beban listrik	= 566,75 kWh
Kebutuhan	= 4.488.699,6 kW/Tahun
Harga beli total	= Rp. 5.433.466.603
	= \$ 352.137

Air Fresh Water

Harga Air = Rp. 2.700/m<sup>3</sup>

Kebutuhan Air = 498.405,6 m<sup>3</sup>/Tahun

Total Biaya Air = Rp. 1.345.695.120

= \$ 87.213

SWRO

Harga Air = Rp. 7.715/m<sup>3</sup>

Kebutuhan Air = 78.249,6 m<sup>3</sup>/Tahun

Total Biaya Air = Rp. 603.695.664

= \$ 39.125

Limbah

Harga Listrik = Rp. 2.500/m<sup>3</sup>

Beban Limbah = 4.078,8 m<sup>3</sup>/Tahun

Total Biaya = Rp. 11.070.163

= \$ 717

Total Biaya Bahan Baku Proses dan Utilitas = \$ 36.519.251,89

= Rp. 563.492.056.646

b) Biaya Buruh Langsung (*Labor Cost*)

Tabel E.9 *Labor Cost*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (IDR)	Total Gaji (IDR)
Shift Leader	28	8.000.000	224.000.000
Staf Proses	32	6.500.000	208.000.000
Staf Pengendalian	8	6.500.000	52.000.000
Staf Laboratorium	8	6.500.000	52.000.000
Staf Riset	8	6.500.000	52.000.000
Staf K3 dan Lingkungan	8	6.500.000	52.000.000
Staf Utilitas	12	6.500.000	78.000.000
Staf <i>Maintenance</i>	8	6.500.000	52.000.000
Total			770.000.000

Total Gaji = Rp. 770.000.000 × 12

= Rp. 9.240.000.000

= \$ 598.833,44

c) Biaya Supervisi (*Supervisi Cost*)

Tabel E.10 *Supervisi Cost*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (IDR)	Total Gaji (IDR)
Supervisor Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Supervisor Riset	1	15.000.000	15.000.000
Supervisor QC	1	15.000.000	15.000.000
<b>Total</b>	<b>3</b>		<b>45.000.000</b>

$$\begin{aligned} \text{Total Gaji} &= \text{Rp. } 45.000.000 \times 12 \\ &= \text{Rp. } 540.000.000 \\ &= \$ 34.997 \end{aligned}$$

d) Perbaikan dan Pemeliharaan (*Maintenance and Repair*)

*Maintenance cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan alat proses. Berdasarkan Tabel 38 hal.164 (Aries Newton, 1955) besarnya *Maintenance cost tipe average* yaitu 6-7% FCI ditetapkan 7% FCI.

$$\begin{aligned} \text{Perbaikan dan pemeliharaan} &= 7\% \text{ FCI} \\ &= 7\% \times \$ 39.421.771 \\ &= \$ 2.759.524 \\ &= \text{Rp. } 42.579.454.835 \end{aligned}$$

e) *Plant Supplies*

Ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries Newton, 1955, hal 168).

$$\begin{aligned} \text{Plant Supplies} &= 15\% \text{ Maintenance and Repair} \\ &= 15\% \times \$ 2.759.524 \\ &= \$ 413.929 \\ &= \text{Rp. } 6.386.918.225 \end{aligned}$$

f) *Royalties & patent*

Biaya patent untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama patent berlaku). Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Berdasarkan hal. 168

(Aries Newton, 1955) Royalties and patent mempunyai range 1-5% dari harga penjualan produk per tahun.

*Ethylendiamine (EDA)*

Kapasitas	= 10.000 Ton/tahun
Harga jual	= \$ 6.000/Ton
CEPCI 2023	= 658,302
CEPCI 2028	= 714,672
Haga beli total	= \$ 65.137.956/tahun

Diethylenediamine (DETA)

Kapasitas	= 3.255 Ton/tahun
Harga jual	= \$ 4.000/Ton
CEPCI 2021	= 635,75
CEPCI 2028	= 714,672
Haga beli total	= \$ 14.637.819/tahun
Harga penjualan total	= \$ 79.775.775
	= Rp. 1.230.940.206.647

Paten dan Royalti	= 1% biaya penjualan produk
	= 1% × \$ 79.775.775
	= \$ 797.758
	= Rp. 12.309.402.066

g) Utilitas

Biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses. Diambil besarnya 50% terhadap nilai bangunan + contingency (Aries Newton, 1955, hal 168 sebesar 25-50%).

Biaya Utilitas	= 50% nilai bangunan + contingency
	= 50% × (\$ 8.865.846 + \$ 4.927.721)
	= \$ 6.896.784
	= Rp. 106.417.370.388



Tabel E.11 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Bahan baku	36.183.453,13	548.055.283.009
2	<i>Labor Cost</i>	598.833,44	9.240.000.000
3	<i>Supervisi Cost</i>	34.996,76	540.000.000
4	<i>Maintenance and repair</i>	2.759.523,97	42.579.454.834,76
5	<i>Plant supplies</i>	413.928,60	6.386.918.225,21
6	Royalties & patent	797.757,75	12.309.402.066,47
8	Utilitas	6.896.783,56	106.417.370.388,18
<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>		<b>\$ 48.021.075,97</b>	<b>740.965.202.160,92</b>

2) Biaya Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

Merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Indirect manufacturing cost terdiri dari:

a) *Payroll Overhead Cost*

Meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15-20% dari labor cost (Aries Newton, 1955, hal 173) ditetapkan 15% dari labor cost).

$$\begin{aligned}
 \text{Payroll Overhead Cost} &= 15\% \text{ Labor cost} \\
 &= 15\% \times \$ 598.833,44 \\
 &= \$ 89.825 \\
 &= \text{Rp. } 1.386.000.000
 \end{aligned}$$

b) *Laboratorium Cost*

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10-20% dari labor cost (Aries Newton, 1955, hal 174) ditetapkan 10% dari labor cost.

$$\begin{aligned}
 \text{Laboratorium Cost} &= 10\% \text{ Labor cost} \\
 &= 10\% \times \$ 598.833,44 \\
 &= \$ 59.883 \\
 &= \text{Rp. } 924.000.000
 \end{aligned}$$

c) *Plant Overhead Cost*

Biaya yang diperlukan untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50-100% dari labor cost (Aries Newton,1955, hal 174) dalam perkiraan ini diambil 50% dari labor cost.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Overhead Cost} &= 50\% \text{ Labor cost} \\
 &= 50\% \times \$ 598.833,44 \\
 &= \$ 299.417 \\
 &= \text{Rp. 4.620.000.000}
 \end{aligned}$$

Tabel E.12 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Payroll Overhead Cost	\$89.825	Rp1.386.000.000
2	Laboratorium Cost	\$59.883	Rp924.000.000
3	Plant Overhead Cost	\$299.417	Rp4.620.000.000
<b>Indirect Manufacturing Cost</b>		<b>\$ 449.125</b>	<b>Rp. 6.930.000.000</b>

3) Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

FMC merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan initial fixed capital investment dan harganya tetap, tidak tergantung waktu mau pun tingkat produksi. Fixed cost terdiri dari:

a) Depresiasi

Merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8-10% FCI (hal. 180, Aries & Newton, 1955). Dalam hal ini ditetapkan 8% dari FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Depresiasi} &= 10\% \text{ FCI} \\
 &= 10\% \times \$ 39.421.771 \\
 &= \$ 3.153.742 \\
 &= \text{Rp. 48.662.234.097}
 \end{aligned}$$

b) *Property Taxes*

Merupakan pajak yang dibayarkan perusahaan. Besarnya 1-2% FCI (hal.181, Aries & Newton,1955).

$$\begin{aligned} \text{Property Taxes} &= 2\% \text{ FCI} \\ &= 2\% \times \$ 39.421.771 \\ &= \$ 788.435 \\ &= \text{Rp. } 12.165.558.524 \end{aligned}$$

c) *Asuransi*

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin bahaya plant tersebut, maka biaya asuransi semakin tinggi. Besarnya 5% dari FCI hal.182 (Aries Newton,1955).

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 5\% \text{ FCI} \\ &= 5\% \times \$ 39.421.771 \\ &= \$ 1.971.089 \\ &= \text{Rp. } 30.413.896.311 \end{aligned}$$

Tabel E.13 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Depresiasi</i>	\$3.153.742	Rp48.662.234.097
2	<i>Property Taxes</i>	\$788.435	Rp12.165.558.524
3	<i>Asuransi</i>	\$1.971.089	Rp30.413.896.311
<b><i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>		<b>\$ 5.913.266</b>	<b>Rp 91.241.688.932</b>

Tabel E.14 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis Biaya	USD	IDR
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$48.021.076	Rp740.965.202.161
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$449.125	Rp6.930.000.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$5.913.266	Rp91.241.688.932
<b><i>Biaya Total Manufacturing</i></b>		<b>\$ 54.383.467</b>	<b>Rp 839.136.891.093</b>

4) *Working Capital*

*Working Capital* merupakan dana yang digunakan untuk menjalankan usaha secara normal. Working capital terdiri dari:

a) *Raw Material Inventory*

Raw material inventory dihitung sebagai 1 bulan persediaan bahan baku untuk bahan baku yang dibeli dari dalam negeri. Sedangkan bahan baku yang diimpor dari luar negeri dibuat persediaan untuk 3 bulan, baik bahan baku proses maupun utilitas.

Monoetanolamin ( $C_2H_7NO$ )

Persediaan = 3 Bulan

Kemurnian = 99,7%wt

Harga tahun 2028 = \$ 1.407,17/ton

Kebutuhan = 48 ton/ hari

Haga beli total = \$ 6.111.514,57

Persediaan bahan baku selain MEA dihitung sebagai 1 bulan persediaan dan diperoleh total persediaan \$ 3.739.270,98

Total Raw Material Inventory = \$ 6.111.514,57 + \$ 3.739.270,98  
= \$ 9.850.785,54  
= Rp. 150.584.518.721

b) *In Process Inventory*

Tergantung dari panjangnya siklus prosesing. Besarnya diperkirakan 0,5 dari Manufacturing Cost, waktu operasi 1 jam.

Total *In process Inventory* =  $\frac{0,5\% \times MC}{24 \times 330}$   
=  $\frac{0,5\% \times \$ 54.383.467}{24 \times 330}$   
= \$ 34,33  
= Rp. 529.758,14

c) *Produk Inventory*

Besarnya 1 bulan manufacturing cost, dalam hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran.

Total *In process Inventory* =  $\frac{30 \times MC}{330}$   
=  $\frac{30 \times \$ 54.383.467}{330}$

$$= \$ 4.943.951,52$$

$$= \text{Rp. } 76.285.171.918$$

d) *Extended Credit*

Persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya 1 bulan penjualan produk. (Aries Newton, 1955, hal 12)

$$\text{Besarnya} = (30/330 \times \text{harga jual produk})$$

$$\text{Total extended credit} = \$ 7.252.343,17$$

$$= \text{Rp. } 111.903.655.150$$

e) *Available Cash*

Persediaan uang untuk membayar buruh, service dan material. Besarnya dapat diperkirakan setara dengan 1 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost.

$$\text{Total Available Cash} = (30/330 \times \text{MC})$$

$$= \$ 4.943.951,52$$

$$= \text{Rp. } 76.285.171.917,50$$

Tabel E.15 Total Working Capital Investment (WCI)

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Raw Material Inventory	\$9.850.785,54	Rp151.997.620.946
2	In Process Inventory	\$34,33	Rp529.758
3	Produk Inventory	\$4.943.951,52	Rp76.285.171.918
4	Extended Credit	\$7.252.343,17	Rp111.903.655.150
5	Available Cash	\$4.943.951,52	Rp76.285.171.918
<b>Biaya Total Working Capital</b>		<b>\$ 26.991.066,08</b>	<b>Rp 416.472.149.688</b>

*Total Capital Investment*

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \$ 39.421.771 + \$ 26.991.066$$

$$= \$ 66.412.837$$

$$= \text{Rp. } 1.024.750.075.899$$

**Modal investasi terbagi atas:**

1. Modal sendiri (equity) 60% TCI = \$ 39.847.702  
= Rp. 614.850.045.540
2. Modal Pinjaman Bank (loan) 40%TCI = \$ 26.565.135  
= Rp. 409.900030.360

## 5) Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Biaya pengeluaran umum terdiri dari biaya administrasi, distribusi dan penjualan, penelitian dan pengembangan, serta kredit bank.

### a) Biaya Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji managemet atau staf pegawai, satpam, sopir, biaya auditing.

Tabel E.16 *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Staf Ahli	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Sekretaris	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
P&E Manager	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Manager Umum & Keuangan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
R&D Manager	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
HR dan Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Supervisor Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Supervisor Riset	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Supervisor QC	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
SVP Administrasi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
SVP Corporate Finance	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
SVP Human Capital	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
SVP Humas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
SVP Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
SVP Marketing	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Staf Administrasi	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Staf Corporate Finance	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Staf Human Capital Management	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Staf Humas	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Staf Marketing	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Dokter	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Paramedis	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Sopir	3	Rp 4.000.000	Rp 12.000.000
Security	12	Rp 4.980.000	Rp 59.760.000
Cleaning Service	6	Rp 4.000.000	Rp 24.000.000
<b>Total</b>	<b>48</b>		<b>Rp. 447.760.000</b>

Total Gaji = Rp. 447.760.000 × 12

= Rp. 5.373.120.000/Tahun = \$ 348.226

b) *Sales Expense*

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, advertisement, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 3-12 % dari Manufacturing Cost (hal.186, Aries & Newton,1955).

$$\begin{aligned} \text{Sales Expense} &= 12\% \text{ MC} \\ &= 12\% \times \$ 54.383.467 \\ &= \$ 6.0526.016 \\ &= \text{Rp. } 100.696.426.931 \end{aligned}$$

c) *Research*

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2,8% dari *manufacturing cost* (Tabel 52 hal.187, Aries & Newton), karena produk dari pabrik tergolong jenis industrial chemical.

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 2,8\% \text{ MC} \\ &= 2,8\% \times \$ 54.383.467 \\ &= \$ 1.522.737,07 \\ &= \text{Rp. } 23.495.832.951 \end{aligned}$$

d) *Finance*

Dihitung dari 12% TCI (FCI + WCI)

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 12\% \times \$ 25.679.990,78 \\ &= \$ 3.187.816,18 \\ &= \text{Rp. } 49.188.003.643 \end{aligned}$$

Tabel E.17 Total *General Expense*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	Biaya Administrasi	\$348.226	Rp5.373.120.000
2	Sales	\$6.526.016,00	Rp100.696.426.931
3	<i>Research</i>	\$1.522.737,07	Rp23.495.832.951
4	<i>Finance</i>	\$3.187.816,18	Rp49.188.003.643
<b>Biaya Total <i>General Expense</i></b>		<b>\$ 11.584.795</b>	<b>Rp 178.753.383.525</b>

Total *Production Cost* (Biaya Produksi)

$$\begin{aligned} \text{TCP} &= \text{MC} + \text{General Expense} \\ &= \$ 65.68.261 = \text{Rp. } 1.017.890.274.617 \end{aligned}$$

### 3. Analisis Kelayakan

Tahun Konstruksi	: 2026
Tahun Beroperasi	: 2028
Umur Pabrik	: 10 Tahun
Bunga Bank	: 12% (Bank Indonesia, 2024)
Modal Pinjaman	: \$ 26.565.135
Modal Sendiri	: \$ 39.847.702
Total <i>Production Cost</i> (TCP)	: \$ 65.968.261
Depresiasi	: \$ 3.153.742
Harga Jual Produk	: \$ 79.775.775
Laju Inflasi	: 5,95% (Bank Indonesia, 2024)
Pajak Pendapatan	: 30% (UU. RI No. 36, 2008)
Tahun Pengembalian Peminjaman	: 5 Tahun

#### a. Biaya Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Produksi Tanpa Depresiasi} &= \text{TCP} - \text{Depresiasi} \\
 &= \$ 65.968.261 - \$ 3.153.742 \\
 &= \$ 62.814.520 \\
 &= \text{Rp. } 969.228.140.521
 \end{aligned}$$

Tabel E.18 Biaya Produksi

Kapasitas	Biaya Operasi
60%	\$ 37.688.712
80%	\$ 50.251.616
100%	\$ 62.814.520

#### b. Modal Selama Masa Konstruksi

Tabel E.19 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Kapasitas	%	Jumlah	Bunga	Akumulasi
-2	50%	\$ 13.282.567	-	\$ 13.282.567
-1	50%	\$ 13.282.567	\$ 1.593.908	\$ 14.876.476
0	0%	-	\$ 3.379.085	\$ 3.379.085
<b>Modal Pinjaman Akhir</b>				<b>\$ 31.538.128</b>



Tabel E.20 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Kapasitas	%	Jumlah	Inflasi	Akumulasi
-2	50%	\$ 19.923.851	-	\$ 19.923.851
-1	50%	\$ 19.923.851	\$1.185.469	\$ 21.109.320
0	0%	-	\$2.441.474	\$2.441.474
<b>Modal Pinjaman Akhir</b>				<b>\$ 43.474.645</b>

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi Akhir} &= \text{Modal Pinjaman} + \text{Modal Sendiri} \\ &= \$ 75.012.773 \\ &= \text{Rp. 1.157.447.089} \end{aligned}$$

**c. Laba Perusahaan** (Peter dan Timmerhaus, 1991)

Berdasarkan Pasal 2 Peraturan Pemerintah Nomor 30 Tahun 2020, perusahaan dikenai wajib pajak sebesar 30%. Maka, keuntungan yang diperoleh setelah dipotong wajib pajak adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Laba Kotor} &= \text{Harga jual produk} - \text{TPC} \\ &= \$ 79.775.775 - \$ 65.968.261 \\ &= \$ 13.807.513 \\ &= \text{Rp. 213,049.932.030} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Wajib Pajak} &= 30\% \text{ dari keuntungan} \\ &= 30\% \times \$ 13.807.513 \\ &= \$ 4.142.254 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \$ 13.807.513 - \$ 4.142.256 \\ &= \$ 9.665.259 \\ &= \text{Rp. 149.134.952.421} \end{aligned}$$

Nilai Penerimaan *cash flow* sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Ca} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi Alat} \\ &= \$ 13.807.513 + \$ 3.153.742 \\ &= \$ 16.961.255 \end{aligned}$$

Nilai Penerimaan *cash flow* setelah pajak

$$\text{Cb} = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi Alat}$$

$$= \$ 9.665.259 + \$ 3.153.742$$

$$= \$ 12.819.001$$

**d. Return on Investment (ROI)**

Adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{Laba}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\$ 13.807.513}{\$ 39.421.771} \times 100\% = 35.03\%$$

$$\text{Setelah Pajak} = \frac{\$ 9.665.259}{\$ 39.421.771} \times 100\% = 24,52\%$$

**e. Pay Out Time (POT)**

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment oleh profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$\text{Pay Out Time (POT)} = \frac{\text{FCI}}{\text{cash flow}}$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\$ 39.421.771}{\$ 16.961.255} = 2,32 \text{ Tahun}$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\$ 39.421.771}{\$ 12.819.001} = 3,08 \text{ Tahun}$$

**f. Break Even Point (BEP)**

BEP merupakan titik perpotongan antara garis sales dengan total cost yang menunjukkan tingkat produksi dimana besarnya sales sama dengan total cost. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian diatas kapasitas tersebut maka pabrik akan untung. Secara matematis, BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

Keterangan:

Fa = Fixed manufacturing cost

Va = variable cost

Ra = Regulated cost

Sa = Total penjualan/tahun = \$ 79.775.775

Tabel E.21 *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Depresiasi</i>	3.153.741,68	48.662.234.096,87
2	<i>Property Taxes</i>	788.435,42	12.165.558.524,22
3	<i>Asuransi</i>	1.971.088,55	30.413.896.310,54
<b><i>Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i></b>		<b>\$ 5.913.265,65</b>	<b>Rp. 91.241.688.931,63</b>

Tabel E.22 *Variabel Cost (Va)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	36.519.251,89	563.492.056.646,29
2	<i>Royalties &amp; patent</i>	797.758	12.309.402.066,47
3	<i>Utilitas</i>	6.896.784	106.417.370.388,18
<b><i>Variabel Cost (Va)</i></b>		<b>\$ 44.213.793,20</b>	<b>Rp 682.218.829.100,95</b>

Tabel E.23 *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis Biaya	USD (\$)	IDR (Rp.)
1	<i>Labor Cost</i>	598.833	9.240.000.000
2	<i>Supervisi Cost</i>	34.997	540.000.000
3	<i>Maintenance and repair</i>	2.759.524	42.579.454.835
4	<i>Plant supplies</i>	413.929	6.386.918.225
5	<i>Payroll Overhead Cost</i>	89.825	1.386.000.000
6	<i>Laboratorium Cost</i>	59.883	924.000.000
7	<i>Plant Overhead Cost</i>	299.417	4.620.000.000
8	<i>General Expense</i>	11.584.794,78	178.753.383.524,86
<b><i>Regulated Cost (Ra)</i></b>		<b>\$ 15.841.203</b>	<b>Rp 244.429.756.584,84</b>

Berdasarkan data-data tersebut, maka diperoleh:

Fa = \$ 5.913.265,65

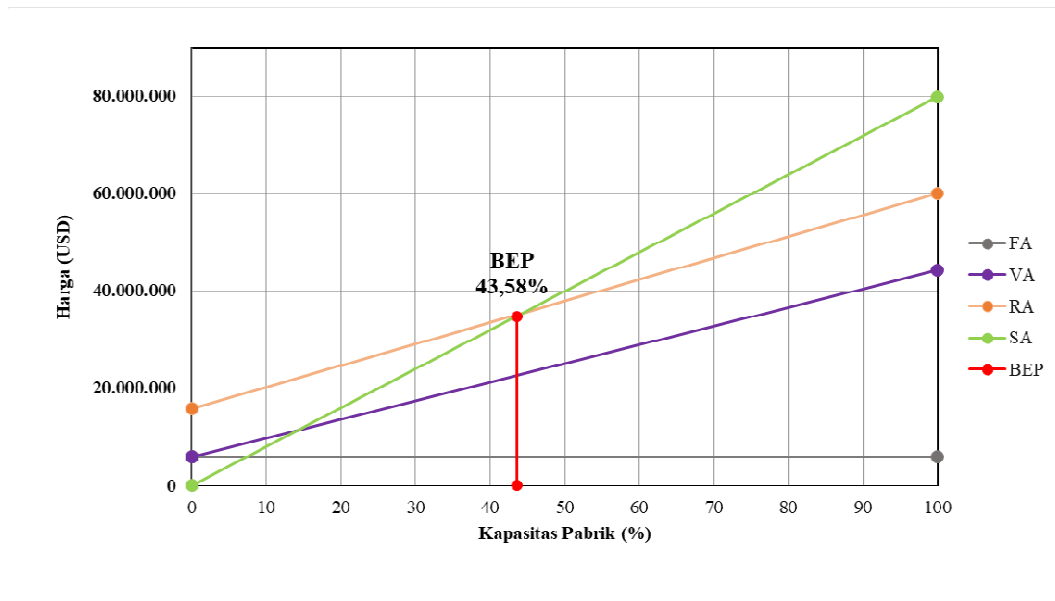
Va = \$ 44.213.793,20

Ra = \$ 15.841.203

Sa = \$ 79.775.775

Sehingga diperoleh,

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 5.913.265,655 + 0,3 (\$ 15.841.203)}{\$ 79.775.775 - \$ 44.213.793,20 - 0,7 (\$ 15.841.203)} \times 100\% \\ &= 43,58\% \end{aligned}$$



Gambar E.1 Kurva *break event point*

#### g. *Shut Down Point (SDP)*

Merupakan suatu tingkat produksi dimana pada kondisi tersebut pabrik lebih baik menghentikan operasinya daripada pabrik harus beroperasi. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas SDP akan mengakibatkan kerugian pabrik yang lebih besar daripada saat pabrik tidak beroperasi. Jika pabrik beroperasi diatas kapasitas SDP, maka kerugian akibat pabrik beroperasi lebih kecil dibandingkan dengan kerugian ketika pabrik tidak beroperasi, sehingga sebaiknya pabrik tetap beroperasi meskipun mengalami kerugian. Secara matematis SDP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times \$ 15.841.203}{\$ 79.775.775 - \$ 44.213.793,20 - 0,7 \times \$ 15.841.203} \times 100\% = 19,42\%$$

**h. *Internal Rate Of Return (IRR)***

*Internal Rate Of Return* berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial i, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan:

$$\sum \frac{Cf}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi}$$

Dimana,

n = Tahun

Cf = Cash flow pada tahun n



Tabel E.24 Laju Pengembalian Modal

Tahun ke n	Kapasitas Pabrik	Investasi								Investasi Total (6) + (10)	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman						
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
-2	0%	19.923.851	-	19.923.851	19.923.851	13.282.567	-	13.282.567	13.282.567	33.206.419	-	-
-1	0%	19.923.851	1.185.469	21.109.320	41.033.171	13.282.567	1.593.908	14.876.476	28.159.043	69.192.214	-	-
0	0%	-	2.441.474	2.441.474	43.474.645	-	3.379.085	3.379.085	31.538.128	75.012.773	-	31.538.128
1	60%										3.153.813	28.384.315
2	80%										3.153.813	25.230.502
3	100%										3.153.813	22.076.690
4	100%										3.153.813	18.922.877
5	100%										3.153.813	15.769.064
6	100%										3.153.813	12.615.251
7	100%										3.153.813	9.461.438
8	100%										3.153.813	6.307.626
9	100%										3.153.813	3.153.813
10	100%										3.153.813	

Tabel E.24 Laju Pengembalian Modal (*Lanjutan...*)

Tahun ke n	Kapasitas Pabrik	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga sisa dari pinjaman	Biaya Produksi	Laba			Actual Cash flow (Gross)	Net Cash Flow (22-12)	Akumulatif NCF
							Laba Kotor	Pajak	Laba Bersih			
1	2	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
-2	-											
-1	-											
0	-											
1	100	47.865.465	37.688.712	3.153.742	3.406.118	44.248.571	3.616.894	1.085.068	2.531.825	5.685.567	2.531.754	2.531.754
2	100	63.820.620	50.251.616	3.153.742	3.027.660	56.433.018	7.387.602	2.216.281	5.171.321	8.325.063	5.171.250	7.703.005
3	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	2.649.203	68.617.464	11.158.311	3.347.493	7.810.817	10.964.559	7.810.746	15.513.751
4	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	2.270.745	68.239.007	11.536.768	3.461.030	8.075.738	11.229.479	8.075.667	23.589.418
5	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	1.892.288	67.860.549	11.915.226	3.574.568	8.340.658	11.494.400	8.340.587	31.930.005
6	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	1.513.830	67.482.092	12.293.683	3.688.105	8.605.578	11.759.320	8.605.507	40.535.512
7	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	1.135.373	67.103.634	12.672.141	3.801.642	8.870.499	12.024.240	8.870.427	49.405.939
8	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	756.915	66.725.177	13.050.598	3.915.180	9.135.419	12.289.161	9.135.348	58.541.287
9	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	378.458	66.346.719	13.429.056	4.028.717	9.400.339	12.554.081	9.400.268	67.941.555
10	100	79.775.775	62.814.520	3.153.742	-	65.968.261	13.807.513	4.142.254	9.665.259	12.819.001	9.665.188	77.606.743

Tabel E.25 Trial Laju Bunga

Tahun ke	Akumulatif NCF	Discount Factor $i = 0,298$
1	2.531.754	1.950.035
2	7.703.005	4.569.847
3	15.513.751	7.088.904
4	23.589.418	8.302.334
5	31.930.005	8.655.711
6	40.535.512	8.463.698
7	49.405.939	7.945.558
8	58.541.287	7.251.507
9	67.941.555	6.482.197
10	77.606.743	5.703.047
<b>Total</b>		<b>66.412.837</b>

*Total Capital Investment (TCI)* = \$ 66.412.837

Total  $i$  hingga ratio total present value/TCI = 1

Dari hasil trial diperoleh  $i$  = 29,8%

Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank yaitu 12% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.