

PRA RANCANGAN PABRIK *PRILL* AMONIUM NITRAT

KAPASITAS 185.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Menyelesaikan Pendidikan
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan

Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

A. ISYANA SABILLAH YUDA 43120013
REZKY ANANDA 43120024

PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA

POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG

MAKASSAR

2024

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun**” Oleh A.Isyana Sabillah Yuda Nim 431 20 013 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 10 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2002




Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc
NIP. 19900402 201903 2028

Mengetahui

Koordinator Program Studi

S-1 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun**” Oleh Rezky Ananda Nim 431 20 024 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 10 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2002




Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc
NIP. 19900402 201903 2028

Mengetahui

Koordinator Program Studi

S-1 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, *Kamis* tanggal *10 Oktober* , Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa : A.Isyana Sabillah Yuda Nim 43120013 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi:

1. Octavianus SR Pasanda, S.T.,M.T

Ketua (.....)

2. Dr.Nurbaeti,S.Ag.,M.PdI

Sekretaris.....

3. Ir. Barlian HS.,M.T

Anggota (.....


4. Rahmiah Sjafruddin,S.T.,M.Eng

Anggota (.....

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

Anggota (.....

6. Jeanne Dewi Damayanti,S.T.,M.Sc



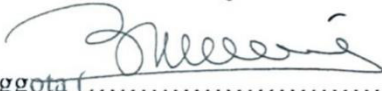
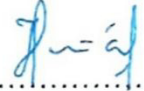


Anggota (.....

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, *Kamis* tanggal *10 Oktober*, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa : Rezky Ananda Nim 43120024 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi:

1. Octavianus SR Pasanda, S.T.,M.T Ketua (.....)
2. Dr.Nurbaeti,S.Ag.,M.PdI Sekretaris (.....)
3. Ir. Barlian HS.,M.T Anggota (.....)
4. Rahmiah Sjafruddin,S.T.,M.Eng Anggota (.....)
5. Ir.Yuliani HR,S.T.,M.Eng Anggota (.....)
6. Jeanne Dewi Damayanti,S.T.,M.Sc Anggota (.....)

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis ucapkan atas kehadiran Allah Subhanahu *Wa Ta'ala*. karena berkat izin, rahmat dan hidayah-Nya, penulis dapat menyelesaikan penyusunan skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun”** dengan baik.

Dalam menyelesaikan skripsi ini, penulis telah banyak mendapat saran, bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan kemudahan dalam segala hal kepada penulis sehingga skripsi ini dapat terselesaikan.
2. Orang tua serta segenap keluarga yang telah memberikan motivasi baik secara moril ataupun materil kepada penulis.
3. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND.,M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T.,M.T. selaku Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi S1 Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang sekaligus Dosen Pembimbing penulis atas bimbingan, saran dan motivasi yang diberikan.
7. Ibu Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. Selaku Dosen Pembimbing penulis atas bimbingan, saran, dan motivasi yang diberikan.
8. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan kepada penulis.
9. Seluruh teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang Angkatan 2020 yang telah memberikan semangat dan membantu dalam melancarkan pengerjaan skripsi.

10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, atas segala dukungan, semangat, ilmu dan pengalaman berharga yang diberikan. Semoga Allah memberi balasan yang lebih baik.

Penulis berharap skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan terkhusus untuk penulis.

Makassar, September 2024

Penulis



DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PENERIMAAN	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
RINGKASAN	xviii
<i>SUMMARY</i>	xix
SURAT PERNYATAAN	xx
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Rancangan	2
1.2.1 Kapasitas Pabrik Amonium Nitrat di Indonesia	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.2.3 Proyeksi kebutuhan amonium nitrat di Indonesia	4
1.2.4 Jumlah Impor dan Ekspor Amonium Nitrat di Indonesia	5
1.2.5 Peluang Kapasitas Produksi	6
1.2.6 Analisa Ekonomi	7
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik	7
1.3.1 Penyediaan Bahan Baku	8
1.3.2 Pemasaran Produk	8
1.3.3 Transportasi dan Telekomunikasi	8
1.3.4 Tenaga Kerja	9
1.3.5 Utilitas	9
1.3.6 Karakteristik Lokasi	9
1.3.7 Kebijakan Pemerintah	9

1.3.8 Perluasan Pabrik	10
1.4 Tinjauan Pustaka	10
1.4.1 Macam-Macam Proses Pembuatan Amonium Nitrat	10
1.4.2 Pemilihan Proses	12
1.4.3 Kegunaan Produk	14
BAB II DESKRIPSI PROSES	15
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	15
2.1.1 Bahan Baku	15
2.1.2 Bahan Pembantu (Tri-kalsium Fosfat)	16
2.1.3 Spesifikasi Produk Amonium Nitrat (NH_4NO_3)	17
2.2 Spesifikasi Konsep Proses	17
2.2.1 Dasar Reaksi	17
2.2.2 Mekanisme Reaksi	18
2.2.3 Kondisi Operasi	19
2.2.4 Tinjauan Termodinamika	19
2.2.5 Tinjauan Kinetika	20
2.3 Langkah Proses	21
2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	21
2.3.2 Tahap Pembentukan Produk	22
2.3.3 Tahap Pemurnian Produk	23
2.3.4 Tahap Pembutiran Produk	23
BAB III NERACA MASSA	27
3.1 Neraca Massa Total	27
3.2 Reaktor (R-01)	28
3.3 Evaporator (EV-01)	28
3.4 <i>Mixing Tank</i> (M-01)	29
3.5 <i>Prilling Tower</i> (PT-01)	30

3.6	<i>Rotary Dryer (DR-01)</i>	31
3.7	<i>Screening (S-01)</i>	31
3.8	<i>Fluidized Bed Cooler (E-01)</i>	32
3.9	<i>Coating Drum (CD-01)</i>	33
BAB IV NERACA PANAS		36
4.1	<i>Pompa (P-01)</i>	36
4.2	<i>Heater (H-01)</i>	36
4.3	<i>Vaporizer (V-01)</i>	37
4.4	<i>Compresor (C-01)</i>	37
4.5	<i>Heater (H-02)</i>	38
4.6	<i>Reaktor (R-01)</i>	38
4.7	<i>Evaporator (EV-01)</i>	39
4.8	<i>Mixing Tank (M-01)</i>	40
4.9	<i>Prilling Tower (PT-01)</i>	40
4.10	<i>Rotary Dryer (RD-01)</i>	41
4.11	<i>Heater (H-03)</i>	42
4.12	<i>Screening (S-01)</i>	42
4.13	<i>Fluidized Bed Cooler (C-01)</i>	43
BAB V SPESIFIKASI ALAT		44
5.1	<i>Tangki Amonia (T-01)</i>	44
5.2	<i>Vaporizer (V-01)</i>	44
5.3	<i>Compressor (C-01)</i>	44
5.4	<i>Heater (H-01)</i>	45
5.5	<i>Tangki Asam Nitrat (T-01)</i>	45
5.6	<i>Pompa (P-01)</i>	46
5.7	<i>Heater (H-02)</i>	46
5.8	<i>Reaktor (R-01)</i>	47
5.9	<i>Jet Ejector (JE)</i>	47
5.10	<i>Pompa (P-02)</i>	47
5.11	<i>Evaporator (EV-01)</i>	48
5.12	<i>Pompa (P-03)</i>	48

5.13	<i>Mixing Tank</i> (M-01)	49
5.14	Pompa (P-04)	50
5.15	<i>Prilling Tower</i> (PT-01)	50
5.16	<i>Belt Conveyor</i> (BC-01)	51
5.17	<i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	51
5.18	<i>Heater</i> (H-03)	51
5.19	<i>Belt Conveyor</i> (BC-02)	52
5.20	<i>Bucket Elevator</i> (BE-01)	52
5.21	<i>Belt Conveyor</i> (BC-03)	52
5.22	<i>Screening</i> (S-01)	53
5.23	<i>Belt Conveyor</i> (BC-04)	53
5.24	<i>Belt Conveyor</i> (BC-05)	53
5.25	<i>Fluidized Bed Cooler</i> (E-01)	54
5.26	<i>Belt Conveyor</i> (BC-06)	54
5.27	<i>Coating Drum</i> (Cd-01)	54
5.28	<i>Coating Hopper</i> (CH-01)	55
5.29	<i>Belt Conveyor</i> (BC-07)	55
5.30	Silo (SL-01)	55
BAB VI UTILITAS		56
6.1	Kebutuhan Steam	56
6.2	Kebutuhan Air	56
6.3	Kebutuhan Listrik	57
6.4	Kebutuhan Udara Tekan	57
6.5	Kebutuhan Bahan Bakar	58
6.6	Laboratorium	58
6.7	Pengolahan Limbah	61
6.8	Spesifikasi Alat Utilitas	63
6.8.1	Tangki Penampung Air Demineral	63
6.8.2	Pompa Utilitas-01	64
6.8.3	<i>Fresh Water Tank</i> (TF-01)	64

6.8.4 Pompa Utilitas-02	64
6.8.5 Tangki Penampung Air Pendingin (TP-01)	65
6.8.6 Pompa Utilitas-01	65
6.8.7 <i>Cooling Tower</i>	66
6.8.8 Pompa Utilitas-02	66
6.8.9 <i>Compressor</i>	66
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	69
7.1 Instrumentasi	69
7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup	70
7.2.1 Identifikais Bahaya dan <i>Job Safety Analysis</i> (JSA)	71
7.2.2 Upaya Pencegahan terjadinya Bahaya	75
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI	81
8.1 Bentuk Perusahaan	81
8.2 Struktur Organisasi	82
8.3 Tugas Dan Wewenang	85
8.4 Jam Kerja	89
8.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	91
8.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan	93
BAB IX TATA LETAK PABRIK	95
9.1 Tata Letak Pabrik	95
9.2 Tujuan Perencanaan Tata Letak Pabrik	95
9.3 <i>Layout</i> Peralatan Proses	103
BAB X ANALISA EKONOMI	105
10.1 Perkiraan Harga Peralatan	106
10.2 Dasar Perhitungan	108
10.3 Perhitungan Biaya	108
10.4 Analisa Kelayakan Ekonomi	109
10.5 Hasil Perhitungan	110
BAB XI KESIMPULAN	113

DAFTAR PUSTAKA	115
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A-1
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	B-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT.....	C-1
LAMPIRAN D UTILITAS.....	D-1
LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI.....	E-1



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Amonium Nitrat di Indonesia yang Telah Beroperasi	3
Tabel 1. 2 Data Produsen Bahan Baku Amoaia di Indonesia	3
Tabel 1. 3 Data Produsen Bahan Baku Asam Nitrat di Indonesia	4
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Amonium Nitrat di Indonesia	4
Tabel 1. 5 Data Ekspor dan Impor Amonium Nitrat di Indonesia	5
Tabel 1. 6 Data Produksi Amonium Nitrat di Indonesia	5
Tabel 1. 7 Perbedaan Proses Pembuatan Amonium Nitrat	13
Tabel 2. 1 Senyawa-Senyawa Reaksi Pembentukan Amonium Nitrat.....	19
Tabel 3. 1 Neraca Massa Total Pabrik Amonium Nitrat.....	27
Tabel 3. 2 Neraca Massa di Reaktor (R-01)	28
Tabel 3. 3 Neraca Massa di Evaporator (EV-01)	29
Tabel 3. 4 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Mixing Tank</i> (M-01)	29
Tabel 3. 5 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Prilling Tower</i> (PT-01)	30
Tabel 3. 6 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Rotary Dryer</i> (DR-01)	31
Tabel 3. 7 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Screening</i> (S-01)	32
Tabel 3. 8 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Fluidized Bed Cooler</i> (E-01)	32
Tabel 3. 9 Hasil Perhitungan Neraca Massa di <i>Coating Drum</i> (CD-01)	33
Tabel 4. 1 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Pompa (P-01).....	36
Tabel 4. 2 Hasil Perhitungan Neraca Panas Di <i>Heater</i> (H-01)	36
Tabel 4. 3 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Vaporizer</i> (V-01)	37
Tabel 4. 4 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Compresor</i> (C-01)	37
Tabel 4. 5 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Heater</i> (H-02)	38
Tabel 4. 6 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Reaktor (R-01)	39
Tabel 4. 7 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Evaporator (EV-01)	39
Tabel 4. 8 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Mixing Tank</i> (M-01)	40
Tabel 4. 9 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Prilling Tower</i> (PT-01)	41
Tabel 4. 10 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	41
Tabel 4. 11 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Heater</i> (H-03)	42
Tabel 4. 12 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Screening</i> (S-01)	43
Tabel 4. 13 Hasil Perhitungan Neraca Panas di <i>Fluidized Bed Cooler</i> (E-01)	43

Tabel 6. 1 Kebutuhan <i>Steam</i> Pabrik Amonium Nitrat.....	56
Tabel 6. 2 Kebutuhan Listrik Pabrik Amonium Nitrat.....	57
Tabel 6. 3 Penggunaan Udara Tekan Pabrik Amonium Nitrat.....	57
Tabel 6. 4 Penggunaan Bahan Bakar Pabrik Amonium Nitrat.....	58
Tabel 7. 1 Instrumentasi pada Pra Rancangan Pabrik Amonium Nitrat.....	70
Tabel 7. 2 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya.....	71
Tabel 8. 1 Pembagian <i>Shift</i> Karyawan.....	90
Tabel 8. 2 Jadwal Pembagian <i>Shift</i> Karyawan.....	90
Tabel 8. 3 Kualifikasi Karyawan.....	91
Tabel 8. 4 Perincian Gaji Karyawan.....	92
Tabel 9. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	101
Tabel 10. 1 Indeks CEPCI Tahun 2001-2023.....	106



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Lokasi Kawasan Industrial Estate, Bontang, Kalimantan Timur	8
Gambar 1. 2 Blok Diagram Alir Kualitatif	10
Gambar 1. 3 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses Grainer.	11
Gambar 1. 4 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses Prilling.	12
Gambar 1. 5 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses Stengel.	12
Gambar 3. 1 Neraca Massa Arus Masuk dan Keluar Proses.....	27
Gambar 3. 2 Diagram Alir Neraca Massa di Reaktor (R-01)	28
Gambar 3. 3 Diagram Alir Neraca Massa di Evaporator (EV-01)	28
Gambar 3. 4 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Mixing Tank</i> (M-01)	29
Gambar 3. 5 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Prilling Tower</i> (PT-01)	30
Gambar 3. 6 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Rotary Dryer</i> (DR-01)	31
Gambar 3. 7 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Screening</i> (S-01)	31
Gambar 3. 8 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Fluidized Bed Cooler</i> (E-01)	32
Gambar 3. 9 Diagram Alir Neraca Massa di <i>Coating Drum</i> (CD-01)	33
Gambar 4. 1 Diagram Alir Neraca Panas di Pompa (P-01).....	36
Gambar 4. 2 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Heater</i> (H-01)	36
Gambar 4. 3 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Vaporizer</i> (V-01)	37
Gambar 4. 4 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Compressor</i> (C-01)	37
Gambar 4. 5 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Heater</i> (H-02)	38
Gambar 4. 6 Diagram Alir Neraca Panas di Reaktor (R-01)	38
Gambar 4. 7 Diagram Alir Neraca Panas di Evaporator (EV-01)	39
Gambar 4. 8 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Mixing Tank</i> (M-01)	40
Gambar 4. 9 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Prilling Tower</i> (PT-01)	40
Gambar 4. 10 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	41
Gambar 4. 11 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Heater</i> (H-03)	42
Gambar 4. 12 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Screening</i> (S-01)	42
Gambar 4. 13 Diagram Alir Neraca Panas di <i>Fluidized Bed Cooler</i> (E-01)	43
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pabrik Amonium Nitrat.....	84
Gambar 9. 1 <i>Lay Out</i> Pabrik (Non Skala).....	102
Gambar 9. 2 <i>Lay Out</i> Peralatan Proses Lantai 2	104

Gambar 9. 3 *Lay Out* Peralatan Proses Lantai 1.....105

Gambar 10. 1 Nilai CEP Index Tahun 2021-2023.....107



RINGKASAN

Pabrik amonium nitrat ini dirancang dengan kapasitas 185.000 ton/tahun, untuk memenuhi kebutuhan tersebut digunakan bahan baku amonia 99,5% sebanyak 40,353.1128 ton/tahun dan asam nitrat sebanyak 245,189.736 ton/tahun yang diperoleh dari PT. Pupuk Kaltim, pemilihan penyediaan bahan baku dipilih berdasarkan jarak dari Lokasi pabrik ke sumber bahan baku. Amonium nitrat dibuat dengan metode *Ultra High Density (UHDE)* dengan mereaksikan larutan asam nitrat 60% dan gas amonia 99,5% dalam reaktor gelembung pada temperature 175°C dan tekanan 4,4 atm. Reaksi pembentukan amonia ini bersifat eksotermis.

Kebutuhan utilitas terdiri dari air sebanyak 87,682,612 kg/jam, kebutuhan *steam* sebanyak 11051.11 kg/jam, udara tekan sebesar 122983.14 kg/jam, kebutuhan Listrik 916,56 kW, dan bahan bakar *diesel oil* sebanyak 620 L/jam.

Pabrik amonium nitrat direncanakan akan didirikan akan di Bontang, Kalimantan timur dikarenakan jaraknya dekat dengan PT. Pupuk Kaltim sebagai penghasil amonia dan asam nitrat. Pabrik ini berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasinya yang dipakai adalah *line* dan *staf*. Pabrik didirikan di atas tanah seluas 3,6 hektar dengan jumlah pekerja sebanyak 150 orang.

Analisa ekonomi menunjukkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 256,093,489,768.79/tahun, *Break Event Point (BEP)* pada 46%, ROI sebesar 40% dan POT selama 3,2 tahun. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi tersebut pabrik amonium nitrat dengan kapasitas 185.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

SUMMARY

This ammonium nitrate plant is designed with a capacity of 185,000 tons/year, to meet these needs, 99.5% ammonia raw materials of 40,353,1128 tons/year and nitric acid of 245,189,736 tons/year obtained from PT. Pupuk Kaltim, the selection of the provision of raw materials is selected based on the distance from the factory location to the source of raw materials. Ammonium nitrate is made by the Ultra High Density (UHDE) method by reacting a solution of 60% nitric acid and 99.5% ammonia gas in a bubble reactor at a temperature of 175oC and a pressure of 4.4 atm. This ammonia formation reaction is exothermic.

Utility needs consist of water as much as 87,682,612 kg/hour, steam needs as much as 11051.11 kg/hour, compressed air of 122983.14 kg/hour, electricity needs of 916.56 kW, and diesel oil fuel as much as 620 L/hour.

The ammonium nitrate plant is planned to be established in Bontang, East Kalimantan because it is close to PT. Pupuk Kaltim as a producer of ammonia and nitric acid. This factory is a legal entity of a Limited Liability Company (PT) with its organizational structure of line and staff. The factory was established on an area of 3.6 hectares with a total of 150 workers.

Economic analysis shows an after-tax profit of Rp. 256,093,489,768.79/year, Break Event Point (BEP) at 46%, ROI of 40% and POT for 3.2 years. Based on the results of the economic evaluation, an ammonium nitrate plant with a capacity of 185,000 tons/year is feasible to be established.

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : A. Isyana Sabillah Yuda

Nim : 43120013

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul **Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 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,

2024



A. Isyana Sabillah Yuda
431 20 013

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Rezky Ananda

Nim : 43120024

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul **Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 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,

2024



Rezky Ananda
431 20 024

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan sektor industri bertujuan menciptakan kestabilan sistem ekonomi di Indonesia, sehingga sektor industri diberi perhatian yang lebih oleh pemerintah untuk dijadikan penggerak utama dalam meningkatkan perluasan lapangan pekerjaan dan pertumbuhan ekonomi. Industri kimia merupakan sektor nyata yang berhasil menciptakan masyarakat sejahtera secara luas dan merata. Hal ini disebabkan sektor kimia mempunyai keterkaitan dengan pengembangan industri lain yang memiliki karakter untuk menciptakan nilai tambah terhadap material dalam pemenuhan sektor lainnya. Sektor kimia juga akan mendorong percepatan penyerapan teknologi dan ketersediaan tenaga kerja, sehingga pemerintah terus memperkuat dan mengembangkannya. Salah satu Industri kimia yang memiliki prospek yang tinggi untuk didirikan adalah pabrik amonium nitrat.

Amonium nitrat (NH_4NO_3) adalah padatan putih berupa kristal yang mudah menyerap air (*higroskopis*). Produk amonium nitrat digunakan sebagai bahan peledak militer, pertambangan batu bara, mineral, campuran pupuk dan obat bius. Amonium nitrat yang dicampur dengan bahan bakar (*flue oil*) atau *ANFO* (*Ammonium Nitrate Flue Oil*) adalah salah satu dari sekian banyak jenis bahan baku peledak, dimana komponen terbesarnya terdiri dari amonium nitrat (Fedorov & Love, 2016). ANFO cenderung lebih sering digunakan dalam bidang pertambangan karena sifatnya ekonomis dan mempunyai tingkat keamanan yang tinggi karena termasuk dalam kategori peledakan dengan basis kering (Speight, 2002). Pabrik ini diperlukan di Indonesia sebagai negara yang sebagian devisaanya diperoleh dari pertambangan.

Di Indonesia sudah terdapat beberapa industri yang telah memproduksi amonium nitrat namun produksi tersebut belum mencukupi kebutuhan dalam negeri sehingga dilakukan impor dari negara lain seperti Australia, Canada, China, Jerman, Korea, Singapura dan beberapa negara lainnya. Kebutuhan impor amonium nitrat pada tahun 2023 mencapai 52.409,20 ton/tahun sedangkan untuk kebutuhan dalam negeri tercatat sebesar 787.000 ton/tahun sehingga konsumsi amonium nitrat mencapai 848.115,82 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2024).

Ketersediaan yang besar akan amonium nitrat belum mencukupi kebutuhan dalam negeri, sehingga dibuat pra rancangan pabrik *prill* amonium nitrat kapasitas 185.000 ton/tahun.

1.2 Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi memiliki peran yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Kapasitas perlu direncanakan agar dapat mengetahui jumlah kebutuhan amonium nitrat di dalam maupun di luar negeri. Perkiraan kapasitas produksi ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun. Penentuan kapasitas produksi digunakan beberapa pertimbangan, yaitu:

1. Kapasitas produksi minimum.
2. Ketersediaan bahan baku.
3. Jumlah impor dan ekspor amonium nitrat di Indonesia.
4. Proyeksi kebutuhan amonium nitrat di Indonesia.

Penentuan nilai kapasitas produksi digunakan untuk perancangan alat-alat industri sehingga dapat dispesifikasikan sesuai dengan kapasitas bahan baku sampai menjadi produk, agar alat yang digunakan dapat beroperasi secara maksimal dalam menghasilkan produk. Penentuan kapasitas menggunakan *discounted methode* merupakan penentuan kapasitas dengan perhitungan rata rata presentasi kenaikan pertumbuhan setiap tahunnya untuk pabrik yang rencana akan dibangun pada beberapa tahun mendatang. Persamaan 1.1, 1.2 dan 1.3 merupakan peluang kapasitas produksi pabrik dengan metode *discounted*.

$$i = \frac{\sum \%P}{n} \quad (1.1)$$

$$m = P (1 + i)^n \quad (1.2)$$

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \quad (1.3)$$

Keterangan :

i = Pertumbuhan rata-rata pertahun

%P = Persen pertumbuhan pertahun

n = Selisih tahun pendirian pabrik (2028-2023 = 5 tahun)

m = Prediksi data tahun yang dicari

P = Data tahun terakhir

m₁ = Prediksi data produksi

- m₂ = Prediksi data Impor
- m₃ = Peluang kapasitas
- m₄ = Prediksi data konsumsi
- m₅ = Prediksi data ekspor

1.2.1 Kapasitas Pabrik Amonium Nitrat di Indonesia

Kapasitas pabrik amonium nitrat yang telah beroperasi digunakan sebagai pertimbangan untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan. Pabrik amonium nitrat yang sudah ada di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Kapasitas Pabrik Amonium Nitrat di Indonesia yang Telah Beroperasi

Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Kaltim Amonium Nitrat (KAN)	75.000,00
PT. Multi Nitrotama Kimia (MNK)	150.000,00
PT. Kaltim Nitrat Indonesia	300.000,00
PT. Black Bear Resources Indonesia	82.000,00
PT. Batuta Kimia Perdana	180.000,00

Sumber: Kementerian Perdagangan, 2017

Kapasitas rancangan minimum pabrik amonium nitrat adalah 75.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas maksimumnya adalah 300.000 ton/tahun. Keputusan dalam menentukan kapasitas pabrik diambil dengan memperhitungkan kapasitas terendah dan tertinggi dari pabrik yang telah didirikan sebelumnya.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Proses pembuatan amonium nitrat membutuhkan bahan baku asam nitrat dan amonia. Bahan baku tersebut dapat diperoleh dari pabrik yang ada di Indonesia seperti pada Tabel 1.2, sehingga pemenuhan bahan baku tidak perlu dikhawatirkan.

Tabel 1. 2 Data Produsen Bahan Baku Amonia di Indonesia

Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT. Pupuk Kaltim	2.740.000
PT. Petrokimia Gresik	1.105.000
PT. Pupuk Sriwidjaya Palembang	1.350.000
PT. Pupuk Kujang	330.000
PT. Pupuk Iskandar Muda (PIM)	450.000
PT. Asean Aceh Fertilizer	300.000

Sumber: Kementerian Perdagangan, 2017

Tabel 1. 3 Data Produsen Bahan Baku Asam Nitrat di Indonesia

Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT. Pupuk Kaltim	300.000
PT. Petrokimia Gresik	100.000
PT. Black Bear Resources	164.000
PT. Pupuk Kujang	80.000
PT. Kaltim Nitrat Indonesia	55.000
PT. Multi Nitrotama kimia	107.000

Sumber: Kementerian Perdagangan, 2017

1.2.3 Proyeksi kebutuhan amonium nitrat di Indonesia

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dapat dilihat Kebutuhan amonium nitrat (NH_4NO_3) di Indonesia pada Tabel 1.3. Kebutuhan amonium nitrat di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya. Data ini akan digunakan untuk menentukan nilai kapasitas produksi pabrik yang akan dibangun lima tahun mendatang.

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Amonium Nitrat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun	%P
2019	754.528,03	-
2020	685.052,16	-9,21%
2021	700.736,63	2,29%
2022	775.680,40	10,69%
2023	848.115,82	9,34%
Rata-rata (i)		3,28%

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Nilai prediksi data konsumsi pada tahun 2028 dapat dihitung menggunakan persamaan (1.2).

$$\begin{aligned} m_4 &= P (1 + i)^n \\ &= 848.115,82 (1 + 3,28\%)^5 \\ &= 966.574,81 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Data konsumsi amonium nitrat pada tahun 2028 sebanyak 966.574,81 ton/tahun.

1.2.4 Jumlah Impor dan Ekspor Amonium Nitrat di Indonesia

Data ekspor dan impor amonium nitrat di Indonesia di tunjukkan pada Tabel 1.4. Data tersebut menunjukkan terjadinya penurunan pada tahun 2020 dan 2021 kemudian mengalami peningkatan di tahun berikutnya. Penurunan tersebut terjadi akibat pembatasan mobilitas sehingga terjadi penurunan permintaan dan produksi.

Tabel 1. 5 Data Ekspor dan Impor Amonium Nitrat di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton/tahun)	%P	Impor (ton/tahun)	%P
2019	82.700,03	-	40.172,00	-
2020	39.084,16	-52,74%	67.032,00	66,86%
2021	24.326,43	-37,76%	35.689,80	-46,76%
2022	87.465,40	259,55%	23.785,00	-33,36%
2023	113.525,02	29,79%	52.409,20	120,35%
Rata-rata (i)		49,71%		26,77%

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Nilai prediksi data impor dan ekspor pada tahun 2028 dapat dihitung menggunakan persamaan 1.2.

$$\begin{aligned}
 m_2 &= P (1 + i)^n \\
 &= 52.409,20 (1 + 26,77\%)^5 \\
 &= 171.614,10 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_5 &= P (1 + i)^n \\
 &= 113.525,02 (1 + 49,71\%)^5 \\
 &= 853.810,51 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Data produksi amonium nitrat di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.5. Tabel ini menunjukkan kenaikan jumlah produksi tiap tahun. Data produksi ini digunakan untuk menentukan peluang kapasitas pabrik 5 tahun kedepan.

Tabel 1. 6 Data Produksi Amonium Nitrat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun	%P
2019	689.000,00	-
2020	676.000,00	-1,89%
2021	695.000,00	2,81%
2022	711.000,00	2,30%
2023	787.000,00	10,69%

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Prediksi data produksi pada tahun 2028 dapat dihitung menggunakan persamaan (1.2).

$$\begin{aligned} m_1 &= P (1 + i)^n \\ &= 787.000 (1 + 3,48\%)^5 \\ &= 933.752,08 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Data produksi amonium nitrat pada tahun 2028 sebanyak 933.752,08 ton/tahun.

1.2.5 Peluang Kapasitas Produksi

Dasar perhitungan menggunakan persamaan (1.2) maka diperoleh nilai m_1 , m_2 , m_4 dan m_5 . Berdasarkan nilai tersebut maka dapat dihitung nilai m_3 (peluang kapasitas produksi) pada tahun 2028 menggunakan persamaan (1.3).

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ &= (966.574,81 + 853.810,51) - (933.752,08 + 171.614,10) \\ &= 529.792,06 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$m_3 = 745.019,14 \text{ ton/tahun}$$

Peluang kapasitas pabrik amonium nitrat pada tahun 2028 sebesar 745.019,14 ton/tahun. Penulis akan membuat kapasitas pabrik sebesar 25% dari total peluang kapasitas pada tahun 2028 yaitu sebesar 185.000 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik amonium nitrat diharapkan dapat memenuhi 25% kebutuhan dalam negeri (mengurangi kebutuhan impor sekaligus mengurangi ketergantungan terhadap negara lain).
2. Mengurangi jumlah impor yang berarti menghemat devisa negara.
3. Membuka lapangan kerja baru sehingga menurunkan tingkat pengangguran.
4. Sebagai pemasok bahan baku bagi industri di Indonesia dan membuka peluang bagi pengembangan-pengembangan industri dengan bahan baku amonium nitrat, sehingga tercipta produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi.

5. Semakin banyak minat investor untuk menanamkan modalnya pada industri amonium nitrat yang menjanjikan keuntungan cukup besar.

1.2.6 Analisa Ekonomi

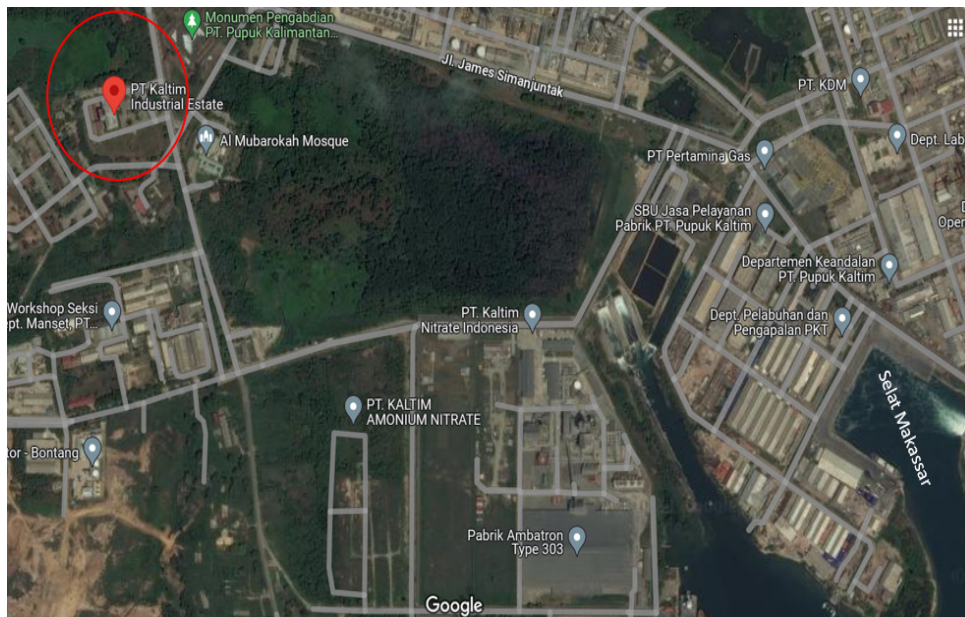
Secara komersial, pabrik amonium nitrat yang menghasilkan 8.000–400.000 ton/tahun akan memberikan keuntungan (Faith, 1965). Ditinjau dari harga bahan baku untuk pembuatan amonium nitrat dan juga harga dari produk, ternyata harga dari produk lebih mahal daripada harga bahan baku. Harga bahan baku dan produk dapat dilihat sebagai berikut:

Amonia	: 0,35 US\$/kg
Asam Nitrat	: 0,25 US\$/kg
Amonium Nitrat	: 0,8 US\$/kg

Data harga bahan baku dan produk amonium nitrat terlihat jelas bahwa ada selisih yang cukup besar sehingga pabrik amonium nitrat ini akan memberikan keuntungan.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian suatu pabrik. Penentuan lokasi pabrik yang tepat akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang minimal sehingga pabrik tersebut dapat berjalan efisien, ekonomis dan juga menguntungkan. Ditinjau dari prosesnya, pabrik amonium nitrat merupakan industri yang bersifat *weight loss* di mana produk yang ditransport keluar pabrik untuk dipasarkan lebih ringan dari pada bobot bahan baku yang harus ditransport masuk pabrik sehingga akan lebih menguntungkan jika pabrik didirikan dekat dengan bahan baku. Setelah mempelajari dan menimbang beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik, maka ditetapkan lokasi pabrik amonium nitrat tersebut di Kawasan Industrial Estate (KIE) yang terletak di Kecamatan Bontang Utara, Kalimantan Timur.



Gambar 1. 1 Lokasi Kawasan Industrial Estate, Bontang, Kalimantan Timur

Beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik ini antara lain:

1.3.1 Penyediaan Bahan Baku

Salah satu hal yang harus dipertimbangkan dalam penempatan lokasi pabrik yaitu sumber bahan baku yang dekat dari pabrik sehingga dapat memperkecil biaya transportasi. Bahan baku pembuatan amonium nitrat adalah amonia dan asam nitrat. Amonia dan asam nitrat dapat diperoleh dari PT. Pupuk Kaltim dengan Jarak sekitar 750 m.

1.3.2 Pemasaran Produk

Produk yang dihasilkan dari pabrik amonium nitrat ini akan dipasarkan dalam bentuk *prill* dengan *low density* yang merupakan bahan baku peledak untuk memenuhi kebutuhan industri pertambangan seperti PT. Indominco Mandiri dan PT. Kaltim Prima Coal serta industri bahan peledak militer seperti PT. Dahana dan PT. Pindad.

1.3.3 Transportasi dan Telekomunikasi

Kawasan industry KIE merupakan wilayah yang sarana dan prasarana transportasi sangat memadai mulai dari transportasi darat yang memiliki fasilitas jalan kelas satu, laut (Dermaga Tursina) dan udara (Bandara PT Badak LNG)

sehingga memudahkan untuk pengangkutan bahan baku dan produk. Ditambah dengan telekomunikasi yang memadai dari PT Telkom.

1.3.4 Tenaga Kerja

Pasokan tenaga kerja dapat dipenuhi secara efektif dari wilayah sekitar lokasi lini produksi atau di luar pabrik, yang kebutuhan dan kapasitasnya sesuai dengan kriteria Perusahaan. Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) di Kota Bontang Agustus 2022 sebesar 7,74% (Badan Pusat Statistik, Bontang, 2023). Berdasarkan data ini, pabrik amonium nitrat nantinya mempunyai peluang untuk mendapatkan kemudahan dalam mencari tenaga kerja untuk pekerjaan padat karya sekaligus bermanfaat untuk mawadahi masyarakat untuk memberikan lapangan kerja.

1.3.5 Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah tenaga listrik, air dan sarana lainnya yang dapat terpenuhi karena lokasi terletak di kawasan industri. Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari PT. PLN setempat dan generator pembangkit listrik sebagai cadangan. Kebutuhan air dapat disediakan oleh PT. KDM berupa air demineralisasi dari *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO) dan pengelolaan air laut dari Selat Makassar.

1.3.6 Karakteristik Lokasi

Perubahan iklim dan musim merupakan salah satu karakteristik lokasi yang harus diperhatikan. Sebagai kawasan industri Bontang dipilih menjadi lokasi pendirian pabrik karena memiliki frekuensi banjir rendah dan suhu udara rata-rata 25-30°C, kelembapan 95%. Tanah dan iklim cukup stabil, sehingga tidak menjadi masalah. Selain itu besar kemungkinan perluasan pabrik dengan adanya lahan yang luas.

1.3.7 Kebijakan Pemerintah

Sesuai dengan kebijakan pengembangan industri, pemerintah telah menetapkan daerah Bontang sebagai kawasan industri. Kawasan industri ini dikelola oleh PT Kaltim Industrial Estate, salah satu anak perusahaan dari PT Pupuk Kaltim yang bergerak di bidang pengadaan lahan industri serta pengadaan fasilitas bagi perusahaan.

1.3.8 Perluasan Pabrik

Mengingat adanya peningkatan kebutuhan amonium nitrat baik dalam negeri dan luar negeri, maka pabrik memerlukan peningkatan kapasitas. Perluasan pabrik juga harus diperhatikan dengan adanya peningkatan kapasitas. Bontang merupakan salah satu daerah yang mempunyai kemungkinan dalam perluasan pabrik dikarenakan memiliki lahan kosong yang cukup luas.

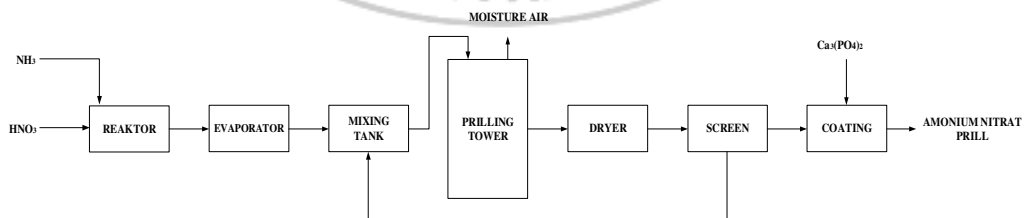
1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Macam-Macam Proses Pembuatan Amonium Nitrat

Pembuatan amonium nitrat didasarkan pada amonia dan asam nitrat. Terdapat bermacam – macam proses termasuk dalam kombinasi dan perbedaan proses. Proses tersebut adalah proses *Prilling*, *Stengel*, *Grainer*, dan UHDE.

1. Proses *Ultra High Density* (UHDE)

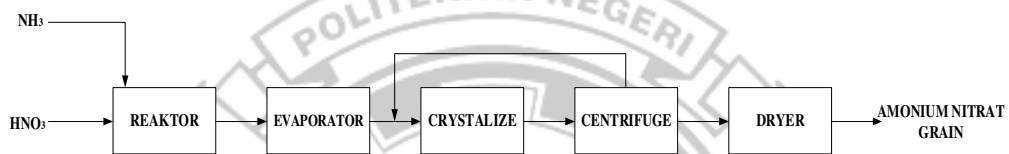
Proses ini merupakan alternatif yang sangat populer karena mempunyai biaya investasi yang paling rendah untuk menghasilkan *low density* amonium nitrat. Proses UHDE dilakukan dengan mereaksikan gas amonia dan asam nitrat di dalam *reactor bubbling* dengan reaksi netralisasi pada suhu 170-180°C dan tekanan 4-5 bar. Larutan keluar reaktor dipompakan ke evaporator untuk dipekatkan. Kemudian hasil atas reaktor yang masih mengandung sedikit amonia dialirkan ke unit utilitas untuk ditangani lebih lanjut dan kemudian dibuang. Sedangkan *steam* yang keluar evaporator digunakan sebagai media pemanas. Larutan keluar evaporator dengan masuk ke *priling tower*, *prill* amonium nitrat yang terbentuk dikeringkan, *discreening*, didinginkan dan dilapisi *coating agent* untuk mendapatkan butir *prill* amonium nitrat yang diinginkan (UHDE, 1989).



Gambar 1. 2 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses UHDE

2. Proses *Grainer*

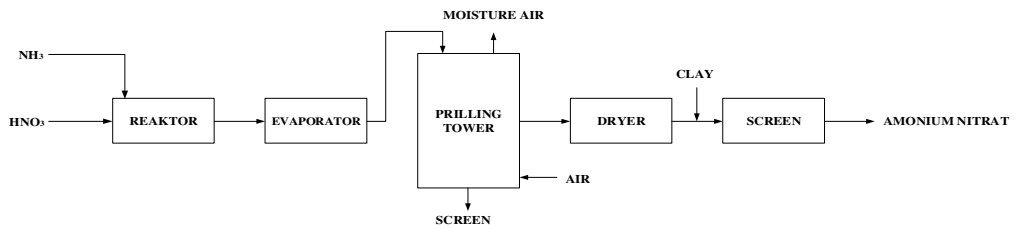
Proses ini merupakan proses yang sudah tua dan jarang digunakan lagi, proses ini dilakukan dengan cara memekatkan larutan amonium nitrat hasil netralisasi pada evaporator, yang menghasilkan larutan dengan konsentrasi 98-98.5%, pada suhu 305-310°F. Kristalisasi dilakukan pada *graining kattle* dimana larutan panas diaduk, sampai kristal terbentuk mengandung 0,1% berat *mouisture*. Proses ini sangat mahal dan berbahaya. Butir amonium nitrat yang dihasilkan terlalu kecil untuk digunakan sebagai pupuk walaupun cocok untuk amunisi (Faith, 1965).



Gambar 1. 3 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses *Grainer*

3. Proses *Prilling*

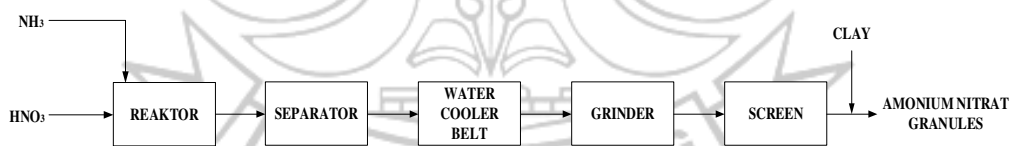
Gas amonia dan asam nitrat direaksikan dalam sebuah reaktor dengan reaksi netralisasi. Reaksi bersifat eksotermis yang menghasilkan *steam*. Suhu maksimum reaktor dibatasi 200°C. Konsentrasi produk keluar reaktor sebanyak 78%berat. Larutan amonium nitrat tersebut kemudian dipekatkan dengan *falling film evaporator*. Untuk menghasilkan *high density* amonium nitrat, maka larutan dipekatkan hingga mendekati 99,8%berat. Larutan kemudian dipompakan ke *prilling tower*. Larutan panas tersebut dikabutkan dengan *sprayer* dengan berlawanan arah (*counter current*) yaitu bagian bawah *prilling tower* dialirkan *steam*. NH₄NO₃ akan menguap menjadi kristal atau pellet (butiran) yang disebut *prill*. Selanjutnya *prill* akan dilewatkan ke *screener* untuk dipisahkan berdasarkan ukurannya. *Prill* amonium nitrat yang didapat dengan ukuran seragam kemudian dilapisi dengan kalsium tri pospat dan di *packing*. Proses ini memerlukan biaya yang mahal dan peralatan yang banyak (McKetta & W, 1984).



Gambar 1. 4 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses *Prilling*

4. Proses *Stengel*

Jumlah peralatan yang digunakan pada proses *Stengel* lebih sedikit sehingga akan memberikan efisiensi dalam investasi peralatan. Proses ini menghasilkan *high density* amonium nitrat. Gas amonia dan asam nitrat yang telah diberi pemanasan dahulu, diumpankan secara kontinyu dari atas *vertical packed reactor*. Suhu reaksi dibatasi pada 300°C. Larutan amonium nitrat yang terbentuk langsung masuk ke dalam *cyclone separator* yang menjadi satu dengan reaktor. Produk keluar unit separator berupa lelehan amonium nitrat dengan kandungan air 0,2%. Selanjutnya didinginkan dengan *continuous water cooled stainless belt*, yang menghasilkan padatan berupa lembaran (*solidsheet*) yang dimasukkan kedalam *grinder* untuk dihancurkan. *Grinder discreen* dan *under size* dikemas di dalam *drum* yang tertutup. Proses ini menghasilkan produk amonium nitrat keluar dari reaktor berkadar 95%. Namun perencanaan reaktor lebih rumit dan pengoperasiannya sulit sehingga biayanya lebih mahal (Austin, 1984).



Gambar 1. 5 Blok Diagram Pembuatan Amonium Nitrat dengan Proses *Stengel*

1.4.2 Pemilihan Proses

Perbedaan proses pembuatan amonium nitrat dapat dilakukan dengan 4 proses, yaitu proses UHDE, *Grainer*, *Prilling* dan *Stengel*. Perbedaan keempat proses ini dapat dilihat pada tabel 1.6

Tabel 1. 7 Perbedaan Proses Pembuatan Amonium Nitrat

Parameter	Proses UHDE	Proses <i>Grainer</i>	Proses <i>Priling</i>	Proses <i>Stengel</i>
Bahan Baku	NH ₃ 99,5% HNO ₃ 60%	NH ₃ 99,5% HNO ₃ 50%	NH ₃ 99,5% HNO ₃ 50%	NH ₃ 99,5% HNO ₃ 60%
Tekanan	1-5 bar	4.5 bar	4.5 bar	4.5 bar
Suhu	175-200°C	150-155°C	125-140°C	200-300°C
Yield	99%	98%	99%	98,5%
Produk	NH ₄ NO ₃ <i>prill</i> bentuk seragam	NH ₄ NO ₃ kristal/grain	NH ₄ NO ₃ <i>prill</i>	NH ₄ NO ₃ granules
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> - Efisiensi energi tinggi - Proses yang stabil dan konsisten - Kualitas produk yang tinggi - Ramah lingkungan dengan emisi yang rendah 	<ul style="list-style-type: none"> - Proses sederhana dan mudah dipahami - Biaya investasi awal rendah - Mudah dalam Pengoperasian dan perawatan 	<ul style="list-style-type: none"> - Efisien dalam penggunaan bahan baku - Biaya operasi dan perawatan rendah 	<ul style="list-style-type: none"> - Kualitas produk tinggi - Produksi produk dengan ukuran seragam - Proses yang dapat diandalkan
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Memerlukan teknologi dan operasional yang kompleks - Biaya investasi awal tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Kualitas produk yang kurang seragam - Efisiensi energi lebih rendah - Emisi debu dan polusi tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Menghasilkan banyak emisi - Memerlukan pengendalian polusi yang baik - Kualitas produk dipengaruhi oleh suhu dan kelembapan 	<ul style="list-style-type: none"> - Biaya investasi dan operasi yang tinggi - Proses kompleks dan memakan waktu - Tidak fleksibel untuk berbagai jenis bahan baku

Berdasarkan uraian pada Tabel 1.6, maka perancangan pabrik *prill* amonium nitrat ini akan menggunakan proses *Ultra High Density* (UHDE) dengan pertimbangan :

1. Proses produksi memanfaatkan energi yang dihasilkan dari proses sebelumnya.
2. Proses UHDE menghasilkan produk *low density* amonium nitrat.
3. Proses yang stabil dan konsisten
4. Kualitas produk yang tinggi
5. Ramah lingkungan dengan emisi yang rendah

6. *Yield* yang didapatkan cukup tinggi 99,5% dengan kandungan nitrogen 35% (Faith, 1965).

1.4.3 Kegunaan Produk

1. Amonium nitrat sebagai peledak

Amonium nitrat tidak terdapat di alam karena sifatnya yang mudah larut atau mudah diuraikan. Amonium nitrat menjadi campuran yang mudah meledak ketika dikombinasikan dengan senyawa hidrokarbon, khususnya bahan bakar diesel atau minyak tanah. Campuran amonium nitrat dan *flue oil* (*amonium nitrat flue oil*/ANFO) digunakan baik untuk pertambangan maupun militer.

2. Bahan baku pembuatan pupuk baik langsung digunakan atau yang dicampur dengan bahan lain (kandungan nitrogen sekitar 35%)

3. Kegunaan dalam industri

Amonium nitrat digunakan dalam bidang industri antara lain:

- a. Untuk modifikasi zeolit. Pada pertukaran ion, zeolit mempertukarkan ion natriumnya dengan NH_4^+ pada amonium nitrat. Proses ini membentuk katalis zeolit yang digunakan berbagai macam industri, seperti industri perminyakan.
- b. Untuk bahan baku pembuatan obat bius/farmasi (gas dinitrogen oksida, N_2O)
- c. Amonium nitrat juga digunakan sebagai bahan bakar roket karena tingkat bahaya dan kesensitifannya yang rendah.

BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Bahan Baku

1) Amonia (NH₃)

Spesifikasi Amonia (PT. Petrokimia Gresik):

Bentuk	: Cair
Temperatur	: -33°C
Kadar Amonia	: 99,5% w/w
Kadar Air	: 0,5% w/w

Sifat Fisika (Perry, 2007) :

Rumus Molekul	: NH ₃
Berat Molekul	: 17,03 g/mol
Warna	: Tidak Berwarna
Titik cair	: -77,7°C
Titik didih	: -33,3°C
Temperatur kritis	: 207,5°C
Tekanan kritis	: 111,3 atm
<i>Specific gravity</i> (-79°C)	: 0,817
ΔH_f (g) (25°C kJ/mol)	: -45,94
ΔG_f (g) (25°C kJ/mol)	: -16,4

Kelarutan dalam 100 gram:

- | | |
|----------------------------|--------|
| a. <i>Cold water</i> (0°C) | : 89,9 |
| b. <i>Hot water</i> (96°C) | : 7,4 |

Sifat Kimia:

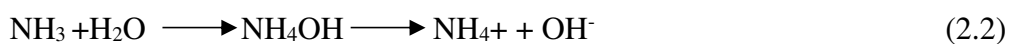
a. Reaksi amonolisis

Reaksi amonia dengan gugus NH₂, misal:



b. Reaksi Substitusi

Masuknya ion H⁺ dalam amonia misal:



c. Reaksi oksidasi

Reaksi amonia dengan oksigen membentuk nitrogen dan air reaksinya:



2) Asam Nitrat

Spesifikasi Asam Nitrat (PT. Multi Nitrotama Kimia):

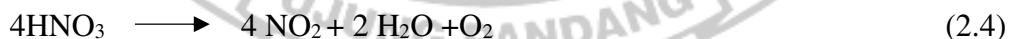
Bentuk	: Cair
Kadar asam nitrat	: 58% w/w
<i>Spesific Gravity</i>	: 1,37

Sifat Fisika (Perry, 2007) :

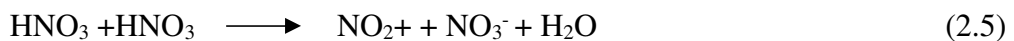
Rumus Molekul	: HNO_3
Berat Molekul	: 63,02 g/mol
Warna	: Tidak Berwarna
Titik cair	: -42°C
Titik didih	: 86°C
Temperatur kritis	: $217,55^\circ\text{C}$
Tekanan kritis	: 82 atm
<i>Spesific gravity</i>	: 1,502
ΔH_f (aq) (25°C kJ/mol)	: -207,36
ΔG_f (g) (25°C kJ/mol)	: -111,34

Sifat Kimia:

- a. Asam nitrat tidak stabil terhadap panas dan cahaya matahari dan bisa terurai sebagai berikut:



- b. Larutan pekat asam nitrat mengalami ionisasi :



2.1.2 Bahan Pembantu (Tri kalsium Fosfat)

Spesifikasi Kalsium Tri Fosfat (Carl Roth, 2008)

Rumus molekul	: $\text{Ca}_3\text{O}_8\text{P}_2$
Berat molekul	: 310,18 g/mol
Wujud	: Bubuk putih
Titik beku	: $>450^\circ\text{C}$

Kadar asam nitrat : 58
Specific gravity (20°C) : 1,37

2.1.3 Spesifikasi Produk Amonium Nitrat (NH₄NO₃)

Spesifikasi Amonium Nitrat (PT. Multi Nitrotama Kimia) :

Kadar air, maksimum : 0,20%
pH : 4,5-5,5
Bulk Density : 0,73-0,78 kg/l
Penyerapan minyak : 6%
Coating agent : 0,07-0,14%
Ukuran *prill* : *prill* > 0,05 mm -*prill* < 2,4 mm
Total nitrogen : 34,5%

Sifat Fisika (Perry, 2007) :

Rumus Molekul : NH₄NO₃
Berat Molekul : 80,05 g/mol
Titik didih : 210°C
Titik leleh : 169,9°C
 ΔH_f (g) (25°C kJ/mol) : -339,87
 ΔG_f (g) (25°C kJ/mol) : -90,71

Kelarutan dalam 100 gram :

- Cold water* (0°C) : 118,3
- Hot water* (96°C) : 241,8

Sifat Kimia:

Amonium nitrat adalah bahan oksidator kuat yang sangat eskplosif

- Amonium nitrat berfungsi sebagai *oksidating agent* dapat mereduksi beberapa logam, misalnya: tembaga dan *alloy*.
- Reaksi dekomposisi, terjadi pada suhu 210-260°C



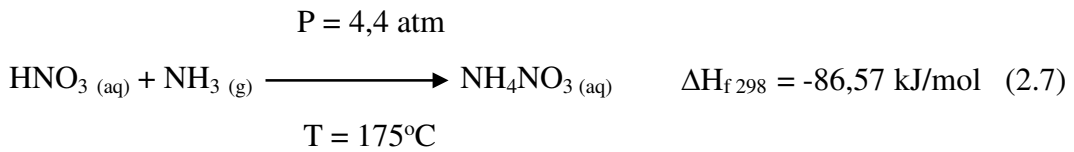
2.2 Spesifikasi Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Pembuatan amonium nitrat adalah reaksi heterogen gas-cair tanpa katalis yang didasarkan pada gagasan reaksi netralisasi, khususnya asam dan basa. Dalam

situasi ini, reaksi antara asam kuat dan basa lemah terjadi.

Berikut ini adalah reaksi dari proses netralisasi:



Proses netralisasi dimulai pada suhu 175°C dan tekanan $4,4 \text{ atm}$, dengan perbandingan *feed* masuk $1:1,01$. Pada kondisi ini diperoleh produk dengan konversi 99% (Faith, 1965).

2.2.2 Mekanisme Reaksi

Reaksi yang terjadi dalam pembentukan amonium nitrat dari amonium dan asam nitrat adalah reaksi netralisasi asam-basa, mekanisme reaksi yang terjadi sebagai berikut (Perry, 2007):

- a. HNO_3 dalam keadaan larut akan membentuk ion-ionnya.



- b. Ion positif akan menyerang elektron bebas yang dipunyai oleh amonia, membentuk ion amonium.



- c. Ion amonium yang reaktif akan bermuatan positif akan bergabung dengan ion nitrat yang bermuatan negatif, membentuk amonium nitrat.



Mekanisme reaksi netralisasi ini berdasarkan teori Bronsted Lowry, 2004 dimana asam merupakan proton donor dan basa merupakan proton ekseptor. Asam nitrat (HNO_3) akan melepas (H^+) sehingga terbentuk NO_3^- (basa konjugat dari HNO_3). Proton yang terbentuk akan bereaksi dengan basa (NH_3) membentuk basa konjugat NH_4^+ . NH_4^+ ini akan bereaksi dengan basa konjugat NO_3^- membentuk amonium nitrat. Reaksi netralisasi umumnya berlangsung sangat cepat, sehingga reaksi antara gas amonia dan cairan asam nitrat kecepatan reaksinya ditentukan oleh kecepatan difusi gas amonia melalui lapisan gas ke "interface" yang merupakan batas antara lapisan gas dan larutan.

2.2.3 Kondisi Operasi

Reaksi netralisasi senyawa asam nitrat dan amonia merupakan reaksi antara fasa cair dan gas yang berlangsung dalam *reactor bubling* dengan suhu 175°C dan tekanan 4,4 atm (UHDE, 1989).

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Reaksi pembuatan amonium nitrat adalah reaksi eksotermis. Hal ini dapat dibuktikan dengan menggunakan persamaan 2.11.

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{f\ 298} \text{ Produk} - \Delta H_{f\ 298} \text{ Reaktan} \quad (2.11)$$

Jika persamaan 2.11 bernilai negatif maka reaksi tersebut berlangsung secara eksotermis dan sebaliknya jika bernilai positif maka reaksi berlangsung *endotermis* (Smith, 2001) untuk mencari nilai ΔH_{298} diperlukan data pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Senyawa-Senyawa Reaksi Pembentukan Amonium Nitrat

Senyawa	ΔH_f (kJ/mol)	ΔG_f (kJ/mol)
NH ₃	-45,94	-16,4
HNO ₃	-207,3	-111,34
NH ₄ NO ₃	-339,876	-190,71

Sumber: Yaws, 1999

Perhitungan :

$$\Delta H_{f\ 298} = \Delta H_{f\ 298} \text{ NH}_4\text{NO}_3 - (\Delta H_{f\ 298} \text{ HNO}_3 + \Delta H_{f\ 298} \text{ NH}_3)$$

$$\Delta H_{f\ 298} = -339,876 - ((-207,3) + (-45,94))$$

$$\Delta H_{f\ 298} = -86,57 \text{ kJ/mol}$$

Hasil perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.11 membuktikan bahwa reaksi amonium nitrat mempunyai nilai ΔH negatif yang berarti reaksi ini adalah reaksi eksotermis.

Reaksi pembentukan amonium nitrat berlangsung searah (*irreversible*) (Faith,1965). Kondisi ini ditinjau dari harga konstanta kesetimbangan reaksi (K). Nilai K dapat dihitung menggunakan persamaan 2.14.

$$\Delta G_{f\ 298} = \Delta G_{f\ 298} \text{ produk} - G_{f\ 298} \text{ reaktan} \quad (2.12)$$

$$\Delta G_{f\ 298} = -RT \text{ Ln } K_f \quad (2.13)$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (2.14)$$

Untuk mencari nilai K:

$$\begin{aligned} \text{Dik} : \Delta H_{f 298} &= -86,57 \text{ kJ/mol} \\ R &= 0,008314 \text{ kJ/mol K} \\ T_1 &= 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ T_2 &= 175^\circ\text{C} = 448,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{f 298} &= \Delta G_{f 298} \text{ NH}_4\text{NO}_3 - \Delta G_{f 298} \text{ HNO}_3 - \Delta G_{f 298} \text{ NH}_3 \\ &= -190,71 - (-111,34) - (-16,4) \\ &= -62,97 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{f 298} &= -RT \ln K_1 \\ -62,97 &= -0,008314 \times 298,15 \times \ln K_1 \end{aligned}$$

$$\ln K_1 = 25,4 \text{ kJ/mol}$$

$$K_1 = 1,07 \times 10^{11} \text{ kJ/mol}$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_2}{1,07 \times 10^{11}} = \frac{-(-86,57 \text{ kJ/mol})}{0,008314 \text{ kJ/mol K}} \times \left(\frac{1}{448,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right)$$

$$\ln K_2 = 11,68 - \ln 1,07 \times 10^{11}$$

$$\ln K_2 = 13,71$$

$$K_2 = 903357,02 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi pembentukan amonium nitrat mempunyai harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) yang sangat besar pada suhu 175°C, dengan demikian reaksi pembentukan amonium nitrat berlangsung searah (*irreversible*)

2.2.5 Tinjauan Kinetika

$$P = 4,4 \text{ atm}$$



$$T = 175^\circ\text{C}$$

Reaksi pada persamaan 2.15 merupakan reaksi netralisasi yang umumnya berlangsung sangat cepat. Hal ini dapat diketahui dari harga parameter film conversion (MH). Nilai MH dapat dihitung dengan persamaan (Lavenspiel, 1972):

$$M^2_{\text{H}} = \frac{\text{Konversi maksimum dalam lapisan film}}{\text{Maksimum perpindahan massa secara difusi dalam lapisan film}}$$

$$M^2_{\text{H}} = \frac{k C_B}{k_{\text{AL}}} \times D_{\text{AL}} \quad (2.16)$$

Dimana:

M_H = Film conversion parameter, Hatta Modulus

k = Konstanta kecepatan reaksi ($m^3/kmol.s$)

C_B = Konsentrasi zat B ($kmol/m^3$)

D_{AL} = Difusivitas gas A dalam larutan (m^2/s)

k_{AL} = Koefisien transfer massa gas A dalam Larutan (m/s)

Jika:

$M_H < 0,02$ = Tipe reaksi sangat lambat

$0,02 < M_H < 2$ = Keadaan intermediate

$M_H > 2$ =Tipe reaksi sangat cepat dan terjadi di film

Harga konstanta kecepatan reaksi (k) dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut (Uhde, 2009):

$$k = 9,33 \times 10^{12} e^{-21300/RT} \quad (2.17)$$

$$k = 9,33 \times 10^{12} e^{-21300/448,15}$$

$$k = 381,6151 \text{ m}^3/kmol.s$$

Pada suhu 175°C diperoleh harga $k = 381,6151 \text{ m}^3/kmol.s$

Nilai M_H dapat diselesaikan dengan persamaan 2.16 sehingga dapat diperoleh nilai M_H sebagai berikut:

$$M_H^2 = \frac{381,6151 \times 16,8291}{4,8546 \times 10^{-6}} \times 1,6660 \times 10^{-8}$$

$$M_H^2 = 22,0402$$

$$M_H = 4,6947$$

$M_H > 2$ maka termasuk tipe reaksi kimia sangatcepat dan reaksi terjadi di film. NH_3 termasuk *highly soluble* gas maka tahanan gas film yang mengontrol (Lavenspiel, 1972).

2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan amonium nitrat dengan proses UHDE dibagi menjadi 4 tahap yaitu:

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

a. Pengumpanan Amonia

Amonia cair dengan kemurnian 99,5% berat yang disuplai secara *in line* dan sebagian disimpan dalam tangki penyimpanan amonia dengan kondisi cair

jenuh suhu $-33,3$ tekanan 1 atm, disimpan dengan sistem refrigerasi agar amonia tetap pada kondisi cair. Amonia cair diuapkan pada *vaporizer*. Gas amonia keluar *vaporizer* pada suhu 32°C kemudian dinaikkan tekanannya dari 1 atm ke $4,4$ atm menggunakan kompresor *sentrifugal*. Peningkatan tekanan tersebut, suhu juga naik dari 32°C menjadi 56°C . Amonia gas dialirkan menuju ke *preheater* untuk dipanaskan sampai mencapai 175°C . Amonia siap diumpankan ke dalam *bubble column reactor* yang beroperasi pada kondisi suhu 175°C dan tekanan $4,4$ atm.

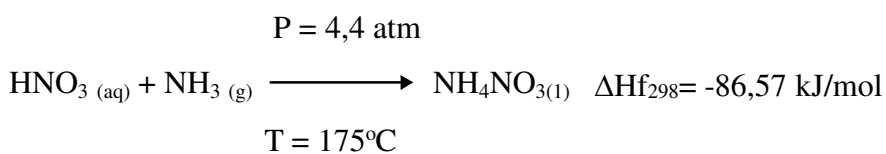
b. Pengumpulan Asam Nitrat

Asam nitrat yang berwujud cair dengan kemurnian 60% berat disimpan dalam tangki penyimpanan pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Asam nitrat cair dialirkan dari tangki penyimpanan dengan pompa *sentrifugal multi stage* menuju ke *preheater* untuk dipanaskan hingga suhu mencapai 175°C . Asam nitrat siap diumpankan ke dalam *bubble column reaktor*.

2.3.2 Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk ini bertujuan untuk mereaksikan amonia dan asam nitrat membentuk produk amonium nitrat. Amonia dari *preheater* pada kondisi suhu 175°C dan tekanan $4,4$ atm didistribusikan dari bagian bawah reaktor melalui *perforated plate* sehingga terbentuk gelembung-gelembung gas amonia. Sedangkan asam nitrat 60% dari *preheater* pada kondisi suhu 175°C dan tekanan $4,4$ atm dipompakan ke dalam reaktor melalui bagian atas reaktor. Reaktan tersebut direaksikan pada reaktor tipe *bubble column* reaktor yang dilengkapi jaket pendingin. Air pendingin masuk pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm keluar dari jaket pendingin pada kondisi suhu 45°C tekanan 1 atm.

Reaktor beroperasi pada kondisi suhu 175°C dan tekanan $4,4$ atm dengan perbandingan mol asam nitrat dan amonia adalah $1: 1,01$. Reaksi netralisasi dalam reaktor yang terjadi antara gas amonia dan asam nitrat, yaitu:



Reaksi tersebut berlangsung secara eksotermis. Hal ini dapat dibuktikan

dengan nilai ΔH yang bernilai negatif.

Produk keluaran dari bawah reaktor berupa lelehan amonium nitrat konsentrasi 83% dengan suhu 175 °C dan tekanan 4,4 atm. Asam nitrat habis bereaksi sedangkan sisa amonia dan uap air dengan suhu 175°C dan tekanan 4,4 atm dikeluarkan pada bagian atas reaktor.

2.3.3 Tahap Pemurnian Produk

Tahap ini bertujuan untuk memekatkan produk amonium nitrat yang keluar dari reaktor dengan menggunakan *Single Effect Evaporator* tipe *Long Tube Vertical-Falling Film Evaporator*. Produk keluar dari reaktor pada kondisi suhu 175°C dan tekanan 4,4 atm terpisah menjadi dua produk, yaitu sisa reaktan yang berupa uap amonia dan uap air akan naik ke atas sedangkan produk lelehan amonium nitrat keluar melalui bagian bawah reaktor. Produk lelehan amonium nitrat yang keluar dari bagian bawah dengan konsentrasi amonium nitrat 83% masuk ke dalam evaporator tekanan vakum sehingga larutan dapat mengalir. Temperatur di dalam evaporator dijaga sebesar 93°C dan akan menghasilkan amonium nitrat 96%. Evaporator ini bertipe *falling-film*, dimana pemekatan terjadi pada saat larutan membentuk lapisan tipis pada bagian *tube* sehingga mempermudah penguapan air. *Steam* ejector akan mengeluarkan *steam* dengan kecepatan tinggi sehingga dihasilkan tekanan rendah di titik pengeluaran tersebut. *Steam* tersebut kemudian di cairkan saat melalui barometrik kondensor.

Lelehan amonium nitrat dengan konsentrasi 96% pada kondisi suhu 171°C dan tekanan 1 atm dipompakan menuju *mixing tank* untuk dicampur dengan amonium nitrat yang sudah berbentuk *prill* hasil *recycle* dari *off spec screening*. Keluar *mixing tank*, amonium nitrat yang berbentuk lelehan pada kondisi suhu 180°C dan tekanan 1 atm dialirkan menggunakan pompa menuju *prilling tower* untuk dibentuk produk amonium nitrat berupa *prill*. Temperatur larutan harus selalu dijaga supaya larutan tidak segera membentuk *prill* sebelum dimasukkan ke *prilling tower*.

2.3.4 Tahap Pembutiran Produk

Tahap pembutiran produk ini bertujuan untuk membentuk butiran *prill*

Amonium Nitrat dengan bantuan udara yang dihembuskan dari bawah *prilling tower*. Lelehan amonium nitrat yang keluar dari *mixing tank* diumpankan ke bagian atas *prilling tower* untuk dibentuk *prill* amonium nitrat. Didalam *prilling tower*, umpan lelehan amonium nitrat didistribusikan secara merata oleh *prilling nozzle* hingga terbentuk tetes-tetes yang kemudian jatuh ke bawah. Tetes-tetes ini akan membentuk *prill* karena kontak dengan udara kering pada suhu 30°C yang dihembuskan dari bagian bawah *prilling tower* yang berasal dari utilitas. *Prill* amonium nitrat akan terbentuk pada temperatur yang lebih rendah sebesar 85°C dimana pada temperatur tersebut *melt* amonium nitrat akan sampai pada titik kristal (*crystal point*). Butiran yang telah terbentuk ditampung pada bagian *bottom prilling* dan dipindahkan dengan menggunakan *belt conveyor* menuju *rotary dryer* untuk tahap pengeringan. *Prill* amonium nitrat yang terbentuk pada kondisi suhu 85°C dan tekanan 1 atm serta mengandung 3% air.

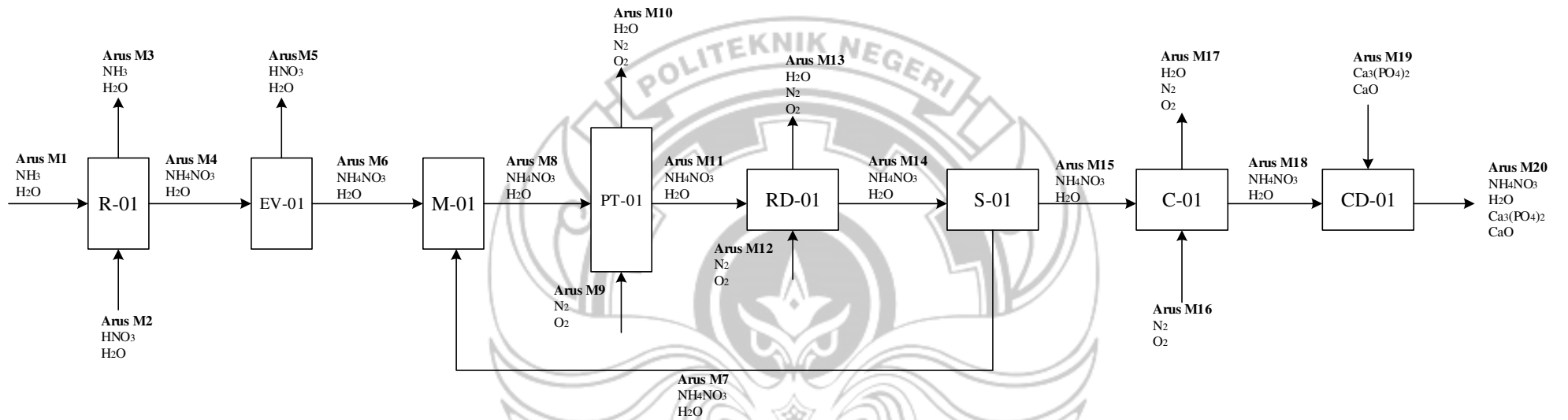
Udara panas kering yang akan digunakan untuk *rotary dryer* sebelumnya dipanaskan dalam *preheater* dari suhu 30°C-120°C. Pada bagian *dryer*, *prill* amonium nitrat dikeringkan menggunakan udara panas kering dengan temperatur 120°C dan dikontakkan secara *counter-current* (berlawanan arah). Air akan terlepas sehingga *prill* mengkerut dan berpori-pori. Pengeringan terjadi bersamaan dengan pendinginan. Kandungan air dalam *prill* amonium nitrat akan berkurang hingga menyisakan 0,3%. Pemanasan ini mengakibatkan *prill* mengembang dan membentuk porositas yang berguna untuk menyerap *fuel oil* atau solar yang digunakan sebagai bahan bakar. *Prill* amonium nitrat keluar *rotary dryer* pada kondisi suhu 80°C dan dipindahkan oleh *belt conveyor*, lalu melewati *bucket elevator*, dan *belt conveyor* menuju tahap pengayakan.

Proses pengayakan *prill* amonium nitrat dilakukan oleh *screen* dan menghasilkan dua jenis produk, yaitu produk yang memenuhi syarat dan tidak memenuhi syarat. Ukuran pengayakan yang digunakan adalah 0,01-4 mm dan produk yang diinginkan *prill* dengan ukuran 1-2,8 mm. *Prill* amonium nitrat yang telah memenuhi syarat masih memiliki temperatur yang cukup tinggi sehingga perlu didinginkan dengan *fluidized bed cooler* yang sebelumnya melewati *belt conveyor*. Pendinginan dilakukan agar temperatur *prill* mendekati temperatur

lingkungan untuk mencegah penyerapan air karena *prill* bersifat *higroskopis*. *Prill* didinginkan dari suhu 75°C ke 29°C, sedangkan *prill off spec* suhu 75°C dimasukkan kembali ke dalam *mixing tank* dengan bantuan *belt conveyor* untuk dicampur dengan lelehan amonium nitrat yang keluar dari evaporator yang selanjutnya diumpankan ke *Prilling Tower* untuk dibentuk *prill* amonium nitrat kembali.

Fluidisasi *prill* amonium nitrat menggunakan udara kering yang diperoleh dari udara atmosfer yang telah diolah di bagian utilitas sehingga terjadi perpindahan panas antara udara dan *prill* akan menjadi dingin dengan suhu 39°C. *Prill* dipindahkan dengan *belt conveyor* menuju tahap pelapisan.

Tahap pelapisan, *prill* amonium nitrat yang telah berstruktur kering dan dingin, dilapisi dengan *coating powder* yang mengandung kalsium *tri phosphat* suhu 30°C yang berada di dalam *coating hopper*. *Coating powder* disemurkan dari atas *coating drum* yang diputar sehingga *prill* akan terlapisi. Pelapisan ini berfungsi untuk menjaga *prill* amonium nitrat agar tidak menggumpal saat penyimpanan dan pendistribusian serta tidak berinteraksi dengan air. Produk amonium nitrat yang keluar dari *coating drum* mempunyai kemurnian 99,55% berat. *Prill* yang telah terlapisi dipindahkan ke tempat penyimpanan yaitu silo dengan melewati *belt conveyor*. Di dalam silo, kondisi sangat terjaga untuk mengisolasi *prill* dari perubahan temperatur dan kelembapan udara luar. Produk silo berada diatas *warehouse* untuk memudahkan proses *bagging*. Suhu operasi didalam silo berkisar 29-34°C dan tekanan 1 atm. *Prill* disimpan dalam silo hingga 12 jam, kemudian *prill* dikemas (*bagging*) dengan *bagging machine* dalam zak untuk menjaga agar produk amonium nitrat tidak kontak langsung dengan udara. Produk amonium nitrat disimpan di dalam *warehouse* dan siap untuk dipasarkan.



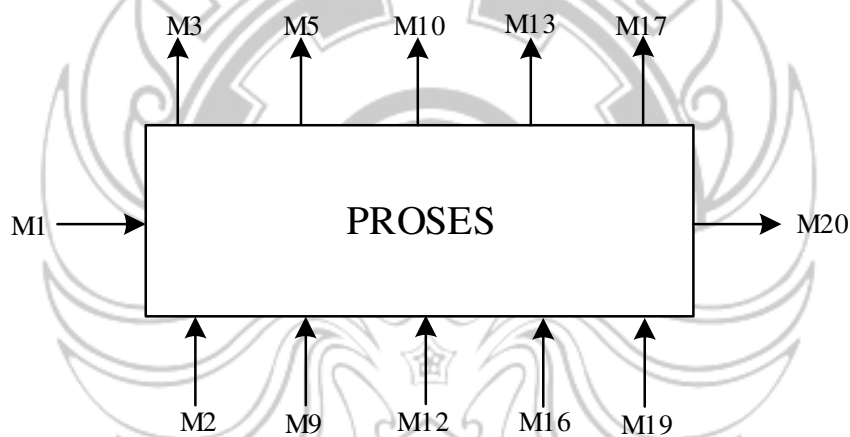
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III NERACA MASSA

Produk = Amonium Nitrat (NH_4NO_3)
 Kapasitas Produksi = 185.000 ton/tahun
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun
 Rate produksi = 23.464,08 kg/jam
 Mol Amonium Nitrat = 80 kmol/jam

3.1 Neraca Massa Total

Neraca massa arus masuk dan keluar proses telah disajikan dalam diagram alir kuantitatif pada Gambar 3.1



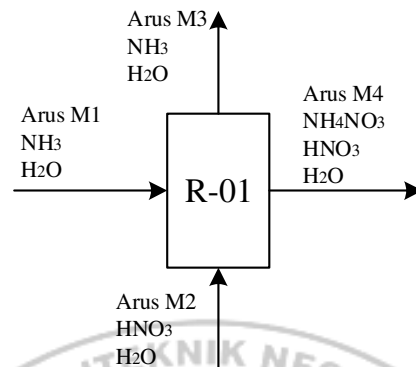
Gambar 3. 1 Neraca Massa Arus Masuk dan Keluar Proses

Tabel 3. 1 Neraca Massa Total Pabrik Amonium Nitrat

Komponen	Input (kg/jam)						Output (kg/jam)						
	M1	M2	M9	M12	M16	M19	M3	M5	M10	M13	M17	M20	
NH_3	5.069,74	-	-	-	-	-	100,39	-	-	-	-	-	
HNO_3	-	18.574,98	-	-	-	-	-	185,75	-	-	-	-	
NH_4NO_3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.358,59	
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	-	-	-	-	-	74,33	-	-	-	-	-	74,33	
H_2O	25,35	12.383,32	-	-	-	-	8.597,00	158,82	2.903,25	679,32	42,22	28,06	
O_2	-	-	11.564,38	10.364,77	9.680,72	-	-	-	11.564,38	10.364,77	9.680,72	-	
N_2	-	-	43.504,10	38.991,28	36.417,93	-	-	-	43.504,10	38.991,28	36.417,93	-	
CaO	-	-	-	-	-	3,10	-	-	-	-	-	3,10	
Total	5.095,09	30.958,30	55.068,49	49.356,05	46.098,65	77,43	8.697,39	344,57	57.971,74	50.035,37	46.140,87	23.464,08	
			186.654,01							186.654,01			

3.2 Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan amonia dan asam nitrat menjadi amonium nitrat dan air.



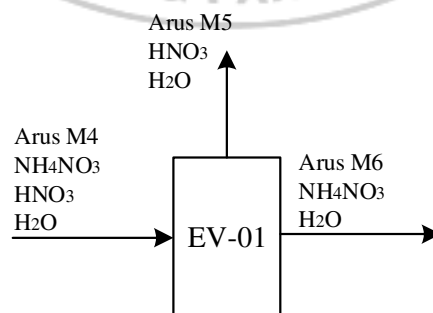
Gambar 3. 2 Diagram Alir Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3. 2 Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M1	M2	M3	M4
NH ₃	5.069,74	-	100,39	-
HNO ₃	-	18.574,98	-	185,75
H ₂ O	25,35	12.383,32	8.597	3.811,67
NH ₄ NO ₃	-	-	-	23.358,59
Total	5.095,09	30.958,30	8.697,39	27.356,01
	36.053,40		36.053,40	

3.3 Evaporator (EV-01)

Fungsi: Memekatkan larutan NH₄NO₃



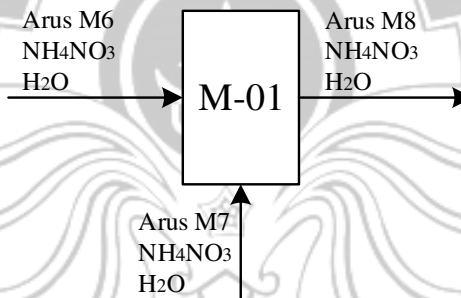
Gambar 3. 3 Diagram Alir Neraca Massa di Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 3 Neraca Massa di Evaporator (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M4	M5	M5	M6
NH ₄ NO ₃	23.358,59	-	-	23.358,59
HNO ₃	185,75	185,75	185,75	-
H ₂ O	3.811,67	158,82	158,82	3.652,85
Total	27.356,01	344,57	344,57	27.011,44
	27.356,01		27.356,01	

3.4 *Mixing Tank* (M-01)

Fungsi: Mencampurkan NH₄NO₃ cairan dengan NH₄NO₃ padatan yang tidak lolos *spec*



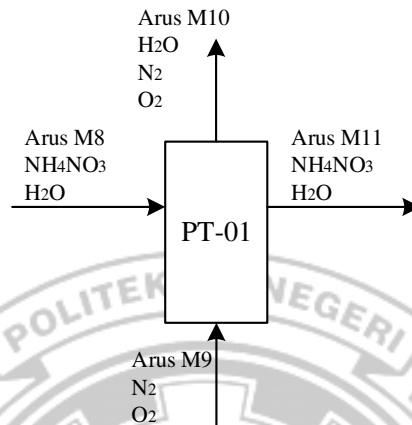
Gambar 3. 4 Diagram Alir Neraca Massa di *Mixing Tank* (M-01)

Tabel 3. 4 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Mixing Tank* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M6	M7	M8
NH ₄ NO ₃	23.358,59	973,27	24.331,86
H ₂ O	3.652,85	2,93	3.655,78
Total	27.011,44	976,20	27.987,64
	27.987,64		27.987,64

3.5 Prilling Tower (PT-01)

Fungsi: Membentuk butiran *prill* NH_4NO_3



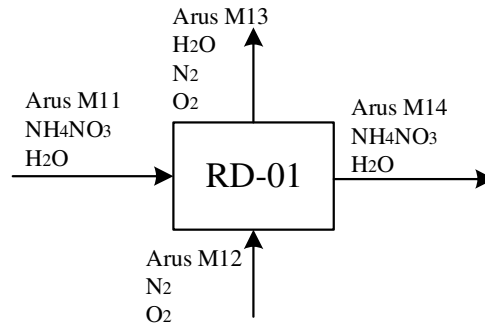
Gambar 3. 5 Diagram Alir Neraca Massa di *Prilling Tower* (PT-01)

Tabel 3. 5 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Prilling Tower* (PT-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M8	M9	M10	M11
NH ₄ NO ₃	24.331,86	-	-	24.331,86
H ₂ O	3.655,78	-	2.903,25	752,53
O ₂	-	11.564,38	11.564,38	-
N ₂	-	43.504,10	43.504,10	-
Total	27.987,64	55.068,49	57.971,74	25.084,39
	83.056,13		83.056,13	

3.6 Rotary Dryer (DR-01)

Fungsi: Mengeringkan *prill* NH_4NO_3



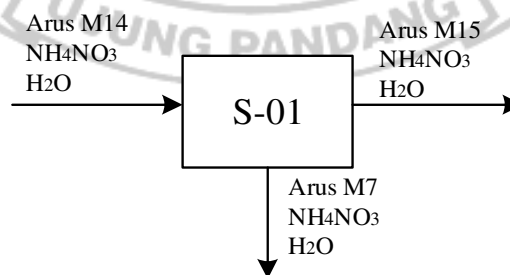
Gambar 3. 6 Diagram Alir Neraca Massa di *Rotary Dryer* (DR-01)

Tabel 3. 6 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Rotary Dryer* (DR-01)

Komponen	Input		Output	
	M11	M12	M13	M14
NH_4NO_3	24.331,86	-	-	24.331,86
H_2O	752,53	-	679,32	73,22
O_2	-	10.364,77	10.364,77	-
N_2	-	38.991,28	38.991,28	-
Total	25.084,39	49.356,05	50.035,37	24.405,08
	74.440,44		74.440,44	

3.7 Screening (S-01)

Fungsi: Memisahkan *prill* NH_4NO_3 yang *on spec* dan *off spec*



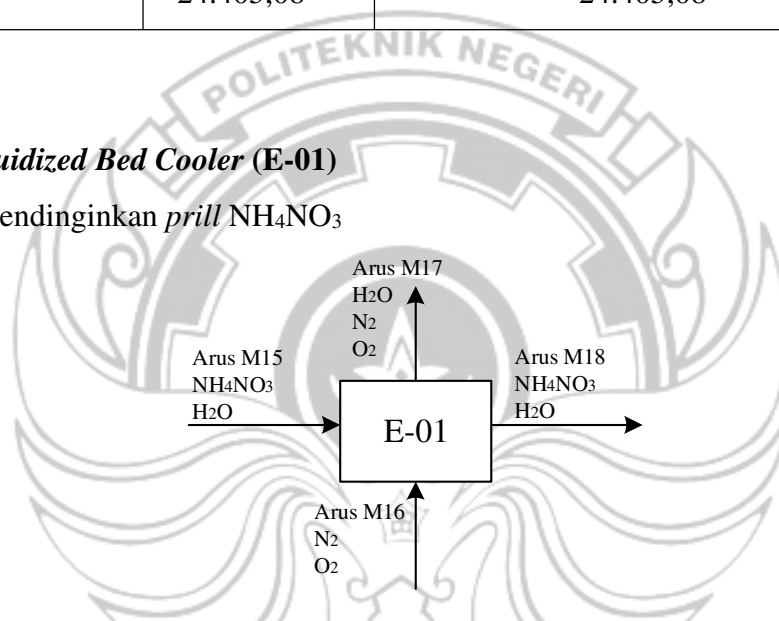
Gambar 3. 7 Diagram Alir Neraca Massa di *Screening* (S-01)

Tabel 3. 7 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Screening* (S-01)

Komponen	Input	Output	
	M14	M7	M15
NH ₄ NO ₃	24.331,86	973,27	23.358,59
H ₂ O	73,22	2,93	70,29
Total	24.405,08	976,20	23.428,87
	24.405,08	24.405,08	

3.8 *Fluidized Bed Cooler* (E-01)

Fungsi: Mendinginkan *prill* NH₄NO₃



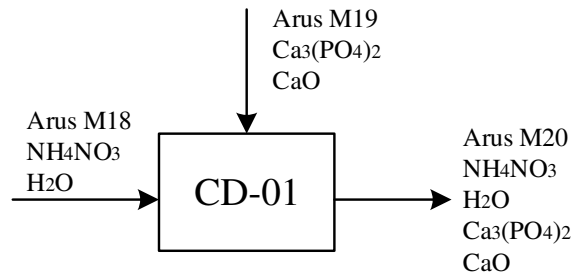
Gambar 3. 8 Diagram Alir Neraca Massa di *Fluidized Bed Cooler* (C-01)

Tabel 3. 8 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Fluidized Bed Cooler* (C-01)

Komponen	Input		Output	
	M15	M16	M17	M18
NH ₄ NO ₃	23.358,59	-	-	23.358,59
H ₂ O	70,29	-	42,22	28,06
O ₂	-	9.680,72	9.680,72	-
N ₂	-	36.417,93	36.417,93	-
Total	23.428,87	46.098,65	46.140,87	23.386,65
	69.527,52		69.527,52	

3.9 Coating Drum (CD-01)

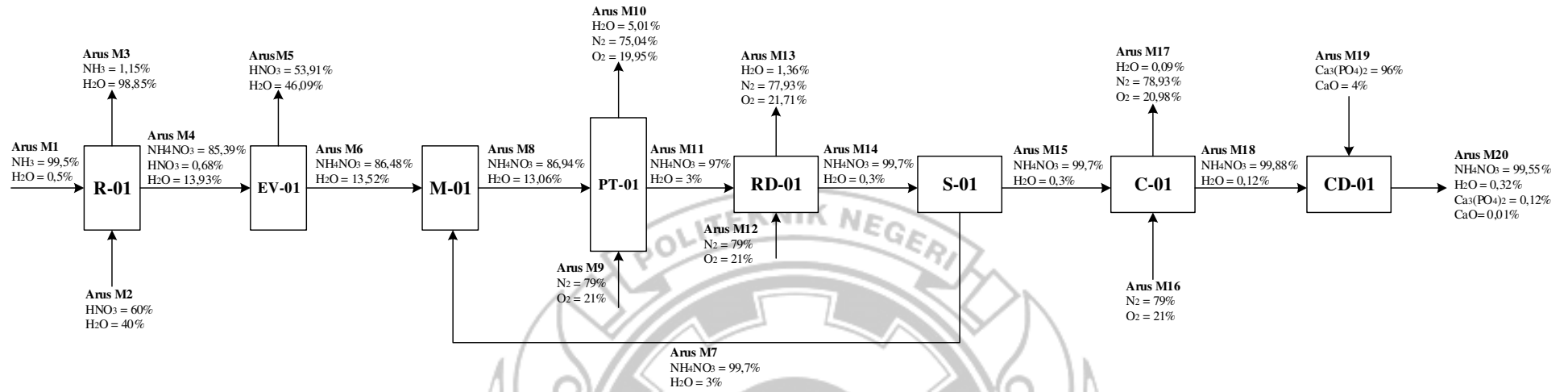
Fungsi: Melapisi NH_4NO_3 dengan *coating agent*



Gambar 3. 9 Diagram Alir Neraca Massa di *Coating Drum* (CD-01)

Tabel 3. 9 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Coating Drum* (CD-01)

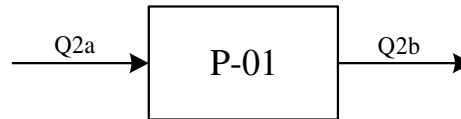
Komponen	Input		Output
	M18	M19	M20
NH_4NO_3	23.358,59	-	23.358,59
H_2O	28,06	-	28,06
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	-	74,33	74,33
CaO	-	3,10	3,10
Total	23.386,65	77,43	23.464,08
	23.464,08		23.464,08



Komponen	Kg/Jam																						
	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10	M11	M12	M13	M14	M15	M16	M17	M18	M19	M20			
NH ₃	5.069,74	-	100,39	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			
HNO ₃	-	18.574,98	-	185,75	185,75	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-			
H ₂ O	-	-	-	23.358,59	-	23.358,59	973,27	24.331,86	-	-	24.331,86	-	-	24.331,86	23.358,59	-	-	23.358,59	-	23.358,59			
NH ₄ NO ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	74,33	74,33			
O ₂	25,35	12.383,32	8.597,00	3.811,67	158,82	3.652,85	2,93	3.655,78	-	2.903,25	752,53	-	679,32	73,22	70,29	-	42,22	28,06	-	28,06			
N ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	11.564,38	11.564,38	-	10.364,77	10.364,77	-	-	9.680,72	9.680,72	-	-	-			
Ca ₃ (PO ₄) ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	43.504,10	43.504,10	-	38.991,28	38.991,28	-	-	36.417,93	36.417,93	-	-	-			
CaO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,10	3,10			
Total	5.095,09	30.958,30	8.697,39	27.356,01	344,57	27.011,44	976,20	27.987,64	55.068,49	57.971,74	25.084,39	49.356,05	50.035,37	24.405,08	23.428,87	46.098,65	46.140,87	23.386,65	77,43	23.464,08			
	36.053,40		36.053,40																				
				27.356,01	27.356,01																		
							27.987,64	27.987,64															
										83.056,13		83.056,13											
												74.440,44		74.440,44									
							976,20								24.405,08		23.428,87						
																69.527,52		69.527,52					
																			23.464,08		23.464,08		

BAB IV NERACA PANAS

4.1 Pompa (P-01)

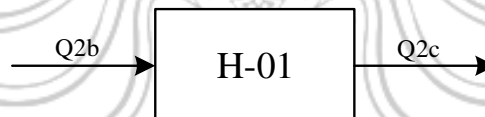


Gambar 4. 1 Diagram Alir Neraca Panas di Pompa (P-01)

Tabel 4. 1 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Pompa (P-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q2a	Q2b
HNO ₃	163.291,21	16.4106,47
H ₂ O	259.408,17	260.700,85
Q Campuran	2.107,94	
Total	424.807,32	424.807,32

4.2 Heater (H-01)

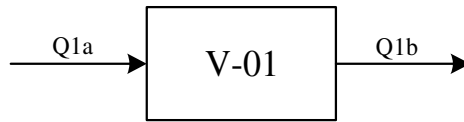


Gambar 4. 2 Diagram Alir Neraca Panas di Heater (H-01)

Tabel 4. 2 Hasil Perhitungan Neraca Panas Di Heater (H-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q2b	Q2c
HNO ₃	164.106,47	5.436.395,706
H ₂ O	260.700,85	7.861.735,82
Q Steam	17.974.981,27	5.101.657,07
Total	18.399.788,59	18.399.788,59

4.3 Vaporizer (V-01)

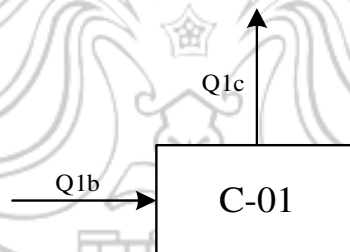


Gambar 4. 3 Diagram Alir Neraca Panas di *vaporizer* (V-01)

Tabel 4. 3 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Vaporizer* (V-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1a	Q1b
NH ₃	-1.336.719,72	9.655,23
H ₂ O	-900.142,75	10.730,13
Q _v		130.485,30
Q _{steam}	3.333.984,11	946.250,98
Total	1.097.121,65	1.097.121,65

4.4 Compressor (C-01)

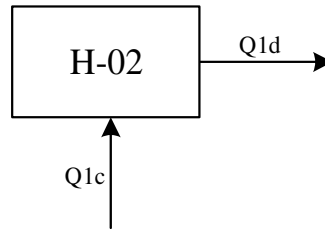


Gambar 4. 4 Diagram Alir Neraca Panas di *Compressor* (C-01)

Tabel 4. 4 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Compressor* (C-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1b	Q1c
NH ₃	79.752,18	374.847,61
H ₂ O	50.733,12	1.642,10
Panas Kompresi	246.004,41	
Total	376.489,71	376.489,71

4.5 Heater (H-02)

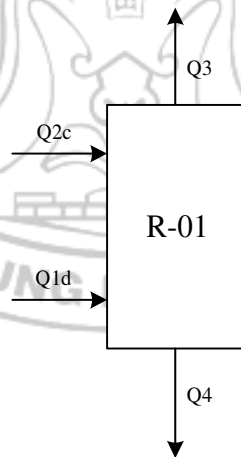


Gambar 4. 5 Diagram Alir Neraca Panas di *Heater* (H-02)

Tabel 4. 5 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Heater* (H-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1c	Q1d
NH ₃	374.847,61	1.693.883,37
H ₂ O	1.642,10	7.200,65
Q steam	1.849.526,79	524.932,48
Total	2.226.016,50	2.226.016,50

4.6 Reaktor (R-01)

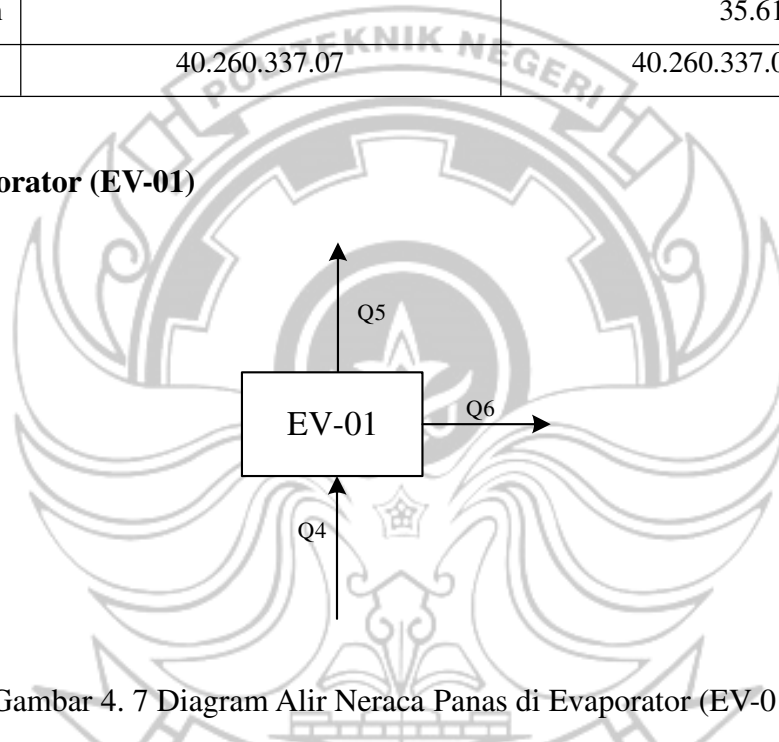


Gambar 4. 6 Diagram Alir Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel 4. 6 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q1d	Q2c	Q3	Q4
HNO ₃		5.436.395,71		53.940,29
NH ₃	1.693.883,37		33.542,24	
NH ₄ NO ₃				(291.303,89)
H ₂ O	7.200,65	7.861.735,82	2.442.094,67	2.403.008,72
Panas Reaksi		25.261.121,52		
Air Pendingin				35.619.055,04
Total	40.260.337,07		40.260.337,07	

4.7 Evaporator (EV-01)

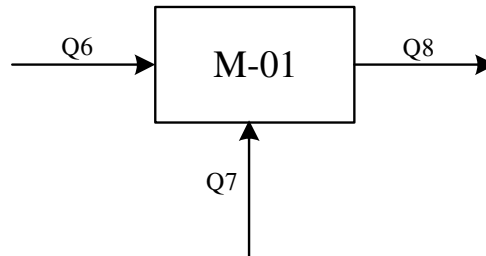


Gambar 4. 7 Diagram Alir Neraca Panas di Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 7 Hasil Perhitungan Neraca Panas di Evaporator (EV-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q4	Q5	Q6
HNO ₃	53.940,29		
NH ₄ NO ₃	(291.303,89)		(287.393,77)
H ₂ O	2.403.008,72		2.270.568,62
Q Steam	912.890,70		
Panas Ke BK		1.095.360,97	
Total	3.078.535,82	3.078.535,82	

4.8 *Mixing Tank (M-01)*

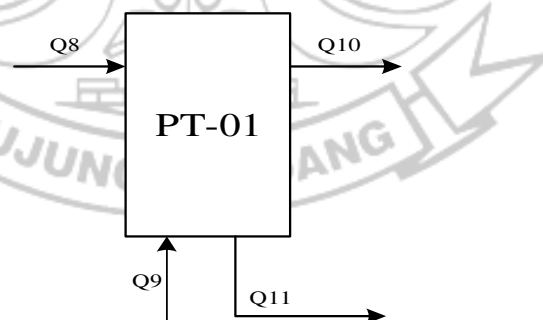


Gambar 4. 8 Diagram Alir Neraca Panas di *Mixing Tank (M-01)*

Tabel 4. 8 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Mixing Tank (M-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q6	Q7	Q8
NH ₄ NO ₃	(287.393,77)	84.682,78	(315.660,67)
H ₂ O	2.270.568,62	262,36	2.402.206,35
Panas Pelelehan			(18.425,69)
Total	2.068.119,98		2.068.119,98

4.9 *Prilling Tower (PT-01)*

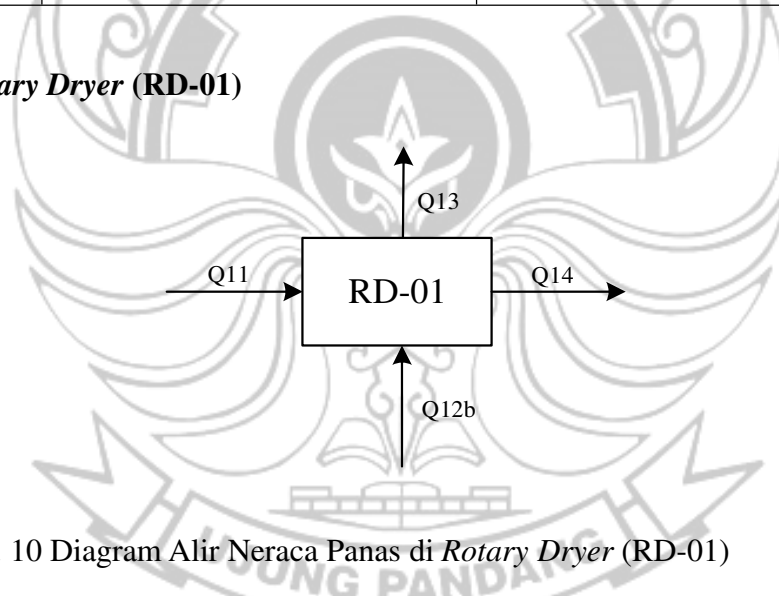


Gambar 4. 9 Diagram Alir Neraca Panas di *Prilling Tower (PT-01)*

Tabel 4. 9 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Prilling Tower* (PT-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q8	Q9	Q10	Q11
NH ₄ NO ₃	(315660.67)			2.540.483,30
H ₂ O	2.402.206.35		519217,93	81.706.12
O ₂		53.265,34	1.022.629,18	
N ₂		225.752.71	4.300.928,93	
Panas Solodifikasi	7.808.688.20			
Qvap				1.709.286,46
Total	10.174.251,92		10.174.251,92	

4.10 Rotary Dryer (RD-01)

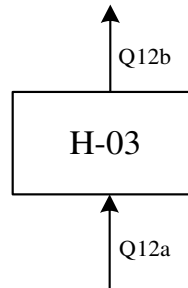


Gambar 4. 10 Diagram Alir Neraca Panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 4. 10 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q11	Q12b	Q13	Q14
NH ₄ NO ₃	2.540.483,30			2.347.829,98
H ₂ O	81.706,12			7.313,48
Udara		17.840.945.53	18.107.991,49	
Total	20.463.134,95		20.463.134,95	

4.11 Heater (H-03)

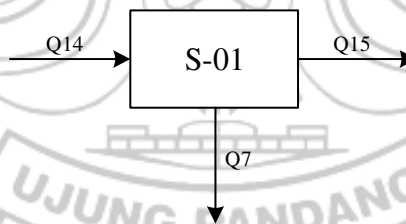


Gambar 4. 11 Diagram Alir Neraca Panas di *Heater* (H-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q12a	Q12b
O ₂	47.739,95	916.548,47
N ₂	202.334,64	3.854.779,35
Q Steam	6.313.011,38	1.791.758,15
Total	6.563.085,96	6563085,96

Tabel 4. 11 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Heater* (H-03)

4.12 Screening (S-01)

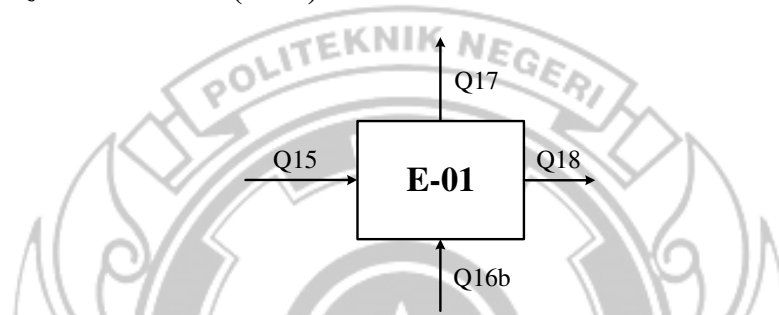


Gambar 4. 12 Diagram Alir Neraca Panas di *Screening* (S-01)

Tabel 4. 12 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Screening* (S-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q14	Q7	Q15
NH ₄ NO ₃	2.347.829,98	84.682,78	2.032.386,64
H ₂ O	7.313,48	262,36	6.296,56
Q Loss			231.515,13
Total	2.355.143,46	2.355.143,46	

4.13 *Fluidized Bed Cooler* (C-01)



Gambar 4. 13 Diagram Alir Neraca Panas di *Fluidized Bed Cooler* (E-01)

Tabel 4. 13 Hasil Perhitungan Neraca Panas di *Fluidized Bed Cooler* (E-01)

Komponen	Input kJ/jam		Output kJ/jam	
	Q15	Q16b	Q17	Q18
NH ₄ NO ₃	2.032.386,64			162.590,93
H ₂ O	6.296,56			191,80
Udara		233.570,16	2.109.470,63	
Total	2.272.253,36		2.272.253,36	

BAB V SPESIFIKASI ALAT

5.1 Tangki Amonia (T-01)

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku selama 14 hari
Tipe	: <i>Silinder horizontal</i> berbentuk <i>hemispherical head</i>
Jumlah tangki	: 2 buah
Kapasitas tiap tangki	: 48.932,531 ft ³
Diameter tangki	: 14,736 ft
Panjang tangki	: 58,946 ft
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Diameter pipa pengisian	: 8 in (sch 80)
Diameter pipa pengeluaran	: 3 in (sch 80)
Kondisi penyimpanan	: Bentuk : Cair
	: Tekanan : 1 atm
	: Suhu : -33,

5.2 Vaporizer (V-01)

Kode	: V-01
Fungsi	: Menguapkan ammonia sebelum masuk ke reactor
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Jumlah <i>Tube</i>	: 32
Luas	: 1.910,92 ft ²

5.3 Compressor (C-01)

Fungsi	: Menaikkan tekanan ammonia (NH ₃) dari 1 ke 4,4 atm
Kode	: C-01

Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah alat	: 1
T _{in}	: 32,43°C
T _{out}	: 71,04°C
P _{in}	: 1 atm
P _{out}	: 4,4 atm
Jumlah <i>Stage</i>	: 1
P _w	: 75 HP

5.4 Heater (H-01)

Kode	: H-01
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Fungsi	: Menaikkan suhu NH ₃ sebelum masuk reaktor
OD <i>Tube</i>	: 1,5 in
Panjang <i>tube</i>	: 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	: 54
ID <i>shell</i>	: 21,25 in

5.5 Tangki Asam Nitrat (T-01)

Kode	: T-02
Jenis	: <i>Flat Bottom cylindrical Vessel Conical Roof</i>
Fungsi	: Menyimpan bahan baku asam nitrat dalam bentuk cair selama 14 hari
	: T = 30°C, dan P = 1 atm
Jumlah tangki	: 3 buah
Kondisi	: 18.707,12 ft ³
	: Diameter tangki : 16 ft = 4,88 m
	: Tinggi tangki : 25 ft = 7,62 m
	: Jumlah <i>course</i> : 6
	: Tebal <i>shell</i> tiap <i>course</i> : 0,78; 0,7; 0,62; 0,38; :0,25

Bahan konstruksi : *Stainless Steel ASTM 304*

5.6 Pompa (P-01)

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan asam nitrat dari T-02 ke H-01

Tipe : *Sentrifugal Multi stage*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas pompa : 68.251,297 lb/jam

Power pompa : 5,697 HP

Power motor : 6,566 HP

Efisiensi pompa : 0,760

Efisiensi motor : 0,865

Bahan konstruksi : *Comercial Steel*

Ukuran pipa:

- *Normal size* : 5 in
- *Schedule* : 80
- ID pipa : 4,813 in
- OD pipa : 5,563 in
- *Flow area* : 0,126 ft²

5.7 Heater (H-02)

Kode : H-01

Tipe : *Shell and Tube*

Fungsi : Menaikkan suhu HNO₃ sebelum masuk reaktor

OD *Tube* : 1,5 in

Panjang *tube* : 12 ft

Jumlah *tube* : 8

ID *shell* : 12 in

5.8 Reaktor (R-01)

Kode	: R-01
Fungsi	:Mereaksikan NH_3 dengan HNO_3 menjadi NH_4NO_3
Kondisi	: T = 175°C, P = 4,4 atm
Tipe	: <i>Bubbling reactor</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Diameter dalam <i>reactor</i>	: 134,044 in = 3,405 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,751 in = 0,019 m
Tebal <i>head</i>	: 0,375 in = 0,010 m
Tinggi <i>head</i>	: 25,144 in = 0,639 m
Tinggi <i>reactor</i> total	: 27,521 ft = 8,388 m
Tebal jaket	: 10,395 in = 0,866 ft

5.9 Jet Ejector (JE)

Kode	: JE
Fungsi	: Membuat tekanan vakum dalam evaporator
Bahan	: <i>Stainless steel 316</i>
Tipe	: <i>Steam jet ejector single stage</i>
Panjang	: 286,94 mm

5.10 Pompa (P-02)

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan NH_4NO_3 dari <i>reactor</i> ke evaporator
Tipe	: <i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas pompa	: 60.320 lb/jam
Power pompa	: 1,45 HP
Power motor	: 1,69 HP
Efisiensi pompa	: 0,76
Efisiensi motor	: 0,86

Bahan konstruksi : *Comercial Steel*

Ukuran pipa:

- *Normal size* : 5 in
- *Schedule* : 80
- ID pipa : 4,81 in
- OD pipa : 5,56 in
- *Flow area* : 0,13 ft²

5.11 Evaporator (EV-01)

Kode : EV-01
Fungsi : Memekatkan larutan NH₄NO₃
Jenis : *Long tube vertical tipe falling film evaporator*
Bahan konstruksi : *Stainless steel ASTM 304*
Panjang *tube* : 12 ft
Jumlah *tube* : 30 buah
P operasi : 4,5 psia = 0,3 atm
Luas penampang : 1,929 ft² = 0,179 m²
Tebal *shell* : 0,250 in = 0,006 m
Tebal *head* : 0,250 in = 0,006 m
Tinggi *head* : 4,635 in = 0,386 ft
Tinggi evaporator : 24,772 ft = 7,550 m
Tinggi BK : 23,50 ft = 7,162 m

5.12 Pompa (P-03)

Kode : P-03
Fungsi : Mengalirkan NH₄NO₃ dari evaporator ke *mixing tank*
Tipe : *Single stage sentrifugal pump*
Jumlah : 1 buah
Kapasitas pompa : 59,560,22 lb/jam
Power pompa : 1,42 HP

Power motor	: 1,66 HP
Efisiensi pompa	: 0,76
Efisiensi motor	: 0,86
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>

Ukuran pipa:

- *Normal size* : 5 in
- *Schedule* : 80
- ID pipa : 4,81 in
- OD pipa : 5,56 in
- *Flow area* : 0,13 ft²

5.13 *Mixing Tank (M-01)*

Kode	: M-01
Fungsi	: Tempat untuk proses pencampuran NH ₄ NO ₃ cair dengan padatan NH ₄ NO ₃ yang tidak lolos <i>spec</i>
Bentuk	: Tangki <i>silinder horizotal</i> dengan tutup <i>torispherical head</i> yang dilengkapi dengan pengaduk jenis <i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA baffle</i>
Volume tangki	: 15,68 m ³
OD <i>shell</i>	: 2,74 m
ID <i>shell</i>	: 2,73 m
Tinggi <i>head</i>	: 1,26 m
Tebal <i>head</i>	: 0,75 in
Tinggi total tangki	: 6,28 m
Desain produk	
- Diametet impeller	: 2,89 m
- Panjang <i>blade</i>	: 0,72 m
- Lebar <i>blade</i>	: 0,254 m
- Lebar <i>baffle</i>	: 1 m

- Jumlah *baffle* : 2
- Power motor : 63 HP

5.14 Pompa (P-04)

Kode	: P-04
Fungsi	: Mengalirkan NH_4NO_3 dari <i>mixing tank</i> ke <i>prilling tower</i>
Tipe	: <i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas pompa	: 59,560,22 lb/jam
Power pompa	: 1,48 HP
Power motor	: 1,72 HP
Efisiensi pompa	: 0,76
Efisiensi motor	: 0,86
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>
Ukuran pipa:	
• <i>Normal size</i>	: 5 in
• <i>Schedule</i>	: 80
• ID pipa	: 4,81 in
• OD pipa	: 5,56 in
• <i>Flow area</i>	: 0,13 ft ²

5.15 Prilling Tower (PT-01)

Kode	: PT-01
Fungsi	: Membentuk butiran <i>prill</i> NH_4NO_3
Tipe	: Silinder tegak
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel ASTM 304</i>
Luas Menara	: 4,226 m ²
Diameter menara	: 2,319 m

5.16 Belt Conveyor (BC-01)

Kode	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut NH_4NO_3 dari prilling tower ke <i>rotary dryer</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 33,59 ton/jam
Panjang belt	: 9,144 m
Lebar belt	: 4,27 m
Power	: 8,5 HP

5.17 Rotary Dryer (RD-01)

Kode	: RD-01
Fungsi	: Mengeringkan <i>prill</i> amonium nitrat
Diameter <i>dryer</i>	: 3,59 m
Panjang <i>dryer</i>	: 8,52 m
Putaran <i>dryer</i>	: 1,5 rpm
Waktu tinggal	: 182,45 menit
Tenaga <i>dryer</i>	: 103,88 HP
<i>Overall heat transfer</i>	: 2,57 lb/jam.ft ²
Jumlah flight	: 35 buah

5.18 Heater (H-03)

Kode	: H-03
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Fungsi	: Meningkatkan suhu udara yang masuk ke <i>rotary dryer</i>
OD <i>Tube</i>	: 1,5 in
Panjang <i>tube</i>	: 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	: 14
ID <i>shell</i>	: 8 in

5.19 *Belt Conveyor (BC-02)*

Kode	: BC-02
Fungsi	: Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>rotary dryer</i> ke <i>bucket elevator</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 28,16 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,144 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
Power	: 7 HP

5.20 *Bucket Elevator (BE-01)*

Kode	: BE-01
Fungsi	: Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>dryer</i> ke <i>screening</i>
Tipe	: <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas	: 29,29 ton/jam
Tinggi <i>elevator</i>	: 23 m
Jarak antar <i>bucket</i>	: 16 in
Power	: 9 HP

5.21 *Belt Conveyor (BC-03)*

Kode	: BC-03
Fungsi	: Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>bucket elevator</i> ke <i>screening</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 30,10 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,14 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
Power	: 7,5 HP

5.22 Screening (S-01)

Kode	: S-01
Fungsi	: Memisahkan <i>prill</i> amonium nitrat yang <i>on spec</i> dan <i>off spec</i>
Tipe	: <i>Vibrating Screen Hum-mer</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Rate masuk	: 24.405,08 kg/jam
Luas area screen	: 2,23 m ²
Panjang	: 2,44 m
Lebar	: 3,66 m
Daya	: 22,41

5.23 Belt Conveyor (BC-04)

Kode	: BC-04
Fungsi	: Mengangkut NH ₄ NO ₃ dari <i>screening</i> ke <i>mixing tank</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 0,17 ton/jam
Panjang belt	: 9,14 m
Lebar belt	: 4,27 m
Power	: 0,5 HP

5.24 Belt Conveyor (BC-05)

Kode	: BC-05
Fungsi	: Mengangkut NH ₄ NO ₃ dari <i>screening</i> ke <i>fluidized bed cooler</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 28,11 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,14 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
<i>Power</i>	: 7 HP

5.25 *Fluidized Bed Cooler (E-01)*

Kode	: E-01
Fungsi	: Mendinginkan <i>prill</i> NH_4NO_3
Tipe	: <i>Fluidized bed cooler</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Luas	: 5,71 m

5.26 *Belt Conveyor (BC-06)*

Kode	: BC-06
Fungsi	: Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>fluidized bed cooler</i> ke <i>coating drum</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 28,06 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,14 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
Power	: 7 HP

5.27 *Coating Drum (Cd-01)*

Kode	: CD-01
Fungsi	: Melapisi butiran amonium nitrat dengan <i>coating agent</i> $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$
Material	: <i>Stainless steel 304</i>
Suhu operasi	: 30°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Panjang	: 8 ft
Lebar	: 4 ft
Kecepatan	: 56 rpm
Luas	: 12,56 ft

5.28 Coating Hopper (CH-01)

Kode	: CH-01
Fungsi	: Menyimpan coating agent untuk pelapis <i>prill</i> amonium nitrat
Tipe	: <i>Silindrical conical bottom head</i>
Material	: <i>Stainless steel 304</i>
Suhu operasi	: 30°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Volume	: 0,02959 m ³

5.29 Belt Conveyor (BC-07)

Kode	: BC-07
Fungsi	: Mengangkut NH ₄ NO ₃ dari <i>coating drum</i> ke silo
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 28,14 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,14 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
Power	: 7 HP

5.30 Silo (SL-01)

Kode	: SL-01
Fungsi	: Tempat penyimpanan prosuk NH ₄ NO ₃
Jenis	: Silinder tegak dengan tutup bawah <i>conis</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Volume silo	: 195,87 m ³
Tinggi silinder	: 30,22 m
Tinggi <i>conis</i>	: 7,55 m
Tinggi total silo	: 37,77 m
Tebal <i>shell</i>	: 3 in

BAB VI 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 di dalam pra rancangan pabrik amonium nitrat ini meliputi: unit pengadaan dan pengolahan air, unit pengadaan listrik, laboratorium dan unit pengolahan limbah.

6.1 Kebutuhan Steam

Kebutuhan uap panas (*steam*) pada pabrik amonium nitrat bertujuan untuk memanaskan *steam* yang diproduksi pada pabrik ini digunakan sebagai media pemanas, kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel 6.1.

Tabel 6. 1 Kebutuhan *Steam* Pabrik Amonium Nitrat

No.	Nama Alat	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1.	Vaporizer V-01	1198.34
2.	Heater H-01	6460.754
3.	Heater H-02	664.776
4.	Evaporator EV-01	458.15
5.	Heater H-03	2269.088
	Total	11.051,108

Penyedia *steam* untuk pabrik amonium nitrat dihasilkan dari boiler. Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi serta adanya aliran *blowdown* pada *boiler*, maka jumlah *steam* ditingkatkan sebanyak 20%, sehingga jumlah *steam* yang diproduksi sebesar 13261.33 kg/jam. Kebutuhan *over desing* tersebut adalah kebutuhan saat *start up* pabrik amonium nitrat.

6.2 Kebutuhan Air

Unit pengolahan air bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air umpan boiler dan air konsumsi umum serta air sanitasi. Sumber air yang digunakan dalam perancangan pabrik amonium nitrat ini berasal dari PT. Kaltim Daya Mandiri dan PDAM. Penyediaan air dimaksud untuk memenuhi kebutuhan air pada industry amonium nitrat.

- Air Pendingin = 52774.176 kg/jam
- Air umpan boiler = 31665.076 kg/jam
- Air sanitasi = 3243.36 kg/jam

6.3 Kebutuhan Listrik

Sumber daya listrik yang melayani pabrik ini disuplai dari PLN, juga dipersiapkan generator cadangan bila terjadi pemadaman arus listrik dari PLN. Listrik tersebut didistribusi melalui suatu terminal utama dengan pertimbangan bahwa apabila lubang mengalami kemacetan, maka tidak akan mengganggu yang lainnya. Jaringan listrik selanjutnya diatur secara sentral dari terminal utama, tetapi pada tiap unit digunakan local terminal untuk dilanjutkan ke masing-masing unit yaitu unit proses, unit utilitas, unit penerangan, dan unit bengkel. Hal ini untuk mencegah pemadaman tiap unit, maka dihubungkan dengan *fuse box*. Oleh karena itu, untuk mengantisipasi kemungkinan adanya gangguan listrik dari PLN maka, pabrik menyediakan generator sendiri sebagai Cadangan. Total kebutuhan listrik pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel 6.2.

No.	Penggunaan	Jumlah kW
1.	Listrik unit produksi	781,5
2.	Listrik untuk laboratorium, bengkel & kantor	69,12
4.	Listrik untuk penerang	65,940
Total		916,56

Tabel 6. 2 Kebutuhan Listrik Pabrik Amonium Nitrat

6.4 Kebutuhan Udara Tekan

Unit udara tekan bertujuan untuk menyediakan udara tekan untuk keperluan pengeringan dan pendinginan produk. Total kebutuhan udara tekan dapat dilihat pada Tabel 6.3

Tabel 6. 3 Penggunaan Udara Tekan Pabrik Amonium Nitrat

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	<i>Prilling Tower-01</i>	1373.048
2.	<i>Rotary Dryer-01</i>	120016.45

3. <i>Fluidized Bed Cooler-01</i>	1593.646
Total	122983.14

6.5 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, untuk kebutuhan boiler dan generator adalah *diesel oil*. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Harganya relative murah
2. Mudah didapatkan
3. *Heating valuenya* tinggi
4. Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Total kebutuhan bahan bakar pada pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel 6.4.

Tabel 6. 4 Penggunaan Bahan Bakar Pabrik Amonium Nitrat

Penggunaan	Jumlah L/pekan
Boiler	65492.3
Generator	1227.69
Total	66719.99

6.6 Laboratorium

1. Fungsi Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan dari limbah, baik limbah padat, gas, maupun limbah cair. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, bahan pendukung, Analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain:

- a) Memeriksa bahan baku dan bahan pendukung yang akan digunakan
- b) Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- c) Melakukan riset/percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi

d) Memeriksa kadar zat-zat yang menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik.

2. Program Kerja Laboratorium

Laboratorium dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

a) Laboratorium pengamatan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika. Semua *stream* yang berasal dari proses produksi maupun tangki, dan mengeluarkan "*certificate of quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk.

b) Laboratorium Analisa

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa sifat-sifat dan kandungan kimia terhadap bahan baku, bahan pendukung, produk akhir, analisa air yang merupakan bahan pembantu termasuk kerak dan bahan kimia yang digunakan (katalis, bahan injeksi dan lain-lain).

1) Analisa bahan baku dan produk

Analisa bahan baku amonia dan asam nitrat serta produk amonium nitrat, meliputi kemurnian, kadar air, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*.

2) Analisa untuk keperluan utilitas

Analisa ini dilakukan terhadap air proses yang akan digunakan, meliputi air sanitasi, air umpan boiler serta analisa terhadap *resin* penukar ion yang digunakan.

3) Analisa Limbah

Analisa limbah yang diolah oleh unit pengolahan limbah, apakah sudah aman untuk dibuang kelingkungan, sehingga tidak akan menimbulkan pencemaran lingkungan.

c) Laboratorium Penelitian dan pengembangan

Tugas dari laboratorium penelitian dan pengembangan (*research and development*) adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam

proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan.

Tugas laboratorium pengembangan, ialah melakukan penelitian terhadap pengaruh keberadaan pabrik serta mengadakan pengembangan untuk mengatasi masalah-masalah yang timbul sebagai akibat dari adanya proses industri.

3. Analisa Laboratorium

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan hasil produksi. Laboratorium memiliki program kerja untuk analisis proses di setiap unit yang sangat penting. Adapun analisis dalam rangka pengendalian mutu meliputi:

a. Analisis Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan di *plant* amonium nitrat adalah asam nitrat dan amonia. Dalam menganalisa bahan baku, ada beberapa analisa yang dilakukan, antara lain:

- 1) Gas amonia (NH_3) dianalisa untuk mengetahui kadar NH_3 , bahan baku yang disuplai dari PT. Pupuk Kalimantan Timur sebagai salah satu kriteria spesifikasi bahan baku.
- 2) Analisa asam nitrat (HNO_3) digunakan untuk mengetahui konsentrasi asam nitrat yang disuplai dari PT. Kaltim Nitrat Indonesia dan PT. Black Bear Resources.

b. Analisis Bahan Setengah Jadi

Menganalisis bahan setengah jadi dilakukan analisis konsentrasi larutan amonium nitrat keluaran evaporator bertujuan untuk menentukan konsentrasi amonium nitrat dengan menggunakan hubungan antara *specific gravity* dengan suhu penakar dan dilakukan analisa temperatur kristalisasi larutan amonium nitrat dengan melakukan pengukuran temperatur amonium nitrat.

c. Analisa Bahan Jadi

Dalam menganalisis bahan jadi ada beberapa Analisa yang dilakukan yaitu:

- Analisa kadar air amonium nitrat keluaran *Rotary Dryer*

- Analisa ukuran butiran *prill* amonium nitrat.

d. Alat-Alat Utama Laboratorium

Peralatan yang digunakan untuk menganalisa bahan baku dan produk pada pabrik amonium nitrat ini, yaitu:

- *Gas Analyzer*, untuk menganalisa kadar NH_3 dan gas lainnya
- *Hydrometer*, untuk mengukur *specific gravity*
- *Viscosimeter*, untuk mengukur viskositas produk keluaran reaktor
- *Water Content tester*, untuk menganalisa kadar air dalam produk

Analisa kualitas air bagian utilitas digunakan alat berikut:

- *Conductivity meter*, untuk mengukur konduktivitas air
- TSS meter, untuk mengetahui nilai *total suspended solid*
- pH-meter, untuk mengetahui tingkat keasaman dan kebasaan cairan
- COD/BOD meter, mengetahui nilai BOD/COD
- *Microbial water test kit* (FMA-02) untuk analisis bakteri dalam air utilitas
- *Turbidity meter*, untuk mengukur tingkat kekeruhan air.

6.7 Pengolahan Limbah

Agar proses produksi yang ramah lingkungan maka perlu dilakukan pengolahan limbah pada suatu industry. Tujuan pengelolaan limbah ini untuk mencegah terjadinya pencemaran di lingkungan industri maupun pada lingkungan masyarakat sekitar industry. Pengelolaan limbah di pabrik dilakukan berdasarkan jenis limbah yang dihasilkan pada setiap unit, yaitu limbah cair, limbah padat dan limbah gas.

1) Penanganan Limbah Gas

Pencemaran udara berasal dari bahan-bahan buangan gas, maka perlu dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat cerobong asap yang memiliki ketinggian tertentu. Misalnya gas yang keluar reaktor dipasang cerobong asap setinggi 30 meter.

Gas limbah yang Sebagian berasal dari debu amonium nitrat yang terbawa udara keluaran *prilling tower*, *dryer* dan *cooler* memerlukan penanganan khusus agar tidak mencemari lingkungan. Penanganan limbah gas berupa debu, secara

umum dilakukan dengan penangkapan debu-debu dengan *cyclone*, pada *cyclone* terjadi proses penangkapan debu amonium nitrat secara gravitasi, sehingga debu - debu amonium nitrat yang memiliki densitas yang lebih besar akan jatuh searah gaya gravitasi, sedangkan udara yang memiliki densitas lebih kecil akan naik ke atas keluar lingkungan.

2) Penanganan Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan pabrik amonium nitrat berasal dari:

a. Limbah sanitasi

Limbah sanitasi merupakan pembuangan air yang telah dipakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penangan limbah ini tidak memerlukan hal khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya, yang perlu diperhatikan adalah volume buangan yang diizinkan dan kemana pembuangan air limbah dilakukan. Proses pengolahan dari limbah sanitasi adalah semua limbah sanitasi dari seluruh Kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan *desinfektan Ca-hypochloryde*.

b. Limbah Berminyak dari Pompa dan Compressor

Limbah cair yang mengandung minyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa kompresor dan alat-alat lainnya. Pemisahan dilakukan berdasarkan pada perbedaan berat jenisnya. Minyak dilarikan ke tungku pembakaran, sedangkan air bagian bawah dilarikan ke penampung akhir kemudian dibuang.

3) Penanganan Limbah Padat

Limbah padat berasal dari unit amonium nitrat, yaitu produk amonium nitrat yang tercecer pada peralatan saat proses pengeringan produk yang tergolong *ANOS (Ammonium Nitrate Off Space)* dari proses *screening* dan *sizing*. Produk yang tergolong *ANOS* merupakan butiran kecil (debu) amonium nitrat yang memiliki nilai ekonomi. Walaupun jumlah limbah padat yang dihasilkan tidak begitu banyak, mengingat amonium nitrat merupakan senyawa yang bersifat eksplosif, untuk mencegah hal yang tidak diinginkan, maka limbah padat ini tidak bisa diabaikan begitu saja.

Penanganan limbah padat yang tergolong ANOS dibagi menjadi 2 yaitu ANOS dengan ukuran dibawah standar dan diatas standar. ANOS dengan ukuran dibawah standar ditangani dengan cara dikembalikan ke *mixing tank* sedangkan untuk ANOS ukuran diatas standar dijual dengan spesifikasi *second grade*.

4) Unit Pengolahan Limbah B3

Menurut PP No. 101 tahun 2014 Tentang Pengolahan Bahan Berbahaya dan Beracun (B3), yang dimaksud dengan limbah B3 didefinisikan sebagai bahan yang sifat atau konsentrasinya atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung dapat mencemari dan merusak lingkungan, serta dapat membahayakan lingkungan hidup, kesehatan dan kelangsungan hidup manusia serta makhluk hidup lainnya. Limbah yang (*toxicity, flammability, reactivity, dan corrosivity*) serta konsentrasi atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung dapat merusak dan mencemari lingkungan.

Limbah yang paling berpotensi menjadi limbah B3 pada pabrik amonium nitrat adalah limbah yang berasal dari kegiatan laboratorium. Perancangan proses pengolahan limbah ini berdasarkan acuan pustaka "*Standard Handbook of Environmental Engineering*" oleh Robert A Corbitt, 1990 dan buku "*Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies*" oleh Nicholas P. Cheremisinoff, 2002. Dalam menentukan sistem pengolahan suatu limbah harus diketahui terlebih dahulu kontaminan yang terkandung di dalam limbah, lalu kemudian tentukan sistem yang tepat untuk memenuhi baku mutu yang dipersyaratkan. Limbah sanitasi dan air limbah proses akan diolah oleh pihak ke-3 di kawasan industry

6.8 Spesifikasi Alat Utilitas

6.8.1 Tangki Penampung Air Demineral

Kode	: TB-01
Fungsi	: Menampung air demineral sebelum diumpankan ke boiler penghasil <i>steam</i>
Bentuk	: Tangki <i>silinder horizontal</i>
Material	: <i>Carbon steel SA 167 Grade II</i>
Volume Tangki	: 148.594 m ³

Inside diameter : 2.88 m
Outside diameter : 3.5 in
Tinggi Tangki : 9.113 meter
Tebal dinding : 0.296 in

6.8.2 Pompa Utilitas-01

Kode : PB-01
Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air umpan boiler menuju boiler
Tipe : *Centrifugal pump single stage*
Kapasitas : 30.956 m³/jam
Bahan : *Comercial Steel*
NPS : 7.5 ft
Inside diameter : 4.026 in
Outside diameter : 4.5 in
SN : 40
Daya Pompa : 5.53 HP

6.8.3 Fresh Water Tank (TF-01)

Kode : TF-01
Fungsi : Menampung air bersih untuk dialirkan ke tangki penampungan air pendingin dan area perusahaan yang membutuhkan air pendingin.
Material : Beton bertulang
Jumlah : 3 Unit
Bentuk : Persegi Panjang
Panjang : 7.5 meter
Lebar : 3.75 meter
Kedalaman : 6 meter

6.8.4 Pompa Utilitas-02

Kode : PU-01
Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampungan menuju area perusahaan

Tipe : *Centrifugal pump single stage*
Kapasitas : 3.17 m³/jam
Bahan : *Comercial Steel*
NPS : 1.45 ft
Inside diameter : 1.38 in
Outside diameter : 1.66 in
SN : 40
Daya Pompa : 0.60 HP

6.8.5 Tangki Penampung Air Pendingin (TP-01)

Kode : TP-01
Fungsi : Menampung air pendingin untuk dialirkan ke peralatan proses yang membutuhkan air pendingin.
Bentuk : Tangki *silinder horizontal*
Material : *Carbon steel SA 167 Grade II*
Volume Tangki : 247.652 m³
Inside diameter : 5.47 m
Outside diameter : 5.421 in
Tinggi Tangki : 10.804 meter
Tebal dinding : 0.343 in

6.8.6 Pompa Utilitas-01

Kode : PU-01
Fungsi : Mengalirkan air dari penampungan menuju tangki air pendingin
Tipe : *Centrifugal pump single stage*
Kapasitas : 51.593 m³/jam
Bahan : *Comercial Steel*
NPS : 10.5 ft
Inside diameter : 6.065 in
Outside diameter : 6.626 in
SN : 40
Daya Pompa : 0.72 HP

6.8.7 Cooling Tower

Kode	: CT-01
Fungsi	: Mendinginkan Kembali air yang telah digunakan
Tipe	: <i>Cooling tower induced draft</i>
Suhu air masuk	: 50°C
Suhu air keluar	: 30°C
Laju volume	: 53.003 m ³ /jam
Luas tower	: 10.8 m ²
Tinggi	: 5 m
Volume tower	: 60.2 m ³
Daya tower	: 4.5 HP

6.8.8 Pompa Utilitas-02

Kode	: PU-02
Fungsi	: Mengalirkan air dari <i>cooling water</i> menuju peralatan air pendingin
Tipe	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kapasitas	: 51.593 m ³ /jam
Bahan	: <i>Comercial Steel</i>
NPS	: 9.35 ft
<i>Inside diameter</i>	: 5.761 in
<i>Outside diameter</i>	: 6.625 in
SN	: 40
Daya Pompa	: 0.91 HP

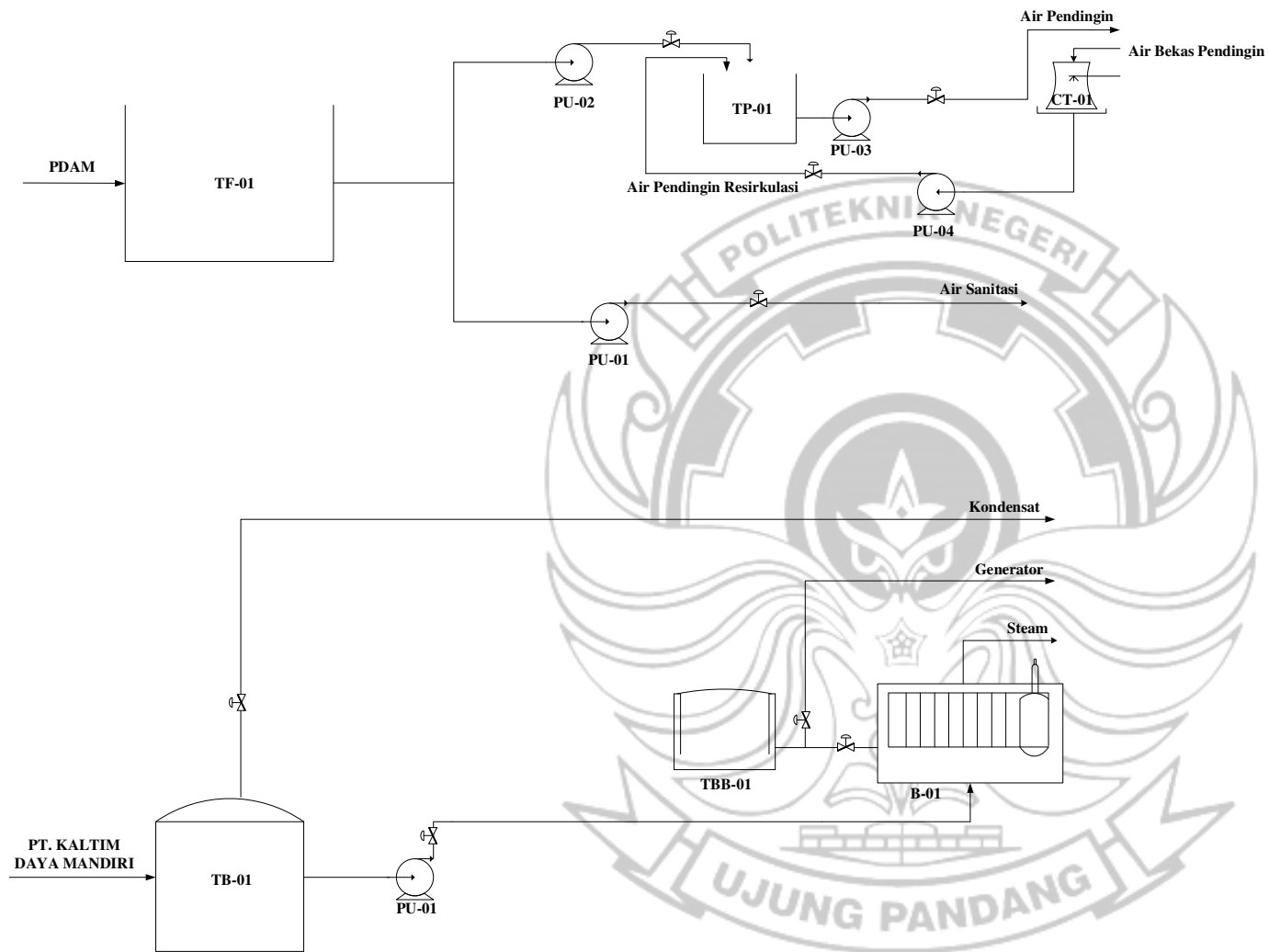
6.8.9 Compressor


Fungsi	: Menyediakan udara tekan untuk proses
Kode	: C-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal compresor</i>
Kapasitas <i>design</i>	: 35.839 m ³ /jam
Tekanan masuk	: 14,7 psi
Tekanan Keluar	: 20 psi
<i>Power</i>	: 76 HP

UTILITY FLOW DIAGRAM



NO.	KODE	NAMA ALAT
1	TB-01	Tangki Penyimpanan Air Denim
2	PU-01	Pompa Utilitas
3	TF-01	Tangki Fres Water Tank
4	PU-02	Pompa Utilitas
5	TP-02	Tangki Penyimpanan Air Pendingin
6	PU-03	Pompa Utilitas
7	CT-01	Cooling Tower
8	PU-04	Pompa Utilitas



	<p>PRODI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI JURUSAN TEKNIK KIMIA POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG 2024</p>
<p>Pra Rancangan Pabrik Prill Amonium Nitrat Kapasitas 185.000 Ton/Tahun</p>	
<p>Digambar Oleh: 1. A. Isyana Sabillah Yuda (431 20 013) 2. Rezky Ananda (431 20 024)</p>	
<p>Dosen Pembimbing: 1. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng 2. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc</p>	

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Keberhasilan suatu pabrik sangat bergantung pada dua aspek utama, yaitu efisiensi operasional dan keselamatan kerja. Instrumentasi dan sistem keselamatan kerja menjadi pilar fundamental yang mendukung kedua aspek tersebut.

7.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan salah satu elemen penting yang digunakan dalam pra rancangan pabrik untuk mengontrol suatu proses agar sesuai dengan yang diharapkan. Alat instrumentasi ini digunakan untuk memastikan bahwa proses berjalan dengan efisien, aman dan konsisten dalam mengukur, mengendalikan dan memantau parameter dari proses. Perangkat instrumentasi dipasang pada setiap peralatan proses untuk memungkinkan para *engineer* memantau dan mengendalikan kondisi di lapangan. Keberadaan instrumentasi ini juga memungkinkan para *engineer* untuk segera mengambil tindakan jika terjadi kejanggalan dalam proses. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Considine, 1985).

Fungsi Instrumentasi adalah sebagai pengendali, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi peringatan bahaya (*alarm*). Perangkat instrumentasi ini dapat beroperasi menggunakan tenaga mekanik atau listrik, dan pengendaliannya bisa dilakukan secara manual maupun otomatis. Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol atau diukur oleh alat instrumentasi (Considine, 1985) adalah :

1. *Temperature Controller* (TC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk memantau suhu suatu perangkat dan jika terjadi perubahan akan memberikan sinyal berupa suara dan lampu, serta dapat melakukan pengendalian.
2. *Temperature Indicator* (TI), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengukur dan menampilkan nilai suhu saat ini dalam suatu proses
3. *Level Controller* (LC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk memantau ketinggian cairan dalam suatu alat dan dapat melakukan pengendalian jika terjadi perubahan.

4. *Pressure Controller* (PC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
5. *Flow Controller* (FC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk memantau laju alir larutan atau cairan yang melewati suatu alat dan dapat melakukan pengendalian jika terjadi perubahan.
6. *Flow Indicator* (FI), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
7. *Weight Control* (WC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol rate massa padatan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan aliran dapat melakukan pengendalian terhadap laju aliran tersebut

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel 7.1 berikut:

Tabel 7.1 Instrumentasi pada Pra Rancangan Pabrik Amonium Nitrat

Nama Peralatan	Kode	Kode Alat Kontrol
Tangki Amonia	T-01	LC, PC
Tangki Asam Nitrat	T-02	LC
<i>Vaporizer</i>	V-01	FC
<i>Heater</i>	H-01	TC
<i>Compressor</i>	C-01	PC
Reaktor	R-01	TC, PC, LC
Evaporator	EV-01	PC, LC, TC
<i>Jet Ejector</i>	JE	FC
<i>Barometrik Kondensor</i>	BK	FC
<i>Mixing Tank</i>	M-01	LC
<i>Prilling Tower</i>	PT-01	TC

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 (Permanker) RI No. 5 Tahun 2018 tentang Nilai Ambang Batas (NAB) faktor fisika dan kimia, standar faktor biologi, ergonomik, dan psikologi serta persyaratan kebersihan sanitasi.

7.2.1 Identifikais 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 resiko (*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 di klasifikasikan sesuai pada Tabel 7.2

Tabel 7. 2 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya

No	Jenis Bahaya	Resiko	Penanganan
1.	 Beracun	Menyebabkan iritasi saluran pernapasan, iritasi pada mata, dan luka bakar jika terkena kulit bahkan menyebabkan kematian.	Menggunakan <i>self contained breathing apparatus (SCBA)</i> menghindari iritasi pada saluran pernapasan, menggunakan kacamata dan perisai muka untuk menghindari kontak, menggunakan <i>gloves</i> untuk mencegah kontak dengan kulit mata dan wajah.

2.		<p>Bersifat mudah meledak atau peka terhadap panas dan guncangan sehingga reaksi kimia cepat</p>	<p>Menyimpan bahan di tempat yang kering, dan jauh dari sumber panas.</p>
	<p>Mudah Meledak</p>		
3.		<p>Menyebabkan iritasi pada tenggorokan, mata dan kulit</p>	<p>Menggunakan <i>self contained breathing apparatus (SCBA)</i> untuk menghindari iritasi pada tenggorokan, menggunakan kacamata dan perisai muka untuk menghindari rasa bakar saat terkontak dengan mata, menggunakan <i>gloves</i> untuk mencegah kulit kering</p>
	<p>Iritasi</p>		
4.		<p>Bahan mudah terbakar, asam kuat, dan logam yang bersifat reduktor</p>	<p>Simpan ditempat yang dingin, kering, dan berventilasi serta jauhkan dari sumber panas, wadah penyimpanan harus tertutup dan tahan korosi</p>
	<p>Oksidator</p>		
5.		<p>Bahan mudah terbakar dapat berupa padatan, cairan dan gas</p>	<p>Simpan di tempat yang jauh dari sumber panas, wadah penyimpanan harus tertutup dan menyiapkan peralatan keadaan darurat</p>
	<p>Mudah Terbakar</p>		
6.		<p>Bersifat menghancurkan dan menyebabkan radang secara langsung</p>	<p>Simpan di wadah tertutup dan tahan korosi</p>
	<p>Korosif</p>		

Sumber: Yuliani HR (2014)

b. Bahaya Biologi

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

c. Bahaya fisika

Potensi bahaya fisika terdiri dari bahaya ergonomik, radiasi ionisasi.

- 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.
- 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 pekerjaan atau area aktivitas pekerjaan, dan faktor perilaku ketika memberikan pengaruh signifikan jika pengukuran dilakukan atau tidak (Redjeki,2016). *Job safety analysis* (JSA) dapat membantu untuk mengeliminasi bahaya dari suatu pekerjaan. Menurut Ramli (2011) 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 pekerjaan, 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 risikonya

Tujuan dari analisis keselamatan kerja untuk mengidentifikasi bahaya, baik yang disebabkan oleh lingkungan atau berhubungan dengan aktivitas kerja. Penyusunan 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. Komunikasi dan terapkan

Komunikasi JSA kepada semua personil dan disiapkan 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 resiko, kejadian tak terduga, perubahan harus diidentifikasi dengan jelas, bahaya diidentifikasi dan pengendalian risiko direncanakan, kemudian disahkan terlebih dahulu sebelum diterapkan.

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 industry dari karyawan, peralatan, dan material yang digunakan.

Menurut Undang-Undang No. 14 tahun 1969 tentang pokok-pokok ketenagakerjaan, keselamatan kerja mencakup upaya untuk menjaga keamanan terkait dengan mesin, peralatan, alat-alat, bahan-bahan, lingkungan kerja, serta prosedur-prosedur dalam melakukan pekerjaan. Kesehatan kerja juga harus dijaga dan perusahaan diwajibkan untuk menyediakan alat pelindung diri (APD) bagi pekerja dan karyawan, sesuai dengan ketentuan Undang-Undang No. 23 Tahun 1992 tentang Kesehatan Kerja. Masalah keselamatan dan kesehatan kerja juga diatur dalam Undang-Undang No. 13 Tahun 2003 tentang ketenagakerjaan, yang mencakup aspek-aspek dasar seperti upah kerja, jam kerja, hak cuti, serta upaya untuk memastikan keselamatan dan kesehatan pekerja. Oleh karena itu, penting bagi suatu pabrik untuk memiliki standar dan manajemen yang jelas terkait dengan Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3). Untuk mengidentifikasi, memahami, dan mengendalikan potensi bahaya (*hazard*) diperlukan manajemen keselamatan yang baik. *Process Safety Management* (PSM) yang baik harus memenuhi standar. *Occupational Safety and Health Administration* (OSHA) memberikan 14 standar yang harus dipenuhi dalam PSM, yaitu (Herman dan Jeffress, 2000):

1. *Process Safety Information*

Process Safety Information (PSI) adalah langkah awal dalam manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3). PSI mencakup informasi mengenai bahaya bahan kimia yang digunakan atau dihasilkan oleh proses, teknologi dan peralatan yang terlibat dalam proses, serta limbah yang dihasilkan. Informasi mengenai bahaya bahan kimia dalam proses meliputi sifat toksisitas, batas paparan yang diizinkan, data fisik, reaktifitas, korosifitas, serta stabilitas termal dan kimiawi. Informasi ini biasanya diperoleh dari lembar Data Keselamatan Bahan (*Material Safety Data Sheet/MSDS*). Selain itu, PSI juga mencakup

informasi mengenai teknologi proses seperti diagram alir proses, detail kimia proses, kapasitas penyimpanan maksimum, batas kondisi operasi yang aman (seperti suhu, tekanan, arus atau komposisi), serta evaluasi konsekuensi dari penyimpangan yang dapat berdampak pada kesehatan dan keselamatan pekerja. Informasi mengenai peralatan proses mencakup bahan konstruksi, diagram *Piping and Instrumentation* (P&ID), klasifikasi listrik, desain sistem ventilasi, serta kode dan standar desain yang digunakan.

2. *Process Hazard Analysis*

Process Hazard Analysis (PHA) adalah pendekatan menyeluruh, terstruktur, dan sistematis untuk mengidentifikasi, mengevaluasi, dan mengendalikan bahaya dalam proses yang melibatkan bahan kimia dan proses berisiko tinggi. Terdapat beberapa metode PHA yang dapat diterapkan, seperti *What-if Analysis*, *Checklist Analysis*, *Hazard and Operability Study* (HAZOP), *Failure Mode and Effects Analysis* (FMEA), dan *Fault Tree Analysis*. Apapun metode yang dipilih, PHA bertujuan untuk mengatasi aspek-aspek berikut: potensi bahaya dari proses, pengidentifikasian insiden sebelumnya yang dapat berdampak buruk di tempat kerja, evaluasi kontrol teknis dan administratif beserta konsekuensi kegagalannya, perencanaan lokasi fasilitas, faktor-faktor manusia yang terlibat, dan evaluasi kualitatif dari potensi dampak terhadap keselamatan dan kesehatan karyawan jika terjadi kegagalan kontrol.

3. *Operating Procedures*

Sebuah industri kimia harus memiliki upaya dalam mengembangkan dan menerapkan Prosedur Operasional atau prosedur pengoperasian yang tertulis secara konsisten dengan informasi keselamatan proses. Hal ini bertujuan untuk memberikan instruksi yang jelas dalam menjalankan operasi pabrik secara aman. Prosedur operasional ini harus akurat, jelas, konsisten, dan disampaikan dengan baik kepada seluruh karyawan. Prosedur yang dibuat mencakup:

1. Langkah-langkah Operasi, seperti: *startup* awal, operasi normal dan penonaktifan darurat.
2. *Operating limits*, meliputi konsekuensi penyimpangan dan langkah yang diperlukan untuk memperbaiki.

3. Pertimbangan keselamatan dan kesehatan: sifat, bahaya bahan kimia dan tindakan pencegahan.

4. *Employee Participant*

Para karyawan di pabrik kimia diharapkan aktif berkontribusi dalam meningkatkan dan mengembangkan Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3). Mereka juga diharapkan memiliki akses ke analisis bahaya, sehingga informasi terkait dengan keselamatan dapat disampaikan dengan efektif dan cepat.

5. *Training*

Mengimplementasikan program pelatihan yang efektif bagi karyawan merupakan langkah krusial yang dapat dilakukan perusahaan untuk meningkatkan keselamatan karyawan. Dengan demikian, setiap pekerja harus mendapatkan pelatihan mengenai proses dan prosedur operasional, serta memahami potensi bahaya yang mungkin terjadi di pabrik.

6. *Contractors*

Di pabrik kimia, terdapat berbagai kategori kontraktor yang berpartisipasi dalam berbagai aktivitas. PSM (*Process Safety Management*) berlaku untuk kontraktor yang terlibat dalam perawatan, perbaikan, renovasi besar, atau pekerjaan khusus di proses tertutup. Kontraktor harus dilatih dalam praktik kerja yang aman, diberitahu tentang bahaya yang terkait dengan tugas mereka, dan memahami rencana darurat. Setiap kontraktor harus memastikan kepatuhan terhadap peraturan keselamatan yang berlaku.

7. *Pre-start Up Safety Review*

Sebelum bahan kimia berbahaya dimasukkan ke dalam proses (*start up*), penting untuk melakukan tinjauan keamanan terlebih dahulu. Tinjauan keamanan sebelum memulai proses (*pre-start up safety review*) perlu dilakukan baik untuk fasilitas baru maupun fasilitas yang mengalami modifikasi yang signifikan. *Pre-start up safety review* harus mengkonfirmasi hal-hal berikut:

- a) Konstruksi dan peralatan sesuai dengan spesifikasi desain
- b) Keselamatan, operasi, pemeliharaan, dan prosedur darurat sudah tersedia dan memadai.

- c) Analisis bahaya proses telah dilakukan untuk fasilitas baru dan rekomendasi telah diselesaikan atau diimplementasikan sebelum *start up*.
- d) Fasilitas yang dimodifikasi memenuhi persyaratan manajemen perubahan .
- e) Pelatihan setiap karyawan yang terlibat dalam operasi suatu proses telah selesai.

8. *Mechanical Integrity*

Pabrik kimia harus memastikan integritas mekanis dari peralatan proses untuk memverifikasi bahwa peralatan tersebut telah dirancang, dipasang, dan beroperasi dengan benar. Persyaratan integritas mekanis PSM berlaku untuk berbagai jenis peralatan. Inspeksi dan pengujian peralatan proses harus dilakukan dengan prosedur yang sesuai dan tepat. Frekuensi inspeksi dan pengujian harus sesuai rekomendasi pabrik. Pemeriksaan dan inspeksi tersebut diperlukan untuk memastikan bahwa peralatan dipasang secara konsisten dengan spesifikasi desain dan instruksi pabrik.

9. *Hot Work Permit*

Sebuah izin harus diberikan sebelum melakukan *hot work* (kerja dengan suhu tinggi) di dalam proses yang tertutup. Izin tersebut harus menjamin bahwa semua persyaratan pencegahan kebakaran dan perlindungan yang diatur telah dipatuhi sebelum memulai *hot work*.

10. *Management of Change*

Pabrik kimia harus mengevaluasi setiap rencana perubahan yang direncanakan pada suatu proses untuk menilai dampaknya terhadap keselamatan dan kesehatan karyawan, serta untuk menentukan perubahan yang diperlukan dalam prosedur operasional. Prosedur untuk mengimplementasikan perubahan tersebut harus didokumentasikan secara jelas.

11. *Incident Investigation*

Bagian integral dari PSM adalah melakukan penyelidikan menyeluruh terhadap insiden untuk mengidentifikasi urutan kejadian dan penyebabnya, sehingga langkah-langkah korektif dapat dirumuskan dan dilaksanakan. Penyelidikan harus dimulai secepat mungkin dan dilakukan oleh tim yang terdiri dari setidaknya satu individu yang memahami proses terlibat serta anggota lain

dengan pengetahuan dan pengalaman yang sesuai untuk menyelidiki dan menganalisis insiden secara menyeluruh.

12. *Emergency Planning and Response*

Perencanaan yang telah dilakukan dengan cermat tetap dapat menyebabkan sebuah insiden (*Murphy's Law*). Oleh karena itu, perencanaan dan respons dalam keadaan darurat menjadi sangat penting agar karyawan memiliki kesadaran dan kemampuan untuk bertindak dengan respons yang sesuai. Perencanaan dan respons dalam keadaan darurat untuk seluruh pabrik harus dirancang dan dilaksanakan sesuai dengan peraturan yang berlaku.

13. *Compliance Audits*

Pabrik kimia perlu melakukan evaluasi kepatuhan terhadap persyaratan PSM setiap tiga tahun untuk meningkatkan efektivitas manajemen keselamatan. Evaluasi ini bertujuan untuk meninjau prosedur dan praktik yang telah dikembangkan berdasarkan standar yang relevan dan saat ini diterapkan. *Compliance Audits* harus dilakukan oleh minimal satu orang yang memahami proses yang terjadi.

14. *Trade Secrets*

Pabrik kimia harus memberikan semua informasi yang diperlukan untuk PSM kepada orang-orang yang bertanggung jawab atas pengumpulan informasi keamanan proses, pengembangan analisis bahaya proses, penyusunan prosedur operasional, serta kepada mereka yang melakukan investigasi insiden, perencanaan dan respons dalam kondisi darurat, audit kepatuhan, termasuk informasi rahasia pemasaran dan penjualan jika diperlukan.

15. Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri (APD), adalah perlengkapan yang dipakai untuk meminimalkan paparan terhadap bahaya yang menyebabkan cedera dan penyakit serius di tempat kerja. Cedera dan penyakit ini mungkin disebabkan oleh kontak dengan bahaya kimia, radiologi, fisik, listrik, mekanik, atau bahaya di tempat kerja lainnya (Occupational Safety and Health Administration, t.t.).

Karyawan yang memasuki area pabrik diwajibkan mengenakan alat pelindung diri untuk meminimalkan risiko jika terjadi kecelakaan kerja. Alat pelindung diri tersebut antara lain:

1. Alat pelindung mata dan muka, yang terdiri dari:
 - *Google* : kacamata tertutup untuk melindungi mata dari debu dan gas yang berbahaya.
 - *Full Mask* : masker yang dilengkapi dengan *adsorbent* untuk menyerap gas *organic* dan debu, untuk melindungi mata dan hidung.
 - *Little Mask* : Kain tebal penutup hidung untuk menghindari debu dan gas
2. Alat pelindung kepala berupa *helm* baja atau *fiberglass*, yang berfungsi melindungi kepala dari kemungkinan terkena jatuhnya benda keras dari elevasi tertentu.
3. Alat pelindung telinga berupa *ear plug* atau *ear muff*, yang berfungsi meredam intensitas bunyi yang ada di pabrik.
4. Alat pelindung badan, terdiri dari:
 - Sarung Tangan : berfungsi melindungi telapak tangan saat kita bekerja dari panas, sengatan listrik dan lainnya.
 - *Wearpack* : berfungsi melindungi seluruh badan saat bekerja dari bahaya panas dan lainnya.
 - *Safety Shoes* : berfungsi melindungi kedua kaki dari kejatuhan benda keras saat bekerja. Ujung sepatu jenis ini terbuat dari baja.

BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik amonium nitrat direncanakan sebagai bentuk Perusahaan Personal Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan merupakan kebutuhan investasi yang cukup besar. Bentuk Perusahaan Perseroan Terbatas (PT) merupakan badan hukum privat. Sebagai badan hukum, konsekuensi hukum yang paling mendasar dalam Perseroan terbatas adalah pemisahan kekayaan, dimana modal perseroan terbatas yang berasal dari pemegang saham telah dipisahkan dari kekayaan pribadi pemegang saham. Adanya pemisahan kekayaan tersebut, maka segala kekayaan yang dimiliki perseroan terbatas bukan milik pemegang saham lagi, namun menjadi kekayaan perseroan terbatas.

Pabrik amonium nitrat yang akan didirikan sebagai berikut:

Bentuk Perusahaan : Perseroan terbatas (PT)
Lapangan Usaha : Industri Amonium Nitrat
Lokasi Perusahaan : Kawasan Industrial Estate Bontang, Kalimantan Timur

Alasan dipilihnya bentuk Perusahaan menurut Widjaja & Yani (2006) didasarkan atas beberapa faktor, antara lain:

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan. Menurut pasal 31 ayat (1) UU No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan terbatas (UUPT) telah disebutkan bahwa modal PT terdiri dari seluruh nilai nominal saham.
- 2) Perusahaan Terbatas (PT) merupakan salah satu perusahaan yang berbentuk badan hukum sehingga perlindungannya dijamin negara lebih optimal dibanding bentuk yang lain.
- 3) Pertanggungjawaban bersifat terbatas, maksudnya pemilik perusahaan atau pemegang saham hanya bertanggung jawab sebatas modal atau saham di perusahaan tersebut.

- 4) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, yakni pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 5) Keberlangsungan dari perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi adanya pemberhentian dari direksi, staf atau karyawan perusahaan juga tidak dipengaruhi oleh berhentinya pemegang saham.
- 6) Manajemen dari perusahaan dalam hal pemilihan dewan komisaris maupun direktur utama dapat diatur oleh pemegang saham sehingga kandidat dapat dipilih yang dirasa cukup cakap dan berpengalaman dalam bidangnya.
- 7) Mudah mendapat kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada.

8.2 Struktur Organisasi

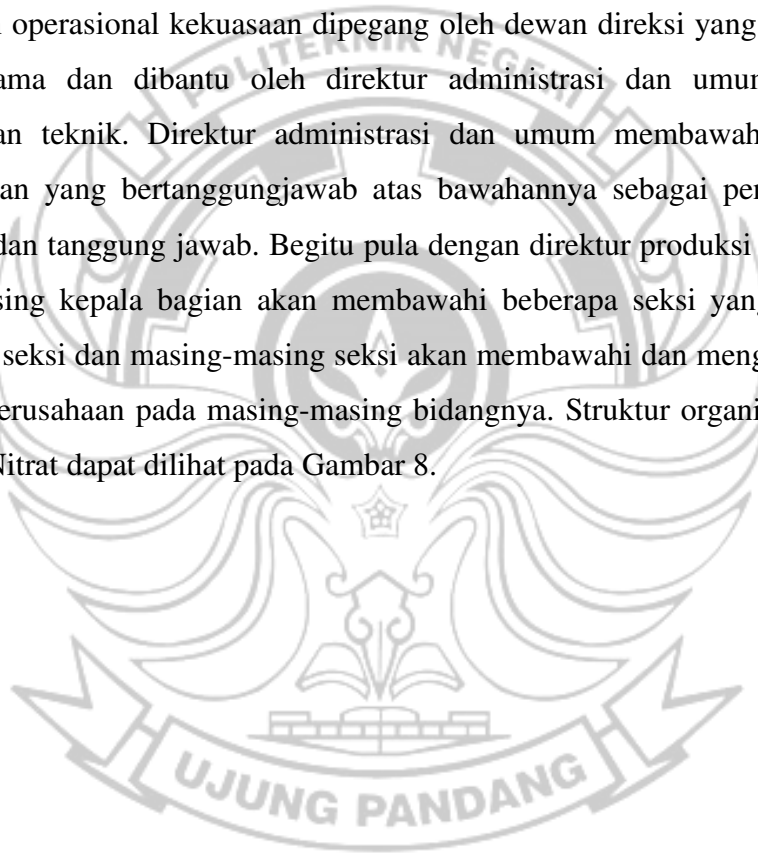
Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang keberlangsungan dan kemajuan perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antara karyawan. Menurut Yani & Widjaja (2003) pembentukan struktur organisasi perlu memperhatikan beberapa asas pedoman, antara lain:

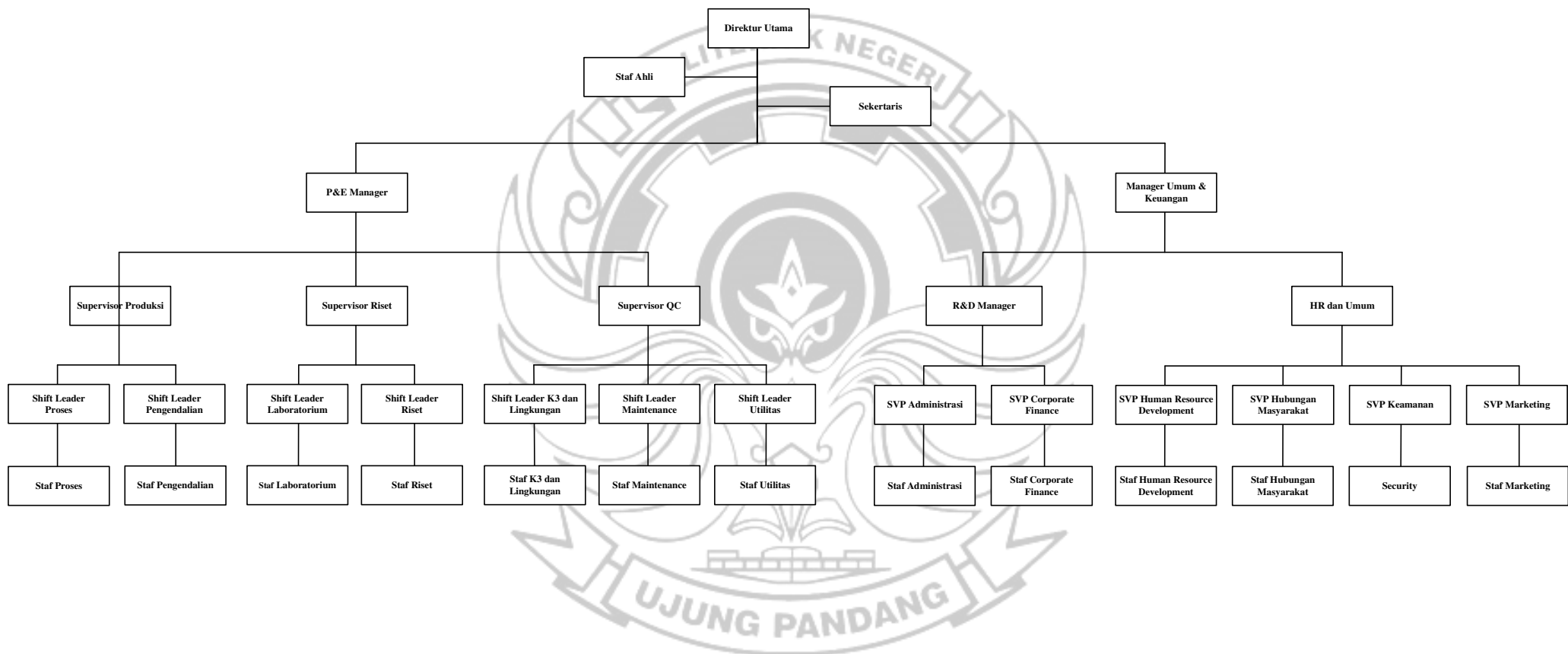
- a. Pendelegasian wewenang
- b. Perumusan tujuan perusahaan
- c. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- d. *System control* kerja yang dilaksanakan
- e. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut, maka dipilih organisasi kerja berdasarkan *line and staff* sistem. Struktur organisasi ini memiliki garis wewenang yang lebih sederhana, praktis dan tegas, demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam *system* organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggungjawab pada seorang atasan saja. Untuk kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi kerja berdasarkan system garis dan staf.

- 1) Garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang kekuasaan tertinggi perusahaan terletak pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), dimana RUPS dapat membentuk dewan komisaris dan dewan direksi sebagai wakilnya untuk menjalankan tugas sehari-hari. Dalam pelaksanaan operasional kekuasaan dipegang oleh dewan direksi yang terdiri dari direktur utama dan dibantu oleh direktur administrasi dan umum, direktur produksi dan teknik. Direktur administrasi dan umum membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggungjawab atas bawahannya sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Begitu pula dengan direktur produksi dan teknik. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Struktur organisasi Pabrik Amonium Nitrat dapat dilihat pada Gambar 8.





Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pabrik Amonium Nitrat

8.3 Tugas Dan Wewenang

1. Pemegang Saham

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

- a. Mengangkat dan memberhentikan komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Direktur Utama

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- a. Menjaga kestabilan organisasi dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- c. Mengkoordinir direktur administrasi dan umum serta direktur produksi dan teknik.

3. Staff Ahli

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

- a. Memberikan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan dan hukum.
- b. Mengadakan evaluasi sesuai dengan bidang staf ahli masing-masing.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4. Sekretaris

Sekretaris untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya dalam menangani administrasi Perusahaan.

5. *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:

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi.
- b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan *supervisor* yang menjadi bawahannya.
- c. Memimpin pelaksanaan kegiatan dalam pabrik dalam hal produksi, operasi, teknik, pemeliharaan dan laboratorium.

6. *Manager Umum dan Keuangan*

Tugas manager umum dan keuangan meliputi:

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
- b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan *supervisor* yang menjadi bawahannya.

7. *Supervisor (SVP)*

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

a. *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.

b. *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*.

c. *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. *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, melakukan tes dan jarang membuat alat tes sendiri serta terus mengembangkan teknologi baru untuk meningkatkan kualitas produk yang dihasilkan perusahaan dan 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* :

a. 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.

b. 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.

9. 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.

a. 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.

b. 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.

c. 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.

d. SVP *Marketing*

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

10. *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.

11. 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 Jam Kerja

Pabrik Amonium Nitrat direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam/hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan dan *shut down*. Pembagian jam kerja digolongkan dalam dua golongan:

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, yang termasuk karyawan *non shift* adalah Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* akan bekerja selama lima hari dalam satu minggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

a. Hari Senin Sampai Kamis

Masuk : Pukul 07:00 WITA

Istrahat: Pukul 12:00 – 13:00 WITA

Pulang : Pukul 16:00 WITA

b. Hari Jumat

Masuk : Pukul 07:00 WITA

Istrahat: Pukul 11:00 – 13:00 WITA

Pulang : Pukul 16:00 WITA

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, bagian laboratorium, bagian keamanan pabrik, sebagian dari bagian pemeliharaan, dan bagian gudang. Pembagian *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8. 1 Pembagian Shift Karyawan

<i>Shift</i>	Karyawan Operasi	Karyawan Keamanan
Pagi (A)	Jam 07:00-15:00 WITA	Jam 06:00-14:00 WITA
Sore (B)	Jam 15:00-23:00 WITA	Jam 14:00-22:00 WITA
Malam (C)	Jam 23:00-07:00 WITA	Jam 22:00-06:00 WITA

Karyawaman *shift* dibagi menjadi empat regu (I,II,III dan IV). Setiap regu bekerja selama 48 jam/minggu. Jumlah waktu kerja menurut Undang-Undang Republik Indonesia No. 13 Tahun 2003 yaitu 40 jam/minggu, sehingga tiap regu menerima 8 jam lembur di minggu yang berbeda. 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. Pembagian waktu kerja *shift* antara keempat regu ini dapat dilihat pada Tabel 8.2

Tabel 8. 2 Jadwal Pembagian *Shift* Karyawan

Minggu	<i>Shift</i>	Hari ke-						
		Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pertama	Pagi	I	I	I	I	I	II	II
	Siang	II	II	II	II	III	III	III
	Malam	III	III	IV	IV	IV	IV	IV
	Libur	IV	IV	III	III	II	I	I
Kedua	Pagi	II	II	II	II	II	III	III
	Siang	III	III	III	III	IV	IV	IV
	Malam	IV	IV	IV	IV	I	I	I
	Libur	I	I	I	I	III	II	II
Ketiga	Pagi	III	III	III	III	III	IV	IV
	Siang	IV	IV	IV	IV	I	I	I
	Malam	I	I	I	I	II	II	II
	Libur	II	II	II	II	IV	III	III
Keempat	Pagi	IV	IV	IV	IV	IV	I	I
	Siang	I	I	I	I	II	II	II
	Malam	II	II	III	III	III	III	III
	Libur	III	III	II	II	I	IV	IV

8.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi di isi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab.

Pada Tabel 8.3 dapat dilihat pembagian jabatan berdasarkan pendidikan.

Tabel 8. 3 Kualifikasi Karyawan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S2 Manajemen (Pengalaman 5 Tahun)
Sekretaris	S1 Administrasi Perkantoran
Staff Ahli	S1 Teknik Kimia/Teknik industri
P & E <i>Manager</i>	S1 Teknik Kimia
Manager Umum & Keuangan	S1 Manajemen/Akutansi/Akutansi
R&D <i>Manager</i>	S1 Teknik Kimia/Ekonomi
HR dan Umum	S1 Teknik/Ekonomi
Supervisor QC	S1 Teknik Kimia
Supervisor Produksi	S1 Manajemen/Akutansi/Akutansi
Supervisor Riset	S1 Teknik
Svp Administrasi	S1 Manajemen/Akutansi/Akutansi
Svp <i>Corporate Finance</i>	S1 Manajemen/Akutansi/Akutansi
SVP HRD	S1 Teknik Kimia
Svp Hubungan Masyarakat	S1 Teknik Kimia
Svp Keamanan	S1 Kesehatan Masyarakat/S1 Teknik Kimia
Svp Marketing	S1 Teknik Mesin
<i>Shift Leader</i> Proses	S1 Teknik Kimia
<i>Shift Leader</i> Pengendalian	S1 Teknik Kimia
<i>Shift Leader</i> Laboratorium	S1 Teknik Kimia
<i>Shift Leader</i> Riset	S1 Teknik Kimia
<i>Shift Leader</i> K3 & Lingkungan	S1 Teknik Kimia/Teknik Lingkungan
<i>Shift Leader</i> Dan <i>Maintenance</i>	Pensiunan ABRI
<i>Shift Leader</i> Utilitas	S1 Manajemen Pemasaran
Staf Pengendalian	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Riset	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Administrasi	S1/D3 Manajemen/Akutansi/Akutansi
Staf <i>Corporate Finance</i>	S1/D3 Manajemen/Akutansi/Akutansi
Staf HRD	S1/D3 Teknik
Staf Proses	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Utilitas	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Laboratorium	S1 Teknik Kimia
Staf Pemeliharaan	S1/D3 Teknik Mesin
Staf Lingkungan Dan K3	S1/D3 Teknik Kimia
Keamanan	SMU/SMK
Dokter	S1 Kedokteran
Perawat	S1/D3 Keperawatan
Sopir	SMU/SMK
<i>Clening Service</i>	SLTP/SMU
Total	150

2. Sistem pengajian

Penggajian karyawan didasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, resiko kerja. Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap awal bulan. Jika tanggal tersebut bertepatan dengan hari libur, maka pembayarannya dilakukan di hari berikutnya. Perincian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 8.4.

Tabel 8. 4 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah karyawan	Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	35,000,000.00
Sekretaris	2	25,000,000.00
Staff Ahli	1	25,000,000.00
P & E <i>Manager</i>	1	20,000,000.00
<i>Manager</i> Umum & Keuangan	1	20,000,000.00
<i>R&D Manager</i>	1	20,000,000.00
HR dan Umum	1	20,000,000.00
Supervisor QC	1	15,000,000.00
Supervisor Produksi	1	15,000,000.00
Supervisor Riset	1	15,000,000.00
Svp Administrasi	1	10,000,000.00
Svp <i>Corporate Finance</i>	1	10,000,000.00
SVP HRD	1	10,000,000.00
Svp Hubungan Masyarakat	1	10,000,000.00
Svp Keamanan	1	10,000,000.00
Svp Marketing	1	10,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Proses	1	10,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Pengendalian	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Laboratorium	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Riset	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader</i> K3 & Lingkungan	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Dan Maintenens	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader</i> Utilitas	1	8,000,000.00
Karyawan Pengendalian	5	7,000,000.00
Karyawan Riset	4	7,000,000.00
Karyawan Administrasi	6	7,000,000.00
Karyawan <i>Corporate Finance</i>	4	7,000,000.00
Karyawan HRD	4	7,000,000.00
Karyawan Proses	53	7,000,000.00
Karyawan Utilitas	6	7,000,000.00
Karyawan Laboratorium	6	7,000,000.00
Karyawan Pemeliharaan	6	7,000,000.00
Karyawan lingkungan dan K3	6	7,000,000.00
Keamanan	8	3,800,000.00
Dokter	1	8,000,000.00
Perawat	2	6,000,000.00
Sopir	5	4,000,000.00
<i>Clening Service</i>	10	3,500,000.00
Total	150	

8.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Salah satu faktor yang berperan untuk meningkatkan efektivitas kerja adalah kesejahteraan karyawan. Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan, perusahaan memberikan insentif berupa:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja.

Tunjangan ini besarnya ditentukan oleh jumlah jam kerja lembur.

2. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama dua belas hari kerja dalam satu tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja
Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahun.

4. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja biaya pengobatan akan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan karena kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja

Karyawan yangn bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai anggota asuransi BPJS Kesehatan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Kesehatan)

6. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil beserta sopir untuk kegiatan operasional bagi beberapa karyawan sesuai dengan jabatannya.

7. Fasilitas Koperasi

Koperasi karyawan didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan.

8. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan bagi para karyawan

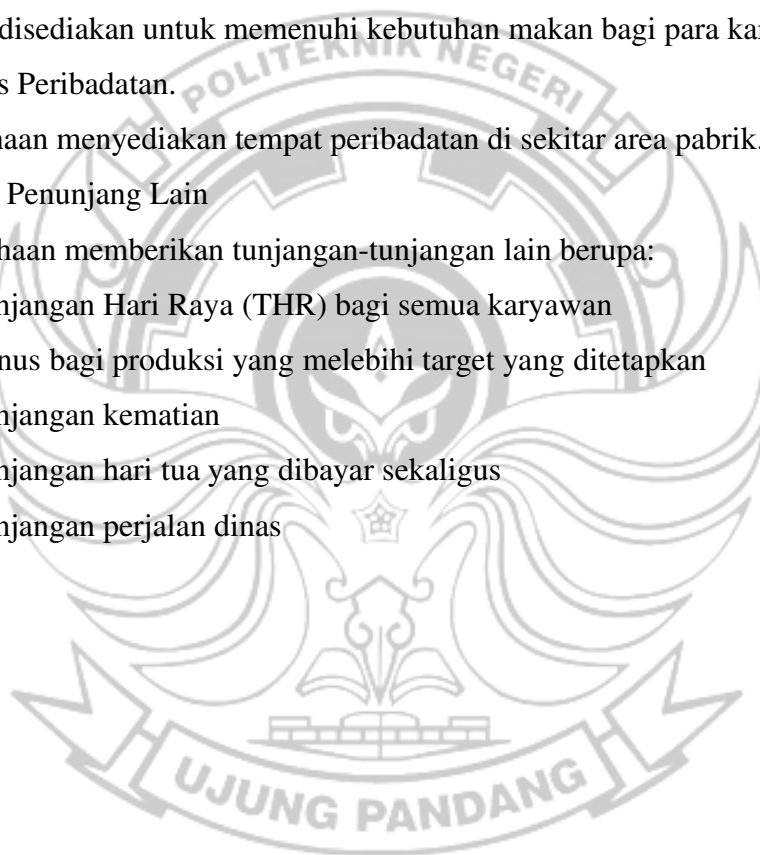
9. Fasilitas Peribadatan.

Perusahaan menyediakan tempat peribadatan di sekitar area pabrik.

10. Fasilitas Penunjang Lain

Perusahaan memberikan tunjangan-tunjangan lain berupa:

- a. Tunjangan Hari Raya (THR) bagi semua karyawan
- b. Bonus bagi produksi yang melebihi target yang ditetapkan
- c. Tunjangan kematian
- d. Tunjangan hari tua yang dibayar sekaligus
- e. Tunjangan perjalanan dinas



BAB IX TATA LETAK PABRIK

9.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak fasilitas pabrik adalah pengaturan fisik (perlengkapan, bangunan, tata ruang, dan sarana lainnya) yang bertujuan untuk mengoptimalkan hubungan antara pekerja, aliran barang, aliran informasi, dan prosedur yang diperlukan untuk mencapai tujuan bisnis secara efisien, ekonomis, dan aman (James M. Apple, 1990). Tata letak fasilitas (*facilities layout*) adalah cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik untuk mendukung kelancaran proses produksi (Wignjosoebroto, 2009).

Perancangan tata letak pabrik adalah pengaturan dari fasilitas (gedung, tenaga kerja, bahan baku, dan mesin-mesin) yang digunakan secara bersama-sama untuk memenuhi tujuan yang sudah ditetapkan. Jadi perancangan tata letak pabrik dapat juga diartikan sebagai pengaturan dari fasilitas-fasilitas yang ada sehingga dapat mencapai tujuannya dengan tidak mengesampingkan kendala yang ada.

Perancangan tata letak tidak hanya diperlukan saat membangun perusahaan baru, tetapi juga saat mengembangkan perusahaan, melakukan konsolidasi atau mengubah struktur perusahaan. Perusahaan yang telah mapan membutuhkan perubahan tata letak fasilitasnya setiap dua atau tiga tahun sekali (Nico dan Hollier, 2009).

9.2 Tujuan Perencanaan Tata Letak Pabrik

Perancangan fasilitas merupakan usaha terus menerus untuk meningkatkan produktivitas, untuk mewujudkannya perancangan fasilitas harus memenuhi tujuan-tujuan berikut (Hadiguna, 2008):

1. Memudahkan proses manufaktur: cara mencapainya dengan menyusun mesin, peralatan, dan tempat kerja sedemikian rupa sehingga barang dapat bergerak dengan lancar sepanjang lintasan.
2. Meminimumkan pemindahan bahan: sebenarnya, pemindahan bahan tidak memberikan nilai tambah, namun tidak dihindari karena pertimbangan teknis dan investasi. Namun demikian, hal demikian dapat dilakukan dengan cara mengoptimalkan elemen-elemen pekerjaan setiap proses.

3. Menjaga *fleksibilitas*: hal ini terkait dengan kondisi lingkungan bisnis yang banyak menuntut dan harus dipenuhi agar perusahaan mampu bertahan.
4. Memelihara perputaran persediaan *work-in-process* (WIP): persediaan merupakan biaya, sehingga perlu diminimumkan. Untuk mewujudkannya, fasilitas perlu dirancang berdasarkan prinsip keseimbangan.
5. Menurunkan biaya modal investasi: hal ini terkait dengan pengadaan mesin dan peralatan untuk mendukung kegiatan proses.
6. Menghemat pemakaian ruang: hal ini terkait dengan ketersediaan luas lahan. Upaya untuk mencapainya dilakukan dengan cara meminimumkan jarak antar mesin atau peralatan.
7. Meningkatkan utilisasi pekerja: pada tipe semi otomatis atau manual keseluruhan, tata cara kerja dengan ekonomi gerakan perlu dirancang. Tujuan akhirnya adalah meningkatkan kapasitas para pekerja melalui peningkatan produktivitas kerja.
8. Memberikan jaminan keselamatan dan kesehatan kerja: tata cara kerja yang dirancang harus memberikan jaminan pekerja dapat terhindar dari kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja. Hal ini berguna untuk menjaga pencapaian target-target produksi.

Sedangkan menurut Wignjosoebroto (2009) perencanaan tata letak pabrik yang baik akan dapat memberikan keuntungan-keuntungan sebagai berikut:

1. Menaikkan *output* produksi tata letak yang baik akan memberikan *output* yang lebih besar dengan biaya yang sama atau bahkan lebih kecil.
2. Mengurangi waktu tunggu urutan proses yang terjadi di lantai produksi yaitu perpindahan material dari mesin yang satu ke mesin yang lain. Mesin 1 membutuhkan waktu produksi yang lebih lama dibandingkan mesin 2, sehingga terjadi proses menunggu sebelum proses di mesin 2 dapat dilakukan yang dinamakan *delay*. *Delay* yang terjadi dapat dikurangi dengan cara mendekatkan jarak mesin 1 ke mesin 2 sehingga *delay* dapat dikurangi dengan adanya perpindahan material.
3. Mengurangi proses *material handling* proses desain *layout* yang baik harus direncanakan sehingga sedapat mungkin mengurangi *material handling* yang

bersifat mekanis dan lagi seluruh gerakan harus diupayakan menuju daerah *shipping*.

4. Penghematan penggunaan area untuk produksi, gudang, dan *service* jalan lintas, material yang menumpuk, jarak antar mesin-mesin yang berlebihan menambah area yang dibutuhkan untuk pabrik. Perencanaan tata letak yang optimal dapat mengatasi segala masalah pemborosan pemakaian ruangan.
5. Mengurangi *inventory in-process* sistem produksi pada dasarnya menghendaki agar bahan baku secepat mungkin berpindah dari satu operasi ke operasi berikutnya dan berusaha untuk mengurangi menumpuknya bahan baku atau material. Masalah ini dapat diatasi dengan mengurangi waktu tunggu atau *delay* yang terjadi di dalam satu siklus pembuatan produk yang dapat minimalisir dengan mengurangi *delay* yang terjadi.
6. Proses manufacturing yang lebih singkat dengan memperpendek jarak antara operasi satu dengan operasi berikutnya dan mengurangi bahan yang menunggu serta *storage* yang tidak diperlukan. Waktu yang diperlukan dari bahan baku untuk berpindah dari satu tempat ke tempat lainnya dalam pabrik dapat diperpendek sehingga secara total waktu produksi akan dapat pula dipersingkat.
7. Mengurangi faktor yang bisa merugikan dan mempengaruhi kualitas dari bahan baku ataupun produk jadi tata letak pabrik yang direncanakan dengan baik dapat mengurangi kerusakan-kerusakan yang dapat terjadi pada bahan baku atau produk jadi. Penyebab kerusakan itu antara lain getaran-getaran, debu, panas, dan lain-lain.
8. Mengurangi kemacetan dan kesimpangsiuran material yang menunggu, gerakan pemindahan yang tidak perlu, serta banyaknya perpotongan dari lintasan yang ada akan menyebabkan kesimpangsiuran yang akhirnya akan membawa ke arah kemacetan. Perencanaan tata letak yang baik akan memberikan luasan yang cukup untuk seluruh operasi yang diperlukan dan proses bisa berlangsung mudah dan sederhana.

Terdapat beberapa pertimbangan yang harus diperhitungkan saat mengembangkan tata letak pabrik, yaitu:

1. Mempertimbangkan kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Sejak awal, perluasan pabrik harus direncanakan sebelum pembangunan dimulai, bertujuan untuk menghindari masalah terkait kebutuhan ruang. Selama proses pembangunan pabrik, sebaiknya disediakan area khusus yang dapat digunakan untuk menambah peralatan guna meningkatkan kapasitas, memperluas pabrik, atau untuk pengolahan produk tambahan.

2. Area yang tersedia

Jika harga tanah di area pabrik cukup tinggi, maka pemanfaatan lahan harus dilakukan seefisien mungkin. Penggunaan lahan juga perlu disesuaikan dengan ketersediaan area yang ada.

3. Keamanan

Salah satu aspek yang perlu diperhatikan saat mendirikan pabrik adalah keamanan. Hal ini terkait dengan potensi kejadian tidak terduga seperti kebakaran, ledakan, dan kebocoran gas atau asap beracun yang harus ditangani dengan hati-hati. Peralatan keselamatan seperti hidran kebakaran, fasilitas penyimpanan air yang memadai, sistem pencegah ledakan, dan sensor gas beracun harus dipasang di lokasi yang sesuai. Tangki untuk bahan baku berbahaya atau barang jadi harus ditempatkan di area tertentu agar dapat dikelola dengan efektif.

4. Utilitas dan instalasi

Proses produksi yang menggunakan gas, uap (*steam*), listrik, dan utilitas lainnya ditempatkan di area yang memungkinkan distribusi yang efisien untuk mendukung operasionalnya. Penempatan peralatan kantor dioptimalkan agar staf dapat dengan mudah mengaksesnya dan mempertahankan efisiensi kerja.

5. Pengolahan limbah

Pengelolaan dan pembuangan limbah industri penting untuk memenuhi kebutuhan masyarakat dan menjaga kelestarian lingkungan. Untuk mencegah

kerusakan lingkungan, batas ambang untuk setiap kandungan komponen berbahaya harus dipertimbangkan dengan baik.

6. Jarak yang dibutuhkan

Berdasarkan sifat alat dan bahan yang digunakan, perlu dipertimbangkan jarak antara proses agar memberikan kenyamanan dan keteraturan, serta untuk mengurangi risiko kecelakaan. Pemakaian *piping* dan regulasi yang tepat untuk bahan cair dan gas dalam pabrik harus diperhatikan. Untuk mempermudah transportasi dan perawatan, juga penting untuk menyesuaikan jarak antar alat agar tidak terlalu dekat atau terlalu jauh.

Secara umum, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa zona utama (Vilbrandt, 1959), diantaranya:

1. Daerah perkantoran

Daerah ini adalah pusat administrasi perusahaan yang mengkoordinasikan operasi dan kegiatan lainnya. Daerah ini biasanya terletak di bagian depan pabrik untuk memastikan administrasi tidak mengganggu operasi dan keamanan pabrik, serta berjarak jauh dari area proses yang berpotensi berbahaya.

2. Daerah fasilitas umum

Fasilitas umum seperti tempat parkir, kantin, tempat ibadah, dan pos satpam juga mendukung semua kegiatan produksi dengan menyediakan kebutuhan yang diperlukan bagi para pekerja.

3. Daerah proses

Daerah Proses merupakan pusat utama produksi di mana peralatan proses dan pengendali proses ditempatkan. Area proses ini terletak di tengah pabrik sehingga tidak mengganggu operasional lainnya. Aliran proses direncanakan untuk memfasilitasi pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan ke area pengiriman produk dan penyimpanan, serta mempermudah pengawasan dan pemeliharaan terhadap peralatan proses.

4. Daerah laboratorium dan ruang kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol berfungsi sebagai pusat pengawasan terhadap proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses serta

produk yang akan dijual. Area laboratorium digunakan untuk mengontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses, sedangkan ruang kontrol bertujuan untuk mengatur jalannya proses produksi yang diinginkan. Tempat ini ditempatkan dekat dengan area proses untuk memungkinkan penanganan cepat terhadap masalah yang mungkin timbul di area proses.

5. Daerah pemeliharaan

Daerah pemeliharaan adalah tempat di mana suku cadang alat proses disimpan dan digunakan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan, atau perawatan semua peralatan yang digunakan dalam proses produksi.

6. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk

Daerah ini mencakup area tangki penyimpanan untuk bahan baku dan produk, yang terletak di lingkungan terbuka dan dapat diakses oleh kendaraan pengangkut bahan baku dan produk. Biasanya ditempatkan dekat area proses untuk memudahkan pasokan bahan baku dan penyimpanan produk.

7. Daerah utilitas

Daerah ini adalah lokasi untuk menyediakan kebutuhan dasar yang mendukung operasional proses produksi, seperti air, uap (*steam*), dan listrik. Penempatan daerah ini dekat dengan area proses bertujuan untuk efisiensi sistem pemipaan, meskipun perlu memperhatikan pengaturan jarak yang aman antara daerah utilitas dan daerah proses untuk menghindari risiko bahaya.

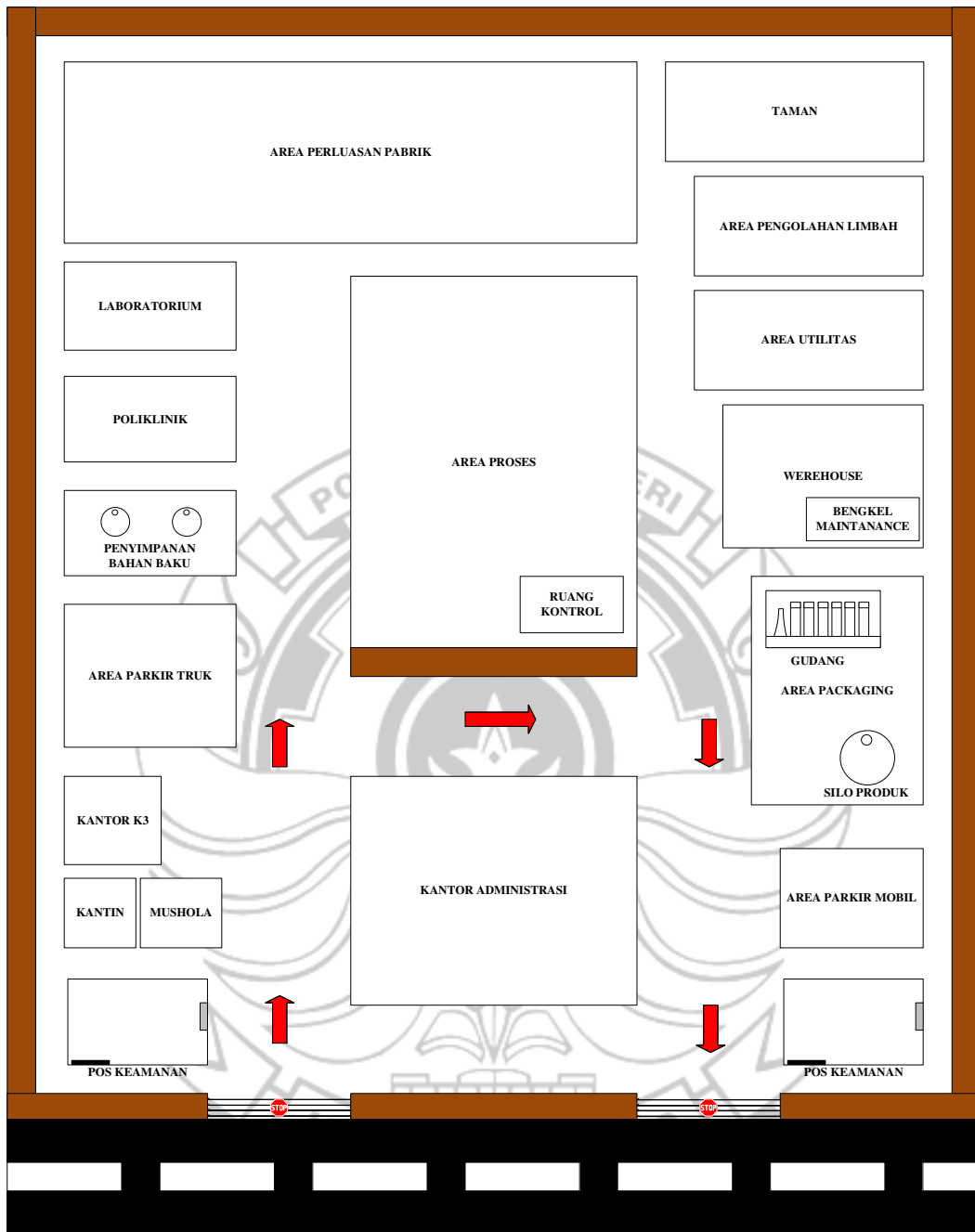
8. Daerah pengolahan limbah

Daerah pengolahan limbah adalah tempat di mana limbah dari proses produksi diolah sebelum dibuang atau didaur ulang. Rincian luas tanah yang digunakan untuk membangun pabrik dapat dilihat pada Tabel 9.1

Tabel
9. 1

No.	Bangunan	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	50
2.	Kantor administrasi	1.500
3.	Kantor K3	500
4.	Area parkir mobil/motor	400
5.	Area parkir truk	600
6.	Mushola	150
7.	Kantin	200
8.	Laboratorium	250
9.	Poliklinik	200
10.	Bengkel <i>maintanance</i>	500
11.	<i>Warehouse</i>	1.000
12.	Penyimpanan bahan baku	800
13.	Penyimpanan produk	600
14.	Area utilitas	2.300
15.	Area proses	15.000
16.	Ruang kontrol	300
17.	Taman	5.000
18.	Area perluasan pabrik	6.000
19.	Unit pengolahan limbah	1.000
Total		36.350

Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik



Gambar 9. 1 *Lay Out* Pabrik (Non Skala)

9.3 *Layout Peralatan Proses*

Dalam perencanaan tata letak peralatan proses di pabrik, terdapat beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, antara lain (Khuzaimah & Islami, 2022):

1. Aliran bahan baku dan produk

Keuntungan ekonomi yang lebih besar akan dicapai melalui aliran yang tepat dari barang dan bahan baku, yang juga mendukung efisiensi dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Perlu memperhatikan aliran udara di dalam dan sekitar area proses untuk memastikan kelancaran aliran udara. Hal ini penting untuk mencegah terjadinya stagnasi udara di area tertentu yang bisa menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya yang berpotensi membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, perlu diperhatikan arah dan distribusi aliran angin.

3. Cahaya

Semua area fasilitas harus memiliki pencahayaan yang memadai, dengan penambahan pencahayaan khusus di area yang melibatkan aktivitas berbahaya atau berisiko tinggi.

4. Tata letak alat proses

Pemasangan peralatan proses di pabrik bertujuan untuk mengurangi biaya operasional, serta memastikan efisiensi dan keamanan produksi, yang pada akhirnya akan menghasilkan keuntungan finansial.

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- 1) Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- 2) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- 3) Biaya material handling menjadi rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting
- 4) Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktivitas kerja

5. Kelancaran lalu lintas

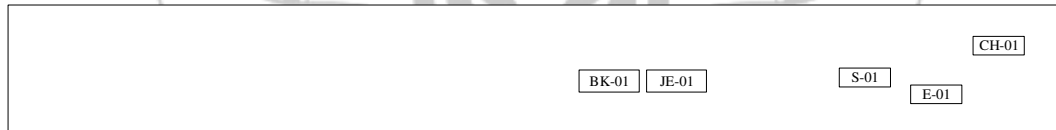
Kelancaran transportasi barang dan manusia mempengaruhi efisiensi proses produksi. Penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat dengan cepat dan mudah mencapai semua peralatan proses, sehingga gangguan yang mungkin terjadi pada peralatan dapat segera ditangani. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya harus menjadi prioritas utama.

6. Pertimbangan ekonomi

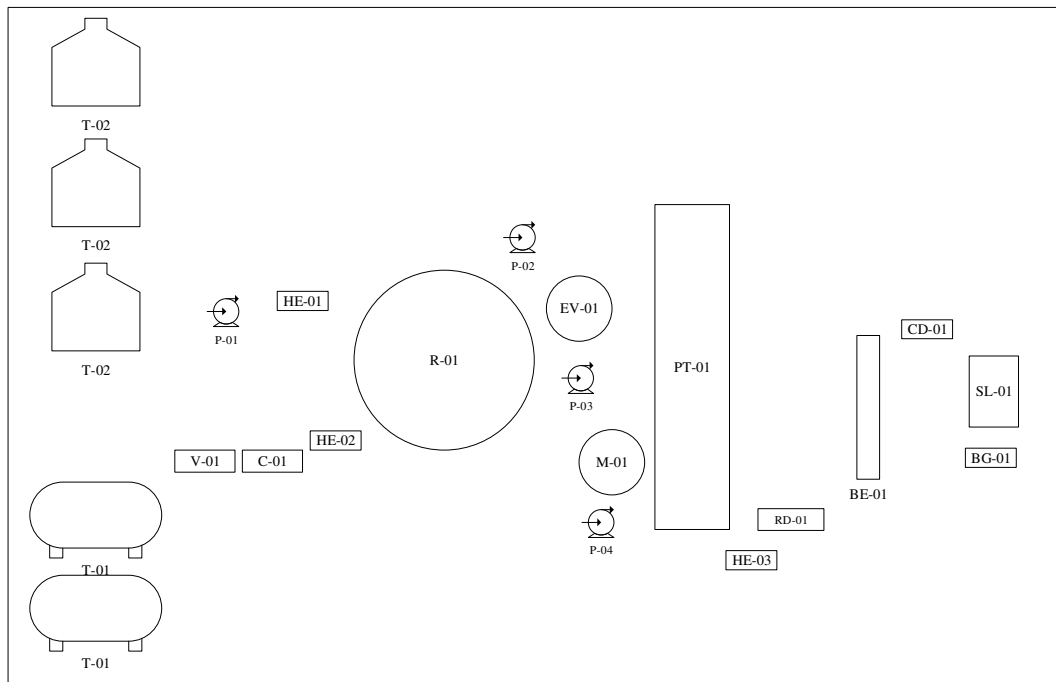
Dalam penempatan alat-alat proses di pabrik, upaya dilakukan untuk mengurangi biaya operasional serta memastikan kelancaran dan keamanan produksi, sehingga dapat memberikan keuntungan ekonomis yang optimal.

7. Jarak antar alat proses

Disarankan untuk menempatkan peralatan proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi secara terpisah dari peralatan lainnya. Hal ini bertujuan agar jika terjadi ledakan atau kebakaran, peralatan tersebut tidak mengancam keamanan peralatan lainnya.



Gambar 9. 2 *Lay Out* Peralatan Proses Lantai 2



Gambar 9. 3 *Lay Out* Peralatan Proses Lantai 1

BAB X ANALISA EKONOMI

Perancangan pabrik amonium nitrat dilakukan evaluasi atau penilaian investasi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang layak didirikan atau tidak. Hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan pabrik kimia adalah estimasi harga alat, karena merupakan dasar untuk estimasi Analisa ekonomi lainnya. Analisa ekonomi digunakan untuk memperoleh perkiraan kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik dengan meninjau kebutuhan investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Selain itu Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Kelayakan investasi modal dalam sebuah pabrik dapat ditinjau dari:

1. *Return on Investment (ROI)*
2. *Internal Rate of Return (IRR)*
3. *Payout Time (POT)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Berdasarkan (Couper dkk., 2012), untuk meninjau factor-faktor tersebut perlu dilakukan perhitungan terhadap :

1. Perhitungan modal investasi (Total Capital Investment) yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Operating Expense*) yang terdiri dari :
 - a. Biaya Pengeluaran Pabrik (*product Expense*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan

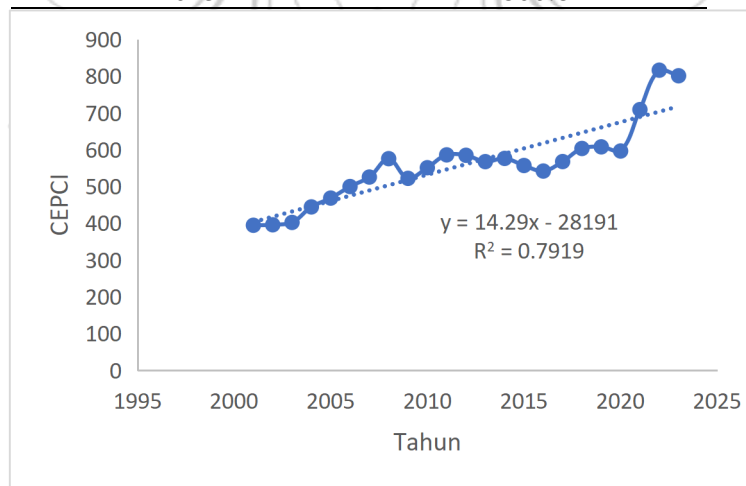
10.1 Perkiraan Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi saat itu. Harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir berdasarkan harga actual yang ada di pasar. Memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada masa sekarang dan mendatang.

Harga peralatan yang ada di tahun mendatang dapat diperkirakan dari *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* dari majallah *Chemical Engineering Magazine*. Harga Indeks CEP tahun 2024 dapat dicari menggunakan persamaan *least square* dengan indeks dari tahun 2001 sampai dengan tahun 2023. Data Indeks CEP dapat dilihat pada Tabel 10.1

Tabel 10. 1 Indeks CEPCI Tahun 2001-2023

Tahun (X)	CEPCI (Y)
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	607.5
2020	596.2
2021	708.8
2022	816
2023	800.8



Gambar 10. 1 Nilai CEP Index Tahun 2021-2023

Berdasarkan gambar 10.1 diperoleh persamaan $y = 14.29x - 28191$

x : Tahun

y : Indeks harga

Nilai indeks tahun 2028 dapat dicari dengan nilai sebagai berikut:

x : 2024

y : 14.29 (2028) -28191

: 789.12

10.2 Dasar Perhitungan

10.2.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas Pabrik = 185.000 ton/tah

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan tahun = 2024

Kurs Mata uang = 15.430/1 US\$

10.2.2 Kebutuhan Bahan Baku

Amonia = 5095.09 kg/jam

Asam nitrat = 30958.3 kg/jam

Coating agent = 74.43 kg/jam

10.2.3 Harga Bahan Baku

Amonia = \$ 330 ton/tahun

Asam nitrat = \$ 225 ton/tahun

Coating agent = \$ 100 ton/tahun

10.3 Perhitungan Biaya

10.3.1 Penaksiran modal industry (*Total Capital Investement*)

Capital Invesment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investement meliputi:

a. *Fixed Capital Investement (FCI)*

b. *Working Capital Investment*

10.3.2 *Manufacturing Cost*

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*
- c. *Fixed Manufacturing cost (FMC)*

10.3.3 *General Expense*

General expense atau pengeluaran umum, meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi Perusahaan tidak termasuk *manufacturing cost*, terdiri dari:

- a. Administrasi
- b. Sales
- c. Riset
- d. *Finance*

10.4 **Analisa Kelayakan Ekonomi**

10.4.1 Laba

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba terdiri atas laba kotor yang merupakan laba sebelum dipotong pajak penghasilan dan laba bersih yaitu laba setelah dipotong pajak penghasilan. Berdasarkan lampiran E diperoleh laba kotor rata-rata sebesar Rp. 365,847,842,526.84 dan laba bersih rata-rata sebesar Rp 256,093,489,768.79.

10.4.2 *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return (IRR) 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. Berdasarkan perhitungan lampiran E diperoleh IRR 31% . Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 12% per tahun, maka dapat dinyatakan bahwa pabrik layak didirikan.

10.4.3 *Pay Out Time (POT)*

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

diperoleh. Berdasarkan perhitungan pada lampiran E diperoleh POT selama 3,2 tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan karena syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 5 Tahun (Aries & Newton, 1995).

10.4.4 Return Of 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:

- ❖ $ROI \leq 15$ resiko pengembalian modal rendah.
- ❖ $15 \leq ROI \leq 45$ resiko pengembalian modal rata-rata.
- ❖ $ROI \geq 45$ resiko pengembalian modal tinggi.

Dari Pabrik yang dihitung diperoleh ROI 40% setelah pajak, sehingga pabrik yang didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal tinggi.

10.4.5 Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana pabrik beroperasi pada kondisi tidak untung dan tidak rugi, atau harga penjualan sama dengan biaya produksi. Beberapa komponen yang merupakan komponen total production cost digunakan untuk mencari BEP yang dinyatakan dalam *fixed cost (FC)*, *Variabel Cost (VC)*, dan *semi variable cost (SVC)*.

10.5 Hasil Perhitungan

A. Direct Cost (DC)

1.	Harga Peralatan		Rp.93,791,429,789.41
2.	Instalasi Peralatan	55%	Rp.51,585,286,384.18
3.	Instrumen & control	25%	Rp.23,447,857,447.35

4.	Perpipaan	40%	Rp.37,516,571,915.76
5.	Listrik	30%	Rp.28,137,428,936.82
6.	Bangunan	40%	Rp.37,516,571,915.76
7.	Perbaikan & lahan	30%	Rp.28,137,428,936.82
8.	Lahan	10%	Rp.9,379,142,978.94
	<i>Total Direct Cost (DC)</i>		Rp.309,511,718,305.06

B. Indirect Cost (IC)

1.	Engineering & Supervision	25%	Rp.77,377,929,576.26
2.	Biaya Kontruksi & Kontraktor	30%	Rp.92,853,515,491.52
3.	Biaya Tak Terduga	15%	15% FCI
	<i>Total Indirect Cost (IC)</i>		Rp.17,231,445,067.78

10.5.1 *Capital Investement*

Maka :

Nilai FCI = Rp. 564,403,721,615.10

Nilai IC = Rp. 254,892,003,310.05

Nilai TCI = Rp. 664,004,378,370.71

Nilai WCI = Rp. 99,600,656,755.61

10.5.2 *Production Cost*

A. Direct Production Cost (DPC)

1.	Bahan Baku		Rp.1,151,071,636,341.81
2.	Gaji Karyawan	55%	Rp.13,636,800,000.00
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	20%	Rp.2,727,360,000.00
4.	Utilitas		Rp.576,234,857,391.34
5.	Perawatan & Perbaikan pabrik	8%	Rp.45,152,297,729.21
6.	Suplai Produk	1%	Rp.5,644,037,216.15
7.	Biaya Laboratorium	15%	Rp.2,045,520,000.00
8.	<i>Paten dan royalti</i>	4%	0.04 TPC

Total Direct Production Cost (DC) Rp.1,796,512,508,678.51

B. Fixed Charges (FC)

- | | | |
|----------------|-----|----------------------|
| 1. Depresiasi | 10% | Rp.57,190,703,599.83 |
| 2. Pajak Lokal | 3% | Rp.16,932,111,648.45 |
| 3. Asuransi | 5% | Rp.28,220,186,080.76 |

Total Fixed Charges (FC) Rp.102,343,001,329.03

C. Plant-Overhead Cost 10% dari TPC

Total Production Cost (TPC) Expenses merupakan jumlah *manufacturing cost* dan *general Expense*.

General Expense (GE)

- | | | |
|------------------------------|-----|------|
| Biaya administrasi | 5% | TPC |
| Biaya distribusi & penjualan | 5% | TPC |
| Biaya riset & pengembangan | 5% | TPC |
| Bunga | 12% | Load |

General Expense (GE) Rp.31,872,210,161.79 + 0.15TPC

Maka:

Total *Manufacturing Cost* : Rp. 2,279,562,384,407.13

Total Production cost : Rp. 2,719,334,817,139.91

Total *General Expense* : Rp. 439,772,432,732.78

10.5.3 Keuntungan

Total Penjualan = Rp. 3,085,182,659,666.74

Biaya Produksi = Rp. 2,662,334,817,139.91

Keuntungan Sebelum pajak = Rp. 365,847,842,526.84

Keuntungan sesudah pajak = Rp. 256,093,489,768.79

10.5.4 Analisa Kelayakan

1. *Return on Investemen (ROI)*

ROI sebelum pajak = 57%

ROI Setelah pajak = 40%

2. *Pay Out Time (POT)*

Masa pengembalian	=3,2 tahun
3. <i>Internal Rate Of Return (IRR)</i>	= 31%
4. <i>Break Event Point (BEP)</i>	= 46%
5. <i>Shut Dwon Point (SDP)</i>	= 32%

Hasil dari Analisa ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik amonium nitrat ini layak untuk didirikan.



BAB XI KESIMPULAN

Hasil Analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Amonium Nitrat dari Amonia dan Asam Nitrat kapasitas 185.000 ton/tahun diperoleh Kesimpulan, yaitu:

1. Proses produksi amonium nitrat dengan metode *Ultra High Density (UHDE)* lebih ekonomis karena tekanan dan suhu operasi rendah sehingga biaya operasional lebih murah.
2. Pabrik amonium nitrat ini akan didirikan di Kawasan Industrial Estet (KIE), Bontang Kalimantan Timur.
3. Struktur organisasi menggunakan metode *in line and staf* dengan jumlah karyawan 150 orang.

4. Aspek Ekonomi

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi, Pra Rancangan Pabrik Amonium Nitrat menguntungkan dengan data sebagai berikut:

Return Of Investement = 40%

Pay Out Time = 3,2 Tahun

Break Event Point = 46%

Interes Rate Of return =31%



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Austin, G. T. (1984). *Shreve's Chemical process industries*. New York : McGraw-Hill. <http://archive.org/details/shreveschemicalp0000shre>
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Data Ekspor Impor Amonium Nitrat—Badan Pusat Statistik Indonesia*. <https://www.bps.go.id/id/exim>
- Badan Pusat Statistik, Bontang. (2023). *Tingkat Pengangguran Terbuka*. <https://kaltim.bps.go.id/indicator/6/59/1/tingkat-pengangguran-terbuka-tpt-menurut-kabupaten-kota.html>
- Bank Indonesia. Data inflasi. <https://www.bi.go.id/id/statistik/indikator/data-inflasi.aspx>
- Bronsted Lowry. (t.t.). *Asam Basa*. Scribd. Diambil 7 Mei 2024, dari <https://id.scribd.com/document/724249555/Asam-Basa-Bronsted-Lowry>
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, 3ed editions, Mc. Graw Hill International Book Company, Tokyo
- Brownell, L.E and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, 1st editions, John Wiley & Sons Inc, New York
- Carl Roth. (t.t.). *Material Safety Data Sheet Tri-Calcium Phosphate*. Diambil 7 Mei 2024, dari https://www.carlroth.com/en/en/chemicals/c/web_folder_260523
- Cheremisinoff, Nicholas P. (2002) *Handbook Of Water And Wastewater Treatment Technologies*. Woburn MA : Butterworth-Heinemann.
- Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering* Vol. 6, Oxford: Pergamon Press.
- Couper, J.R., Penney, W.R., Fair, J.R., Wallas, S.M., 2012, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, 3rd ed, Elsevier, US
- Considine, & Douglas M. 1985. *Instruments and Controls Handbook*. 3rd Edition. USA: Mc.Graw-Hill, Inc
- Corbit, R. A, 1989, *Standard Handbook of Environmental Engineering*, Mc Graw Hill, New York
- Coulson & Richardson's. (1999). *Chemical Engineering* (3rd ed, vol.6): Great Britaian: Butterworth-Heinemann

- Faith, Keyes & Clark., 1955, "Industrial Chemical" 4th ed. New York: John Wiley and Sons. Inc
- Faith, W. L. (1965). *Industrial chemicals*. New York; London: Wiley.
<http://archive.org/details/industrialchemic0000fait>
- Fedorov, A. B., & Love, B. (2016). *Amonium nitrate fuel oil mixtures* (United States Patent US9315429B2).
<https://patents.google.com/patent/US9315429B2/en>
- Geankoplis, C.J. and J.F. Richardson, 1989, *Design Transport Process and Unit Operation*, Pergamon Press, Singapore
- Geankoplis, C.J., A. Allen, Hersel and Daniel H. Lepek. 2018. *Transport processes and separation process principle*.
- Hadiguna, R. A., & Setiawan, H. (2008). *Tata letak pabrik*. Yogyakarta: Andi
- Herman, A. M., & Jeffress, C. N. (2000). *Process Safety Management*. *Chemical Engineering World*, 43(2), 90–91. <https://doi.org/10.1201/b11720-11>
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc. Graw Hill International Book Company, Tokyo
- Khasanah, S, Siti, Khofifatul. (2023). *Pra Rancangan Pabrik Amonium Nitrat Proses UHDE Kapasitas Produksi 350.000 Ton/Tahun*. Universitas Diponegoro. Semarang
- Lavenspiel, O. (1972). *Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition by Octave Levenspiel*. Biblio. <https://ca.biblio.com/book/chemical-reaction-engineering-2nd-edition-octave/d/456494521>
- Ludwig, E, 1997, "Applied Process Design For Chemical And Petrochemical", Vol II, Gulf publishing Co, Houston, Texas.
- McKetta, J. J., & W, C. (1984). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design: Volume 21 - Expanders to Finned Tubes: Selection of*. CRC Press.
- Menteri Tenaga Kerja Dan Transmigrasi Republik Indonesia. (2004). *Nomor Kep.102 /MEN/VI/2004 Tentang Waktu Kerja Lembur Dan Upah Kerja Lembur*. Jakarta
- Perry, R. H. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition*. McGraw Hill Professional.

- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economic for Chemical Engineering* 5th ed., New York: Mc. Graw-Hill International Book Company Inc.
- Indonesia. (1969). Undang-Undang Nomor 14 Tentang Ketentuan-Ketentuan Pokok Mengenai Tenaga Kerja. Jakarta
- Rahman, S. Azizah. 2021. *Desain Proyek Pabrik Asam Nitrat Dengan Proses Ostwald High-Single Pressure Kapasitas 88.000 Ton/Tahun*. Universitas Diponegoro. Semarang.
- Republik Indonesia. (2014). Peraturan Pemerintah Nomor 101 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya Dan Beracun
- Peraturan Menteri Ketenagakerjaan (Permanker) RI. (2018) Keselamatan Dan Kesehatan Kerja (K3) No. 5 Tentang Nilai Ambang Batas (NAB) Faktor Fisika Dan Kimia, Standar Faktor Biologi, Ergonomik, Dan Psikologi Serta Persyaratan Kebersihan Sanitasi.
- PT. Multi Nitrotama Kimia. (t.t.). *Product – MNK*. Diambil 6 Mei 2024, dari <https://mnk.co.id/service/product/>
- PT. Petrokimia Gresik. (t.t.). *Bahan Kimia*. PT. Petrokimia Gresik. Diambil 6 Mei 2024, dari <https://petrokimia-gresik.com/product/bahan-kimia>
- Ramli, S. *Manajemen Risiko dalam Perspektif K3 OHS Risk Management*. Jakarta: Dian Rakyat; 2010.
- Redjeki, S., 2016. *Kesehatan dan Keselamatan Kerja*. Jakarta: Pusdik SDM Kesehatan.
- S.Agnes. Agave. S. (2023). *Prarancangan Pabrik Amonium Nitrat Proses UHDE Dengan Kapasitas 330.000 Ton/Tahun*. Universitas Diponegoro. Semarang
- Smith, J. M. (2001). *Chemical engineering thermodynamics*. New York: McGraw-Hill Publishing Company.
- Speight, J. G. (2002). *Chemical Process & Design Handbook (PDFDrive.com)*. <http://archive.org/details/chemicalprocessdesignhandbookpdfdrive.com>
- UHDE, G. (1989). *Nitrate Fertilisers*. <https://www.thyssenkrupp-uhde.com/>
- Uhde, G. (2009). *Fertilizer Industry: Fertilizer Development & Environment Protection*. Scribd. <https://www.scribd.com/document/127873483/UHDE-GMBH>

- Ulrich , G. D., 1984. A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics. New York: John Willey and Son, Inc.
- Undang-Undang Republik Indonesia. (1992). Nomor 23 Tahun 1992 Tentang Kesehatan
- Undang-Undang Republik Indonesia. (2008). Nomor 36 Tahun 2008 Tentang Perubahan Keempat Atas Undang-Undang Nomor 7 Tahun 1983 Tentang Pajak Penghasilan
- Vilbrandt, F.C. and Dryden, C.E., 1959, Chemical Engineering Plant Design, 4th edition, McGraw Hill International Book Company, Kogakusha Ltd, Tokyo
- Walas, S. M., 1988. Chemical Process Equipment. Boston: Butterworth Publisher.
- Widjaja, G. & yani, A., 2006. Seri Hukum Bisnis Perseroan Terbatas, Jakarta: PT Raja Grafindo Persada
- Wignjosoebroto, Sritomo. 2009. Tata Letak Pabrik dan Pemindahan Barang Edisi Ketiga. Jakarta: Guna Widya
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook:physical, thermodynamics, environmental, transport, safety, and health related properties organic and inorganic chemicals*. McGraw-Hill Publishing Co.
- Yuliani, H., 2014. Keselamatan dan kesehatan kerja. Yogyakarta: Depublish.
- Meliany, Yosi. 2022. Desain Proyek Pabrik Amonium Nitrat Dengan Proses UHDE Kapasitas 130.000 Ton/Tahun. Universitas Diponegoro. Semarang

The logo of Politeknik Negeri Ujung Pandang is a circular emblem. At the top, a banner reads "POLITEKNIK NEGERI". The center features a stylized eagle with its wings spread, perched atop a gear. Below the eagle is a crown and an open book. At the bottom, another banner reads "UJUNG PANDANG".

LAMPIRAN

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

➤ Spesifikasi Bahan Baku

Amonia : NH_3 = min 99,5%berat

H_2O = max 0,5%berat

Asam Nitrat : HNO_3 = min 60%berat

H_2O = max 40%berat

➤ Spesifikasi Bahan Pembantu

Coating Agent : $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ = min 96%berat

CaO = max 4%berat

➤ Spesifikasi Produk

NH_4NO_3 = min 99,55%berat

H_2O = max 0,12%berat

Coating Agent = max 0,33%berat

➤ Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari

= 1 hari = 24 jam

➤ Kapasitas Produksi = 185.000 ton/tahun

$$= 185.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{10^3 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 23.358,59 \text{ kg/jam}$$

➤ Mol Amonium Nitrat = $\frac{\text{Massa zat}}{\text{BM } \text{NH}_4\text{NO}_3}$

$$= \frac{23.358,59 \text{ kg/jam}}{80,05 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 291,80 \text{ kmol/jam}$$

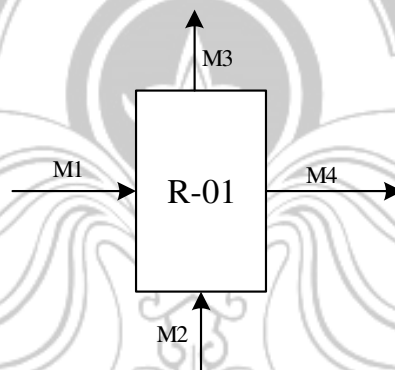
A.1 Komponen dan Berat Molekul

Tabel A. 1 Komponen dan Berat Molekul (Lange,1999)

Komponen	Kode Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)
NH ₃	A	17,03
HNO ₃	B	63,02
H ₂ O	C	80,05
NH ₄ NO ₃	D	310,18
O ₂	E	18,02
N ₂	F	32
Ca ₃ (PO ₄) ₂	G	28
CaO	H	56,08

A.2 Neraca Massa Per Alat

1. Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-01)



Gambar A. 1 Diagram Alir Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan amonia dan asam nitrat menjadi ammonium nitrat dan air.

➤ Neraca Massa Total

Input = Output

$$M1 + M2 = M3 + M4$$

➤ Neraca Massa Komponen



➤ Yield : 99%

(Faith dkk, 1975)

➤ Konversi : 99%

(Uhde, 2009)

$$\begin{aligned} \text{➤ Konversi Amonia} &= \frac{\text{kmol NH}_3 \text{ bereaksi}}{\text{kmol NH}_3 \text{ mula mula}} \\ 99\% &= \frac{1 \text{ kmol}}{\text{kmol NH}_3 \text{ mula mula}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$\text{Kmol NH}_3 \text{ mula-mula} = 1,01 \text{ kmol}$$

$$\text{➤ Perbandingan mol NH}_3 : \text{HNO}_3 = 1,01 : 1$$

	$\text{NH}_3 \text{ (g)}$	+	$\text{HNO}_3 \text{ (l)}$	→	$\text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (aq)}$	
mula-mula :	297,69		294,75		0	
bereaksi :	291,80		291,80		291,80	-
sisa :	5,89		2,95		291,80	

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ sisa} = \text{Kapasitas produksi NH}_4\text{NO}_3$$

$$= 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ bereaksi} = \frac{1}{1} \times \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ sisa}$$

$$= 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{HNO}_3 \text{ mula-mula} = \frac{100\%}{99\%} \times \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ bereaksi}$$

$$= \frac{100\%}{99\%} \times 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$= 294,75 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{HNO}_3 \text{ bereaksi} = \frac{1}{1} \times \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ bereaksi}$$

$$= \frac{1}{1} \times 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$= 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{HNO}_3 \text{ sisa} = \text{HNO}_3 \text{ mula-mula} - \text{HNO}_3 \text{ bereaksi}$$

$$= 294,75 \text{ kmol/jam} - 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$= 2,95 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{NH}_3 \text{ mula-mula} = \frac{1,01}{1} \times \text{HNO}_3 \text{ mula-mula}$$

$$= \frac{1,01}{1} \times 294,75 \text{ kmol/jam}$$

$$= 297,69 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{NH}_3 \text{ bereaksi} = \frac{1}{1} \times \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ bereaksi}$$

$$= \frac{1}{1} \times 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$= 291,80 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 \text{ sisa} &= \text{NH}_3 \text{ mula-mula} - \text{NH}_3 \text{ bereaksi} \\ &= 297,69 \text{ kmol/jam} - 291,80 \text{ kmol/jam} \\ &= 5,89 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

➤ Perhitungan Bahan Baku

a. Komponen NH_3 (A)

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 \text{ masuk (A1)} &= \text{NH}_3 \text{ mula-mula} \times \text{BM NH}_3 \\ &= 297,69 \text{ kmol/jam} \times 17,03 \text{ kg/kmol} \\ &= 5.069,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 \text{ keluar (A3)} &= \text{NH}_3 \text{ sisa} \times \text{BM NH}_3 \\ &= 5,89 \text{ kmol/jam} \times 17,03 \text{ kg/kmol} \\ &= 100,39 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

b. Komponen HNO_3 (B)

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 \text{ masuk (B2)} &= \text{HNO}_3 \text{ mula-mula} \times \text{BM HNO}_3 \\ &= 294,75 \text{ kmol/jam} \times 63,02 \text{ kg/kmol} \\ &= 18.574,98 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 \text{ keluar (B4)} &= \text{HNO}_3 \text{ sisa} \times \text{BM HNO}_3 \\ &= 2,95 \text{ kmol/jam} \times 63,02 \text{ kg/kmol} \\ &= 185,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Komponen NH_4NO_3 (D)

Konsentrasi NH_4NO_3 yang terbentuk di reaktor keluar sebagai hasil bawah sebesar 84% (MC ketta, 1984)

$$\begin{aligned} \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (A4)} &= \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ sisa} \times \text{BM NH}_4\text{NO}_3 \\ &= 291,80 \text{ kmol/jam} \times 80,05 \text{ kg/kmol} \\ &= 23.358,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O dalam HNO}_3 = \frac{40\%}{60\%} \times 185,75 \text{ kg/jam} = 74,30 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O dalam NH}_4\text{NO}_3 \text{ (C4)} = \frac{16\%}{84\%} \times 23.358,59 \text{ kg/jam} = 3.737,37$$

kg/jam

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O total} &= \text{H}_2\text{O dalam HNO}_3 + \text{H}_2\text{O dalam NH}_4\text{NO}_3 \\ &= 74,30 + 3.737,37 \text{ kg/jam} \\ &= 3.811,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Komponen H₂O (C)

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O dalam NH}_3 \text{ (C1)} &= \frac{0,5\%}{99,5\%} \times 5.069,74 \text{ kg/jam} \\ &= 25,35 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O dalam HNO}_3 \text{ (C2)} &= \frac{40\%}{60\%} \times 18.574,98 \text{ kg/jam} \\ &= 12.383,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Konsentrasi NH₄NO₃ yang terbentuk di *reactor* keluar sebagai hasil bawah sebesar 84% (MC ketta, 1984).

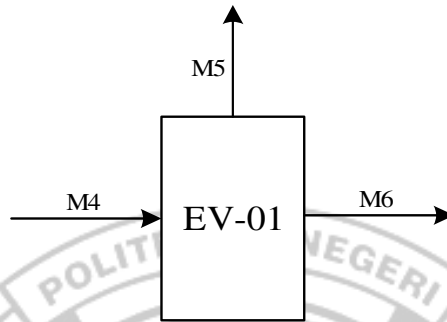
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O dalam NH}_4\text{NO}_3 \text{ (C4)} &= \frac{16\%}{84\%} \times 23.358,59 \text{ kg/jam} \\ &= 3.737,37 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada arus 3 (C3)} &= \text{C1} + \text{C2} - \text{C4} \\ &= 25,35 + 12.383,32 - 3.811,67 \text{ kg/jam} \\ &= 8597 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 2 Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M1	M2	M3	M4
NH ₃	5.069,74	-	100,39	-
HNO ₃	-	18.574,98	-	185,75
H ₂ O	25,35	12.383,32	8.597	3.811,67
NH ₄ NO ₃	-	-	-	23.358,59
Total	5.095,09	30.958,30	8.697,39	27.356,01
	36.053,40		36.053,40	

2. Neraca Massa di sekitar Evaporator



Gambar A. 2 Diagram Alir Neraca Massa di Evaporator (EV-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M4 = M5 + M6$$

➤ Neraca Massa Komponen

a. Komponen H₂O (C)

$$C4 = C5 + C6$$

$$C4 = 3.811,67 \text{ kg/jam}$$

Konsentrasi NH₄NO₃ Keluar Evaporator sebesar 96% (Mc. Ketta, 1984)

$$C6 = \frac{4\%}{96\%} \times 23.358,59 \text{ kg/jam} = 3.652,85 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} C5 &= C4 - C6 \\ &= 3.811,67 - 3.652,85 \text{ kg/jam} \\ &= 158,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$\begin{aligned} D6 &= D4 \\ &= 23.358,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

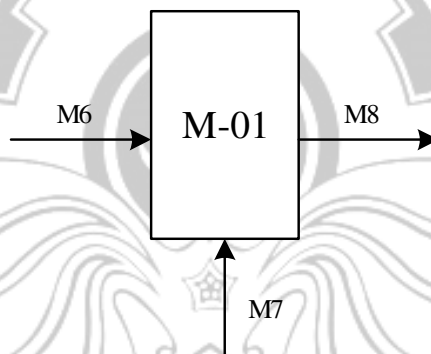
c. Komponen HNO₃ (B)

$$\begin{aligned} B4 &= B5 \\ &= 185,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 3 Neraca Massa di Evaporator (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M4	M5	M6
NH ₄ NO ₃	23.358,59	-	23.358,59
HNO ₃	185,75	185,75	-
H ₂ O	3.811,67	158,82	3.652,85
Total	27.356,01	344,57	27.011,44
	27.356,01	27.356,01	

3. Neraca Massa di sekitar *Mixing Tank* (M-01)



Gambar A. 3 Diagram Alir Neraca Massa di *Mixing Tank* (M-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M6 + M7 = M8$$

➤ Neraca Massa Komponen

a. Komponen NH₄NO₃ (D)

Produk *off spec* berkisar 4% dari jumlah produk NH₄NO₃ (PT. Multi Nitrotama Kimia)

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (D6)} + \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (D7)} = \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (D8)} \quad (3.1)$$

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (D8)} = \text{NH}_4\text{NO}_3 \text{ (D14)} \quad (3.2)$$

$$D7 = 4\% \times D14 \quad (3.4)$$

Dari persamaan (3.2) dan (3.4) diperoleh:

$$100\%D14 = 23.358,59 \text{ kg/jam} + (4\% \times D14)$$

$$96\%D14 = 23.358,59 \text{ kg/jam}$$

$$D14 = \frac{23.358,59 \text{ kg/jam}}{96\%}$$
$$= 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan (3.3) diperoleh:

$$D8 = D14 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan (3.2) diperoleh:

$$D7 = D8 - D6$$
$$= 24.331,86 - 23.358,59 \text{ kg/jam}$$
$$= 973,27 \text{ kg/jam}$$

b. Komponen H₂O (C)

$$C6 + C7 = C8 \quad (3.5)$$

$$C7 = 4\% \times C14 \quad (3.6)$$

$$C6 = 3.652,85 \text{ kg/jam}$$

Kadar produk keluar dryer:

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 = 99,7\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,3\% \quad (\text{Mc. Ketta, 1984 dan Patent 5,527,498})$$

$$C14 = \frac{3\%}{97\%} \times D14$$
$$= \frac{3\%}{97\%} \times 24.331,86 \text{ kg/jam}$$
$$= 73,22 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan (3.6) diperoleh:

$$C7 = 4\% \times 73,22 \text{ kg/jam}$$
$$= 2,93 \text{ kg/jam}$$

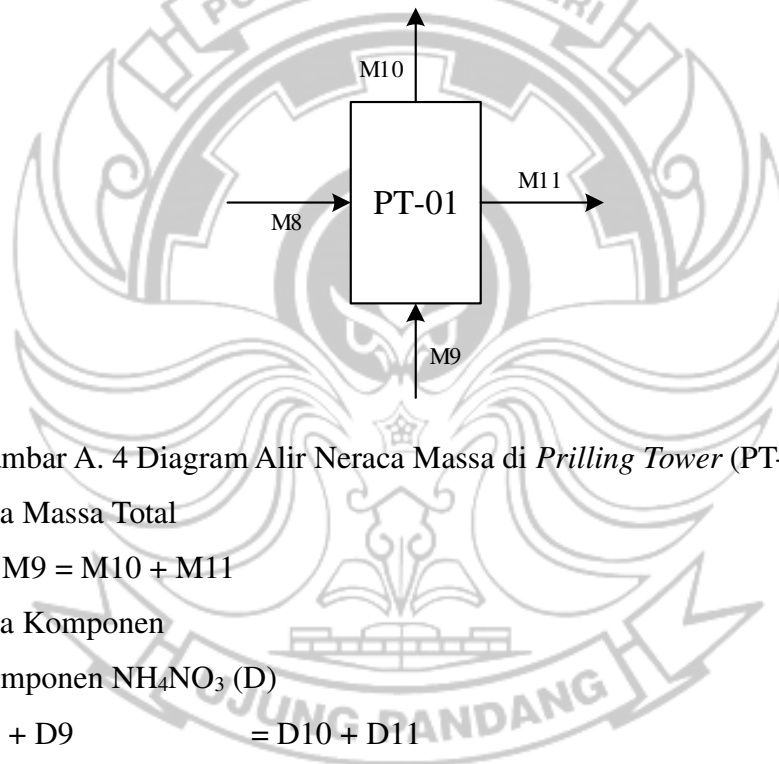
Dari persamaan (3.5) diperoleh:

$$C8 = 3.652,85 + 2,93 \text{ kg/jam}$$
$$= 3.655,78 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 4 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Mixing Tank* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M6	M7	M8
NH ₄ NO ₃	23.358,59	973,27	24.331,86
H ₂ O	3.652,85	2,93	3.655,78
Total	27.011,44	976,20	27.987,64
	27.987,64		27.987,64

4. Neraca Massa di sekitar *Prilling Tower* (PT-01)



Gambar A. 4 Diagram Alir Neraca Massa di *Prilling Tower* (PT-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M8 + M9 = M10 + M11$$

➤ Neraca Komponen

a. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$D8 + D9 = D10 + D11$$

Arus 9 dan 10 merupakan laju udara yang tidak mengandung NH₄NO₃ sehingga:

$$24.331,86 + 0 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam} + D11$$

$$D11 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

b. Komponen H₂O (C)

$$C8 + C9 = C10 + C11 \quad (4.1)$$

$$C8 = 3.655,78 \text{ kg/jam}$$

Kandungan air dalam udara setelah melewati filter, diasumsikan tidak ada.

Udara yang digunakan adalah udara kering dingin, maka:

$$C9 = 0 \text{ kg/jam}$$

Kandungan H₂O dalam NH₄NO₃ keluar *prilling tower* = 3%

(Mc. Ketta, 1984 dan Patent 5,527,498)

$$D11 = D8 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

$$C11 = \frac{3\%}{97\%} \times 24.331,86 \text{ kg/jam}$$
$$= 752,53 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan (4.1) didapat:

$$C10 = 3.655,78 + 0 - 752,53 \text{ kg/jam}$$
$$= 2.903,25 \text{ kg/jam}$$

c. Komponen O₂ (E)

$$M8 = C8 + D8$$
$$= 3.655,78 + 24.331,86 \text{ kg/jam}$$
$$= 27.987,64 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan udara yang masuk dengan feed = 2:1 (Uhde, 2009)

$$\text{Massa Udara basah} = 2 \times M8$$
$$= 2 \times 27.987,64 \text{ kg/jam}$$
$$= 55.975,29 \text{ kg/jam}$$

Udara basah pada *T dry bulb* = 30°C

T wet bulb = 23,9°C

$$y' = 0,0162 \text{ kg/kg dry air}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = y' \times \text{massa udara basah}$$
$$= 0,0162 \times 55.975,29 \text{ kg/jam}$$
$$= 906,80 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa udara kering} = \text{massa udara basah} - \text{massa H}_2\text{O}$$
$$= 55.975,29 - 906,80 \text{ kg/jam}$$
$$= 55.068,49 \text{ kg/jam}$$

$$E9 = E10 = 0,21 \times \text{massa udara kering}$$
$$= 0,21 \times 55.068,49 \text{ kg/jam}$$

$$= 11.564,38 \text{ kg/jam}$$

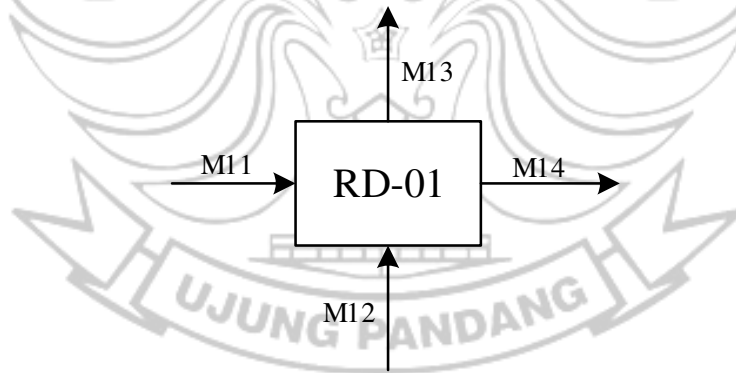
d. Komponen N₂ (F)

$$\begin{aligned} F9 = F10 &= 0,79 \times \text{massa udara kering} \\ &= 0,79 \times 55.068,49 \text{ kg/jam} \\ &= 43.504,10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 5 Hasil perhitungan Neraca Massa di *Prilling Tower* (PT-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M8	M9	M10	M11
NH ₄ NO ₃	24.331,86	-	-	24.331,86
H ₂ O	3.655,78	-	2.903,25	752,53
O ₂	-	11.564,38	11.564,38	-
N ₂	-	43.504,10	43.504,10	-
Total	27.987,64	55.068,49	57.971,74	25.084,39
	83.056,13		83.056,13	

5. Neraca Massa di *Rotary Dryer* (DR-01)



Gambar A. 5 Diagram Alir Neraca Massa di *Rotary Dryer* (DR-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M11 + M12 = M13 + M14$$

➤ Neraca Massa Komponen

a. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$D11 + D12 = D13 + D14$$

Arus 12 dan 13 merupakan laju udara yang tidak mengandung NH_4NO_3 sehingga:

$$24.331,86 + 0 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam} + D14$$

$$D14 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

b. Komponen H_2O (C)

$$C11 + C12 = C13 + C14 \quad (5.1)$$

$$C11 = 752,53 \text{ kg/jam}$$

Kandungan air dalam udara setelah melewati filter, diasumsikan tidak ada.

Udara yang digunakan adalah udara kering dingin, maka:

$$C12 = 0 \text{ kg/jam}$$

Kadar produk keluar rotary dryer

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 = 99,7\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,3\%$$

(Mc. Ketta, 1984 dan Patent 5,527,498)

$$D14 = D11 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

$$C14 = \frac{3\%}{97\%} \times 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

$$= 73,22 \text{ kg/jam}$$

Dari persamaan (5.1) didapat:

$$C13 = 752,53 + 0 - 73,22 \text{ kg/jam}$$

$$= 679,32 \text{ kg/jam}$$

c. Komponen O_2 (E)

$$M11 = C11 + D11$$

$$= 752,53 + 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

$$= 25.084,39 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan udara yang masuk dengan *feed* = 2:1 (Uhde, 2009)

$$\text{Massa Udara basah} = 2 \times M11$$

$$= 2 \times 25.084,39 \text{ kg/jam}$$

$$= 50.168,78 \text{ kg/jam}$$

Udara basah pada $T_{dry\ bulb} = 30^\circ\text{C}$

$$T_{wet\ bulb} = 23,9^\circ\text{C}$$

$$y' = 0,0162 \text{ kg/kg dry air} \quad (\text{Perry, 2008})$$

Massa H₂O = $y' \times \text{massa udara basah}$
 = $0,0162 \times 50.168,78 \text{ kg/jam}$
 = $812,73 \text{ kg/jam}$

Massa udara kering = $\text{massa udara basah} - \text{massa H}_2\text{O}$
 = $50.168,78 - 906,80 \text{ kg/jam}$
 = $49.356,05 \text{ kg/jam}$

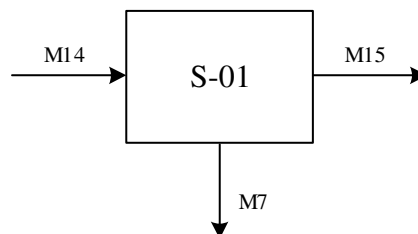
E12 = E13 = $0,21 \times \text{massa udara kering}$
 = $0,21 \times 50.168,78 \text{ kg/jam}$
 = $10.364,77 \text{ kg/jam}$

d. Komponen N₂ (F)
 F12 = F13 = $0,79 \times \text{massa udara kering}$
 = $0,79 \times 50.168,78 \text{ kg/jam}$
 = $38.991,28 \text{ kg/jam}$

Tabel A. 6 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Rotary Dryer* (DR-01)

Komponen	Input		Output	
	M11	M12	M13	M14
NH ₄ NO ₃	24.331,86	-	-	24.331,86
H ₂ O	752,53	-	679,32	73,22
O ₂	-	10.364,77	10.364,77	-
N ₂	-	38.991,28	38.991,28	-
Total	25.084,39	49.356,05	50.035,37	24.405,08
	74.440,44		74.440,44	

6. Neraca Massa di *Screening* (S-01)



Gambar A. 6 Diagram Alir Neraca Massa di *Screening* (S-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M14 = M7 + M15$$

➤ Neraca Massa Komponen

a. Komponen H₂O (C)

$$C14 = C7 + C15 \quad (6.1)$$

$$C14 = 73,22 \text{ kg/jam}$$

Arus 7 merupakan produk *off spec* berkisar 4% dari jumlah produk NH₄NO₃ (PT Multi Nitrotama Kimia)

$$\begin{aligned} C7 &= 4\% \times C14 \\ &= 4\% \times 73,22 \text{ kg/jam} \\ &= 2,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan (6.1) didapat:

$$\begin{aligned} C15 &= C14 - C7 \\ &= 73,22 - 2,93 \text{ kg/jam} \\ &= 70,29 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$D14 = D7 + D15$$

$$D14 = 24.331,86 \text{ kg/jam}$$

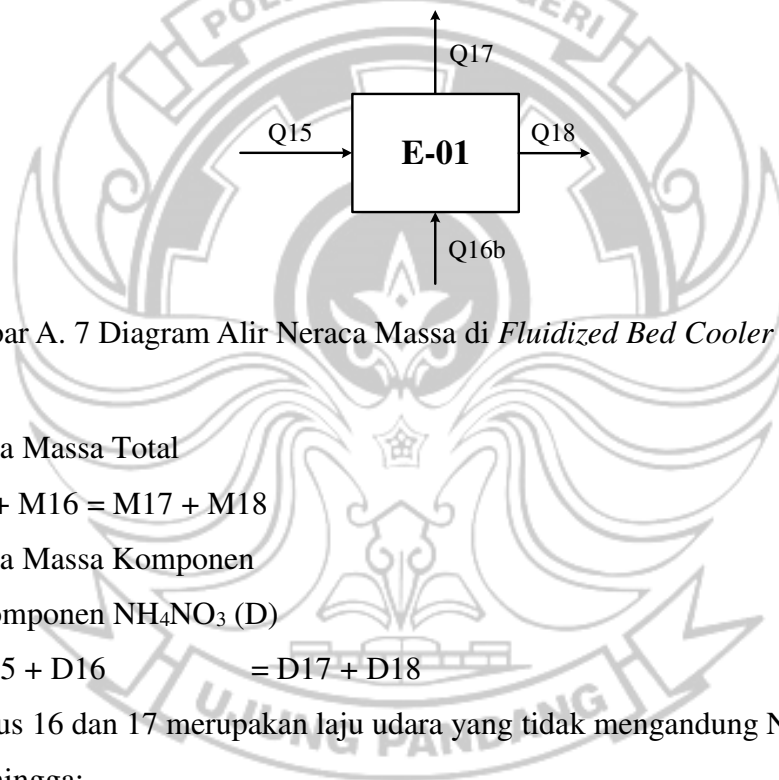
$$\begin{aligned} D7 &= 4\% \times D14 \\ &= 4\% \times 24.331,86 \text{ kg/jam} \\ &= 973,27 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D15 &= D14 - D7 \\ &= 24.331,86 - 973,27 \text{ kg/jam} \\ &= 23.358,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 7 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Screening* (S-01)

Komponen	Input	Output	
	M14	M7	M15
NH ₄ NO ₃	24.331,86	973,27	23.358,59
H ₂ O	73,22	2,93	70,29
Total	24.405,08	976,20	23.428,87
	24.405,08	24.405,08	

7. Neraca Massa di *Fluidized Bed Cooler* (C-01)



Gambar A. 7 Diagram Alir Neraca Massa di *Fluidized Bed Cooler* (C-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M15 + M16 = M17 + M18$$

➤ Neraca Massa Komponen

a. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$D15 + D16 = D17 + D18$$

Arus 16 dan 17 merupakan laju udara yang tidak mengandung NH₄NO₃ sehingga:

$$23.358,59 + 0 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam} + D18$$

$$D18 = 23.358,59 \text{ kg/jam}$$

b. Komponen H₂O (C)

$$C15 + C16 = C17 + C18$$

$$C15 = 70,29 \text{ kg/jam}$$

Kandungan air dalam udara setelah melewati filter diasumsikan tidak ada.

Udara yang digunakan adalah udara kering, maka:

$$C16 = 0 \text{ kg/jam}$$

Kadar produk keluar *Fluidized Bed Cooler*:

$$\text{NH}_4\text{NO}_3 = 99,88\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,12\% \text{ (Mc. Ketta, 1984) (PT.Multi Nitrotama Kimia)}$$

$$\begin{aligned} C18 &= \frac{0,12\%}{99,88\%} \times D15 \\ &= \frac{0,12\%}{99,88\%} \times 23.358,59 \text{ kg/jam} \\ &= 28,06 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka diperoleh:

$$\begin{aligned} C17 &= C15 + C16 - C18 \\ &= 70,29 + 0 - 28,06 \text{ kg/jam} \\ &= 42,22 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Komponen O_2 (E)

$$\begin{aligned} M15 &= C15 + D15 \\ &= 70,29 + 23.358,59 \text{ kg/jam} \\ &= 23.428,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perbandingan udara yang masuk dengan *feed* = 2:1 (Uhde, 2009)

$$\begin{aligned} \text{Massa Udara basah} &= 2 \times M15 \\ &= 2 \times 23.428,87 \text{ kg/jam} \\ &= 46.857,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Udara basah pada *T dry bulb* = 30°C

$$T_{\text{wet bulb}} = 23,9^\circ\text{C}$$

$$y' = 0,0162 \text{ kg/kg dry air} \quad (\text{Perry, 2008})$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= y' \times \text{massa udara basah} \\ &= 0,0162 \times 46.857,74 \text{ kg/jam} \\ &= 759,10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara kering} &= \text{massa udara basah} - \text{massa H}_2\text{O} \\ &= 46.857,74 - 759,10 \text{ kg/jam} \\ &= 46.098,65 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E12 = E13 &= 0,21 \times \text{massa udara kering} \\ &= 0,21 \times 46.098,65 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 9.680,72 \text{ kg/jam}$$

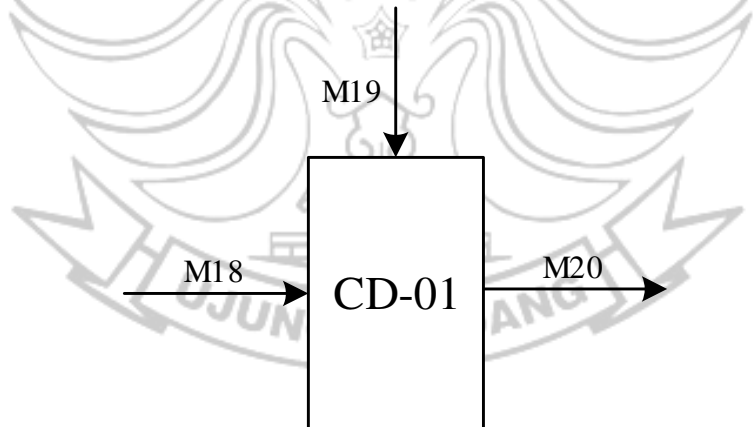
d. Komponen N₂ (F)

$$\begin{aligned} F_{12} = F_{13} &= 0,79 \times \text{massa udara kering} \\ &= 0,79 \times 46.098,65 \text{ kg/jam} \\ &= 36.417,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 8 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Fluidized Bed Cooler* (C-01)

Komponen	Input		Output	
	M15	M16	M17	M18
NH ₄ NO ₃	23.358,59	-	-	23.358,59
H ₂ O	70,29	-	42,22	28,06
O ₂	-	9.680,72	9.680,72	-
N ₂	-	36.417,93	36.417,93	-
Total	23.428,87	46.098,65	46.140,87	23.386,65
	69.527,52		69.527,52	

8. Neraca Massa di *Coating Drum* (CD-01)



Gambar A. 8 Diagram Alir Neraca Massa di *Coating Drum* (CD-01)

➤ Neraca Massa Total

$$M_{18} + M_{19} = M_{20} \quad (8.1)$$

Produk yang diinginkan memiliki spesifikasi 0,33% *coating agent*

$$M_{19} = 0,33\% \times M_{20} \quad (8.2)$$

Dari persamaan (8.1) dan (8.2) diperoleh:

$$\begin{aligned}
 M20 &= M18 + (0,33\% \times M20) \\
 &= 23.386,65 \text{ kg/jam} + 0,33\%M20 \\
 99,67\%M20 &= 23.386,65 \text{ kg/jam} \\
 M20 &= \frac{23.386,65 \text{ kg/jam}}{99,67\%} \\
 &= 23.4646,08 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan (8.2) diperoleh:

$$\begin{aligned}
 M19 &= 0,33\% \times 23.4646,08 \text{ kg/jam} \\
 &= 77,43 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

➤ Neraca Massa komponen

a. Komponen H₂O (C)

$$\begin{aligned}
 C18 &= C20 \\
 &= 28,06 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Komponen NH₄NO₃ (D)

$$\begin{aligned}
 D18 &= D20 \\
 &= 23.358,59 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Komponen Ca₃(PO₄)₂ (G)

Coating agent terdiri dari 96% Ca₃(PO₄)₂

$$\begin{aligned}
 G19 &= G20 \\
 &= 96\% \times M19 \\
 &= 96\% \times 77,43 \text{ kg/jam} \\
 &= 74,43 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

d. Komponen CaO (H)

$$\begin{aligned}
 H19 &= H20 \\
 &= 4\% \times M19 \\
 &= 4\% \times 77,43 \text{ kg/jam} \\
 &= 3,10 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A. 9 Hasil Perhitungan Neraca Massa di *Coating Drum* (CD-01)

Komponen	Input		Output
	M18	M19	M20
NH ₄ NO ₃	23.358,59	-	23.358,59
H ₂ O	28,06	-	28,06
Ca ₃ (PO ₄) ₂	-	74,33	74,33
CaO	-	3,10	3,10
Total	23.386,65	77,43	23.464,08
	23.464,08		23.464,08



LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS

B.1 Rumus dan Data Yang dibutuhkan

B.1.1 Kapasitas Panas

1) Cp Gas

Cp Gas dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (B.1)$$

Sedangkan panas gas yang masuk dan keluar system dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Q_i = n \int_{298}^T C_p dT \quad (B.2)$$

Dimana:

A,B,C,D,E : Tetapan atau konstanta *empiris*

Cp : Kapasitas Panas gas (kJ/mol.K)

n : Jumlah mol gas yang masuk atau keluar system (kmol/jam)

Qi : Panas yang masuk dan keluar system (kJ/jam)

T_{reff} : 25°C = 298.15 K

T : Suhu Operasi

Data-data tetapan kapasitas panas dapat dilihat pada tabel B.1:

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	33.573	-0.012581	0.000088906	-7.1783E-08	1.8569E-11
HNO ₃	19.755	0.13415	-0.000061116	-1.2343E-08	1.1106E-11
H ₂ O	33.933	-0.008419	0.000029906	-1.7825E-08	3.6934E-12
N ₂	29.342	-0.0035395	0.000010076	-4.3116E-09	2.5935E-13
O ₂	29.526	-0.0088999	0.000038083	-3.2629E-08	8.8607E-12

Tabel B.1 Data-Data Tetapan Kapasitas Panas Gas (kJ/kmol.K)

Sumber (Yaws,1999)



2) Cp Cairan

Dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (B.3)$$

Dimana:

A,B,C,D : Tetapan atau konstanta empiris

Cp : Kapasitas panas cairan (kJ/kmol.K)

T_{reff} : 25°C = 298.15 K

T : Suhu Operasi

Data-data tetapan kapasitas panas cairan dapat dilihat pada Tabel B.2:

Komponen	A	B	C	D
NH ₃	-182.157	3.3618	-0.014398	2.0371E-05
HNO ₃	214.478	-0.76762	0.001497	-3.0208E-07
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.000211	5.3469E-07
NH ₄ NO ₃	-6.7			
C ₆ H ₆ O ₂	75.878	0.642	-1.69E-06	0.00000169

Tabel B.2 Data-Data Tetapan Kapasitas Panas Cairan (kJ/kmol.K)

Sumber: (Yawss,1999)

3) Cp Padat

Dihitung dengan menggunakan Persamaan:

$$Cp = A + BT + CT^2 \quad (B.4)$$

Dimana:

A,B,C : Tetapan atau konstanta empiris

T_{reff} : 25°C = 298.15 K

T : Suhu Operasi

Data-data tetapan kapasitas panas padatan dapat dilihat pada Tabel B.3:

Komponen	A	B	C
NH ₄ NO ₃	139.3		
H ₂ O	9.695	0.074955	-1.5584E-05
Ca ₃ (PO ₄) ₂	227.8		
CaO	42		

Tabel B.3

Data-Data

Tetapan

Kapasitas

Panas

Padatan (kJ/kmol.K)

4) Panas Penguapan

Dihitung dengan menggunakan persamaan:

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

Dimana:

A : Koefisien regresi

T : Suhu Operasi (K)

T_c : Suhu Kritis (K)

n : Koefisien regresi

Data-data tetapan panas penguapan dapat dilihat pada Tabel B.4

Komponen	A	T _c (K)	n
NH ₃	31.52	405.65	0.36
HNO ₃	70.600	520.00	0.693
H ₂ O	52.053	647.13	0.321
NH ₄ NO ₃	dHm = 6400 (kJ/kmol)		

Tabel B.4 Data-Data Tetapan Panas Penguapan

5) Data Fisis

Data-Data fisis bahan baku dan produk dapat dilihat pada Tabel B.5 .

Komponen	BM (kg/kmol)	dHf, 298 (aq)	dHf, 298 (l)	dHf, 298 (g)	dHf, 298 (c)	dGf, 298
NH ₃	17.03	(80,290)		(45,940)		(16,400)
HNO ₃	63.02	(207,360)	(174,100)			(111,340)
H ₂ O	18.02		(285,830)	(241,826)		(228,610)
NH ₄ NO ₃	80.05	(339,870)			(365.56)	(190,710)
Ca ₃ (PO ₄) ₂	310.18				(4,120,800)	(3,884,800)
CaO	56.08				(634,920)	(603,300)
O ₂	32.00					
N ₂	28.0134					

Tabel B.5 Data Fisis Bahan Baku dan Produk

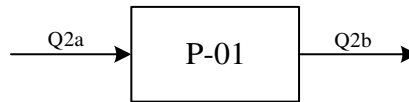
B.2 Perhitungan Neraca Panas

B.2.1 Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan HNO₃

Tujuan : Mengetahui Keluaran Pompa

Kondisi : T_{in} = 30°C = 303.15 K



Gambar B.1 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar P-01

B.2.1.1 Menghitung Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir cairan} &= 30,958.30 \text{ kg/jam} \\ &= 68,251.30 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1309.363 \text{ kg/m}^3 = 81.74086099 \text{ lb/cuft} \text{ (Yaws,199)}$$

Menentukan debit cairan

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{68251.30 \text{ lb/jam}}{81.74086 \text{ lb/cuft}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} = 0.2319 \text{ cuft/detik}$$

Diambil factor keamanan 10%

$$Q_f = 1.1 \times 0.2319 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} = 0.2551 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} = 2.3644 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diambil pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 coulson vol.6 dapat digunakan pompa *centrifugal multi stage* jika $Q = 0.25\text{-}1000 \text{ m}^3/\text{jam}$

B.2.1.2 Menghitung Diameter optimal pompa

Asumsi aliran dalam pipa turbulen

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad \text{(Petter and Timmerhaus,1991)} \\ &= 3.9 \times 0.2551^{0.45} \times 81.7432^{0.13} \\ &= 1.27 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa standar dari Tabel 10-18 perry (2008) yang mendekati hasil perhitungan adalah:

Nominal size : 5 in

Schedule no : 80 in

OD : 5.563 in

ID : 4.813 in = 0.40108 ft

Tebal dinding : 0.375 in

Inside sectional area : 0.1263 ft²

B.2.1.3 Menghitung kehilangan energi akibat gesekan

Menghitung kecepatan *linear fluida*

$$v = \frac{Qf}{A} = \frac{0.0232 \text{ cuft/detik}}{0.1236 \text{ ft}^2} = 0.1836 \text{ ft/detik}$$

Menghitung bilangan Reynold 30°C

Menghitung Viskositas cairan HNO₃ 60% suhu 30 °C

$$\text{Log 10 viskositas cairan} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	-3.522	729.5	0.003963	0.000002237
H ₂ O	-10.22	1793	0.01773	0.00001263

Tabel

B.6

Tetapan Antonio

(Yawss,1999)

Komponen	log10 viskositas	Vsikositas	Fraksi (xi)	$x_i \cdot \mu_L$
HNO ₃	0.291363049	0.759	0.6	0.4554
H ₂ O	2.230109268	0.81	0.4	0.324
Maka Viskositas campuran				0.7794

Tabel B. 7 Viskositas campuran

$$\mu_L = 0.7794 \text{ cP} = 0.000523757 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{81.7432 \times 0.4010 \times 0.1836}{0.000523757} = 11495.0270$$

$N_{Re} > 2100$ maka alirannya adalah *turbulen* (Peters and Timmerhaus, 1991)

B.2.1.4 Neraca Tenaga Mekanis

Dihitung menggunakan persamaan Bernouli:

$$-Ws = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho}$$

Dimana:

W_s : Tenaga yang ditambahkan ke dalam system (*power* pompa (ft.lb/lbm)

Δv^2 : Perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa

$$v_2^2 - v_1^2 \left(\frac{ft}{s} \right)$$

α : 1.0 untuk aliran turbulen

Δz : Beda ketinggian cairan (ft)

Δp : Beda tekanan (lbf/ft²)

ΣF : *Friction loss* (ft.lbf/lbm)

g : Konstanta gravitasi = 32.2 (ft/s²)

g_c : *Gravitational conversion factor* = 32.2 (ft.lbm/s².lbf)

$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c}$: Beda tekanan kinetic fluida (ft.lbf/lbm)

$\frac{\Delta z \times g}{g_c}$: Beda tekanan potensial (ft.lbf/lbm)

Beda Tekanan Energi kinetic

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama, maka:

$$\Delta v^2 = 0 \text{ sehingga } \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c} = 0 \text{ ft} \times \frac{lbf}{lbm}$$

Beda Tekanan energi potensial

z_1 : 3.28 ft

z_2 : 36.5 ft

$\frac{\Delta z \times g}{g_c}$: 33.2 ft.lbf/lbm

Beda Tekanan

P_1 : 1 atm = 2116.22 lbf/ft²

P_2 : 4.4 atm = 9311.368 lbf/ft²

$$\Delta P = (9311.368 - 2116.22) \frac{lbf}{ft^2} = 7195.148 \frac{lbf}{ft^2}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 88.02388 \frac{lbf \times ft}{lbm}$$

Friction loss ΣF

1. Fraksi di pipa lurus, dipilih bahan *comercial steel*

$$N_{Re} = 11495.0270$$

Dari fig. 2.10.3 Geankopolis, untuk *commercial steel* didapat $E = 0.000046$

$$ID : 4.813 \text{ in} = 0.401 \text{ ft} = 0.122 \text{ m}$$

$$E/ID : 0.000376278$$

Dari fig. 2.10.3 Geankopolis, untuk *commercial steel* didapat

$$F \text{ (fanning fraction factor)} = 0.004$$

Direncanakan Panjang pipa $60 \text{ ft} = 18.288 \text{ m}$

Persamaan D'Arcy :

$$F_f = 4 \times f \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad \text{(Geankopolis, persamaan 2.10-6)}$$
$$= 0.000044525 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Fraksi *Elbow* 90°

Jumlah *elbow* 90° sebanyak 2 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10.17 geankopolis hal.94

$$h_f = K_f \times \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

Untuk *elbow* 90° dari tabel 2.10-11 geankopolis didapatkan

$$K_f = 0.75 \text{ dan } h_f = 0.145 \text{ ft.lbf/lbm (untuk 1 } \textit{elbow})$$

3. Fraksi *Gate Valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankopolis halaman 94

$$h_f = K_f \times \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

Untuk *gate valve wide open*, dari Tabel 2.10-11 Geankopolis didapatkan

$$h_f = 0.17 \frac{\text{ft} \times \text{lb}}{\text{lbm}}$$

$$K_f = 0.033$$

4. Fraksi di *Check valve*

Jumlah 1 buah menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankopolis halaman 94

$$h_f = K_f x \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

Untuk *check valve swing*, dari Tabel 2.10-11 Geankopolis didapatkan

$$h_f = 0.3891 \frac{ft \times lb}{lbm}$$

$$K_f = 2$$

5. Fraksi di *Globe Valve*

Jumlah satu buah menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankopolis halaman 94

$$h_f = K_f x \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

Untuk *globe valve*, dari Tabel 2.10-11 Geankopolis didapatkan

$$h_f = 1.167 \frac{ft \times lb}{lbm}$$

$$K_f = 6$$

6. Fraksi di *Hether*

$$h_f = K_f x \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop} &= 1.75 \text{ psi} \\ &= 252 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{252 \frac{lbf}{ft^2}}{81.74086 \frac{lb}{cuft}} = 3.0829134 \frac{lbf \times ft}{lbm}$$

7. Fraksi di *Sharp-edge entrance*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankopolis halaman 94

$$h_f = K_f x \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

$$h_f = 0.0972 \frac{ft \times lb}{lbm}$$

$$K_f = 0.5$$

Fraksi *Sharp-edge exit*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankopolis halaman 94

$$h_f = K_f x \left(\frac{v_1^2}{2gc} \right)$$

$$h_f = 0.1945 \frac{ft \times lb}{lbm}$$

$$K_f = 1$$

$$\text{Friction loss } (\Sigma F) = 5.721 \frac{ft \times lbf}{lbm}$$

Dari persamaan Bernouli didapatkan:

$$-Ws = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = 126.9648 \frac{ft \times lbf}{lbm}$$

Menghitung BHP pompa

$$\text{Kapasitas Pompa (Qf)} = 0.0232 \text{ cuft/detik} = 10.4100 \text{ gal/menit}$$

Dari Fig 10.62 Halaman 480 Coulson didapatkan efesiensi pompa untu laju alir 183 = 79%

BHP dihitung menggunakan persamaan:

$$BHP = Qf \times \rho \times \frac{-Ws}{550}$$

$$BHP = 0.0232 \times 81.7406 \times \frac{126.9648}{550}$$

$$BHP = 0.4377 \text{ HP}$$

$$BHP \text{ aktual} = \frac{BHP \text{ Teoritis}}{\eta \text{ Pompa}} = 0.5540 \text{ HP} = 0.4131 \text{ kW}$$

B.2.1.5 Kenaikan Suhu Cairan

$$dt = Ps \times \frac{1-\eta}{Cp \times q \times \rho}$$

Dimana:

dt : Kenaikan Suhu (°C)

q : Laju alir volumetric cairan (m^3/s)

P_s : Brake power (kW)

C_p : Panas jenis fluida (kJ/kg. $^{\circ}C$)

η : Efisiensi pompa

ρ : Densitas fluida

Tabel B.8 Tetapan Antoine

Komponen	A	B	C	D
NH ₃	214.478	-0.76762	0.001497	-3.0208E-07
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07

C_p Campuran = 4.046 kJ/kg. $^{\circ}C$

$$dt = P_s \times \frac{1-\eta}{C_p \times q \times \rho} = 0.02493 \text{ }^{\circ}C$$

Sehingga suhu keluar pompa adalah $30^{\circ}C + 0.02493^{\circ}C = 30.02493^{\circ}C$

Panas Masuk P-01 (Q2a)

$$T_{masuk} = 30 \text{ }^{\circ}C = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}C = 298.15 \text{ K}$$

HNO₃

Massa = 18574.98 kg/jam

$$Mol = \frac{18574.98 \frac{kg}{jam}}{63.02 \frac{kg}{mol}} = 294.7474 \frac{kmol}{jam}$$

$$C_p = (214.478 \times (303.15 - 298.15)) + \left(-\frac{0.7676}{2} \times (303.15^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{0.001497}{3} \times (303.15^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.000000302}{4} \times (303.15^4 - 298.15^4)\right) = 554.4864 \frac{kJ}{mol}$$

$$Q = 294.7474 \frac{kmol}{jam} \times 554.4864 \frac{kJ}{mol} = 163291.2077 \frac{kJ}{jam}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	18,574.98	294.7474225	554.0039	163291.2077
H ₂ O	12,383.32	687.20	377.4864	259,408.17

Total	30,958.30	981.9461855	422699.3822
-------	-----------	-------------	-------------

Tabel B.9 Neraca Panas Masuk P-01

Panas Keluar P-01 (Q-2b)

$$T_{keluar} = 30.0249 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.1749 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	18,574.98	294.7474	556.7698	164106.4704
H ₂ O	12,383.32	687.20	379.3675	260,700.85
Total	30,958.30	981.9462		424807.324

Tabel B.10 Neraca Panas Keluar (P-01)

Panas Pencampuran

$$Q_{serap} = Q_{2b} - Q_{2a} = 424807.324 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} - 422699.3822 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$Q_{serap} = 2107.941723 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

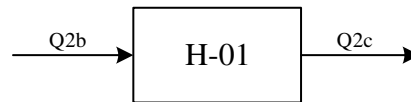
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q2a	Q2b
HNO ₃	163291.2077	164106.4704
H ₂ O	259,408.17	260,700.85
Q Campuran	2107.941723	
Total	424807.324	424807.324

Tabel B.11 Ringkasan Neraca Panas di Pompa (P-01)

B.2.2 Heater (H-01)

Fungsi : Menaikkan suhu asam nitrat dari 30.02493°C menjadi 175°C

Tujuan : Menghitung kebutuhan pemanas



Gambar B.2 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar H-01

Panas Masuk H-01 (Q-2b)

$$T_{masuk} = 30.0249 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.1749 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

HNO₃

$$\text{Massa} = 18574.98 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{18574.98 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{63.02 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 294.7474 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (214.478 \times (303.1749 - 298.15)) + \left(-\frac{0.7676}{2} \times (303.1749^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{0.001497}{3} \times (303.1749^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.000000302}{4} \times (303.1749^4 - 298.15^4)\right) = 556.7698 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 294.7474 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 556.798 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 164106.4704 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	18,574.98	294.7474	556.7698	164106.4704
H ₂ O	12,383.32	687.20	379.3675	260,700.85
Total	30,958.30	981.9462		424807.324

Tabel B.12 Neraca Panas Masuk H-01

Panas Keluar H-01 (Q-2c)

$$T_{keluar} = 175 \text{ }^{\circ}\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	18,574.98	294.7474	18444.2519	5436395.706
H ₂ O	12,383.32	687.20	11440.2648	7,861,735.82
Total	30,958.30	981.9462		13298131.53

Tabel B.13 Neraca Panas Keluar H-01

Beban Panas

$$Q_{steam} = Q_{2b} - Q_{2c} = 12873324.2 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Kebutuhan Pemanas

Steam pada suhu 186 °C tekanan 11.3 atm memiliki panas laten = 1992.5 kJ/kg

$$\text{Laju massa aliran} = \frac{Q_s}{\lambda_s} = 6460.7542 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas Steam Masuk} = \frac{Q_s}{H_v} = 17974891.27 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas steam Keluar} = \frac{Q_s}{H_L} = 5101657.067 \text{ kJ/jam}$$

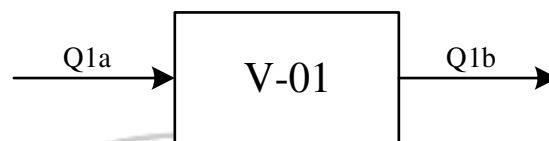
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q _{2b}	Q _{2c}
HNO ₃	164106.4704	5436395.706
H ₂ O	260,700.85	7,861,735.82
Q Steam	17974981.27	5101657.067
Total	18399788.59	18399788.59

Tabel B.14 Ringkasan Neraca Panas H-01

B.2.3 Vaporizer (V-01)

Fungsi : Mengeubah fasa amonia cair menjadi gas

Tujuan : Menghitung suhu keluar fluida pemanas keluar *vaporizer*



Gambar B.3 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar V-01

Panas Masuk V-01

Amonia masuk *vaporizer* dengan kondisi cair jenuh

$$T_{masuk} = -33 \text{ }^{\circ}\text{C} = 240.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₃

Massa = 5069.74 kg/jam

$$Mol = \frac{5069.74 \frac{kg}{jam}}{17.03 \frac{kg}{mol}} = 303.9583 \frac{kmol}{jam}$$

$$Cp = \left(-182.157 \times (240.15 - 298.15) \right) + \left(-\frac{3.3618}{2} \times (240.15^2 - 298.15^2) \right) + \left(\frac{-0.014398}{3} \times (240.15^3 - 298.15^3) \right) + \left(-\frac{0.0000203}{4} \times (240.15^4 - 298.15^4) \right) = -4490.2339 \frac{kJ}{mol}$$

$$Q = 5069.74 \frac{kmol}{jam} \times -4490.2339 \frac{kJ}{mol} = -1364843.772 \frac{kJ}{jam}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	303.9583	-4490.2339	-1364843.772
H ₂ O	25.35	202.87361	-4436.9631	-900142.7469
Total	5,095.09	506.83189		-2264986.519

Tabel B.15 Neraca Panas Masuk V-01

Panas Keluar V-01

Amonia keluar *Vaporizer* dengan kondisi uap jenuh dimana dari hasil perhitungan diperoleh suhu keluar *vaporizer* = 32.43 °C

$$T_{keluar} = 32.43^{\circ}\text{C} = 305.58 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	303.9583	267.8990	81430.1342
H ₂ O	25.35	202.87361	250.0725	50733.1233
Total	5,095.09	506.83189		132163.2577

Tabel B.16 Neraca Panas Keluar V-01

Menghitung Panas Penguapan

Tabel B. 17 Panas Penguapan V-01

Komponen	H vap	Q Vap
NH ₃	32.43	9858.38
H ₂ O	52.8907	10730.1319
Total	5,095.09	20588.51

Menghitung Q steam

$$Q_{pemanas} = Q_{\text{uap jenuh}} (Q_{1b}) + \text{Panas Penguapan} - Q_{\text{cair jenuh}} (Q_{1a}) = 2417738.28 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = \frac{Q_s}{\lambda} = 1231.39$$

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q _{1a}	Q _{1b}
NH ₃	-1364843.772	9858.376071

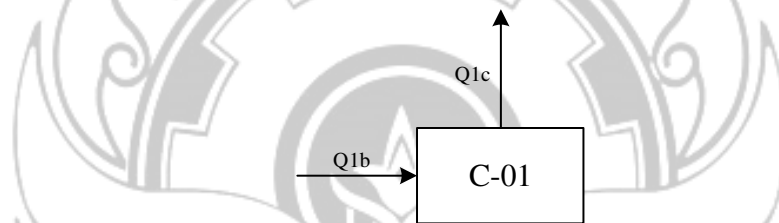
H ₂ O	-900142.7469	10730.1319
Q _v		132163.2577
Q _{steam}	2,417,738.28	
Total	152751.7656	152751.7656

Tabel B.18 Ringkasan Neraca Panas V-01

B.2.4 Compresor (C-01)

Fungsi : Meningkatkan Tekanan dari 1 atm menjadi 4.4 atm

Tujuan : Menentukan jumlah stage dan menghitung suhu keluar *compressor*



Gambar B.4 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar C-01

$$P_{in} = 1.1 \text{ atm}$$

$$P_{out} = 4.4 \text{ atm}$$

B.2.4.1 Menentukan Jumlah Stage

Syarat $Rc < 4$ untuk kompresor sentrifugal. Digunakan kompresor sentrifugal karena cocok untuk kapasitas 600-300000 m³/jam, suara mesin tidak bising, banyak digunakan di industry harga investasi dan perawatan alat murah (Ulrich, 1984)

$$Rc = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{1/n}$$

$$Rc = \left(\frac{4.4}{1} \right)^{\frac{1}{2}} = 2.0976$$

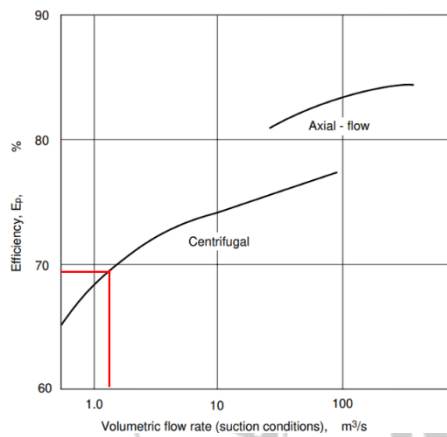
$Rc < 4$, sehingga digunakan kompresor 1 stage

B.2.4.2 Menghitung Tekanan dan suhu di Stage

$$P_2 = P_1 \times R_c$$

$$P_2 = 1 \times 2.0967 = 2.0967 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir } V_1 &= \left(\frac{\text{mol} \times R \times T_1}{P_1} \right) \\ &= \frac{29910.596 \frac{\text{mol}}{\text{jam}} \times 0.08205 \frac{\text{atm}}{\text{mol}} \times 305.58 \text{ K}}{1 \text{ atm}} \\ &= 7540913 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} = 2.09 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$



Dari grafik 3.6 Coulson, 1999 diperoleh harga $E_p = 69.5\% = 0.695$

Tabel B.19 Cp Campuran

Komponen	x_i (%mol)	C_p gas (kJ/mol.K)	$x_i \cdot C_p$
NH ₃	0.9952969	34.74064	34.5773
H ₂ O	0.0047031	33.40035	0.15708
Cp Campuran			34.73434

$$R = 8.314 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\gamma = \frac{c_p}{c_v} = \frac{c_p}{c_p - R} = 1.3144$$

Metode Schultz, kerja politropik

$$\text{Frist estimation, } m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \times E_p}$$

$$\text{Frist estimation, } m = \frac{1.3144 - 1}{1.3144 \times 0.695} = 0.34414$$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m = 394.315 \text{ K}$$

$$T_{\text{mean}} = \frac{240.138 \text{ K} + 312.512 \text{ K}}{2} = 349.947 \text{ K}$$

$$T_{r\text{mean}} = \frac{T_{\text{mean}}}{T_c} = 0.8626$$

$$P_{mean} = \frac{1+2.0976}{2} = 1.54881 \text{ atm}$$

$$P_{rmean} = \frac{P_{mean}}{P_c} = 0.0139150$$

Komponen	xi (%mol)	Cp gas (kJ/mol.K)	xi.Cp
NH ₃	0.9953	37.2602	37.0850
H ₂ O	0.00470	33.9407	0.1596
Cp Campuran			37.2446

Tabel

B.20

Cp

campuran

$$C_p \text{ mean} = 37.2446 \text{ kJ/kmol.K}$$

Cp koreksi dari grafik 3.2 Coulson, 1999 diperoleh harga $C_p = 1+37.2426$ kJ/kmol.K

Dari grafik 3.2 Coulson, 1999 diperoleh nilai :

$$X = 0.15$$

$$Y = 1.1$$

$$Z = 1$$

$$m = \frac{z x R}{C_p} x \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = 0.3454$$

$$n = \frac{1}{Y - m(1+X)} = 1.1524$$

$$-W = Z x \text{ mol} x R x T_1 x \frac{n}{n-1} x \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 = 6339051.71$$

$$\text{Kebutuhan tenaga actual stage} = \frac{W_{\text{politropik}}}{E_p} = 9120938 \text{ kJ/jam}$$

Suhu keluar kompresor

$$T_2' = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$T_2' = 394.6837 \text{ K}$$

$$T_2 = 332.75664 \text{ K}$$

Panas Masuk C-01

$$T_{Masuk} = 32.43^\circ\text{C} = 305.58 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₃

$$\text{Massa} = 5069.74 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{5069.74 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{17.03 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 297.6949 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$C_p = \left(-182.157 \times (240.15 - 298.15)\right) + \left(-\frac{3.3618}{2} \times (240.15^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{-0.014398}{3} \times (240.15^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.0000203}{4} \times (240.15^4 - 298.15^4)\right) = 267.8990 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 303.9583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 267.8990 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 81430.13324 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	297.6949	267.8990	81430.13428
H ₂ O	25.35	202.87361	250.0726	50733.1234
Total	5,095.09	506.83189		132163.2577

Tabel B.21 Neraca Panas Masuk C-01

Panas Keluar C-01

$$T_{keluar} = 59.60^\circ\text{C} = 332.756 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	297.6949	1259.1671	374847.6126

H ₂ O	25.35	1.4067	1167.3416	1642.0985
Total	5,095.09	299.1016		376489.7111

Tabel B. 22 Neraca Panas Keluar C-01

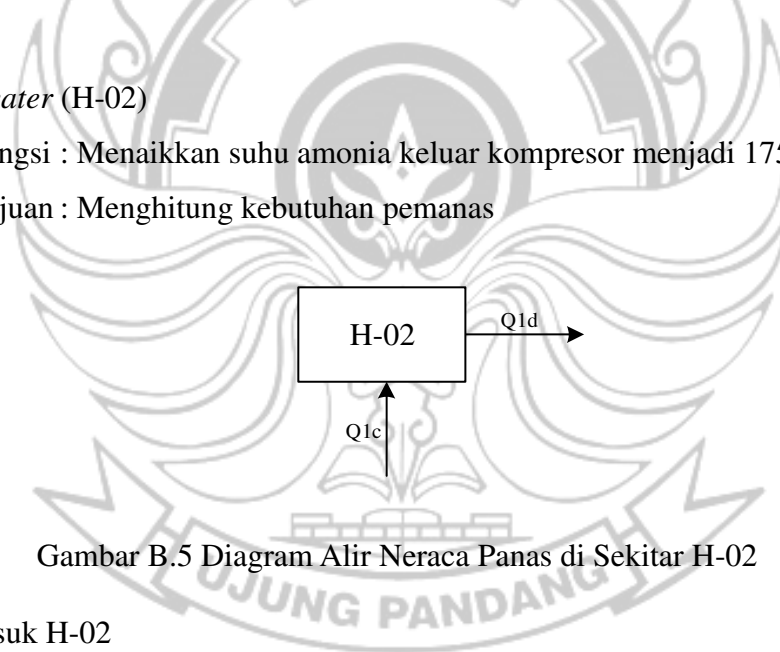
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1b	Q1c
NH ₃	9299.329491	374847.6126
H ₂ O	10389.6622	1642.0985
Panas Kompresi	356800.7194	
Total	376489.7111	376489.7111

Tabel B. 23 Ringkasan Neraca Panas C-01

B.2.5 Heater (H-02)

Fungsi : Menaikkan suhu amonia keluar kompresor menjadi 175°C

Tujuan : Menghitung kebutuhan pemanas



Gambar B.5 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar H-02

Panas Masuk H-02

$$T_{masuk} = 59.60^{\circ}\text{C} = 332.756\text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15\text{ K}$$

NH₃

$$\text{Massa} = 5069.74\text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{5069.74 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{17.03 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 297.6949 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (-182.157 \times (332.756 - 298.15)) + \left(-\frac{0.012581}{2} \times (332.756^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{0.00008906}{3} \times (332.756^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.00000007178}{4} \times (332.756^4 - 298.15^4)\right) + \left(\frac{0.000000000186}{4} \times (332.756^5 - 298.15^5)\right) = 1259.1671 \frac{kJ}{mol}$$

$$Q = 297.6949 \frac{kmol}{jam} \times 1259.1671 \frac{kJ}{mol} = 374847.6126 \frac{kJ}{jam}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	297.6949	1259.1671	374847.6126
H ₂ O	25.35	1.4067	1167.3416	1642.0985
Total	5,095.09	299.1016		376489.7111

Tabel B.24 Neraca Masuk Keluar H-02

Panas Keluar H-02

$$T_{keluar} = 175^\circ\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	297.6949	5689.9980	1693883.372
H ₂ O	25.35	1.4067	5118.8278	7200.6512
Total	5,095.09	299.1016		1701084.023

Tabel B.25 Neraca Panas Keluar H-02

Beban Panas

$$Q_{serap} = Q_{1d} - Q_{1c} = 1324594.321 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pemanas

Steam pada suhu 186 °C tekanan 11.3 atm memiliki panas laten = 1992.5 kJ/kg

$$\text{Laju massa aliran} = \frac{Q_s}{\lambda_s} = 664.776 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas Steam Masuk} = \frac{Q_s}{H_v} = 1849526.7874 \text{ kJ/jam}$$

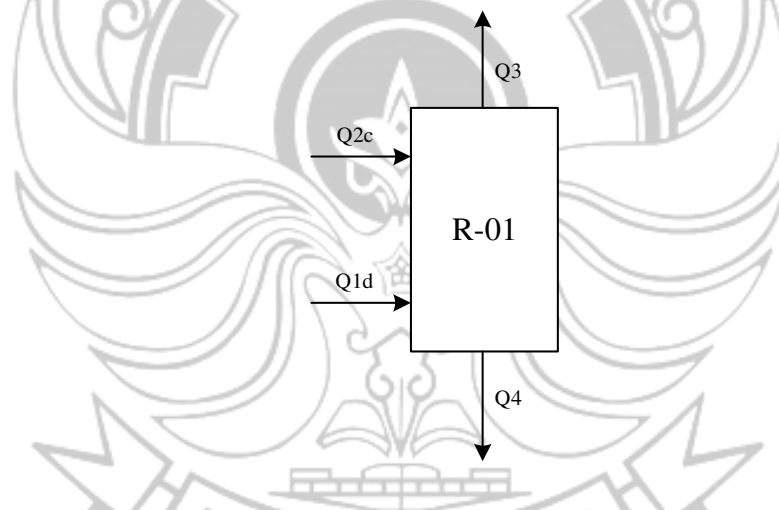
$$\text{Panas steam Keluar} = \frac{Q_s}{HL} = 524932.475 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1c	Q1d
NH ₃	374847.6126	1693883.3723
H ₂ O	1642.0985	7200.6512
Q steam	1849526.7874	524932.475
Total	2226016.4985	2226016.4985

Tabel B.26 Ringkasan Neraca Panas H-02

B.2.6 Reaktor R-01

Tujuan : Menghitung kebutuhan air untuk mendinginkan jaket pendingin



Gambar B.6 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar R-01

Panas Masuk R-01

1. Panas Masuk dari H-01

$$T_{masuk} = 175 \text{ }^\circ\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

HNO₃

$$\text{Massa} = 18574.98 \text{ kg/jam}$$

$$Mol = \frac{18574.98 \frac{kg}{jam}}{63.02 \frac{kg}{mol}} = 294.7474 \frac{kmol}{jam}$$

$$Cp = (214.478 \times (448.15 - 298.15)) + \left(-\frac{0.7676}{2} \times (448.15^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{0.001497}{3} \times (448.15^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.000000302}{4} \times (448.15^4 - 298.15^4)\right) = 18444.2519 \frac{kJ}{mol}$$

$$Q = 294.7474 \frac{kmol}{jam} \times 18444.2519 \frac{kJ}{mol} = 5436395.706 \frac{kJ}{jam}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	18574.98	294.7474	18444.2519	5436395.706
H ₂ O	12383.32	687.1988	11440.2648	7,861,735.82
Total	30958.30	981.9462		13298131.53

Tabel B.27 Neraca Panas dari H-01 Masuk R-01

2. Panas masuk dari H-02

$$T_{masuk} = 175 \text{ }^\circ\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	5,069.74	297.6949	5689.99802	1693883.372
H ₂ O	25.35	1.4067	5118.827792	7200.6512
Total	5,095.09	299.1016		1701084.023

Tabel B.28 Neraca Panas Masuk dari H-02 Masuk R-01

Panas Pembentukan Standar

Komponen (kmol/jam)	NH ₃	HNO ₃	NH ₄ NO ₃
Mula-mula	297.69	294.75	-

Bereaksi	291.80	291.80	291.80	NH3 (g)
Sisa	5.89495	2.95	291.80	+
HNO3 (l)	NH4NO3			

Tabel B.29

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta H_{f298 \text{ produk}} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right)$	$Q_{f298 \text{ reaktan}} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \right)$	Panas
NH ₃	291.80	-45940	-13405289.62	
HNO ₃	291.80	-207360	-60507637.27	
NH ₄ NO ₃	291.80	-339870	-99174048.42	
Total		-86570	-25261121.52	

Pembentukan standar

$$\Delta H_f = \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}}$$

Panas Keluar R-01

1. Panas Ke utilitas

$$T_{keluar} = 175^\circ\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₃	100.39	5.8949	5689.9980	33542.245
H ₂ O	8,597.00	477.08	5118.8278	2,442,094.67
Total	8,697.39	482.9758		2475636.915

Tabel B.30 Neraca Panas R-01 Keluar ke Utilitas

2. Panas Keluar Evaporator

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
HNO ₃	185.75	2.9475	18300.512	53940.28836
NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.80	-998	(291,303.89)
H ₂ O	3,811.67	211.5246	11360.421	2403008.715
Total	27,356.01	506.27204		2165645.115

Tabel B.31 Neraca Panas R-01 Keluar ke EV-01

$$Q \text{ pendingin} = Q_{2c} + Q_{1d} + Q_r - Q_{3a} - Q_4$$

$$= 35619055.04 \text{ kJ/jam}$$

Pendingin yang disuplai air suhu lingkungan

$$T_{masuk} = 30^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{keluar} = 45^\circ\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

$$C_p = 1129.6684 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 62.68 \text{ kJ/kg}$$

Kebutuhan air pendingin

$$m_{H_2O} = \frac{Q_{pendingin}}{C_p \times \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{35619055.04}{62.68 \times 15} = 37884.55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q1d	Q2c	Q3	Q4

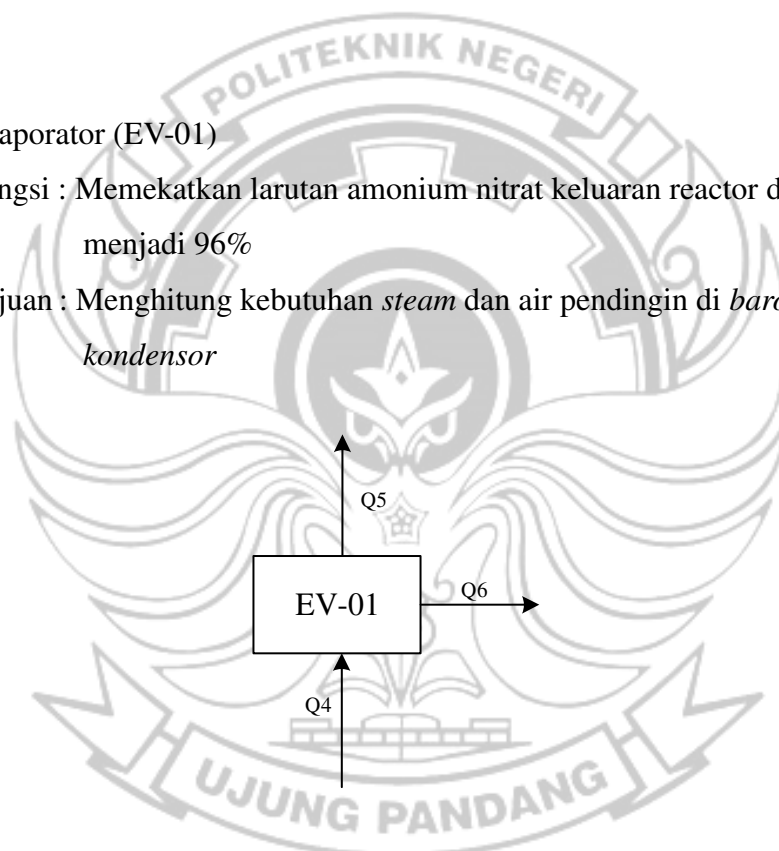
HNO ₃	5436395.7064	53940.2884
NH ₃	1693883.3723	33542.2450
NH ₄ NO ₃		(291,303.89)
H ₂ O	7,200.65 7861735.8192	2,442,094.67 2403008.7152
Panas Reaksi	25261121.52	
Q Pendingin		35,619,055.04
Total	40260337.0703	40260337.0703

Tabel B.32 Ringkasan Neraca Panas R-01

B.2.7 Evaporator (EV-01)

Fungsi : Memekatkan larutan amonium nitrat keluaran reactor dari 83% menjadi 96%

Tujuan : Menghitung kebutuhan *steam* dan air pendingin di *barometric kondensor*



Gambar B.7 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar EV-01

Dari hasil trial, didapat titik didih larutan (T_1) = 92.025

$$BPR = T_1 - T_1' = 24.025 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Steam

$$T_s = 186 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_s = 11,3 \text{ atm}$$

$$\Delta T_{eff} = T_s - T_1 = 93.975 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung data entalpi

$$T_1' = 70 \text{ C} = 343.15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ uap air} = 1.86 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Dari steam table} = H_1 (\text{sat vapour}) = 2629.9 \text{ kJ/kg}$$

$$= \text{Superheated vapor} = 3182.646 \text{ kJ/kg}$$

$$V_1 = 344.57 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas keluar evaporator ke barometric kondensor} = V_1 \times H_1 = 1096642.77 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas masuk dari reactor} = F \times h_f = 2165645.115 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Suhu keluar evaporator} = 171^\circ\text{C}$$

Panas Keluar EV-01

Panas ke *mixing tank*

$$T_{\text{keluar}} = 171^\circ\text{C} = 444.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₄NO₃

$$\text{Massa} = 23358.59 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{23358.59 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 291.7999 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$C_p = (-6.7 \times (444.15 - 298.15)) = -998.300 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 291.799 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times -998.300 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -291303.8884 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.7999	-998.300	-291303.8884
H ₂ O	3,652.85	202.7111	11360.4209	2302883.352
Total	27,011.44	494.5110		2011579.464

Tabel B.33 Neraca Panas Keluar EV-01

$$\text{Panas keluar evaporator ke mixing tank} L \times h_1 = 1983174.85 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas sekitar evaporator

$$F \times h_f + S \times \lambda_s = V_1 \times H_1 + L \times h_1$$

$$S \times \lambda_s = 912890.70 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Kebutuhan steam sebagai pemanas} = 458.15 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

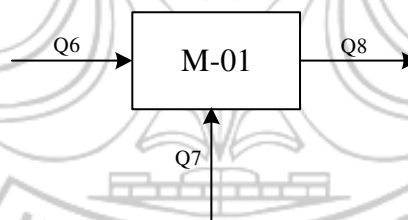
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q4	Q5	Q6
HNO ₃	53940.28836		
NH ₄ NO ₃	(291,303.89)		-287393.7690
H ₂ O	2,403,008.72		2270568.62
Panas Steam	912890.70		
Panas Ke BK		1,095,360.97	
Total	3078535.816	3078535.816	

Tabel B.34 Ringkasan Neraca Panas EV-01

B.2.8 *Mixing Tank* (M-01)

Fungsi : Mencampur amonium nitrat dari evaporator dengan *recycle* dari Screener

Tujuan : Menghitung panas keluar *mixing tank*



Gambar B.8 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar M-01

Panas Masuk M-01

1. Panas masuk evaporator

$$T_{masuk} = 172 \text{ } ^\circ\text{C} = 444.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₄NO₃

$$\text{Massa} = 23358.59 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{23358.59 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 291.7999 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (-6.7 \times (444.15 - 298.15)) = -998.300 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 291.799 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times -998.300 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -291303.8884 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.7999	-998.300	-291303.8884
H ₂ O	3,652.85	202.7111	11360.4209	2302883.352
Total	27,011.44	494.5110		2011579.464

Tabel B.35 Neraca Panas Masuk M-01

2. Panas Masuk screening

$$T_{\text{masuk}} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 348.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO	973.27	12.15833	6965.000	84682.7767
H ₂ O	2.93	0.162520	1614.3044	262.3566
Total	976.20	12.32085		84945.1333

Tabel B.36 Neraca Panas Masuk M-01

Panas Keluar M-01

$$T_{\text{keluar}} = 180^{\circ}\text{C} = 447.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO	24,331.86	303.9583	-1038.500	-315660.6732
H ₂ O	3,655.78	202.8736	11840.9008	2402206.346
Total	27,987.64	506.8319		2086545.673

Tabel B.37 Neraca Panas Keluar M-01

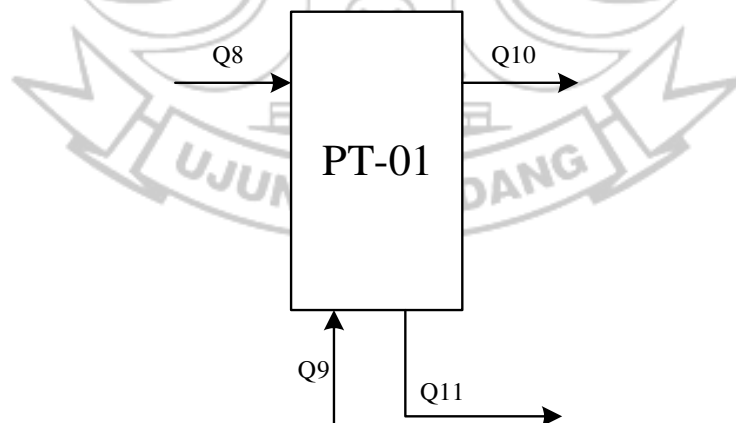
Tabel B.38 Ringkasan Neraca Panas M-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q6	Q7	Q8
NH ₄ NO ₃	-287393.769	84682.7767	-315660.6732
H ₂ O	2270568.62	262.3566	2402206.3461
Panas Pelelehan			9,978.92
Total	2068119.98		2068119.98

B.2.9 Prilling Tower (PT-01)

Fungsi : Memembentuk *prill* amonium nitrat

Tujuan : Menghitung panas dan suhu keluar *prilling tower*



Gambar B.9 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar PT-01

Panas Masuk PT-01

1. Panas Masuk dari *mixing tank*

$$T_{masuk} = 180 \text{ }^\circ\text{C} = 435.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$



$$\text{Massa} = 24,331.86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{24,331.86 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 303.9583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$C_p = (-6.7 \times (444.15 - 298.15)) = -1038.599 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 291.799 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 1038.599 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -315660.6732 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Tabel B.39 Neraca Panas Masuk PT-01

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO	24,331.86	303.9583	-1038.500	-315660.6732
H ₂ O	3,655.78	202.8736	11840.9008	2402206.346
Total	27,987.64	506.8319		2086545.673

2. Panas Udara masuk

$$T_{masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
O ₂	11,564.38	361.3869	147.391	53265.33682
N ₂	43,504.10	1552.9748	145.368	225752.7138
Total	55,068.49	1914.3617		279018.0507

Tabel B.40 Udara Masuk PT-01

3. Panas solidifikasi

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Hf (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
----------	------------	---------------	--------------	-------------

NH ₄ NO ₃	24,331.86	303.9583	25690.000	7808688.199
Total	24,331.86	303.9583		7808688.199

Tabel B.41 Panas Solidifikais

Panas Keluar

1. Panas Keluar Ke Rotary Dryer

$$T_{keluar} = 85 \text{ }^{\circ}\text{C} = 358.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	24,331.86	303.9583	8358	2540483.3
H ₂ O	752.53	41.7609	1956.5211	81706.11968
Total	25,084.39	345.7192		2622189.419

Tabel B.42 Neraca Panas Ke luar PT-01

2. Panas Udara Keluar

$$T_{keluar} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C} = 393.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
O ₂	11,564.38	361.3869	2829.735	1022629.177
N ₂	43,504.10	1552.9748	2769.4776	4300928.933
H ₂ O	2,903.25	161.1127	3222.7003	519217.931
Total	57,971.74	2075.4744		5842776.041

Tabel B.43 Neraca Panas Udara Keluar dari PT-01

Tabel B.44 Ringkasan neraca panas di PT-01

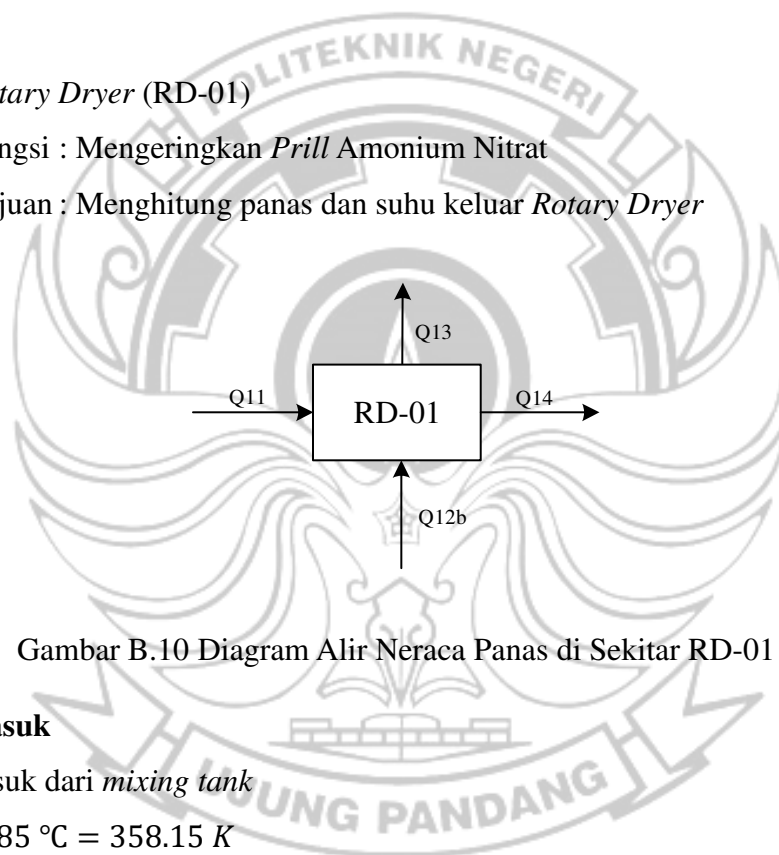
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
----------	----------------	-----------------

	Q8	Q9	Q10	Q11
NH ₄ NO ₃	-315660.6732			2540483.2996
H ₂ O	2402206.3461		519217.9310	81706.1197
O ₂		53,265.34	1022629.176	
N ₂		225752.7138	4300928.93	
Panas Solodifikasi	7808688.199			
Panas Penguapan			1,709,286.46	
Total	10174251.92		10,174,251.92	

B.2.10 Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Mengeringkan *Prill* Amonium Nitrat

Tujuan : Menghitung panas dan suhu keluar *Rotary Dryer*



Gambar B.10 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar RD-01

Panas Masuk

Panas Masuk dari *mixing tank*

$$T_{masuk} = 85 \text{ }^{\circ}\text{C} = 358.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₄NO₃

$$\text{Massa} = 24,331.86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{24,331.86 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 303.9583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (139.3 \times (444.15 - 298.15)) = 8358.00 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 303.9583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8358.00 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 2540483.3 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	24,331.86	303.9583	8358.000	2540483.3
H ₂ O	752.53	41.7609	1956.5211	81706.11968
Total	25,084.39	345.7192		2622189.419

Tabel B.45 Neraca Panas Masuk RD-01

Panas Keluar

$$T_{keluar} = 75 \text{ }^\circ\text{C} = 34815 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Tabel B.46 Neraca Panas Keluar PT-01

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.7999	6965	2032386.64
H ₂ O	70.29	3.9005	1614.3044	6296.5591
Total	23,428.87	295.7004		2038683.199

1. Kebutuhan Udara

a. Menentukan *Spesific Humidity*

- ❖ Menentukan *% relative humidity*

$$T \text{ udara} = 30^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Udara Pada suhu 30°C dan Tekanan 1 atm mengandung uap air dengan tekanan parsial dari steam table untuk suhu 30°C diperoleh Tekanan uap pas sebesar 4.246 kPa

$$Hr = 100 \% \times \frac{Pa}{Pas}$$

$$Hr = 100 \% \times \frac{2.97}{4.256} = 70\%$$

- ❖ Menentukan *Spesific Humidity*

Berdasarkan *Humidity Chart* Fig, 9,3-2 (Geankoplis, 1993) Diperoleh

$$\kappa r = 0.0195 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg udara kering}}$$

Dengan asumsi bahwa *humidity* tidak berubah saat udara dipanaskan 120°C

b. Entalpi Udara

$$H_G = C_s (T_G - T_o) + \kappa x \lambda_o \quad (\text{Geankoplis, 1993. Hal 526})$$

$$C_s = (1.005 + 1.88 x \kappa) (T_G - T_o) + \kappa x \lambda_o$$

Dimana:

H_G : Entalpi udara kering (kJ/kg udara kering)

C_s : Kalor lembap

T_G : Suhu Udara = 393 K

κ : Kelembapan Udara (Kg Uap air/Kg udara Kering)

T_o : T referensi 25°C = 298 K

λ_o : Panas Laten pada 25°C = 2441.7 kJ/kg

❖ Entalpi Udara Masuk (H_{G1})

$$\begin{aligned} HG1 &= (1.005 + 1.88 x \kappa_1) (T_{G1} - T_o) + \kappa_1 x \lambda_o \\ &= (1.005 + 1.88 x 0.0195) (393 - 298) + 0.0195 x 2441.7 \\ &= 148.654 \frac{\text{kJ}}{\text{kg udara kering}} \end{aligned}$$

❖ Entalpi Udara Keluar

$$\begin{aligned} HG2 &= (1.005 + 1.88 x \kappa_2) (T_{G2} - T_o) + \kappa_2 x \lambda_o \\ &= (1.005 + 1.88 x \kappa_2) (383 - 298) + \kappa_2 x 2441.7 \\ &= 84.452 + 159.8 \kappa_2 + 2441.7 \kappa_2 \\ &= 84.452 + 2601.5 \kappa_2 \frac{\text{kJ}}{\text{Kg udara kering}} \quad \dots(1) \end{aligned}$$

❖ Neraca Panas Rotary Dryer

$$G \cdot H_{G1} + L_s \cdot H_{s1} = G \cdot H_{G2} + L_s \cdot H_{s2} + Q_{loss}$$

(Geankolplis, 1993. Hal. 562)

Dimana:

G : Massa Udara (kg)

H_G : Entalpi udara (kJ/kg udara kering)

H_s : Entalpi Padatan = Q/L_s (kJ/kg padatan kering)

Q : Panas padatan basah (kJ/kg)

L_s : Massa Padatan Kering (kg/jam)

Diasumsikan tidak ada panas yang hilang ($Q_{loss} = 0$) maka persamaan menjadi :

$$G \cdot H_{G1} + Q_{arus\ 11} = G \cdot H_{G2} + Q_{arus\ 21}$$
$$148.6541 G + 2622189.419 = (85.425 + 2601.5 \kappa)G + 2355143.459$$
$$G\kappa = \frac{63.22917G \times 267046.96}{2601.5} \quad \dots(2)$$

❖ Neraca Massa Moisture

$$G \cdot \kappa_1 + L_s \cdot X_{in} = G \cdot \kappa_2 + L_s \cdot X_{out} \quad (\text{Geankoplis, 1993.Hal.562})$$

Dimana, $X = \frac{\text{Massa air}}{L_s}$ maka persamaan menjadi :

$$G \cdot \kappa_1 + m_{air\ in} = G \cdot \kappa_2 + m_{air\ out}$$

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran A Neraca massa diperoleh:

$$m_{air\ in} = 752.53 \frac{kg}{jam}$$

$$m_{air\ out} = 73.22 \frac{kg}{jam}$$

Sehingga:

$$0.0195 + 752.53 = G \cdot \kappa_2 + 73.22$$

$$G \cdot \kappa_2 = 0.0195G + 679.32 \quad \dots(3)$$

❖ Massa Udara

Substitusi persamaan (2) ke Persamaan (3)

$$G \cdot \kappa_2 = 0.0195G + 679.32$$

$$\frac{63.22917G \times 267046.96}{2601.5} = 0.0195G + 679.32$$

$$G = 120016.45 \frac{kg\ udara\ kering}{jam}$$

❖ *Humiditi Udara Keluar κ_2*

Substitusi nilai G ke persamaan (3)

$$G \cdot \kappa_2 = 0.0195G + 679.32$$

$$120016.45 \cdot \kappa_2 = 0.0195 (120016.45) + 679.32$$

$$\kappa_2 = 0.0251 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg udara kering}}$$

❖ *Entalpi udara keluar (HG2)*

Substitusi nilai κ_2 ke persamaan (1)

$$HG_2 = 84.452 + 2601.5 \kappa_2$$

$$= 84.452 + 2601.5 (0.0251) = 150.879$$

❖ *Panas Udara Masuk*

$$Q_{12b} = G \times H_{G1}$$

$$= 148.654 \times 120016 = 17840945.53 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

❖ *Panas Udara keluar*

$$Q_{13} = G \times H_{G2}$$

$$= 150.8792 \times 120016 = 18107991.49 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

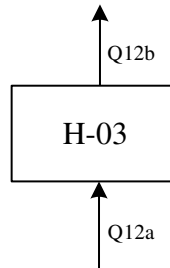
Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q11	Q12b	Q13	Q14
NH ₄ NO ₃	2540483.2996			2347829.9827
H ₂ O	81706.1197			7313.4767
Udara		17840945.53	18207991.491	
Total	20463134.951		20463134.95	

Tabel B.47 Ringkasan Neraca Panas Keluar RD-01

B.2.11 *Heater (H-03)*

Fungsi : Meringkakan *Prill* Amonium Nitrat

Tujuan : Menghitung panas dan suhu keluar *Rotary Dryer*



Gambar B.11 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar H-03

Panas Masuk

$$T_{masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 302.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Udara

$$\text{Massa} = 24,331.86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{10364.77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{32 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 323.899 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$C_p = (29.256 \times (303.15 - 298.15)) + \left(-\frac{0.008899}{2} \times (303.15^2 - 298.15^2)\right) + \left(\frac{0.000038083}{3} \times (303.15^3 - 298.15^3)\right) + \left(-\frac{0.00000003262}{4} \times (303.15^4 - 298.15^4)\right) + \left(\frac{0.00000000008860}{5} \times (303.15^5 - 298.15^5)\right) = 147.391 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 323.899 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 147.391 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 47739.94722 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
O ₂	10,364.77	323.8991	147.391	47739.94722
N ₂	38,991.28	1391.8796	145.3679	202334.638
Total	49,356.05	1715.7787		250074.5852

Tabel B. 48 Neraca Panas Masuk H-01

Panas Keluar H-03

$$T_{keluar} = 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
O ₂	10,364.77	323.8991	2829.735	916548.4692
N ₂	38,991.28	1391.8796	2769.4776	3854779.346
Total	49,356.05	1715.77865		4771327.815

Tabel B.49 Neraca panas Keluar H-03

Beban Panas

$$Q_{steam} = Q_{12b} - Q_{12a} = 4521253.23 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Kebutuhan Pemanas

Steam pada suhu 186 °C tekanan 11.3 atm memiliki panas laten = 1992.5 kJ/kg

$$\text{Laju massa aliran} = \frac{Q_s}{\lambda_s} = 2269.0880 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas Steam Masuk} = Q_s \times H_v = 6313611.375 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas steam Keluar} = Q_s \times H_l = 1791758.145 \text{ kJ/jam}$$

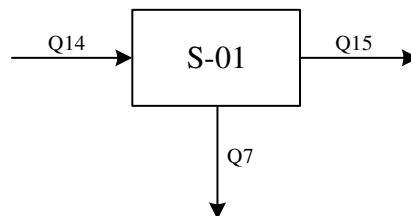
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q12a	Q12b
O ₂	47739.94722	916548.4692
N ₂	202,334.64	3,854,779.35
Q Steam	6313011.375	1791758.145
Total	6563085.961	6563085.961

Tabel B.50 Ringkasan Neraca Panas Keluar H-03

B.2.12 Screening (S-01)

Fungsi : Meringkakan *Prill* Amonium Nitrat

Tujuan : Menghitung panas dan suhu keluar *Rotary Dryer*



Gambar B.12 diagram alir Neraca Panas di sekitar (S-01)

Panas Masuk

Panas Masuk dari *Rotary Dryer*

$$T_{masuk} = 80.45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 353.6 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₄NO₃

$$\text{Massa} = 24,331.86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{10364.77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{lmol}}} = 303.958 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (139.3 \times (353.6 - 298.15)) = 7724.185 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 303.958 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 7724.185 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 47739.94722 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	24331.86027	303.9582794	7724.185	2347829.983
H ₂ O	73.21522649	4.06299814	1800.01969	7313.476653
Total	24405.0755	308.0212776		2355143.459

Tabel B.51 Neraca Panas Masuk S-01

Panas Keluar S-01

1. Panas ke *Fluidized Bed Cooler*

$$T_{keluar} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 348.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.7999	6965	2032386.64
H ₂ O	70.29	3.9005	1614.3044	6296.5591
Total	23,428.87	295.7004		2038683.199

Tabel B.52 Neraca Panas Keluar S-01

2. Panas Keluar *Mixing Tank*

$$T_{keluar} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 348.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	973.27	12.1583	6965	84682.7767
H ₂ O	2.93	0.1625	1614.3044	262.3566
Total	976.20	12.3209		84945.1333

Tabel B.53 Neraca Panas Keluar S-01

Panas Ke Lingkungan

$$QL = 231515.1273 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q14	Q7	Q15

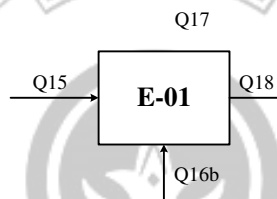
NH ₄ NO ₃	2347829.983	84682.7767	2032386.6397
H ₂ O	7,313.48	262.3566	6296.5591
Panas Ke Lingkungan	-		231,515.13
Total	2355143.46		2355143.46

Tabel B.54 Ringkasan Neraca Panas S-01

B.2.13 Fluidized Bed Cooler (E-01)

Fungsi : Meringinkan Prill Amonium Nitrat

Tujuan : Menghitung panas dan suhu keluar *Rotary Dryer*



Gambar B.13 Diagram Alir Neraca Panas di Sekitar E-01

Panas Masuk

1. Panas Masuk dari *screening*

$$T_{masuk} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C} = 348.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

NH₄NO₃

$$\text{Massa} = 23358.5859 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol} = \frac{23358.5859 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{80.05 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 291.7979 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Cp = (139.3 \times (348.15 - 298.15)) = 6965 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$Q = 291.7979 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 6965 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 2032386.64 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NH ₄ NO ₃	23358.5859	291.7999	6965	2032386.64
H ₂ O	70.2866	3.9005	1614.3044	6296.559145
Total	23428.8725	295.7004		2038683.199

Tabel B.55 Neraca Panas Masuk E-01

2. Panas Masuk dari Lingkungan

$$T_{masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
O ₂	9,680.72	302.5224	147.3914	44589.20647
N ₂	36,417.93	1300.0183	145.3679	188980.9578
Total	46,098.65	1602.5407		233570.1642

Tabel B.56 Neraca Panas Masuk E-01

Panas Keluar

Panas keluar ke *Coating Drum*

$$T_{keluar} = 29 \text{ }^\circ\text{C} = 302.15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)

NH ₄ NO ₃	23,358.59	291.7999	557.2000	162590.9312
H ₂ O	28.06	1.5574	123.1550	191.7991
Total	23,386.65	293.3573		162782.7303

Tabel B.57 Neraca panas Keluar E-01

Kebutuhan Udara

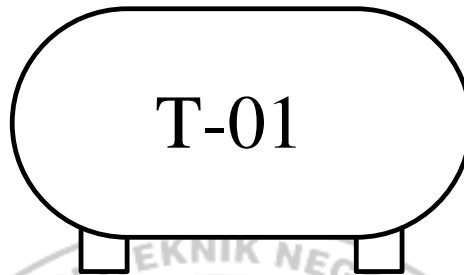
$$\text{Massa Udara} = \frac{Q}{c_p dT} = 1593.646 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input kJ/jam		Output kJ/jam	
	Q15	Q16b	Q17	Q18
NH ₄ NO ₃	2032386.64			162590.9312
H ₂ O	6296.559145			191.7991402
O ₂		233570.1642		
N ₂			2109470.633	
Total	2272253.363			2272253.363

Tabel B.58 Ringkasan Neraca Panas E-01

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT PROSES

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Amonia



Gambar C. 1 Tangki Penyimpanan Amonia-01

Kode : T-01
Kondisi : $T = -33,312^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$
Fungsi : Menyimpan bahan baku selama 14 hari
Tujuan :

1. Menentukan tipe tangki
2. Menentukan bahan konstruksi tangki
3. Menentukan dimensi utama tangki
 - a. Kapasitas tangki
 - b. Diameter tangki
 - c. Tebal dinding kaki
 - d. Tebal dan panjang *head* tangki
 - e. Diameter dan pipa pengisian dan pengeluaran
 - f. Menghitung isolasi (bahan tambahan) tangki

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe tangki

Dalam perancangan dipilih tangki silinder horizontal berbentuk *hemispherical head* dengan pertimbangan:

- a. Cairan disimpan dalam kondisi cair
- b. Cocok untuk menyimpan bahan pada temperatur minus

Parameter	Aktual	Batas
Fase bahan yang disimpan	Cair	Cair
Waktu tinggal	14 hari	Maks. 30 hari
Tekanan	1 atm	Maks 15 bar (14,8 atm)
Range suhu	-33,312°C	-250 – 800°C

(Tabel 4.27 hal. 248, Ulrich)

2. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 grade C* dengan pertimbangan:

- SA-283 *Grade C* adalah salah satu baja karbon yang tahan terhadap korosi dan lebih murah dibandingkan dengan baja paduan atau baja tahan karat.
- Baja ini mudah dikerjakan dan dilas, yang memudahkan proses fabrikasi. Ini penting untuk aplikasi di mana bentuk dan pengelasan tangki atau struktur harus dilakukan dengan cepat dan efisien.
- SA-283 *Grade C* tersedia secara luas di pasar, sehingga mudah didapatkan untuk berbagai proyek konstruksi dan manufaktur.
- Cocok untuk tangki bertekanan dan suhu di bawah 0°C dan untuk semua ketebalan lebih besar dari ¼ in
- Memiliki *allowable stress* yang tinggi yaitu 12.650 psia (Tabel 13.1 hal. 251, Brownell & Young)

3. Menghitung dimensi tangki

- Menghitung volume tangki

Tangki direncanakan dapat menampung bahan baku ammonia selama 14 hari

Kebutuhan NH₃ selama 14 hari = 5.069,74 kg/jam x 24 jam/hari x 14 hari
= 1.703.434,01 kg

Menghitung volume tangki

$$\text{Density} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Pada T = -33,312°C = 239,68

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas (ρ)	Fraksi (x_i)	$\rho \cdot x_i$ (g/mL)
NH ₃	0,2368	0,254	0,288	405,65	0,681	99,5%	0,678
H ₂ O	0,3471	0,274	0,285	647,13	1,079	0,5%	0,005
Densitas campuran							0,683

$$\rho \text{ NH}_3 \text{ 99,5\%} = 0,683 \text{ gr/cm}^3 = 682,99 \text{ kg/m}^3 = 42,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\text{Jumlah feed}}{\rho} \\ &= \frac{1.703.434,01 \text{ kg}}{682,99 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2.494,08 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari Tabel 4.27 hal 249 Ulrich untuk tangki penyimpanan bertekanan kapasitas maksimumnya adalah 1600 m³

$$\begin{aligned} n &= \frac{2.494,08 \text{ m}^3}{1600 \text{ m}^3} \\ &= 1,559 \end{aligned}$$

Sehingga untuk kapasitas 2.494,08 m³ dibutuhkan jumlah tangki sebanyak 2 tangki dan volume tiap tangki dapat dihitung:

$$\text{Volume tiap tangki} = \frac{2.494,08 \text{ m}^3}{2} = 1.247,042 \text{ m}^3 = 44039,277 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan faktor keamanan 10%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,1 \times 1.247,042 \text{ m}^3 \\ &= 1.385,602 \text{ m}^3 \\ &= 48.932,531 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan diameter dan panjang tangki

Direncanakan digunakan tangki silinder horizontal dengan *hemispherical head*

$$Ls = \frac{4V}{\pi D^3} - \frac{D}{3} \quad (\text{Brownell \& Young hal. 80})$$

Dari Tabel 4.27 Ulrich untuk tangki berbentuk silinder bertekanan dipakai perbandingan: L/D = 2 – 5

Jika diambil L/D = 4, maka

$$\begin{aligned} D^4 &= \frac{12V}{13\pi} \\ &= \frac{12 (1.385,602 \text{ m}^3)}{13 \left(\frac{22}{7}\right)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 406,960 \text{ m} \\
 D &= 4,491 \text{ m} \\
 &= 176,829 \text{ in} \\
 &= 14,736 \text{ ft} \\
 L_s &= 4 \times D \\
 &= 4 \times 4,491 \text{ m} \\
 &= 17,966 \text{ m} \\
 &= 58,946 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 4.27 hal 249 Ulrich diketahui bahwa

$$D_{\text{mas standar}} = 10 \text{ m}$$

$$L_{S \text{ mas standar}} = 20 \text{ m}$$

Jadi, untuk diameter dan panjang tangki:

$$D = 4,491 \text{ m}$$

$$L_s = 17,966 \text{ m}$$

Memenuhi syarat untuk tangki penyimpanan bertekanan

c. Menentukan tebal *shell*

Tangki direncanakan:

- Suhu = $-33,312^\circ\text{C}$
- Tekanan = $1 \text{ atm} = 14,69 \text{ psi}$

Faktor keamanan 10%

- Tekanan perancangan = $1,1 \times 14,69 \text{ psi}$
= $16,159 \text{ psia}$

- Jari jari dalam (r) = $\frac{1}{2} D$
= $\frac{1}{2} 4,491 \text{ m}$
= $2,246 \text{ m}$
= $88,41 \text{ in}$

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Dalam hal ini:

t_s = *tebal shell* (in)

P = tekanan perancangan (psia) = 16,159 psia

r = jari jari dalam (in) = $\frac{1}{2} D = 2,246 \text{ m} = 88,41 \text{ in}$

f = tekanan maksimum yang diijinkan (psia) = 12.650 psia

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = *factor korosi* = 0,125

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{16,159 \times 88,41}{12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 16,159} + 0,125 \\ &= 0,258 \text{ in} \\ &= 0,021 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipakai tebal *shell* standart $\frac{1}{2}$ Ni

d. Menentukan tebal *head* tangki

Untuk head digunakan bahan yang sama dengan bahan yang digunakan untuk *shell*.

Head yang digunakan berbentuk *hemispherical head*

Dari persamaan 7.56 gal 133 brownell

$$V_h = \frac{1}{6} (2 + k^2)$$

$$t_h = \frac{P.D.V_h}{(2f.E) - (0,2.P)} + C$$

Untuk tangki dengan *hemispherical head* $k=1,0$ (Brownell, hal 133)

$$\begin{aligned} V_h &= \frac{1}{6} (2 + 1^2) \\ &= 0,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{16,159 \times 176,829 \times 0,5}{(2 \times 0,85 \times 0,85) - (0,2 \times 16,159)} + 0,125 \\ &= 0,191 \text{ in} \\ &= 0,016 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar $\frac{1}{4}$ in

e. Menghitung Panjang *head* tangki

Dari Brownell halaman 123, untuk tangki *silinder horizontal* dengan *head* berbentuk $\frac{1}{2}$ bola (*hemispherical*) maka panjang *head* adalah $\frac{1}{2}$ diameter silinder, maka:

$$\begin{aligned}
 L_h &= \frac{1}{2} D \\
 &= \frac{1}{2} \times 4,491 \text{ m} \\
 &= 2,246 \text{ m} \\
 &= 88,414 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Mengitung panjang tangki total

Panjang tangki total (L total)

$$\begin{aligned}
 L_{\text{total}} &= 2.L_h + L_s \\
 &= (2 \times 2,246 \text{ m}) + 17,966 \text{ m} \\
 &= 22,457 \text{ m} \\
 &= 884,145 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Menghitung Panjang tangki total

Menghitung diameter pipa pengeluaran

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dalam hubungan ini:

$D_{i \text{ opt}}$ = diameter dalm optimum (in)

Q_f = Laju alir *volumetric* (ft³/detik)

ρ = densitas cairan (lb/ ft³)

Menghitung Q_f

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{5.069,74 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}}{682,99 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,02832 \text{ m}^3/\text{ft}^3} \\
 &= 0,0728 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ opt}} &= 3,9 \times (0,0728)^{0,45} \times (42,68)^{0,13} \\
 &= 2,829 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10-18 Perry digunaka pipa standar

Nominal size = 3 in

ID = 2,9

OD = 3,5 in

Schedule No = 80

Menghitung diameter pipa pengisian

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Menghitung Qf

Direncanakan waktu pengisian 10 jam

$$\text{Volume tiap tangki} = 44.039,277 \text{ ft}^3$$

$$Q_f = \frac{44.039,277 \text{ ft}^3}{10 \text{ jam} \times 3600 \frac{\text{detik}}{\text{jam}}}$$

$$= 1,223 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (1,223)^{0,45} \times (42,68)^{0,13}$$

$$= 5,899 \text{ in}$$

Dari tabel 10-18 Perry digunakan pipa standar

$$\text{Nominal size} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,635 \text{ in}$$

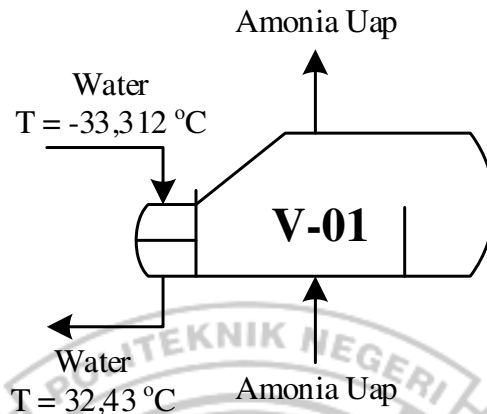
$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Schedule no.} = 80$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	: T-01	
Fungsi	: Menyimpan bahan baku :selama 14 hari	
Tipe	: <i>Silinder horizontal</i> berbentuk <i>hemispherical head</i>	
Jumlah tangki	: 2 buah	
Kapasitas tiap tangki	: 48.932,531 ft ³	
Diameter tangki	: 14,736 ft	
Panjang tangki	: 58,946 ft	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	
Diameter pipa pengisian	: 8 in (sch 80)	
Diameter pipa pengeluaran	: 3 in (sch 80)	
Kondisi penyimpanan	Bentuk	: Cair
	Tekanan	: 1 atm
	Suhu	: -33,312°C

2. Vaporizer (V-01)



Gambar C. 2 Vaporizer-01

Kode : V-01

Fungsi : Menguapkan ammonia sebelum masuk *reactor*

Tujuan

1. Menentukan tipe *vaporizer*
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan luas *vaporizer*

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe *vaporizer*

Tipe *vaporizer* yang dipilih adalah jenis ketel (*shell and tube*) *vaporizer* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Konstruksi lebih sederhana
- Paling banyak digunakan
- Pressure drop rendah
- *Heat transfer* koefisien rendah

2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini, digunakan bahan konstruksi *Stainless Steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- Tahan korosif

3. Menentukan dimensi *Heater*

Dari data neraca panas diperoleh:

- Beban panas = 2.257.247,83 kJ/jam
= 2.139.457,87 Btu/jam
- Fluida panas (air)
 - T water (T₁) = 70°C = 158°F
 - T water (T₂) = 66,21°C = 151,178°F
- Fluida dingin (NH₃)
 - T masuk (T₁) = -33,312°C = -27,96°F
 - T keluar (T₂) = 32,43°C = 90,37°F

a. Menghitung Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Selisih
158	Suhu Tinggi	-27,96	67,63
151,178	Suhu Rendah	90,37	179,14
6,822	Selisih	-118,34	125,16

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \\
 &= \frac{125,16}{\ln\left(\frac{67,63}{179,14}\right)} \\
 &= 111,96^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan harga koefisien perpindahan panas keseluruhan

Harga Ud untuk perpindahan panas antara water dan amonia adalah 3-10 Btu/jam ft².°F Dalam perancangan ini dipilih harga Ud = 10 Btu/jam ft².°F

c. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 halaman 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria:

- OD = 1 in
- BWG = 16
- L = 16 ft
- ao = 0,2618 ft²
- ai = 0,594 in²

$$ID = 0,87 \text{ in}$$

d. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{2.139.457,87}{10 \times 111,96} \\ &= 1.910,92 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

e. Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

Jumlah pipa *tube* (Nt)

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a_o} \\ &= \frac{1.910,92}{16 \times 0,2618} \\ &= 31,27 \end{aligned}$$

Dipilih Nt sebesar = 32

Asumsi baffle *space* =

Dari Tabel 9 halaman 841-842 Kern dipilih *heater* dengan ketentuan:

Shell	Tube
ID = 23,25 in	Jumlah pipe tube = 32
B = 12	OD, BWG = 1 in
Pass = 1	Pitch = 1,25 in ²
	Pass = 6

f. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\ &= 31,27 \times 16 \times 0,2618 \\ &= 130,97 \end{aligned}$$

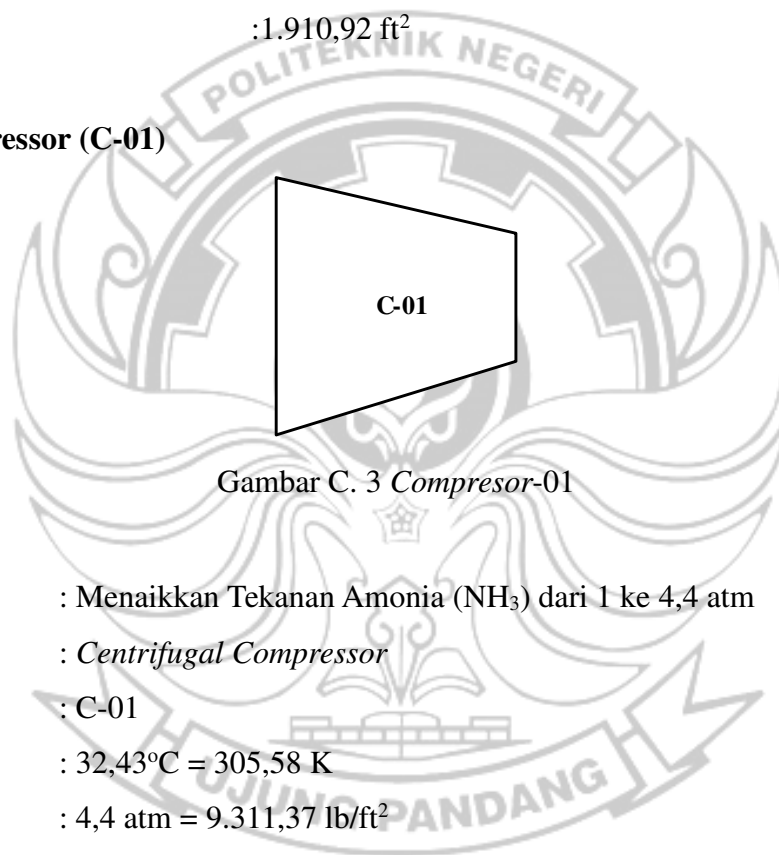
Menghitung U_D terkoreksi:

$$\begin{aligned} U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= \frac{2.139.457,87}{130,97 \times 111,96} \\ &= 1.828.863,12 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	: V-01
Fungsi	:Menguapkan ammonia sebelum masuk ke <i>reactor</i>
Tipe	:Shell and tube
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Jumlah Tube	:32
Luas	:1.910,92 ft ²

3. Compressor (C-01)



Gambar C. 3 *Compresor-01*

Kode	: Menaikkan Tekanan Amonia (NH ₃) dari 1 ke 4,4 atm
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Fungsi	: C-01
T _{in}	: 32,43°C = 305,58 K
P _{out}	: 4,4 atm = 9.311,37 lb/ft ²

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan jenis *compressor*
2. Menghitung *ratio of specific Heat capacities*
3. Menghitung suhu gas keluar *compressor*
4. Menghitung volume *compressor*
5. Menghitung jumlah *stage*
6. Menghitung *power compressor*

Langkah Perancangan:

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	ρ (kg/m ³)	μ (lb/ft.s)	cp (kj/kg.C)	cp campuran
NH ₃	5.069,74	0,995	216,69	0,000304	593,158	590,35
H ₂ O	25,35	0,005	814,10	0,000678	547,040	2,59
Total	5.095,09	1,0000				592,94

1. Menentukan Jenis Kompresor

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 (m³/s)

F_i : Mole flowrate gas masuk (mol/jam) = 29.910,16 mol/jam

R : Tetapan gas ideal (L.atm/mol.K) = 82,05 L.atm/mol.K

T_{in} : Suhu gas masuk (K)

$$F_v = 4,80 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 10.166,43 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

2. Menghitung Ratio Of Specific Heat Capacities

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\gamma = \frac{36,12 \text{ kJ/kmol.K}}{36,12 \text{ kJ/kmol.K} - 8,31 \text{ kJ/kmol.K}}$$

$$= 1,30$$

3. Perhitungan Suhu Gas Keluar C-01

$$T_{out} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

γ : Rasio kapasitas panas
 C_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)

$$T_{out} = \left(\frac{4,4 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{\frac{1,30-1}{1,30}} 32,43^\circ\text{C}$$

$$= 71,04^\circ\text{C} = 344,19 \text{ K}$$

4. Perhitungan Volume C-01

Kebutuhan umpan = 5.095,09 kg/jam

Densitas umpan = 5,77 kg/m³

$$Flowrate \text{ cairan} = \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$= \frac{5.095,09 \text{ kg/jam}}{5,77 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 883,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas total = 1,2 × 883,47 m³/jam

$$= 176,69 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5. Perhitungan Jumlah Stage C-01

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_o : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

P_i : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah *stage*

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left(\frac{4,4 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{1/n}$$

n = 1,07 = Diambil 1 *stage*

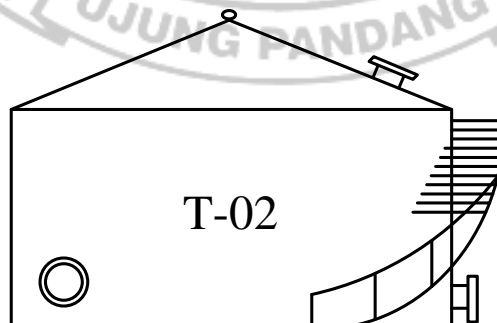
6. Power Kompresor (PW)

$$\begin{aligned} P_w &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left(\frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}} \right) \quad \dots \text{ Pers. 24, Peters and Timmerhaus} \\ &= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,30}{1,30 - 1} \times 9.311,37 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 519,99 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left(\frac{9.311,37 \text{ lb/ft}^2 \frac{1,30-1}{1,30}}{2.116,22 \text{ lb/ft}^2} \right) \\ &= 2.464,86 \text{ lbf/menit} \\ &= 74,69 \text{ HP} = 75 \text{ HP (Standar)} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Menaikkan tekanan ammonia (NH_3) dari 1 ke 4,4 atm
Kode	: C-01
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah alat	: 1
T_{in}	: 32,43°C
T_{out}	: 71,04°C
P_{in}	: 1 atm
P_{out}	: 4,4 atm
Jumlah Stage	: 1
P_w	: 75 HP

4. Tangki Asam Nitrat (T-02)



Gambar C. 4 Tangki Asam Nitrat-02

Kode : T-02

Tipe : *Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof*

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam nitrat dalam bentuk cair selama 2 hari

Pada $T = 30^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$

Tujuan Perancangan :

1. Memilih tipe
2. Memilih bahan konstruksi
3. Menghitung dimensi utama tangki

Langkah perancangan:

1. Memilih Tipe Tangki

Tipe tangki yang digunakan adalah *Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof* dengan pertimbangan:

- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C
- Tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi sederhana sehingga lebih ekonomis

Parameter	Aktual	Batas
Fase bahan yang disimpan	Cair	Cair
Waktu tinggal	14 hari	Maks. 30 hari
Tekanan	1 atm	Maks. 1,2 atm
Range suhu	30°C	$-20 - 40^{\circ}\text{C}$

(Tabel 4-27 hal. 248, Ulrich 1984)

2. Memilih Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *stainless steel* ATM 304, dengan pertimbangan sebagai berikut (Tabel 10.2, Moran, 2015):

- Tahan terhadap korosi
- Memiliki *allowable working stress* cukup besar
- Cocok untuk menyimpan asam nitrat

3. Menghitung Dimensi Utama Tangki

a) Menghitung kebutuhan bahan baku asam nitrat selama 14 hari

Kebutuhan asam nitrat untuk produksi = 30.950,304 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan H}_2\text{O} &= 30.950,304 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 14 \text{ hari} \\ &= 10.401.990,237 \text{ kg} \\ &= 22.936.388,472 \text{ lb} \end{aligned}$$

b) Densitas bahan

Menghitung densitas bahan baku asam nitrat

$$\text{Densitas} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (\text{Yaws,1999})$$

$$\text{Pada suhu} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	1-(T/Tc)^n
HNO ₃	0,4371	0,231	0,191	520	0,845
H ₂ O	0,3471	0,274	0,285	647.13	0,834

Komponen	Densitas (ρ) gr/mL	Fraksi (xi)	xi. ρ_i (gr/mL)
HNO ₃	1,500	0,6	0,900
H ₂ O	1,022	0,4	0,409
	Densitas campuran		1,309

$$\begin{aligned} \text{Densitas HNO}_3 \text{ 60\%} &= 1,309 \text{ gr/mL} \\ &= 81,74 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

c) Menghitung volume bahan baku dalam tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume asam nitrat} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{22.936.388,472 \text{ lb}}{81,74 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 280.601,767 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\% \text{ untuk tangki vertical (Tabel 6, hal. 37 Peters, 1991)}$$

$$\begin{aligned} \text{V perancangan tangki} &= 1,2 \times \text{Volume asam nitrat} \\ &= 1,2 \times 280.601,767 \text{ ft}^3 \\ &= 56.121,353 \text{ ft}^3 \\ &= 1.589,165 \text{ m}^3 \\ &= 9.994,898 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Pada perancangan ini akan digunakan 3 buah tangki dengan pertimbangan:

- Pemeliharaan, pengawasan dan penggunaan lebih mudah

- Kapasitas besar menyebabkan resiko yang tinggi jika menggunakan 1 tangki
- Disesuaikan dengan ukuran tangki standar

Sehingga kebutuhan volume perancangan tiap tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= V \text{ perancangan tangki/jumlah tangki} \\ &= 3.331, 633 \text{ bbl} \\ &= 529,671 \text{ m}^3 \\ &= 18.707,118 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d) Menentukan diameter dan tinggi tangki

Menentukan perbandingan D dan H, pendekatan yang dipakai:

Untuk *large closed tank* (>3000 bbl), harga atap dan dinding adalah 2 kali harga bagian dasar per unit area dan biaya pondasi dan harga tanah diabaikan

(Halaman 43 Brownell, 1959)

Persamaan umum yang digunakan

$$D = 4H \left(\frac{c_1}{c_2+c_3+c_4+c_5} \right)$$

Dimana:

$$c_1 = \text{harga dinding (shell)} = 2c_2$$

$$c_2 = \text{harga bagian dasar (bottom)} = c_2$$

$$c_3 = \text{harga atap (roof)} = 2c_2$$

$$c_4 = \text{biaya pondasi} = 0$$

$$c_5 = \text{harga tanah} = 0$$

Maka, rumus yang digunakan menjadi:

$$D = 4H \left(\frac{2c_2}{c_2+2c_2+0} \right) = \frac{8}{3} H \quad (\text{Pers. 3.9 Brownell, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^3 H}{4}$$

$$D^3 = \frac{4V}{\pi H}$$

$$D^3 = \frac{4V}{\pi H}$$

$$= \frac{4 \times 18.707,118 \text{ ft}^3}{\frac{22}{7} \times \frac{3}{8}}$$

$$= 8.928,397 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 D &= 20,746 \text{ ft} \\
 &= 6,323 \text{ m} \\
 H &= 3/8 D \\
 &= 3/8 \times 20,746 \text{ ft} \\
 &= 7,780 \text{ ft} \\
 &= 25,525 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Appendix E (Brownell, 1959 hal. 348), ukuran tangki standar yang mendekati hasil perhitungan adalah:

$$\begin{aligned}
 H &= 36 \text{ ft} &= 10,97 \text{ m} \\
 D &= 90 \text{ ft} &= 27,43 \text{ m} \\
 V &= 40,790 \text{ ft}^3 &= 6.485,2 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

e) Menghitung tinggi cairan dalam tangki

$$V \text{ larutan} = 18.707,118 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi D^3 H}{4} \\
 H &= \frac{4V}{\pi D^2} \\
 &= \frac{4 \times 18.707,118 \text{ ft}^3}{\frac{22}{7} \times 90^2} \\
 &= 264,545 \text{ ft} \\
 &= 80,629 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f) Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan shell plate dengan 72 in *Butt welded courses* (Appendix E item 1, Brownell, 1959). Untuk spesifikasi di atas maka digunakan 5 *courses* dengan ketebalan berbeda.

$$ts = \frac{P \cdot D}{2f \cdot E} + c$$

Keterangan:

ts = tebal *shell* (in)

P = tekanan dalam *vessel* (in)

D = diameter dalam *vessel* (in)

E = efisiensi pengelasan = 0,85 (Table 13.2 Brownell, 1959)

c = faktor korosi = 0,125 in (Peters, 1991)

f = tegangan yang diizinkan = 18.750 psi (Appendix D Brownell, 1959)

P = $\rho (H-1)/144$ (Persamaan 3.17 Brownell, 1959)

Dimana:

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

H = tinggi cairan (ft)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{\rho (H-1)12D}{288 f.E} + c \\ &= \frac{81,74 (H-1)12 \times 90}{288 \times 18750 \times 0,85} + 0,125 \\ &= 0,02 (H-1) + 0,125 \end{aligned}$$

Harga L ditentukan dengan persamaan:

$$L = \frac{\pi (D+t_s) - \text{weld length}}{12\pi} \quad (\text{brownell, 1959})$$

Dengan:

D = diameter tangki (in)

t_s = tebal *shell* (in)

weld length = jumlah *plate* x jarak sambungan antar *plate* (in)

n = jumlah *plate* yang digunakan

L = panjang masing-masing *plate* (ft)

Direncanakan *plate* yang digunakan sebanyak 10 buah *plate* untuk setiap *course* dengan jarak sambungan antar *plate* 5/32 in untuk sambungan vertikal

D = 90 x 12 in = 1080 in

weld length = 5/32 = 0,1563

n = 10

Tebal *shell* standar dari Appendix E Brownell and Young

Course 1

H₁ = 36 ft

t_{s1} = 0,02 (H-1) + 0,125
= 0,02 (36-1) + 0,125
= 0,798 in

Dipilih tebal *shell* = 0,780 in

$$L_1 = \frac{\pi (D+t_s) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,780)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,305 \text{ ft}$$

Course 2

$$H_2 = (36 - 36/6) \text{ ft} = 30 \text{ ft}$$

$$ts_2 = 0,02 (H-1) + 0,125$$

$$= 0,02 (30-1) + 0,125$$

$$= 0,683 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* = 0,700 in

$$L_2 = \frac{\pi (D+ts) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,700)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,303 \text{ ft}$$

Course 3

$$H_3 = (30 - 36/6) \text{ ft} = 24 \text{ ft}$$

$$ts_3 = 0,02 (H-1) + 0,125$$

$$= 0,02 (24-1) + 0,125$$

$$= 0,567 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* = 0,620 in

$$L_3 = \frac{\pi (D+ts) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,620)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,301 \text{ ft}$$

Course 4

$$H_4 = (24 - 36/6) \text{ ft} = 18 \text{ ft}$$

$$ts_4 = 0,02 (H-1) + 0,125$$

$$= 0,02 (18-1) + 0,125$$

$$= 0,452 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* = 0,460 in

$$L_4 = \frac{\pi (D+ts) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,460)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,296 \text{ ft}$$

Course 5

$$H_5 = (18 - 36/6) \text{ ft} = 12 \text{ ft}$$

$$ts_5 = 0,02 (H-1) + 0,125$$

$$= 0,02 (12-1) + 0,125$$

$$= 0,337 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* = 0,380 in

$$L_5 = \frac{\pi (D+ts) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,380)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,294 \text{ ft}$$

Course 6

$$H_6 = (12 - 36/6) \text{ ft} = 6 \text{ ft}$$

$$ts_6 = 0,02 (H-1) + 0,125$$

$$= 0,02 (6-1) + 0,125$$

$$= 0,221 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* = 0,250 in

$$L_6 = \frac{\pi (D+ts) - \text{weld length}}{12n}$$

$$= \frac{\frac{22}{7}(1080+0,250)-0,1563}{12 \times 10}$$

$$= 28,291 \text{ ft}$$

g) Menghitung tinggi dan tebal *head* tangki

Menghitung θ

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \text{ ts}}$$

$$\sin \theta = \frac{90}{430 \times (0,780)}$$

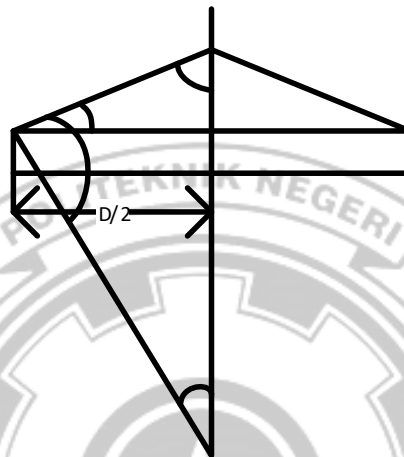
$$\sin \theta = 0,268$$

$$\theta = 15,570^\circ$$

Menghitung tinggi *head* tangki

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{h}{0,5 D}$$

$$\begin{aligned} h &= \operatorname{tg} \theta \times 0,5 D \\ &= \tan 15,570 \times 0,5 \times 90 \\ &= 6,248 \text{ ft} \end{aligned}$$



Menghitung tebal *head* tangki

$$t_h = \frac{pd}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6p)} \quad (\text{Pers. 6. 154 Brownell, 1959})$$

Dimana:

Th = tebal *head* tangki (in)

$$\alpha = 90^\circ - \theta = 74,43$$

c = faktor korosi = 0,125

D = diameter tangki (in)

f = tekanan maksimum yang diizinkan (psi) = 18.750

E = efisiensi pengelasan = 0,85

P = tekanan internal (psi)

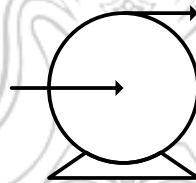
$$\begin{aligned} P &= \rho \left[\frac{(H-1)}{144} \right] \\ &= 81,74 \times \left[\frac{(36-1)}{144} \right] \\ &= 19,867 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{19,867 \times 1080}{2 \cos 74,43 \times (18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 19,867)} + 0,125 \\ &= 1,314 \text{ in} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:T-02
Jenis	: <i>Flat Bottom cylindrical Vessel Conical Roof</i>
Fungsi	:Menyimpan bahan baku asam nitrat dalam bentuk cair selama 14 hari ($T = 30^{\circ}\text{C}$, dan $P = 1$ atm)
Jumlah tangki	:3 buah
Kondisi	:18.707,12 ft ³
	:Diameter tangki :90 ft = 27,43 m
	:Tinggi tangki :36 ft = 10,97 m
	:Jumlah <i>course</i> :6
	Tebal <i>shell</i> tiap <i>course</i> :0,78; 0,7; 0,62; 0,38; :0,25
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel ASTM 304</i>

5. Pompa (P-01)



Gambar C. 5 Pompa-01

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan HNO_3 dari tangki penyimpanan menuju *pre-heater*

Tujuan perancangan:

1. Menentukan tipe pompa
2. Menghitung tenaga pompa

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe pompa

Pompa yang dipilih pompa *sentrifugal* dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

- Konstruksinya sederhana
- Cocok untuk mengalirkan fluida dengan viskositas rendah (kurang dari 10 cP)
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatannya paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain
- Banyak tersedia di pasar

2. Menghitung tenaga pompa

a. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir cairan} &= 30.958,304 \text{ kg/jam} \\ &= 68.251,297 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas cairan} = A \cdot B^{-\left(1-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n\right)}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
HNO ₃	0,4347	0,231	0,1917	520	0,84564
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	0,83480

Komponen	Densitas gr/mL	Fraksi (xi)	xi.densitas (gr/cm ³)
HNO ₃	1,5003	0,6	0,9002
H ₂ O	1,022	0,4	0,4088
Densitas campuran			1,3090

$$\rho_{\text{total}} = 1.308,98 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1.308,98 \text{ kg/m}^3$$

$$= 81,719 \text{ lb/cuft}$$

$$Q_f = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{68.251,297 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}}{81,719 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}}$$

$$= 0,232 \text{ cuft/detik}$$

Diambil factor keamanan 10%, maka:

$$\begin{aligned} Q_f &= 1,1 \times 0,232 \text{ cuft/detik} \\ &= 0,255 \text{ cuft/detik} \\ &= 26,005 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dipakai pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 Coulson Vol.6

b. Menghitung diameter optimal pipa

Asumsi aliran dalam pipa *turbulen*

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Peters and Timmerhaus, 1991)} \\ &= 3,9 \times 26,005^{0,45} \times 81,719^{0,13} \\ &= 3,739 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa standar dengan mendekati hasil perhitungan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Nominal size} &= 5 \text{ in} \\ \text{Schedule no.} &= 80 \\ \text{OD} &= 5,563 \text{ in} \\ \text{ID} &= 4,813 \text{ in} \\ \text{Tebal dinding} &= 0,375 \text{ in} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,1263 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung kehilangan energi akibat gesekan

a. Menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q_f}{A} \\ &= \frac{0,255 \text{ cuft/detik}}{0,1263 \text{ ft}^2} \\ &= 2,021 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

b. Menghitung bilangan *Reynold*

Viskositas cairan HNO₃ 60% dengan suhu = 303,15 K

Log₁₀ viskositas cairan = A + B/T + CT + DT² (Tabel 22-2 Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	-3,5221	7,295E+02	3,963E-03	-2,237E-06
H ₂ O	-10,2158	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

Komponen	Log ₁₀ viskositas	Viskositas (μ i)	Fraksi (xi)	xi. (μ i)
HNO ₃	-1,200E-01	7,59E-01	0,6	0,4554
H ₂ O	-8,882E-02	8,15E-01	0,4	0,326
		Viskositas campuran		0,7814

$$\mu L = 0,7813 \text{ cP}$$

$$= 0,000525 \text{ lb/ft.detik}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{81,719 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \times 0,232 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} \times 2,021 \text{ ft/detik}}{0,000525 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{detik}}$$

$$= 126.145,875$$

$N_{re} > 2.100$ maka alirannya adalah aliran *turbulen* (Peters and Timmerhaus, 1991)

c. Neraca tenaga mekanis

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dengan:

W_s = tenaga yang ditambahkan ke dalam system (power pompa), ft.lbf/lbm

Δv^2 = perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa = $v_2^2 - v_1^2$, ft/s

α = 1,0 untuk aliran *turbulen*

Δz = beda ketinggian cairan, ft

ΔP = beda tekanan, lbf/ft²

$\sum F$ = *friction loss*, ft.lbf/lbm

g = konstanta gravitasi = 32,2 ft/s²

gc = *gravitational conversion factor* = 32,2 ft.lbm/s².lbf

$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc}$ = beda tenaga kinetik fluida, ft.lbf/lbm

$\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = beda tenaga potensial, ft.lbf/lbm

d. Beda energi kinetik

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama, maka:

$$\Delta v^2 = 0 \text{ sehingga } \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Beda energi potensial

$$z_1 = 3,28 \text{ ft}$$

$$z_2 = 36,5 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 33,22 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Beda tekanan

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2.116,8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 4,4 \text{ atm} = 9.313,92 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{9.313,92 - 2.116,8}{81,719}$$

$$= 88,071 \text{ lbf.ft/lbm}$$

g. Friction Loss

1) Friksi di pipa lurus, dipilih bahan *commercial steel*

$$N_{re} = 126.145,875$$

Dari Fig. 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* didapat $E = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$ID = 4,813 \text{ in}$$

$$= 0,401 \text{ ft}$$

$$= 0,122 \text{ m}$$

$$E/ID = 0,000376$$

Dari Fig 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* dapat dihitung f (*fanning friction factor*) sebesar:

$$f = 0,004$$

Direncanakan panjang pipa sebesar $= 60 \text{ ft} = 18,288 \text{ m}$

Persamaan D'arcy:

$$Fr = 4 \cdot f \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc}$$

$$Fr = 4 \times 0,004 \left(\frac{18,288 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} \right) \frac{(2,021)^2}{2(32,2)}$$

$$= 0,152 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2) Friksi di *elbow* 90°

Jumlah *elbow* 90° 2 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

untuk *elbow* 90, dari tabel 2.10-1 Geankoplis didapatkan

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 0,048 \text{ (untuk 1 } \textit{elbow})$$

$$\text{untuk 2 } \textit{elbow}: 2 \times h_f = 0,093 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3) Friksi di *gate valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve wide open*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 0,17$$

$$h_f = 0,011 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4) Friksi di *check valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve swing*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 2$$

$$h_f = 0,127 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5) Friksi di *globe valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk globe valve, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 6$$

$$h_f = 0,380 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6) Friksi di *Heater*

$$\text{Pressure drop} = 1,75 \text{ psi}$$

$$= 252 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{252 \text{ lbf/ft}^2}{81,719 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 3,084 \text{ lbf.ft/lbm}$$

7) Friksi di *Sharp-edge entrance*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 0,5$$

$$h_f = 0,032 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8) *Friksi di sharp-edge exit*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 1$$

$$h_f = 0,194 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 3,944 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli didapatkan:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F \\ &= 0 + 33,2 + 88,071 + 3,944 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 125,215 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

4. Menghitung BHP pompa

a. Menghitung efisiensi pompa

$$\text{Kapasitas pompa (Qf)} = 0,255 \text{ cuft/detik}$$

$$= 114,533 \text{ gal/menit}$$

Dari Figure 10.62 halaman 480 Coulson didapat efisiensi pompa untuk laju alir 182,41 didapatkan:

$$\eta = 76\%$$

BHP dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= Q_f \cdot \rho \cdot \frac{-W_s}{550} \\ &= 0,255 \times 81,719 \times \frac{125,215}{550} \\ &= 4,316 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP aktual} &= \frac{\text{BHP teoritis}}{\eta_{\text{pompa}}} \\ &= \frac{4,316}{76\%} \\ &= 5,679 \text{ HP} \\ &= 4,235 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kenaikan suhu cairan adalah

$$dt = P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times q \times \rho}$$

Dimana:

Dt = kenaikan suhu ($^{\circ}\text{C}$)

q = laju alir *volumetric* cairan (m^3/s)

P_s = *broke power* (kW)

C_p = panas jenis fluida ($\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)

μ = efisiensi pompa

ρ = densitas fluida (kg/m^3) T_{reff} = 25 $^{\circ}\text{C}$

T_{in} = 30 $^{\circ}\text{C}$ = 303,15K

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	214,478	-0,76762	0,001497	-3,0208E-07
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-07

Sehingga diperoleh C_p campuran adalah 4,05 $\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$

$$\begin{aligned} dt &= P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times q \times \rho} \\ &= 4,235 \times \frac{1-76\%}{4,05 \times 26,005 \times 1308,980} \times 3600 \\ &= 0,027^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Sehingga suhu keluaran pompa adalah 30,027 $^{\circ}\text{C}$ atau 303,177 K

5. Menghitung tenaga motor pompa

Dari Fig. 14.38 halaman 535 Peters untuk BHP actual adalah 5,679 HP

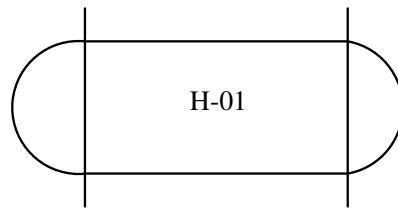
Didapatkan η motor = 86,5%

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{P \text{ aktual}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{5,679}{86,5\%} \\ &= 6,566 \text{ HP} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	P-01
Fungsi	:Mengalirkan asam nitrat dari T-02 ke H-01
Tipe	: <i>Sentrifugal multistage stage pump</i>
Jumlah	:1 buah
Kapasitas pompa	:68.251,297 lb/jam
Power pompa	:5,697 HP
Power motor	:6,566 HP
Efisiensi pompa	:0,760
Efisiensi motor	:0,865
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>
Ukuran pipa:	
• Normal size	:5 in
• Schedule	:80
• ID pipa	:4,813 in
• OD pipa	:5,563 in
• Flow area	:0,126 ft ²

6. Heater (H-01)



Gambar C.6 Heater (H-01)

Fungsi : Menaikkan suhu NH_3 sebelum masuk reaktor

Tipe : *Shell and tube*

Kondisi operasi:

Suhu operasi (T)

Temperatur masuk steam (T_1) = $186^\circ\text{C} = 366,80^\circ\text{F}$

Temperatur keluar steam (T_2) = $186^\circ\text{C} = 366,80^\circ\text{F}$

Temperatur masuk udara (t_1) = $30,02^\circ\text{C} = 86,04^\circ\text{F}$

Temperatur keluar udara (t_2) = $175^\circ\text{C} = 347^\circ\text{F}$

Tekanan operasi = $4,40 \text{ atm} = 64,66 \text{ psi}$

1) Menghitung LMTD

Jenis aliran: *Counter Current*

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$= 366,80 - 347$$

$$= 19,80^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$= 366,80 - 86,04$$

$$= 280,76^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{280,76 - 19,80}{\ln\left(\frac{280,76}{19,80}\right)} \\ &= 98,41^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{366,80 - 366,80}{347 - 86,04} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{347 - 86,04}{366,80 - 86,04} = 0,93^\circ\text{F}$$

$$F_t = 0,8 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 18 hal.828})$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD act} &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,8 \times 98,41^\circ\text{F} = 78,73^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2) Temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} T \text{ rata-rata steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{366,80 - 366,80}{2} = 366,80^\circ\text{F} = 186^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ rata-rata udara} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{86,04 + 347}{2} = 216,52^\circ\text{F} = 102,51^\circ\text{C} \end{aligned}$$

3) Spesifikasi pipa

Tube side: (Kern, 1965. Tabel 10 hal.843)

$$\text{BWG} = 15$$

$$\text{Panjang tube (l)} = 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} = 3,657 \text{ m}$$

$$\text{ODt} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\text{IDt} = 1,36 \text{ in} = 0,113 \text{ ft}$$

$$\text{at'} = 1,44 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah *tube* (Nt)

Kisaran UD = 5-50 Btu/jam.ft².F (Kern, 1965. Tabel 8 hal 840)

Dipakai UD = 50 btu/jam.ft².F

$$Q = 3.076.798,33 \text{ kkal/h}$$

$$= 1.220.220,30 \text{ btu/h}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$= \frac{1.220.220,30}{50 \times 98,41}$$

$$= 248 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{248}{0,3925 \times 12}$$

$$= 52,65 \text{ buah tube}$$

$$= 54 \text{ buah}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Susunan tube = *square pitch*

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$N \text{ passes} = 6 \text{ passes}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

$$A \text{ actual} = 1 \times Nt \times a''$$

$$= 12 \times 52,65 \times 0,3925$$

$$= 248 \text{ ft}^2$$

Shell side:

Berdasarkan jumlah *tube* diketahui:

$$IDs = 21,25 \text{ in} = 1,77 \text{ ft}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Shell side: Fluida panas (steam)

a. *Flow area shell (As)*

$$B = 12 \text{ in}$$

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD_t$$

$$= 1,875 - 1,5$$

$$= 0,375 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 P_t}$$
$$= \frac{21,25 \times 0,375 \times 12}{144 \times 1,875} = 0,35 \text{ ft}^2$$

b. *Kecepatan aliran massa (Gs)*

$$W_{\text{steam}} = 31.665,08 \text{ kg/jam}$$

$$= 69.821,49 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W}{A_s}$$

$$= \frac{69.821,49}{0,35} = 197.143,04 \text{ lb/ft}^2$$

c. *Bilangan Reynold (Re_s)*

$$\mu = 1,5 \text{ cP} = 0,00313275 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$D_e = 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig. 28 hal.838})$$

$$Re_s = D_e \times \frac{DE}{\mu}$$

$$= 0,09 \times \frac{197.143,04}{0,00313275}$$

$$= 5.663.673,58$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan Res diperoleh

$$jH = 38 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

e. Heat transfer coefisien (outside fluid) (ho)

$$C_p = 0,55 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,29 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.802})$$

$$\mu = 0,00313275$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 38 \times \frac{0,29}{1,36} \left(\frac{0,55 \times \mu}{0,29} \right)^3 \times (1)^{0,14} \\ &= 0,00313275 \end{aligned}$$

Tube side: Fluida dingin (Udara)

a. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n \text{ passes}} \\ &= \frac{54 \times 1,44}{144 \times 6} \\ &= 3,24 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa (Gt)

$$\begin{aligned} W_{\text{udara}} &= 1.702,58 \text{ kg/jam} \\ &= 3.754,198 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{3.754,198}{3,24} \\ &= 1.158, 703 \text{ lb/h.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan *Reynold* (Re_t)

$$\mu = 0,021 \text{ cP} = 0,05082 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$De = 9,48 \text{ in} = 0,79 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{IDt \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{1,36 \times 1.158,703}{0,05082} \\ &= 31.008,19 \end{aligned}$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan Re_s diperoleh:

$$jH = 110 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.24 hal 834})$$

e. *Heat transfer coefisien (inside fluid)* (hi)

$$Cp = 0,27 \text{ btu/lb.F} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,014 \text{ btu/h.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.801})$$

$$\begin{aligned} hi &= jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 110 \times \frac{0,014}{0,79} \left(\frac{0,27 \times 0,05082}{0,014} \right)^3 \times (1)^{0,14} \\ &= 0,64 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= hi \times \frac{ID}{OD} \\ &= 0,64 \times \frac{1,36}{1,50} \\ &= 0,58 \text{ btu/h.ft}^2 \end{aligned}$$

f. Koefisien Uc

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{0,58 \times 0,24}{0,58 + 0,24} \\
 &= 0,48 \text{ btu/h.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

g. Koefisien factor kotoran (Rd)

$$\begin{aligned}
 U_d \text{ actual} &= \frac{Q}{A \text{ aktual} \times LMTD} \\
 &= \frac{1.220.220,30}{248 \times 98,41} \\
 &= 484.194,47 \text{ btu/h.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{484.194,47 - 0,48}{484.194,47 \times 0,48} \\
 &= 2,06
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

1) *Pressure Drop* pada shell (ΔP_s): fluida panas (steam)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.29 hal 839})$$

$$\text{Spesifik gravity (s)} = 0,87$$

$$\text{Jumlah crosses (N+1)} = L/B = 144/12 = 12$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{f \times (Gs)^2 \times I D_s \times (N+1)}{5,22 \times (10)^2 \times D_e \times s \times \varphi s} \\
 &= \frac{0,00013 \times (197.143,04)^2 \times 1,77 \times (12)}{5,22 \times (10)^2 \times 0,09 \times 0,87 \times 1} \\
 &= 2.623.819,82 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

2) *Pressure Drop* pada tube (ΔP_f): fluida dingin (udara)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 26 hal 836})$$

Spesifik gravitasi = 1

Menentukan *pressure drop*, ΔP_f

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \frac{f \times G t^2 \times L \times n \text{ passes}}{5,22 \times 10^{10} \times I D t \times s \times \phi t} \\ &= \frac{0,00013 \times (1.158,70)^2 \times 12 \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,11 \times 1 \times 1} \\ &= 0,000002130 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'} \\ g' &= 32,20 \text{ ft/s}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 27 hal 837})\end{aligned}$$

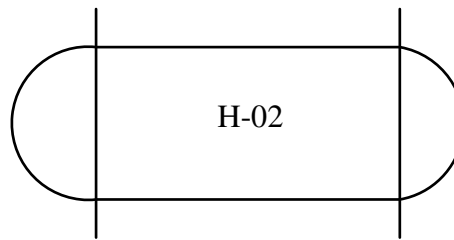
$$\begin{aligned}\frac{v^2}{2g'} &= 0,013 \\ \Delta P_r &= \left(\frac{4 \times 6}{1}\right) \times 0,013 \\ &= 0,31 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_f &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,000002130 + 0,31 \\ &= 0,31 \text{ psi}\end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	: H-01
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Fungsi	: Menaikkan suhu NH ₃ sebelum masuk reaktor
OD Tube	: 1,5 in
Panjang tube	: 12 ft
Jumlah tube	: 54
ID shell	: 21,25 in

7. Heater (H-02)



Gambar C.7 Heater -02

Fungsi : Menaikkan suhu HNO_3 sebelum masuk reaktor

Tipe : *Shell and tube*

Kondisi operasi:

Suhu operasi (T)

Temperatur masuk steam (T_1) = $186^\circ\text{C} = 366,80^\circ\text{F}$

Temperatur keluar steam (T_2) = $186^\circ\text{C} = 366,80^\circ\text{F}$

Temperatur masuk udara (t_1) = $92,10^\circ\text{C} = 197,78^\circ\text{F}$

Temperatur keluar udara (t_2) = $175^\circ\text{C} = 347^\circ\text{F}$

Tekanan operasi = $4,40 \text{ atm} = 64,66 \text{ psi}$

1) Menghitung LMTD

Jenis aliran: *Counter Current*

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 19,80 - 347 \\ &= 19,80^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 366,80 - 197,78 \\ &= 196,02^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{196,02 - 19,80}{\ln\left(\frac{196,02}{19,80}\right)} \\ &= 69,59^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{366,80 - 366,80}{347 - 197,78} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{347 - 197,78}{366,80 - 197,78} = 0,88^\circ\text{F}$$

$$F_t = 0,7 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 18 hal.828})$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD act} &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,7 \times 69,59^\circ\text{F} = 48,71^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2) Temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} T \text{ rata-rata steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{366,80 - 366,80}{2} = 366,80^\circ\text{F} = 186^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ rata-rata udara} &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{197,78 + 347}{2} = 272,39^\circ\text{F} = 133,55^\circ\text{C} \end{aligned}$$

3) Spesifikasi pipa

$$\text{Tube side:} \quad (\text{Kern, 1965. Tabel 10 hal.843})$$

$$\text{BWG} = 15$$

$$\text{Panjang tube (l)} = 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} = 3,657 \text{ m}$$

$$\text{ODt} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\text{IDt} = 1,36 \text{ in} = 0,113 \text{ ft}$$

$$\text{at'} = 1,44 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah *tube* (Nt)

Kisaran UD = 5-50 Btu/jam.ft².F (Kern, 1965. Tabel 8 hal 840)

Dipakai UD = 50 btu/jam.ft².F

$$Q = 316.585,64 \text{ kkal/h}$$

$$= 125.553,96 \text{ btu/h}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$= \frac{125.553,96}{50 \times 69,59}$$

$$= 36,08 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{36,08}{0,3925 \times 12}$$

$$= 7,66 \text{ buah tube}$$

$$= 8 \text{ buah}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Susunan *tube* = *square pitch*

$$\text{Pitch (P}_T) = 3/4 \text{ in}$$

$$N \text{ passes} = 8 \text{ passes}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

$$A \text{ actual} = 1 \times Nt \times a''$$

$$= 12 \times 8 \times 0,3925$$

$$= 36,08 \text{ ft}$$

Shell side:

Berdasarkan jumlah tube diketahui:

$$IDs = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Shell side: Fluida panas (steam)

a. Flow area shell (A_s)

$$B = 12 \text{ in}$$

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$C' = P_T - O D_t$$

$$= 1,875 - 1,5$$

$$= 0,375 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 P_t}$$
$$= \frac{12 \times 0,375 \times 12}{144 \times 1,875} = 0,20 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan aliran massa (G_s)

$$W_{\text{steam}} = 664,78 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.465,83 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W}{A_s}$$

$$= \frac{1.465,83}{0,20} = 7.329,16 \text{ lb/ft}^2$$

c. Bilangan *Reynold* (Re_s)

$$\mu = 1,5 \text{ cP} = 0,00313275 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$D_e = 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig. 28 hal.838})$$

$$Re_s = D_e \times \frac{DE}{\mu}$$

$$= 0,09 \times \frac{7.329,16}{0,00313275}$$

$$= 210.557,53$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan R_{es} diperoleh

$$jH = 40 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

e. *Heat transfer coefisien (outside fluid) (ho)*

$$C_p = 0,55 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,29 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.802})$$

$$\mu = 0,00313275$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \times \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 40 \times \frac{0,29}{1,08} \left(\frac{0,55 \times 0,00313275}{0,29} \right)^3 \times (1)^{0,14} \\ &= 0,26 \end{aligned}$$

Tube side: Fluida dingin (Udara)

a. *Flow area*

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n \text{ passes}} \\ &= \frac{8 \times 1,44}{144 \times 4} \\ &= 0,32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. *Kecepatan massa (Gt)*

$$\begin{aligned} W_{\text{udara}} &= 1.702,58 \text{ kg/jam} \\ &= 3.754,198 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{3.754,20}{0,32} \\ &= 11.731,87 \text{ lb/h.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan *Reynold* (Re_t)

$$\mu = 0,021 \text{ cP} = 0,05082 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$De = 9,48 \text{ in} = 0,79 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{IDt \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{1,36 \times 11.731,87}{0,05082} \\ &= 313.957,90 \end{aligned}$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan Re_s diperoleh:

$$jH = 600 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.24 hal 834})$$

e. *Heat transfer coefisien (inside fluid)* (hi)

$$Cp = 0,27 \text{ btu/lb.F} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,014 \text{ btu/h.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.801})$$

$$\begin{aligned} hi &= jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 600 \times \frac{0,014}{0,79} \left(\frac{0,27 \times 0,05082}{0,014} \right)^3 \times (1)^{0,14} \\ &= 3,47 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= hi \times \frac{ID}{OD} \\ &= 3,47 \times \frac{1,36}{1,50} \\ &= 3,15 \text{ btu/h.ft}^2 \end{aligned}$$

f. *Koefisien Uc*

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

$$= \frac{3,15 \times 0,26}{3,15 + 0,26}$$

$$= 0,51 \text{ btu/h.ft}^2.\text{F}$$

g. Koefisien factor kotoran (Rd)

$$\text{Ud actual} = \frac{Q}{A \text{ aktual} \times \text{LMTD}}$$

$$= \frac{125.553,96}{36,08 \times 69,59}$$

$$= 242.124,51 \text{ btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Rd} = \frac{UC - UD}{UC \times UD}$$

$$= \frac{242.124,51 - 0,51}{242.124,51 \times 0,51}$$

$$= 1,96$$

Pressure Drop

1) *Pressure Drop* pada *shell* (ΔP_s): fluida panas (*steam*)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.29 hal 839})$$

$$\text{Spesifik gravity (s)} = 0,87$$

$$\text{Jumlah crosses (N+1)} = L/B = 144/12 = 12$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs)^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times (10)^2 \times De \times s \times \rho_s}$$

$$= \frac{0,00013 \times (7.329,16)^2 \times 1 \times (12)}{5,22 \times (10)^2 \times 0,09 \times 0,87 \times 1}$$

$$= 2.047,87 \text{ psi}$$

2) *Pressure Drop* pada *tube* (ΔP_f): fluida dingin (udara)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 26 hal 836})$$

$$\text{Spesifik gravity} = 1$$

Menentukan *pressure drop*, ΔPf

$$\begin{aligned}\Delta Pt &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n \text{ passes}}{5,22 \times 10^{10} \times IDt \times s \times \phi t} \\ &= \frac{0,00013 \times (11.731,87)^2 \times 12 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,11 \times 1 \times 1} \\ &= 0,000002184 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'}$$

$$g' = 32,20 \text{ ft/s}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 27 hal 837})$$

$$\frac{v^2}{2g'} = 0,013$$

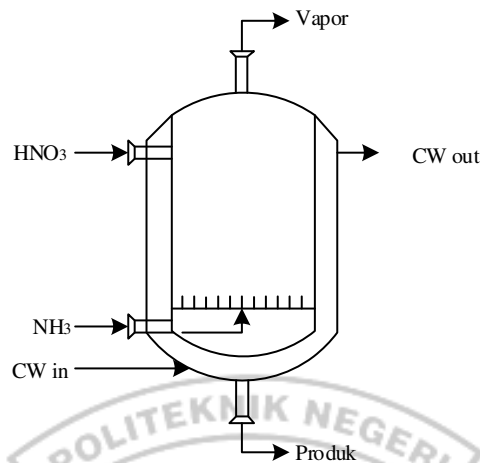
$$\begin{aligned}\Delta Pr &= \left(\frac{4 \times 4}{1}\right) \times 0,013 \\ &= 0,21 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta Pf &= \Delta Pt + \Delta Pr \\ &= 0,000002130 + 0,21 \\ &= 0,21 \text{ psi}\end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:H-01
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Fungsi	:Menaikkan suhu HNO ₃ sebelum masuk reaktor
OD <i>Tube</i>	:1,5 in
Panjang <i>tube</i>	:12 ft
Jumlah <i>tube</i>	:8
ID <i>shell</i>	:12 in

6. Reaktor (R-01)



Gambar C. 6 Reaktor (R-01)

Kode : R-01
Fungsi : Mereaksikan NH_3 dengan HNO_3 menjadi NH_4NO_3
Kondisi : $T = 175^\circ\text{C}$; $P = 4,4 \text{ atm}$
Tipe : *Bubbling reactor*

Tujuan perancangan:

1. Menentukan tipe reaksi
2. Menentukan dimensi *orifice* dan *perforated plate*
3. Menghitung *superficial gas velocity*
4. Menghitung *terminal velocity*
5. Menghitung *gas hold up*
6. Menghitung *interfacial area*
7. Menghitung *mass transfer coefficient* fasa gas
8. Menghitung dimensi reactor
9. Menghitung tebal dinding reactor
10. Menghitung tebal dan tinggi head serta tinggi reactor sesungguhnya
11. Perancangan pendingin jaket

Langkah perancangan

1. Menentukan tipe reaksi

$$M_{\text{H}}^2 = \frac{\text{konversi maksimum dalam lapisan film}}{\text{maksimum perpindahan massa decara difusi dalam lapisan film}}$$

$$M_H^2 = \frac{k \cdot C_B D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

Dimana:

M : parameter *film conversion*, Hatta Modulus

k : konstanta kecepatan reaksi (m³/kmol.s)

C_B : konsentrasi zat B (kmol/m³)

D_{AL} : difusitas gas A dalam larutan (m²/s)

K_{AL} : koefisien transfer massa gas A dalam larutan (m/s) Jika,

M_H < 2: tipe reaksi sangat lambat 0 < M_H < 2: keadaan *intermediate*

M_H > 2: tipe reaksi sangat cepat dan reaksi terjadi di film

a. Menghitung konstanta kecepatan reaksi

$$k = 9,33 \times 10^{12} \times e^{\left(-\frac{21.300}{RT}\right)} \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

$$T = 175^\circ\text{C} = 448,15 \text{ K}$$

$$k = 9,33 \times 10^{12} \times e^{\left(-\frac{21.300}{1,987 \times 448,157}\right)} \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

$$k = 381,615 \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

b. Menghitung densitas

$$\text{Densitas cairan} = A \cdot B \cdot \left(1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)\right)^n$$

$$T = 175^\circ\text{C} = 448,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ
HNO ₃	0,4347	0,231	0,1917	520	0,68425
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	0,71394

Komponen	Densitas gr/mL	Fraksi (xi)	xi.densitas (gr/cm ³)
HNO ₃	1,18446	0,6	0,71068
H ₂ O	0,87427	0,4	0,34971
Densitas campuran			1,06038

$$\rho_{\text{total}} = 1060,38 \text{ kg/m}^3$$

c. Menghitung *viskositas* cairan HNO₃ 60%

$$\text{Log}_{10} \text{ viskositas cairan} = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	-3,5221	72950	0,003963	-0,000002237
H ₂ O	-10,2158	1793	0,01773	-0,000012630

Komponen	Log ₁₀ viskositas	Viskositas (μi)	Fraksi (xi)	xi. μi
HNO ₃	-0,57	0,271	0,6	0,162
H ₂ O	-0,81	0,156	0,4	0,062
Viskositas campuran				0,225

Viskositas (μi) = 0,225 cP
= 0,000225 kg/m.s
= 0,002248 gr/cm.s

d. Menghitung tegangan muka larutan

$$\sigma = A (1 - (T/T_c))^n$$

σ = surface tension, dynes/cm

A, T_c dan n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T _c	n	σ	Xi	$\sigma \cdot xi$
HNO ₃	112,674	520	1,222	10,028	0,6	6,017
H ₂ O	132,674	647,13	0,955	43,018	0,4	17,207
σ total						23,224

$$\sigma \text{ total} = 23,224 \text{ dynes/cm}$$

$$= 0,023224 \text{ kg/s}^2$$

e. Menghitung densitas gas

$$\text{BM campuran} = 17,03 \text{ gr/mol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol K}$$

$$T = 448,15 \text{ K}$$

$$\rho \cdot g = \frac{P \cdot \text{BM}}{R \cdot T} \quad (\text{Missen, dkk., 1999})$$

$$\text{Densitas gas} = 0,002038 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 2,0378 \text{ kg/m}^3$$

f. Difusitas NH₃ ke dalam HNO₃

$$D_{AL} = \frac{117,3 \times 10^{-18} \cdot (\phi \cdot M_b)^{\frac{1}{2}} \cdot T}{\mu_L \cdot (V_a)^{0,6}}$$

$$V_a = 0,0258$$

$$D_{AL} = \frac{117,3 \times 10^{-18} \cdot (63,02)^{\frac{1}{2}} \cdot 448,15}{0,000225 \times (0,0258)^{0,6}}$$

$$= 8,20985E-09 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$= 8,20985E-05 \text{ cm}^2/\text{s}$$

Dalam hubungan ini:

K_{AL} = koefisien transfer massa melalui lapisan cair, m/s

DAL = difusitas gas A dalam larutan B, m²/s

M_b = berat molekul larutan (63,02 kg/kmol)

T = suhu, 448,15 K

μ_L = viskositas larutan, kg/m.s

V_a = solute molal volume NH₃ pada normal boiling point (0,0258 m³/kmol)
(Treyball hal.33, 1981)

φ = faktor asosiasi untuk larutan asam nitrat (larutan elektrolit kuat =1)

g = percepatan gravitasi = 9,8 m/s²

ρ_L = densitas larutan, kg/m³

g. Menghitung diameter gelembung

Agar gelembung bergerak stabil, $db < 0,0078 \times \left(\frac{\tau}{\rho_L \rho g} \right)^{\frac{1}{2}}$

$$db < 0,0078 \times \left(\frac{23,224}{1,06 \times 0,002} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$db < 0,0001709$$

Jadi dipilih db = 0,385 cm

h. Menghitung K_{AL}

$$K_{AL} = 500db \times 0,42 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Untuk db < 2 mm

(Froment hal 829, 2011)

$$K_{AL} = 0,00289 \text{ m/s}$$

$$K_{AL} = 0,289 \text{ cm/s}$$

i. Menghitung konsentrasi HNO_3

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{30.958,304}{1060,5701} \\ &= 29,190 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HNO}_3 &= \frac{30.958,304}{63,02} \\ &= 491,246 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Cb} &= \frac{491,246}{29,190} \\ &= 16,829 \text{ kmol/m}^3 \\ &= 0,017 \text{ mol/cm}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{M}_{2\text{H}} &= \frac{k \cdot C_B D_{AL}}{K_{AL}^2} \\ &= \frac{381,615 \times 16,829 \times 8,20985\text{E}-09}{0,00289^2} \\ &= 6,31\end{aligned}$$

$$\text{M}_\text{H} = 3,16$$

Karena $\text{M}_\text{H} > 2$ maka termasuk tipe reaksi kimia yang sangat cepat

2. Menentukan dimensi *orifice dan perforated plate*

a. Menentukan kecepatan *volumetric* gas masuk reactor

$$\begin{aligned}n &= \frac{5.095,09}{17,03} \\ &= 299,183 \text{ cm}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Gg} &= \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \\ &= \frac{299,183 \times 82,05 \times 448,15}{4,4} \\ &= 2.500.269,143 \text{ cm}^3/\text{jam} \\ &= 0,0022 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Gas distribusi dari dasar reactor dengan *perforated plate*

b. Menghitung diameter *orifice*

$$d_o = \frac{db^3 \cdot g \cdot \rho L}{6\tau}$$

Dimana:

d_o = diameter *orifice*, cm

τ = tegangan muka larutan = 23,2095 dyne/cm

db = diameter gelembung, cm

g = percepatan gravitasi = 980 cm³/detik

ρL = 0,00204 g/cm³

dari Treyball, do = 0,004 – 0,95 cm

db = 0,007 – 0,6 cm

$$do = \frac{0,01 \times 9,8 \times 0,00204}{6 \times 23,2095}$$

$$= 0,402 \text{ cm}$$

c. Menghitung volume gelembung

Gelembung dengan db < 3 cm berbentuk bola (Perry, 2008)

$$V_b = \frac{\pi}{6} db^3$$

$$= \frac{\left(\frac{22}{7}\right)}{6} \times 0,385^3$$

$$= 0,030 \text{ cm}^3$$

$$= 0,299 \text{ mm}^3$$

d. Menghitung volume gas dari tiap lubang orifice

$$Q^{\frac{6}{5}} = \frac{\frac{\pi}{6} do^3 \cdot g^{\frac{3}{5}}}{1,378}$$

Dimana:

Q = Volume gas dari tiap lubang orifice, cm³/s

db = diameter gelembung, cm

g = percepatan gravitasi, 980 cm/s²

$$Q^{\frac{6}{5}} = \frac{\frac{22}{6} \times (0,385)^3 \times (980)^{\frac{3}{5}}}{1,378}$$

$$Q^{\frac{6}{5}} = 1,352 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$Q = 1,127 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$= 1,127 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{s}$$

e. Menghitung jumlah volume lubang orifice

$$No = \frac{Gg}{Q}$$

$$No = \frac{0,00220}{1,127 \times 10^{-6}}$$

$$= 1949,052 \text{ buah}$$

f. Menghitung luas semua lubang *orifice*

$$\begin{aligned} Lo &= \frac{1}{4} \pi \cdot do^2 \cdot No \\ &= \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (0,402)^2 \times 1949,052 \\ &= 247,556 \end{aligned}$$

Susunan orifice dibuat *triangular pitch* dengan pertimbangan lubang lebih banyak dan cocok untuk flow besar.

Jika jarak antar orifice = C, dan diameter *orifice* = do

$$\begin{aligned} \text{Maka, } C_{\max} &= 2 \times do \\ &= 2 \times 0,402 \text{ cm} \\ &= 0,804 \text{ cm} \end{aligned}$$

Untuk mengurangi *clearance*, maka diambil C > do, dipakai C = 2 cm

$$\begin{aligned} \frac{do}{C} &= \frac{0,402}{2} \\ &= 0,201 \end{aligned}$$

$$\text{Luas orifice (Lo)} = 50\% \times \text{Luas plate (Lp)}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas plate (Lp)} &= 100/50 \times 247,556 \\ &= 495,111 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

(Ludwig, 1965)

g. Menghitung diameter dalam reactor

$$dp = \left(\frac{4 \times Lp}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\begin{aligned} dp &= \left(\frac{4 \times 495,111}{\frac{22}{7}} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 315,071 \text{ cm} \\ &= 124,044 \text{ in} \end{aligned}$$

Daerah luar = 4 – 6 in

Diambil 5 in

Maka diameter dalam *reactor*

$$\begin{aligned} dr &= dp + (2 \times 5) \\ &= 124,044 + (2 \times 5) \\ &= 134,044 \text{ in} \\ &= 3,405 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Menghitung *superficial gas velocity*

$$U_{sg} = \frac{Gg}{A}$$

$$= \frac{0,00220}{\frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (3,405)^2}$$

4. Menghitung *therminal velocity*

$$V_t = \left(\frac{2 \cdot \sigma \cdot g_c}{\rho_1 \cdot d_o} + \frac{g \cdot d_o}{2} \right)^{1/2}$$

Dimana:

σ = tegangan muka cairan

ρ_L = density cairan

d_o = *diameter orifice*

g = percepatan gravitasi, 980 cm/s²

g_c = 1 gr.cm/s².dyne

$$v_t = \left(\frac{2 \times 23,20965 \times 1}{1060,384 \times 0,402} + \frac{980 \times 0,402}{2} \right)^{1/2}$$

$$= 14,040 \text{ cm/s}$$

5. Menghitung *gas hold up*

$$\varepsilon = 1,2 \left(\frac{\mu_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L} \right)^{-\frac{1}{8}} U_{sg}^{\frac{3}{4}} \quad (\text{Froment hal. 828, 2011})$$

Dimana:

ε = gas *hold up*, m³/m³

μ_L = viskositas, kg/m.s

σ_L = tegangan muka, kg/s²

ρ_L = densitas cairan, kg/m³

U_{sg} = kecepatan *superficial* gas, m/s

g = percepatan gravitasi, m/s² maka didapat

$$\varepsilon = 1,2 \left(\frac{0,000224}{0,0232} \right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{0,0232 \times 9,8}{1060,5701} \right)^{-\frac{1}{8}} 0,1025^{\frac{3}{4}}$$

$$= 0,196 \text{ mg}^3/\text{mr}^3$$

6. Menghitung *interfacial area*

$$\alpha_i = \frac{6\varepsilon}{d_b} \quad (\text{Froment hal. 828, 2011})$$

$$\alpha_i = \frac{6 \times 0,196}{0,385}$$

$$= 3,056 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$a_i = 2 U_s g \cdot g^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{\frac{3}{4}} \quad (\text{Missen hal. 611, 1999})$$

7. Menghitung koefisien transfer massa lapisan gas, k_{Ag}

$$\begin{aligned} k_{Ag} &= \frac{D_{AL}}{R.T.db} \\ &= \frac{8,20985E-05}{82,05 \times 448,15 \times 0,385} \\ &= 5,79926 \times 10^{-9} \text{ mol/atm.cm}^2.\text{s} \\ &= 5,79926 \times 10^{-8} \text{ mol/atm.m}^2.\text{s} \end{aligned}$$

Transfer massa pada bagian dasar

$$\begin{aligned} k_{Ag} P_A &= k_{Ag} \times \%NH_3 \times P \\ k_{Ag} P_A &= 5,79926 \times 10^{-8} \times 0,995 \times 4,4 \\ &= 2,53891 \times 10^{-8} \text{ mol/atm.cm}^2.\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_{AL} C_b &= 0,289 \times 0,017 \\ &= 0,00486 \text{ mol/cm}^2.\text{s} \end{aligned}$$

$$k_{Ag} P_A < k_{AL} C_b$$

Persamaan transfer massa pada bagian puncak

$$\begin{aligned} k_{Ag} P_A &= k_{Ag} \times 0,007 \times P \\ &= 5,79926 \times 10^{-9} \times 0,007 \times 4,4 \\ &= 1,7861 \times 10^{-10} \text{ mol/atm.cm}^2.\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_{AL} C_b &= 0,289 \times 0,017 \\ &= 0,00486 \text{ mol/cm}^2.\text{s} \end{aligned}$$

$$k_{Ag} P_A < k_{AL} C_b$$

Pada keadaan ini kecepatan reaksi ditentukan oleh tahanan pada fasa gas dan tidak dipengaruhi oleh peningkatan konsentrasi B (bidang reaksi bergeser ke *interface*)

$$-r_A'' \frac{-1}{a_1} \frac{dN_A}{dt} = k_{Ag} P_A \quad (\text{Case B, Instantaneous reaction, Levenspiel hal 523, 1999})$$

8. Menghitung dimensi *reactor*

$$N_a = \text{molar flux A, mol/m}^2.\text{s}$$

$$\begin{aligned} F_a, \text{ in} &= \frac{1,01 \times 0,99 \times 27.356,01}{50,5 \times 3600 \times 0,99} \\ &= 0,152 \text{ kmol/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_a &= \frac{F_a, \text{ in}}{0,995 \times 3,14 \times} \\
 &= \frac{0,152}{0,995 \times 12,5713} \\
 &= 0,012 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \int dt &= \frac{1}{a_1 \cdot k_{Ag} \cdot P_A} \int dN_A \\
 &= \frac{1}{a_1 \cdot k_{Ag} \cdot P_A} \int dN_A \\
 &= \frac{0,012}{1133,963 \times 2,5389 \times 10^{-07}} \\
 &= 42,202 \text{ s}
 \end{aligned}$$

a. Menghitung tinggi cairan

$$\begin{aligned}
 hc &= V_t \times t \\
 &= 14,040 \times 42,202 \\
 &= 592,51 \text{ cm} \\
 &= 5,93 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung volume total *reactor*

$$\begin{aligned}
 V_c &= \frac{1}{4} \pi d r^2 h \\
 &= \frac{1}{4} \left(\frac{22}{7}\right) (3,405)^2 \times 5,93 \\
 &= 53,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan atas dan bawah *reactor* menggunakan *torispherical dishes head*

$$\begin{aligned}
 V_h &= 0,000049 \cdot d r^3 \\
 &= 0,000049 \times (134,044)^3 \\
 &= 118,01 \text{ in}^3 \\
 &= 0,00193 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total reactor}} &= 1,2 \times (V_c + 2V_h) \\
 &= 1,2 \times (53,97 + 2 \times 0,00193) \\
 &= 64,764 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan ukuran *reactor*

$$\text{Diameter reactor} = 3,405$$

$$\text{Tinggi reactor} = \frac{\text{Vol. reaktor}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{V}{\frac{1}{4} \pi (3,405)^2} \\
&= \frac{64,764}{\frac{1}{4} \pi (3,405)^2} \\
&= 7,111 \text{ m} \\
&= 23,330 \text{ ft}
\end{aligned}$$

9. Menentukan tebal dinding *reactor*

Direncanakan menggunakan bahan *stainless steel ASTM 304*

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6P} = C$$

Dimana:

P = tekanan operasi, 64,66 psi

ri = radius tangki, 0,5 x 191,356 in = 120,107 in

f = *allowable stress*, 18.750 psi (Appendix D, Brownell, 1959)

E = efisiensi pengelasan, 0,85

C = faktor korosi, 0,125

$$\begin{aligned}
P \text{ hidrostatik} &= \rho \times \frac{g}{gc} \times h \\
&= 66,21 \times 1 \times 23,330 \\
&= 1.544,67 \text{ lb/ft}^2 \\
&= 10,727 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P \text{ desain} &= P + P \text{ hidrostatik} \\
&= 64,66 + 10,727 \\
&= 75,389 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Factor keamanan 10%

$$\begin{aligned}
P \text{ desain} &= 1,1 \times 75,389 \\
&= 82,928 \text{ psi}
\end{aligned}$$

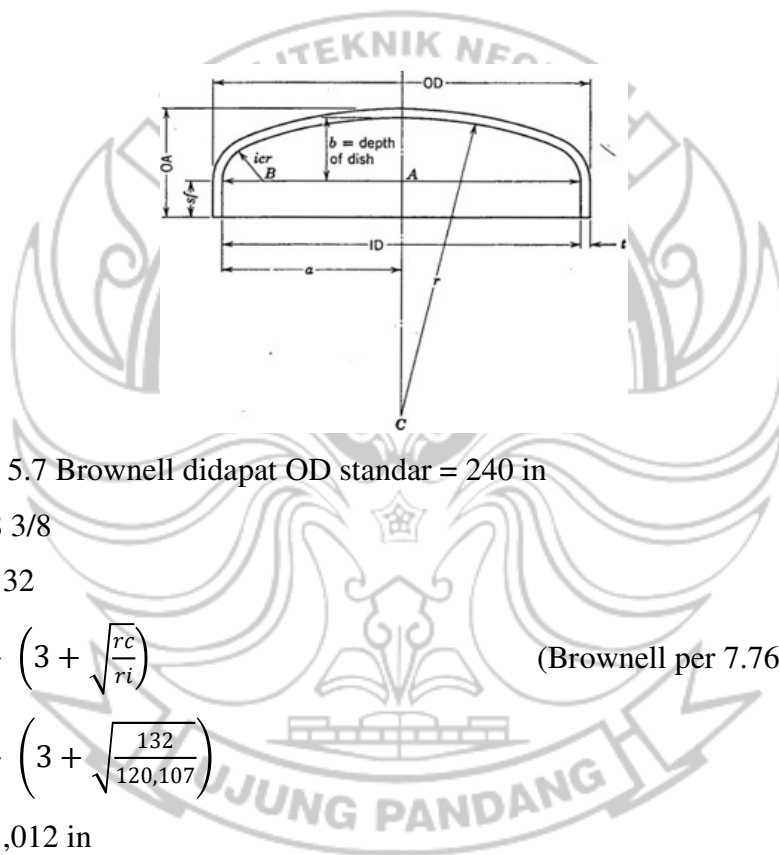
$$\begin{aligned}
ts &= \frac{P_{desain} \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \\
&= \frac{64,66 \times 120,107}{(18.750 \times 0,85) - (0,6 \times 64,66)} + 0,125 \\
&= 0,751 \text{ in} \\
&= 0,019 \text{ m}
\end{aligned}$$

Digunakan shell standar 0,751 in

10. Menghitung tebal dan tinggi *head* serta tinggi *reactor* sesungguhnya

Bentuk tutup atas maupun bawah (*head*) *reactor* dipilih *torispherical dished head* yang bahannya sama dengan bahan *steel*.

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \\ &= 134,044 + 2 \times 0,019 \\ &= 134,082 \text{ in} \end{aligned}$$



Dari Tabel 5.7 Brownell didapat OD standar = 240 in

$$icr = 8 \frac{3}{8}$$

$$rc = 132$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad (\text{Brownell per 7.76 hal 138})$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{132}{120,107}} \right)$$

$$= 1,012 \text{ in}$$

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

$$= \frac{82,928 \times 132 \times 1,012}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,2 \times 82,928} + 0,125$$

$$= 0,473 \text{ in}$$

Dipakai tebal *head* standar 3/8 in = 0,009525 m

$$\text{Untuk tebal head} = 3/8 \text{ in}$$

$$\text{Harga sf} = 1 \frac{1}{2} - 3$$

$$\text{Dipilih sf} = 1,5$$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 134,044/2 \\ &= 67,022 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - icr \\ &= 67,022 - 8,3/8 \\ &= 58,647 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - irc \\ &= 132 - 8,3/8 \\ &= 123,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(123,625)^2 - (58,647)^2} \\ &= 108,829 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 132 - 108,829 \\ &= 23,171 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} = H &= th + b + sf \\ &= 0,473 + 23,171 + 1,5 \\ &= 25,14 \text{ in} \\ &= 0,64 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reactor} &= \text{tinggi reactor} + 2H \\ &= 7,111 + (2 \times 0,64) \\ &= 8,388 \text{ m} \\ &= 27,521 \text{ ft} \end{aligned}$$

11. Perancangan jaket pendingin

Dari neraca panas, kebutuhan pendingin dihitung:

$$Q_f = \frac{m}{\rho}$$

Dimana:

$$m = 567.751,922 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 1.022,870 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_f = \frac{567.751,922 \times \left(\frac{1}{3600}\right)}{\frac{1}{1.022,870} \times 35,3147}$$

$$= 5,445 \text{ cuft}$$

Kecepatan aliran pendingin ditentukan (V) = 4 ft/s

$$A = \frac{Q_f}{V}$$

$$= \frac{5,445}{4}$$

$$= 1,361 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi (D_1 - D_2)^2$$

$$1,361 = 0,7857 (D_1 - D_2)^2$$

$$(D_1 - D_2)^2 = 1,733 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{1}{2} (D_1 - D_2)^2$$

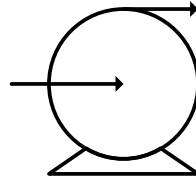
$$= \frac{1}{2} \times 1,733 \text{ ft}$$

$$= 0,866 \text{ ft}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:R-01
Fungsi	:Mereaksikan NH_3 dengan HNO_3 menjadi NH_4NO_3
Kondisi	:T = 175°C, P = 4,4 atm
Tipe	: <i>Bubbling reactor</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Diameter dalam <i>reactor</i>	:134,044 in = 3,405 m
Tebal <i>shell</i>	:0,751 in = 0,019 m
Tebal <i>head</i>	:0,375 in = 0,010 m
Tinggi <i>head</i>	:25,144 in = 0,639 m
Tinggi <i>reactor</i> total	:27,521 ft = 8,388 m
Tebal jaket	:10,395 in = 0,866 ft

7. Pompa (P-01)



Gambar C. 7 Pompa (P-02)

Kode : P-02

Fungsi : Mengalirkan NH_4NO_3 dari *reactor* ke evaporator

Tujuan perancangan:

1. Menentukan tipe pompa
2. Menghitung tenaga pompa

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe pompa

Pompa yang dipilih pompa *sentrifugal* dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

- Konstruksinya sederhana
 - Cocok untuk mengalirkan *fluida* dengan viskositas rendah (kurang dari 10 cP)
 - Tidak memerlukan area yang luas
 - Biaya perawatannya paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain
 - Banyak tersedia di pasar
2. Menghitung tenaga pompa
 - a. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir cairan} &= 27.356,01 \text{ kg/jam} \\ &= 60.320 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas cairan} = A \cdot B^{-\left(1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)^n\right)}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	Densitas gr/mL	Fraksi (xi)	xi.densitas (gr/cm ³)
NH ₄ NO ₃	1,73	0,6	1,449
H ₂ O	1,00	0,4	0,160
Densitas campuran			1,609

$$\begin{aligned} \rho \text{ total} &= 1.608,52 \text{ kg/m}^3 \\ \rho \text{ campuran} &= 1.608,52 \text{ kg/m}^3 \\ &= 100,42 \text{ lb/cuft} \\ Q_f &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{60.320 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}}{100,42 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}} \\ &= 0,17 \text{ cuft/detik} \end{aligned}$$

Diambil factor keamanan 10%, maka:

$$\begin{aligned} Q_f &= 1,1 \times 0,17 \text{ cuft/detik} \\ &= 0,18 \text{ cuft/detik} \\ &= 18,70 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dipakai pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 Coulson Vol.6 dapat digunakan pompa *sentrifugal single stage* jika $Q = 0,25 - 1000 \text{ m}^3/\text{jam}$.

b. Menghitung diameter optimal pipa

Asumsi aliran dalam pipa *turbulen*

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991}) \\ &= 3,9 \times 0,18^{0,45} \times 100,42^{0,13} \\ &= 3,31 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa standar dengan mendekati hasil perhitungan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Nominal size} &= 5 \text{ in} \\ \text{Schedule no.} &= 80 \\ \text{OD} &= 5,563 \text{ in} \\ \text{ID} &= 4,813 \text{ in} \\ \text{Tebal dinding} &= 0,375 \text{ in} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,1263 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung kehilangan energi akibat gesekan

a. Menghitung kecepatan *linier fluida*

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q_f}{A} \\ &= \frac{0,18 \text{ cuft/detik}}{0,1263 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$= 1,45 \text{ ft/detik}$$

b. Menghitung bilangan *Reynold*

Viskositas cairan NH_4NO_3 84% dengan suhu = 448,15 K

\log_{10} viskositas cairan = $A + B/T + CT + DT^2$ (Tabel 22-2 Yaws, 1999)

Komponen	Viskositas (μi)	Fraksi (xi)	xi. (μi)
NH_4NO_3	1,50	0,84	1,26
H_2O	0,82	0,16	0,1
Viskositas campuran			1,39

$$\mu L = 1,39 \text{ cP}$$

$$= 0,000525 \text{ lb/ft.detik}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot D_i \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{100,42 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \times 0,40 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} \times 1,45 \text{ ft/detik}}{0,000525 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{detik}}$$

$$= 111.486,81$$

$N_{re} > 2.100$ maka alirannya adalah aliran turbulen (Peters and Timmerhaus, 1991)

c. Neraca tenaga mekanis

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dengan:

W_s = tenaga yang ditambahkan ke dalam system (power pompa), ft.lb/lbm

Δv^2 = perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa = $v_2^2 - v_1^2$, ft/s

α = 1,0 untuk aliran turbulen

Δz = beda ketinggian cairan, ft

ΔP = beda tekanan, lbf/ft²

$\sum F$ = *friction loss*, ft.lb/lbm

g = konstanta gravitasi = 32,2 ft/s²

gc = *gravitational conversion factor* = 32,2 ft.lbm/s².lbf

$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc}$ = beda tenaga kinetik fluida, ft.lb/lbm

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = \text{beda tenaga potensial, ft.lbf/lbm}$$

d. Beda energi kinetik

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama, maka:

$$\Delta v^2 = 0 \text{ sehingga } \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Beda energi potensial

$$z_1 = 3,28 \text{ ft}$$

$$z_2 = 36,50 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 33,20 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Beda tekanan

$$P_1 = 4,4 \text{ atm} = 9.313,92 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 4,4 \text{ atm} = 9.313,92 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{9.313,92 - 9.313,92 \text{ lbf/ft}^2}{100,42}$$

$$= 0 \text{ lbf.ft/lbm}$$

g. Friction Loss

3) Friksi di pipa lurus, dipilih bahan *commercial steel*

$$N_{re} = 111.486,81$$

Dari Fig. 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* didapat $E = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$ID = 4,813 \text{ in}$$

$$= 0,401 \text{ ft}$$

$$= 0,122 \text{ m}$$

$$E/ID = 0,000376$$

Dari Fig 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* dapat dihitung f (*fanning friction factor*) sebesar:

$$f = 0,004$$

Direncanakan panjang pipa sebesar = 60 ft = 18,288 m

Persamaan D'arcy:

$$Fr = 4 \cdot f \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc}$$

$$Fr = 4 \times 0,004 \left(\frac{18,29 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} \right) \frac{(1,45)^2}{2(32,2)}$$

$$= 0,08 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4) Friksi di *elbow* 90°

Jumlah *elbow* 90° 2 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

untuk *elbow* 90, dari tabel 2.10-1 Geankoplis didapatkan

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 0,02 \text{ (untuk 1 } \textit{elbow})$$

$$\text{untuk 2 } \textit{elbow}: 2 \times h_f = 0,05 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5) Friksi di gate valve

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve wide open*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 0,17$$

$$h_f = 0,011 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6) Friksi di *check valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve swing*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 2$$

$$h_f = 0,07 \text{ ft.lbf/lbm}$$

7) Friksi di *globe valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *globe valve*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 6$$

$$h_f = 0,20 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8) Friksi di Heater

$$\text{Pressure drop} = 1,75 \text{ psi}$$

$$= 252 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{252 \text{ lbf/ft}^2}{100,49 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 2,51 \text{ lbf.ft/lbm}$$

9) Friksi di *Sharp-edge entrance*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 0,5$$

$$h_f = 0,02 \text{ ft.lbf/lbm}$$

10) Friksi di *sharp-edge exit*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 1$$

$$h_f = 0,03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 2,95 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli didapatkan:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F \\ &= 0 + 33,2 + 0 + 2,95 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 36,15 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

4. Menghitung BHP pompa

1) Menghitung efisiensi pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa (Qf)} &= 0,18 \text{ cuft/detik} \\ &= 82,37 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Dari Figure 10.62 halaman 480 Coulson didapat efisiensi pompa untuk laju alir 182,41 didapatkan:

$$\eta = 76\%$$

BHP dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= Q_f \cdot \rho \cdot \frac{-W_s}{550} \\ &= 0,17 \times 100,42 \times \frac{36,15}{550} \\ &= 1,10 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP aktual} &= \frac{\text{BHP teoritis}}{\eta_{pompa}} \\ &= \frac{1,10}{76\%} \\ &= 1,45 \text{ HP} \\ &= 1,08 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kenaikan suhu cairan adalah

$$dt = P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times q \times \rho}$$

Dimana:

Dt = kenaikan suhu ($^{\circ}\text{C}$)

q = laju alir *volumetric* cairan (m^3/s)

P_s = *broke power* (kW)

C_p = panas jenis fluida ($\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)

μ = efisiensi pompa

ρ = densitas fluida (kg/m^3) T_{reff} = 25 $^{\circ}\text{C}$

T_{in} = 175 $^{\circ}\text{C}$ = 448,15 K

Komponen	A	B	C	D
NH ₄ NO ₃	214,478	-0,76762	0,001497	-3,0208E-07
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-07

Sehingga diperoleh C_p campuran adalah 4,05 $\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$

$$\begin{aligned} dt &= P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times q \times \rho} \\ &= 4,235 \times \frac{1-76\%}{4,05 \times 26,005 \times 1308,980} \times 3600 \\ &= 0,027^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Sehingga suhu keluaran pompa adalah 0,027 $^{\circ}\text{C}$ atau 273,18 K

2) Menghitung tenaga motor pompa

Dari Fig. 14.38 halaman 535 Peters untuk BHP actual adalah 5,679 HP

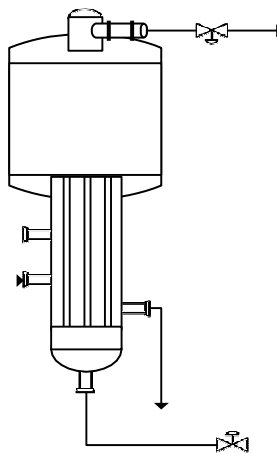
Didapatkan η motor = 86,5%

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{P \text{ aktual}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{1,45}{86,5\%} \\ &= 1,69 \text{ HP} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:P-02
Fungsi	:Mengalirkan NH_4NO_3 dari reactor ke evaporator
Tipe	: <i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	:1 buah
Kapasitas pompa	:60.320 lb/jam
Power pompa	:1,45 HP
Power motor	:1,69 HP
Efisiensi pompa	:0,76
Efisiensi motor	0,86
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>
Ukuran pipa:	
• <i>Normal size</i>	:5 in
• <i>Schedule</i>	:80
• ID pipa	:4,81 in
• OD pipa	:5,56 in
• <i>Flow area</i>	:0,13 ft ²

8. Evaporator (EV-01)



Gambar C.8 Evaporator (EV-01)

Kode : EV-01

Fungsi : Memekatkan larutan NH_4NO_3

1. Menentukan jenis evaporator
2. Menentukan bahan konstruksi evaporator
3. Menghitung dimensi evaporator
4. Menghitung tinggi barometric kondensor

Langkah perancangan:

1. Menentukan jenis evaporator

Umpan yang akan dipekatkan berupa larutan amonium nitrat yang memiliki sifat sensitif terhadap panas. Oleh karena itu, menurut Geankoplis (1993) untuk proses pemekatan larutan dipilih jenis long tube vertical-falling film evaporator dengan beberapa pertimbangan antara lain:

- Memiliki nilai koefisien perpindahan panas yang tinggi yaitu antara $1.100 - 4.000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$
- Cocok digunakan untuk umpan yang memiliki sifat sensitif terhadap panas
- Desainnya membuat waktu tinggal umpan di dalam alat sangat cepat sehingga tidak akan terkontak dengan panas dalam waktu lama
- Biaya murah dan membutuhkan lantai ruangan yang tidak besar
- *Hold up*-nya rendah dan dengan satu badan uap, luas permukaan pemanasannya besar.

2. Menentukan bahan konstruksi evaporator

Dalam perancangan ini, bahan konstruksi yang dipilih adalah stainless steel 304 dengan pertimbangan:

- Bahan tahan korosi

- Memiliki *allowable working stress* cukup besar
- Cocok untuk bahan seperti amonium nitrat

Evaporator yang digunakan adalah *single effect* dengan tipe aliran *steam* dan umpan adalah *feed forward*. Umpan masuk ke dalam *tube* dan *steam* masuk ke dalam *shell*. Evaporator yang digunakan yaitu evaporator *single effect* dengan sistem vakum, karena bahan sensitif terhadap panas dan dengan menggunakan evaporator *single effect* sudah cukup untuk memekatkan larutan NH_4NO_3 dari 83% berat menjadi 96% berat dan ekonomi evaporator lebih dari 0,8. Untuk *steam single effect*, kerugian karena adanya BPR cukup kecil dibanding sistem *multi effect*.

3. Menghitung dimensi evaporator

Dari perhitungan neraca panas, luas perpindahan (A) rata-rata diketahui:

$$\begin{aligned} A &= 21,20 \text{ m}^2 \\ &= 228,23 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dipakai nominal pipe tube = 2 in, Panjang tube = 12 ft

Untuk falling film evaporator LVTE menurut Ulrich (1984) dipakai tube 12-32 ft, diameter 2-10 in.

Surface per linear feet = 0,622 ft²/ft

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \sum \text{tube} &= \frac{A_{\text{rata-rata}}}{L_{\text{tube}} \times \text{surface per linear feet}} \\ &= \frac{228,23}{12 \times 0,622} \\ &= 30 \text{ buah} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tube sebanyak 1.932 buah

a. Penentuan diameter evaporator

P operasi = 4,5 psia = 0,300621 atm = 31,0275 kPa

Di dapat spesifikasi volume = 5.067,329 cm³ = 81,17 cuft/lb

Laju uap = 465,589 kg/jam = 1.026,446 lb/jam

Laju *volumetric* = Laju uap x spesifik volume
 = 1.026,446 x 81,17
 = 83.316,603 cuft/jam

Range kecepatan uap = 12-15 ft/sec

Ditetapkan kecepatan uap = 12 ft/sec

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang evaporator} &= \frac{\text{Laju volumetrik}}{\text{kecepatan uap}} \\ &= \frac{83.316,603}{12 \times 3600} \\ &= 1,929 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$A = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2$$

$$1,929 = (0,7857) D^2$$

$$D^2 = 2,455 \text{ ft}$$

$$D = 1,567 \text{ ft}$$

$$= 18,801 \text{ in}$$

b. Penentuan tinggi evaporator

Range tinggi evaporator = 1,5-2,5

Ditetapkan tinggi evaporator = 2

$$\begin{aligned} \text{Tinggi evaporator} &= \text{range} \times L \text{ tube} \\ &= 2 \times 12 \\ &= 24 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Tebal *shell dan head*

Tebal shell (ts) untuk ruang uap

$$\text{Trial ts} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,02083 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times \text{ts} \\ &= 1,567 + (2 \times 0,02083) \\ &= 1,608 \text{ ft} \\ &= 19,301 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L/\text{OD} &= \frac{12 \text{ ft}}{1,608 \text{ ft}} \\ &= 7,461 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD}/\text{ts} &= \frac{1,608}{0,02083} \\ &= 77,215 \end{aligned}$$

$$T \text{ ruang uap} = 93,075^\circ\text{C} = 199,535^\circ\text{F}$$

Dari brownell hal. 378 (austentic steel tipe 304) didapat harga

$$\begin{aligned}
 B &= 1.600 \\
 P &= \frac{B}{\frac{OD}{ts}} \\
 &= 20,721 \text{ psia} \\
 &= 1,410 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Karena $P_{trial} > P_{operasi}$, maka $trial\ ts$ benar

Tebal *head* (th)

$$Trial\ th = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,02083 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2\ th \\
 &= 1,608 + (2 \times 0,02083) \\
 &= 1,608 \text{ ft} \\
 &= 19,301 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{L}{100th} &= \frac{12}{100 \times 0,02083} \\
 &= 5,761
 \end{aligned}$$

Dari brownell hal. 378 (austenitic steel tipe 304) didapat harga

$$\begin{aligned}
 B &= 2.700 \\
 P &= \frac{B}{\frac{L}{th}} \\
 &= \frac{2700}{\frac{12}{0,02083}} \\
 &= 4,687 \text{ psia} \\
 &= 0,319 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Karena $P_{trial} > P_{operasi}$, maka $trial\ th$ benar

d. Tinggi tutup evaporator

Tutup berbentuk standar *torispherical dishes head*

Dari tabel 5.7 Brownell didapat

$$\begin{aligned}
 OD\ standar &= 20 \\
 icr &= 1,25 \\
 r &= 20
 \end{aligned}$$

Dari Brownell Tabel 5.6 untuk tebal *head* = $\frac{1}{4}$ in maka harga $sf = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2}$ in

Dipilih nilai $sf = 1,5$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{18,801}{2} \\
 &= 9,400 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 9,400 - 1,25 \\
 &= 8,150 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 20 - 1,25 \\
 &= 18,750 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{18,750^2 - 8,150^2} \\
 &= 16,886 \text{ in} \\
 b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 20 - 16,886 \\
 &= 3,114 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head (OA) = H} &= th + b + sf \\
 &= 0,02083 + 3,114 + 1,5 \\
 &= 4,635 \text{ in} \\
 &= 0,386 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi evaporator} + 2H \\
 &= 24 + (2 \times 0,385) \\
 &= 24,772 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi *barometric kondensor*



Gambar C. 3 Barometrik Kondensor (BK)

a. Menghitung tinggi kaki barometric kondensor

Tinggi kaki *barometric kondensor* dapat dihitung sebagai berikut:

Dari persamaan Bernoulli, neraca tenaga titik 1 dan 2

$$Z_1 \frac{g}{g_c} + \frac{U_1^2}{2g_c} + \frac{P_1}{\rho} - W = Z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{U_2^2}{2g_c} + \frac{P_2}{\rho} - \sum F$$

W = 0; U₁ = U₂ = 0; $\sum F \ll$, maka

$$Z_1 - Z_2 = X \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) \frac{g_c}{g}$$

Dimana:

X = tinggi kaki *barometric* (ft)

P₂ = tekanan *barometric* udara (lbf/ft²)

P₁ = tekanan vacum (lbf/ft²)

g_c = 32,2 (lbf.ft/lbf.s²)

g = 32,2 ft/s²

Diketahui:

P₁ = 0,306 atm = 647,998 lbf/ft²

P₂ = 1 atm = 2.116,22 lbf/ft²

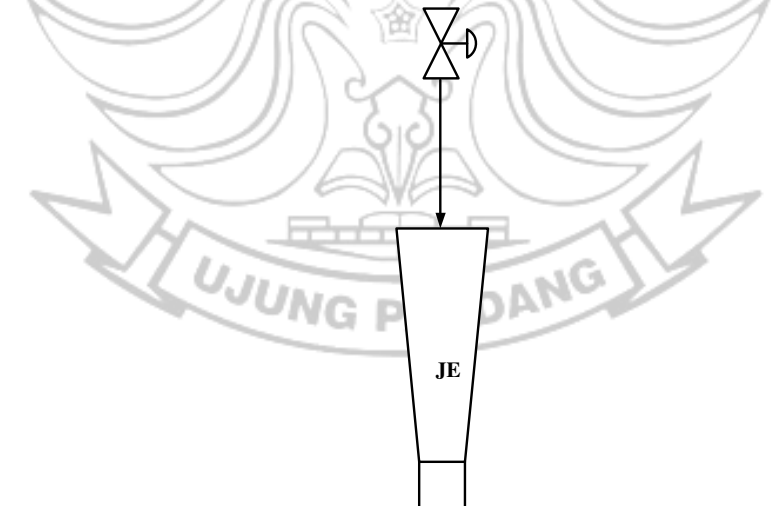
Maka,

$$\begin{aligned} X &= \left(\frac{2.116,22 - 647,998}{62,478} \right) \frac{32,2}{32,2} \\ &= 23,50 \text{ ft} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:EV-01
Fungsi	:Memekatkan larutan NH_4NO_3
Jenis	: <i>Long tube vertical tipe falling film evaporator</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel ASTM 304</i>
Panjang <i>tube</i>	:12 ft
Jumlah tube	:30buah
P operasi	:4,5 psia = 0,3 atm
Luas penampang	:1,929 ft ² = 0,179 m ²
Tebal <i>shell</i>	:0,250 in = 0,006 m
Tebal <i>head</i>	:0,250 in = 0,006 m
Tinggi <i>head</i>	:4,635 in = 0,386 ft
Tinggi evaporator	:24,772 ft = 7,550 m
Tinggi <i>barometric</i> kondensor	:23,50 ft = 7,162 m

9. Jet Ejector (JE-01)



Gambar C. 4 Jet Ejector (JE)

Fungsi : Membuat tekanan vakum dalam evaporator

Jenis : *Steam jet ejector*

Tujuan perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menghitung dimensi *jet ejector*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang benar
 - Tahan korosif
 - Tahan korosi dan harga relative murah
2. Menghitung dimensi jet ejector

P operasi = 0,306 atm = 232,716 mmHg

Untuk tekanan antara 10 mmHg - 1000 mmHg digunakan steam *jet ejector single stage* Dipilih dimensi *steam ejector* komersial standar dengan spesifikasi berdasarkan schutte & Koerting (2010) sebagai berikut:

Panjang total steam ejector (A) = $11 \frac{19}{64}$ in = 286,9406 mm

Panjang *diffuser body* (B) = $8 \frac{7}{8}$ in = 225,425 mm

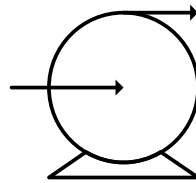
Lebar *suction chamber* (C) = $2 \frac{27}{64}$ in = 61,5156 mm

Panjang *booster body* (D) = $2 \frac{7}{8}$ in = 73,025 mm

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:JE
Fungsi	:Membuat tekanan vakum dalam evaporator
Bahan	: <i>Stainless steel 316</i>
Tipe	: <i>Steam jet ejector single stage</i>
Panjang	:286,94 mm

10. Pompa (P-03)



Gambar C.10 Pompa-03

Kode : P-03

Fungsi : Mengalirkan NH_4NO_3 dari evaporator ke *mixing tank*

Tujuan perancangan:

1. Menentukan tipe pompa
2. Menghitung tenaga pompa

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe pompa

Pompa yang dipilih pompa sentrifugas dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

- Konstruksinya sederhana
- Cocok untuk mengalirkan fluida dengan viskositas rendah (kurang dari 10 cP)
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatannya paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain
- Banyak tersedia di pasar

2. Menghitung tenaga pompa

- a. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir cairan} &= 27.011,44 \text{ kg/jam} \\ &= 56.560,22 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas cairan} = A \cdot B^{-\left(1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)^n\right)}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	Densitas gr/mL	Fraksi (xi)	xi.densitas (gr/cm ³)
NH_4NO_3	1,73	0,96	1,66
H_2O	1,00	0,04	0,04
Densitas campuran			1,70

$$\begin{aligned}
\rho \text{ total} &= 1.695,88 \text{ kg/m}^3 \\
\rho \text{ campuran} &= 1.608,52 \text{ kg/m}^3 \\
&= 105,87 \text{ lb/cuft} \\
Q_f &= \frac{m}{\rho} \\
&= \frac{59.560,22 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times \frac{1}{3600} \frac{\text{jam}}{\text{detik}}}{105,872 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}} \\
&= 0,16 \text{ cuft/detik}
\end{aligned}$$

Diambil factor keamanan 10%, maka:

$$\begin{aligned}
Q_f &= 1,1 \times 0,16 \text{ cuft/detik} \\
&= 0,17 \text{ cuft/detik} \\
&= 17,52 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Dipakai pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 Coulson Vol.6 dapat digunakan pompa *sentrifugal single stage* jika $Q = 0,25 - 1000 \text{ m}^3/\text{jam}$.

b. Menghitung diameter optimal pipa

Asumsi aliran dalam pipa *turbulen*

$$\begin{aligned}
D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991}) \\
&= 3,9 \times 0,17^{0,45} \times 105,87^{0,13} \\
&= 3,24 \text{ in}
\end{aligned}$$

Spesifikasi pipa standar dengan mendekati hasil perhitungan adalah sebagai berikut:

$$Nominal \ size = 5 \text{ in}$$

$$Schedule \ no. = 80$$

$$OD = 5,563 \text{ in}$$

$$ID = 4,813 \text{ in}$$

$$Tebal \ dinding = 0,375 \text{ in}$$

$$Inside \ sectional \ area = 0,1263 \text{ ft}^2$$

3. Menghitung kehilangan energi akibat gesekan

a. Menghitung kecepatan *linier fluida*

$$v = \frac{Qf}{A}$$

$$= \frac{0,13 \text{ cuft/detik}}{0,1263 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,36 \text{ ft/detik}$$

b. Menghitung bilangan *Reynold*

Viskositas cairan NH₄NO₃ 84% dengan suhu = 448,15 K

Log₁₀ viskositas cairan = A + B/T + CT + DT² (Tabel 22-2 Yaws, 1999)

Komponen	Viskositas (μi)	Fraksi (xi)	xi. (μi)
NH ₄ NO ₃	1,50	0,96	1,44
H ₂ O	0,82	0,04	0,33
	Viskositas campuran		1,77

$$\mu L = 1,77 \text{ cP}$$

$$= 0,000525 \text{ lb/ft.detik}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot D_i \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{105,87 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \times 0,40 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} \times 1,36 \text{ ft/detik}}{0,000525 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{detik}}$$

$$= 110.082,55$$

Nre > 2.100 maka alirannya adalah aliran *turbulen* (Peters and Timmerhaus, 1991)

c. Neraca tenaga mekanis

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dengan:

W_s = tenaga yang ditambahkan ke dalam system (power pompa), ft.lb/lbm

Δv^2 = perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa = $v_2^2 - v_1^2$, ft/s

α = 1,0 untuk aliran turbulen

Δz = beda ketinggian cairan, ft

ΔP = beda tekanan, lbf/ft²

$\sum F$ = *friction loss*, ft.lb/lbm

g = konstanta gravitasi = 32,2 ft/s²

gc = *gravitational conversion factor* = 32,2 ft.lbm/s².lbf

$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc}$ = beda tenaga kinetik fluida, ft.lbf/lbm

$\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = beda tenaga potensial, ft.lbf/lbm

d. Beda energi kinetik

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama, maka:

$\Delta v^2 = 0$ sehingga $\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} = 0$ ft.lbf/lbm

e. Beda energi *potensial*

z_1 = 3,28 ft

z_2 = 36,50 ft

$\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 33,20 ft.lbf/lbm

f. Beda tekanan

P_1 = 1 atm = 2.116,80 lbf/ft²

P_2 = 1 atm = 2.116,80 lbf/ft²

ΔP = $P_2 - P_1$

$\frac{\Delta P}{\rho}$ = $\frac{2.116,80 - 2.116,80 \text{ lbf/ft}^2}{105,87}$

= 0 lbf.ft/lbm

g. Friction Loss

1) Friksi di pipa lurus, dipilih bahan *commercial steel*

N_{re} = 111.486,81

Dari Fig. 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* didapat $E = 4,6 \times 10^{-5}$ m

ID = 4,813 in

= 0,401 ft

= 0,122 m

E/ID = 0,000376

Dari Fig 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* dapat dihitung f (*fanning friction factor*) sebesar:

f = 0,004

Direncanakan panjang pipa sebesar = 60 ft = 18,288 m

Persamaan D'arcy:

$$Fr = 4 \cdot f \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc}$$

$$\begin{aligned} Fr &= 4 \times 0,004 \left(\frac{18,29 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} \right) \frac{(1,36)^2}{2(32,2)} \\ &= 0,07 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2) Friksi di *elbow* 90°

Jumlah *elbow* 90° 2 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

untuk *elbow* 90, dari tabel 2.10-1 Geankoplis didapatkan

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 0,02 \text{ (untuk 1 } \textit{elbow})$$

$$\text{untuk 2 } \textit{elbow}: 2 \times h_f = 0,04 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3) Friksi di *gate valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve wide open*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 0,17$$

$$h_f = 0,005 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4) Friksi di *check valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve swing*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 2$$

$$h_f = 0,06 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5) Friksi di *globe valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *globe valve*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 6$$

$$h_f = 0,17 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6) Friksi di *Heater*

Pressure drop = 1,75 psi

$$= 252 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{252 \text{ lbf/ft}^2}{105,87 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 2,38 \text{ lbf.ft/lbm}$$

7) Friksi di *Sharp-edge entrance*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 0,5$$

$$h_f = 0,01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8) Friksi di *sharp-edge exit*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 1$$

$$h_f = 0,03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friction loss $\sum F = 2,77 \text{ ft.lbf/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli didapatkan:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F \\ &= 0 + 33,2 + 0 + 2,77 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 35,97 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

4. Menghitung BHP pompa

1) Menghitung efisiensi pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa (Qf)} &= 0,17 \text{ cuft/detik} \\ &= 77,15 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Dari Figure 10.62 halaman 480 Coulson didapat efisiensi pompa untuk laju alir 182,41 didapatkan:

$$\eta = 76\%$$

BHP dapat dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= Qf \cdot \rho \cdot \frac{-W_s}{550} \\ &= 0,17 \times 105,87 \times \frac{35,97}{550} \\ &= 1,08 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP aktual} &= \frac{\text{BHP teoritis}}{\eta_{pompa}} \\ &= \frac{1,08}{76\%} \\ &= 1,42 \text{ HP} \\ &= 1,06 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kenaikan suhu cairan adalah

$$Dt = Ps \times \frac{1-\mu}{Cp \times q \times \rho}$$

Dimana:

Dt = kenaikan suhu (°C)

q = laju alir *volumetric* cairan (m³/s)

Ps = *broke power* (kW)

Cp = panas jenis fluida (kJ/kg°C)

μ = efisiensi pompa

ρ = densitas fluida (kg/m³) T reff = 25°C

T in = 175 °C = 448,15 K

Komponen	A	B	C	D
NH ₄ NO ₃	214,478	-0,76762	0,001497	-3,0208E-07
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-07

Sehingga diperoleh Cp campuran adalah 4,05 kJ/kg°C

$$\begin{aligned}
 dt &= P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times \rho} \\
 &= 1,06 \times \frac{1-76\%}{4,05 \times 17,52 \times 1695,88} \times 3600 \\
 &= 0,0076^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Sehingga suhu keluaran pompa adalah $0,0076^\circ\text{C}$ atau $273,15\text{ K}$

2) Menghitung tenaga motor pompa

Dari Fig. 14.38 halaman 535 Peters untuk BHP actual adalah 5,679 HP

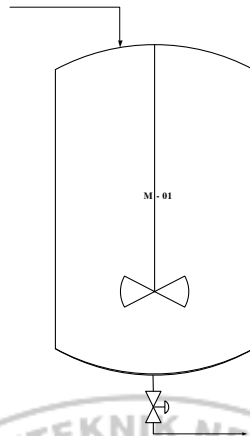
Didapatkan η motor = 86,5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{motor}} &= \frac{P_{\text{aktual}}}{\eta_{\text{motor}}} \\
 &= \frac{1,45}{86,5\%} \\
 &= 1,66 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:P-03
Fungsi	:Mengalirkan NH_4NO_3 dari evaporator ke :mixing tank
Tipe	: <i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	:1 buah
Kapasitas pompa	:59,560,22 lb/jam
Power pompa	:1,42 HP
Power motor	:1,66 HP
Efisiensi pompa	:0,76
Efisiensi motor	:0,86
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>
Ukuran pipa:	
• <i>Normal size</i>	:5 in
• <i>Schedule</i>	:80
• ID pipa	:4,81 in
• OD pipa	:5,56 in
• <i>Flow area</i>	:0,13 ft^2

11. *Mixing Tank (M-01)*



Gambar C.11 *Mixing Tank-01*

- Kode : M-01
- Fungsi : Tempat untuk proses pencampuran NH_4NO_3 cair dengan padatan NH_4NO_3 yang tidak lolos *spec*
- Tipe : Tangki *silinder horizotal* dengan tutup *torispherical head* yang dilengkapi dengan pengaduk jenis *six flat blades turbin with 4 baffle*

Kondisi Operasi

- Suhu Operasi = 175°C
- Tekanan Operasi = 1 atm
= 14,7 psi
- Laju Massa = 27.011,44 kg/jam
- Densitas campuran

Komponen	Fraksi	Densitas	Densitas Campuran (kg/m ³)
NH_4NO_3	0,997	1725	1719,83
H_2O	0,003	1000	3
Total	1		1722,83 kg/m ³ 107,56 lb/ft ³

1. Menghitung dimensi tangki

a. Volume Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= \frac{\text{Massa}}{\rho} \times \text{waktu operasi} \\ &= \frac{27.011,44}{1722,83} \times 1 \\ &= 15,68 \text{ m}^3 \\ &= 553,69 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Overdesign (faktor kelonggaran) = 20%

Volume tangki = 1,2 x volume bahan

$$\begin{aligned}&= 1,2 \times 15,68 \text{ m}^3 \\ &= 18,81 \text{ m}^3 \\ &= 664,43 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

b. Tinggi dan diameter tangki

Perbandingan tinggi terhadap diameter rangki:

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

$$H = 1,5D$$

$$V_t = A \times H$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 1,5D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times (1,5)}}$$

$$= 2,519 \text{ m}$$

$$= 8,26 \text{ ft}$$

$$= 99,153 \text{ in}$$

$$H = 1,5D$$

$$= 1,5 \times 2,519 \text{ m}$$

$$= 3,77 \text{ m}$$

$$= 12,394 \text{ ft}$$

$$= 148,730 \text{ in}$$

c. Tinggi cairan dalam tangki (Hc)

Tinggi cairan dalam tangki = 80% dari tinggi total tangki

$$\begin{aligned} H_c &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 3,77 \\ &= 3,022 \text{ m} \\ &= 9.915 \text{ ft} \\ &= 118,984 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Tekanan dalam tangki

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}, 14,70 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h_c \\ &= 1.722,83 \times 9,8 \times 3,022 \\ &= 51026.1 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 7,39 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,70 + 7,39 \\ &= 22,098 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 10%

$$\begin{aligned} P_{\text{design aktual}} &= 1,1 \times 22,098 \\ &= 24,03 \text{ psi} \\ &= 1,65 \text{ atm} \end{aligned}$$

e. Tebal shell

Spesifikasi bahan yang digunakan

- Jenis Bahan : *Carbon Steel SA-299 LC-167*
- *Allowable Stresses(f)* : 18.750 Psi (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.1 hal.251)
- *Corrosion Allowance (c)* : 0,125 in (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)
- *Joint Effisiency (E)* : 0,8 (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.2 hal.254)
- *Inside Radius (ri)* : 1,269 m = 49,960 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959. Tabel 13.1 hal.254)} \\ &= \frac{24,03 \times 22,08}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 24,03} + 0,125 \end{aligned}$$

$$= 0,20 \text{ in}$$

Diambil ts Standar 1/4 in = 0,25 in (Brownell & Young, 1959. Table 5.7 Hal.90)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ &= 2,51 + 2 \times 0,00635 \\ &= 2,53 \text{ m} = 99,65 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 108 in = 2,74 m (Brownell & Young, 1959. Table 5.7 Hal.90)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - 2\text{ts} \\ &= 2,74 - 2 \times 0,0063 \\ &= 2,63 \end{aligned}$$

f. Menghitung dimensi Head

Bentuk *head* = *torispherical head*

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{180}{13,75}} \right) \\ &= 1,65 \text{ in} \end{aligned}$$

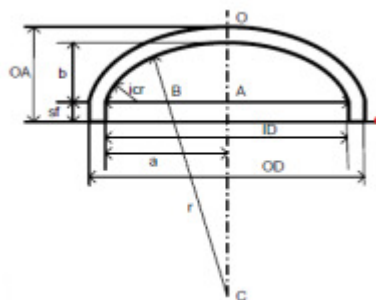
$$\begin{aligned} \text{Tebal head} &= \frac{P r W}{2 f E - 0,2 P} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959. Pers 7.77 hal.138)} \\ &= \frac{14,70 \times 180 \times 1,65}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 14,70} + 0,125 \\ &= 0,27 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *head* standar = 3/4 in = 0,75 in (Brownell & Young, 1959. Tabel 5.6 Hal. 88)

Untuk tebal *head* standar 5/16 , nilai standar *straight flange* (Sf) yaitu 1 1/2 - 3 1/2

Diambil nilai sf = 2 (Brownell & Young, 1959. Tabel 5.6 Hal. 88)

Ukuran *head*



$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{227,63}{2} \\
 &= 113,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 113,81 - 13,75 \\
 &= 100,06 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 180 - 13,75 \\
 &= 166,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{166,25^2 - 100,06^2} \\
 &= 132,77 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= BC - AC \\
 &= 166,25 - 132,77 \\
 &= 47,23 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi head (OA)

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + sf \\
 OA &= 0,75 + 47,23 + 2 \\
 &= 49,42 \text{ in} = 1,26 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H + (2 \times OA) \\
 &= 148,730 + (2 \times 49,42) \\
 &= 6,28
 \end{aligned}$$

Desain Pengaduk

Spesifikasi pengaduk

Jenis pengaduk : *six flat blades turbin with 4 baffle*

a) Perhitungan dimensi pengaduk

Dari Tabel 2.4-1 Hal 144-145 (Geankoplis, 1993) diketahui :

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5 \text{ (diambil 0,5)}$$

$$L/Da = 1/4$$

$$W/Da = 1/5$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$Dt/J = 12$$

Dimana:

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller

W = Lebar blade

J = Lebar baffle

L = Panjang blade

C = Jarak pengaduk dari dasar tangki

Sehingga :

Diameter *impeller* (Da)

$$\begin{aligned} Da &= 0,5 \times Dt \\ &= 0,5 \times 5,78 \text{ m} \\ &= 2,89 \text{ m} = 9,48 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang *blade* (L)

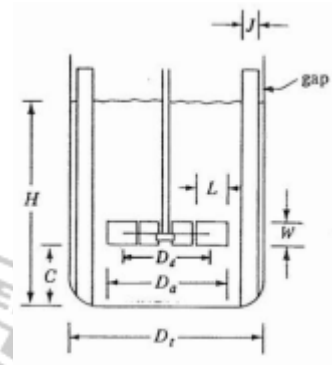
$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} \times Da \\ &= \frac{1}{4} \times 9,48 \text{ ft} \\ &= 2,37 \text{ ft} = 0,72 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times Dt \\ &= \frac{1}{3} \times 5,78 \text{ m} \\ &= 1,93 \text{ m} = 6,32 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar *blade* (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{5} \times Da \\ &= \frac{1}{5} \times 9,48 \text{ ft} \\ &= 1,90 \text{ ft} = 0,58 \text{ m} \end{aligned}$$



Lebar *baffle* (*J*)

$$\begin{aligned} J &= 1/12 \times Dt \\ &= 1/12 \times 5,78 \text{ m} \\ &= 3,27 \text{ ft} = 2 \text{ m} \end{aligned}$$

b) Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned} WELH &= H \text{ cairan} \times SG \text{ umpan} \\ &= 47,14 \text{ ft} \times 1,172 \\ &= 55,25 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} n &= \frac{WELH}{Dt} \\ &= \frac{55,25 \text{ ft}}{39,28 \text{ ft}} \\ &= 1,41 \end{aligned}$$

Digunakan 2 buah *impeller*

c) Perhitungan kecepatan pengaduk (*N*)

$$\begin{aligned} \frac{WELH}{2 \times Da} &= \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2 \\ N &= \left(\frac{600}{\pi \times Da} \right)^2 \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Da}} \\ &= \left(\frac{600}{3,14 \times 9,48} \right)^2 \sqrt{\frac{55,25}{2 \times 9,48}} \\ &= 34,38 \text{ rpm} = 0,57 \text{ rps} \end{aligned}$$

d) Perhitungan daya pengaduk (*P*)

$$P = \frac{\varphi \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

Dimana:

P = daya pengaduk

φ = *power number*

ρ = densitas bahan

Da = diameter *impeller*

gc = 9,8 m/s² = 32,2 ft/s²

Menghitung bilangan *Reynold* (*N_{Re}*)

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{9,48 \times 0,57 \times 107,69}{0,00101} \\
 &= 5.507.241,48
 \end{aligned}$$

Turbulen, $N_{Re} > 2100$

Berdasarkan nilai N_{Re} , dari Fig. 4.77 Hal 507 (Brown, 1987) diperoleh $\phi = 7$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{7 \times 1725 \times 0,57^3 \times 2,98^5}{9,8} \\
 &= 46.813,24 \text{ kg.m/s} \\
 &= 62,78 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

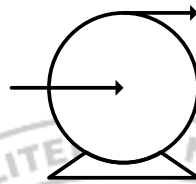
Power standar = 63 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:M-01
Fungsi	:Tempat untuk proses pencampuran NH_4NO_3 cair dengan padatan NH_4NO_3 yang tidak lolos spec
Bentuk	:Tangki <i>silinder horizotal dengan tutup torispherical head</i> yang dilengkapi dengan pengaduk jenis <i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA baffle</i>
Volume tangki	:15,68 m ³
OD <i>shell</i>	:2,74 m
ID <i>shell</i>	:2,73 m
Tinggi <i>head</i>	:1,26 m
Tebal <i>head</i>	:0,75 in
Tinggi total tangki	:6,28 m
Desain produk	
- Diametret <i>impeller</i>	2,89 m
- Panjang <i>blade</i>	0,72 m

- Lebar *blade* 0,254 m
- Lebar *baffle* 1 m
- Jumlah *baffle* 2
- Power motor 63 HP

12. Pompa (P-04)



Gambar C.12 Pompa-04

Kode : P-04

Fungsi : Mengalirkan NH_4NO_3 dari *mixing tank* ke *prilling tower*

Tujuan perancangan:

1. Menentukan tipe pompa
2. Menghitung tenaga pompa

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe pompa

Pompa yang dipilih pompa *sentrifugal* dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

- Konstruksinya sederhana
- Cocok untuk mengalirkan fluida dengan viskositas rendah (kurang dari 10 cP)
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatannya paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain
- Banyak tersedia di pasar

2. Menghitung tenaga pompa

- a. Menghitung kapasitas pompa

Laju alir cairan = 27.987,64 kg/jam

 = 61.712,75 lb/jam

$$\text{Densitas cairan} = A \cdot B^{-\left(1-\left(\frac{T}{T_c}\right)\right)^n}$$

$$T = 175^\circ\text{C} = 448,15 \text{ K}$$

Komponen	Densitas gr/mL	Fraksi (xi)	xi.densitas (gr/cm ³)
NH ₄ NO ₃	1,73	0,97	1,67
H ₂ O	1,00	0,03	0,03
Densitas campuran			1,70

$$\rho_{\text{total}} = 1.703,16,88 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1.703,16 \text{ kg/m}^3$$

$$= 106,33 \text{ lb/cuft}$$

Qf

$$= \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{61.712,75 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}}{106,33 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}}$$

$$= 0,16 \text{ cuft/detik}$$

Diambil factor keamanan 10%, maka:

$$Q_f = 1,1 \times 0,16 \text{ cuft/detik}$$

$$= 0,18 \text{ cuft/detik}$$

$$= 18,07 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dipakai pompa sebanyak 1 buah, dari Tabel 10.17 halaman 478 Coulson Vol.6 dapat digunakan pompa *sentrifugal single stage* jika $Q = 0,25 - 1000 \text{ m}^3/\text{jam}$.

b. Menghitung diameter optimal pipa

Asumsi aliran dalam pipa turbulen

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

$$= 3,9 \times 0,18^{0,45} \times 106,33^{0,13}$$

$$= 3,28 \text{ in}$$

Spesifikasi pipa standar dengan mendekati hasil perhitungan adalah sebagai berikut:

$$\text{Nominal size} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule no.} = 80$$

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in}$$

$$ID = 4,813 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding} = 0,375 \text{ in}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,1263 \text{ ft}^2$$

3. Menghitung kehilangan energi akibat gesekan

a. Menghitung kecepatan linier fluida

$$v = \frac{Qf}{A}$$

$$= \frac{0,18 \text{ cuft/detik}}{0,1263 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,40 \text{ ft/detik}$$

b. Menghitung bilangan Reynold

Viskositas cairan NH_4NO_3 97% dengan suhu = 448,15 K

\log_{10} viskositas cairan = $A + B/T + CT + DT^2$ (Tabel 22-2 Yaws, 1999)

Komponen	Viskositas (μi)	Fraksi (xi)	xi. (μi)
NH_4NO_3	1,50	0,97	1,46
H_2O	0,82	0,03	0,02
Viskositas campuran			1,48

$$\mu L = 1,48 \text{ cP}$$

$$= 0,000525 \text{ lb/ft.detik}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot D_i \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{106,33 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \times 0,40 \frac{\text{cuft}}{\text{detik}} \times 1,36 \text{ ft/detik}}{0,000525 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{detik}}$$

$$= 114.060,97$$

$N_{re} > 2.100$ maka alirannya adalah aliran *turbulen* (Peters and Timmerhaus, 1991)

c. Neraca tenaga mekanis

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dengan:

W_s = tenaga yang ditambahkan ke dalam system (power pompa), ft.lb/lbm

Δv^2 = perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa = $v_2^2 - v_1^2$, ft/s

- α = 1,0 untuk aliran turbulen
- Δz = beda ketinggian cairan, ft
- ΔP = beda tekanan, lbf/ft²
- $\sum F$ = *friction loss*, ft.lbf/lbm
- g = konstanta gravitasi = 32,2 ft/s²
- gc = *gravitational conversion factor* = 32,2 ft.lbm/s².lbf
- $\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc}$ = beda tenaga kinetik fluida, ft.lbf/lbm
- $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = beda tenaga potensial, ft.lbf/lbm

d. Beda energi kinetik

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama, maka:

$$\Delta v^2 = 0 \text{ sehingga } \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Beda energi potensial

$$z_1 = 3,28 \text{ ft}$$

$$z_2 = 36,50 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 33,20 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Beda tekanan

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2.116,80 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2.116,80 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2.116,80 - 2.116,80 \text{ lbf/ft}^2}{106,33}$$

$$= 0 \text{ lbf.ft/lbm}$$

g. *Friction Loss*

1) Friksi di pipa lurus, dipilih bahan *commercial steel*

$$N_{re} = 111.486,81$$

Dari Fig. 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* didapat $E = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$ID = 4,813 \text{ in}$$

$$= 0,401 \text{ ft}$$

$$= 0,122 \text{ m}$$

$$E/ID = 0,000376$$

Dari Fig 2.10.3 Geankoplis, untuk *commercial steel* dapat dihitung f (*fanning friction factor*) sebesar:

$$f = 0,004$$

Direncanakan panjang pipa sebesar = 60 ft = 18,288 m

Persamaan D'arcy:

$$Fr = 4 \cdot f \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc}$$

$$\begin{aligned} Fr &= 4 \times 0,004 \left(\frac{18,29 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} \right) \frac{(1,40)^2}{2(32,2)} \\ &= 0,07 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2) Friksi di elbow 90°

Jumlah elbow 90° 2 buah, menghitung nilai hf menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94

$$hf = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

untuk elbow 90, dari tabel 2.10-1 Geankoplis didapatkan

$$K_f = 0,75$$

$$hf = 0,02 \text{ (untuk 1 elbow)}$$

$$\text{untuk 2 elbow: } 2 \times hf = 0,05 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3) Friksi di gate valve

Jumlah 1 buah, menghitung nilai hf menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$hf = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk gate valve wide open, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 0,17$$

$$hf = 0,01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4) Friksi di *check valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai hf menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$hf = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *gate valve swing*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 2$$

$$h_f = 0,06 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5) Friksi di *globe valve*

Jumlah 1 buah, menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17

Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

Untuk *globe valve*, dari Tabel 2.10-1 Geankoplis

$$K_f = 6$$

$$h_f = 0,18 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6) Friksi di *Heater*

$$\text{Pressure drop} = 1,75 \text{ psi}$$

$$= 252 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{252 \text{ lbf/ft}^2}{106,33 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 2,37 \text{ lbf.ft/lbm}$$

7) Friksi di *Sharp-edge entrance*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 0,5$$

$$h_f = 0,02 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8) Friksi di *sharp-edge exit*

Menghitung nilai h_f menggunakan persamaan 2.10-17 Geankoplis halaman 94.

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$\text{Harga } K_f = 1$$

$$h_f = 0,03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 2,79 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli didapatkan:

$$W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot ac} + \frac{\Delta z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

$$= 0 + 33,2 + 0 + 2,79 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 35,99 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4. Menghitung BHP pompa

1) Menghitung efisiensi pompa

$$\text{Kapasitas pompa (Qf)} = 0,18 \text{ cuft/detik}$$

$$= 79,59 \text{ gal/menit}$$

Dari Figure 10.62 halaman 480 Coulson didapat efisiensi pompa untuk laju alir 182,41 didapatkan:

$$\eta = 76\%$$

BHP dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{BHP} = Qf \cdot \rho \cdot \frac{-W_s}{550}$$

$$= 0,18 \times 106,33 \times \frac{35,97}{550}$$

$$= 1,12 \text{ HP}$$

$$\text{BHP aktual} = \frac{\text{BHP teoritis}}{\eta_{pompa}}$$

$$= \frac{1,12}{76\%}$$

$$= 1,48 \text{ HP}$$

$$= 1,10 \text{ kW}$$

Kenaikan suhu cairan adalah

$$dt = Ps \times \frac{1-\mu}{C_p \times q \times \rho}$$

Dimana:

Dt = kenaikan suhu ($^{\circ}\text{C}$)

q = laju alir *volumetric* cairan (m^3/s)

Ps = *broke power* (kW)

Cp = panas jenis fluida ($\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)

μ = efisiensi pompa

ρ = densitas fluida (kg/m^3) $T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C}$

T in = $175^{\circ}\text{C} = 448,15 \text{ K}$

Komponen	A	B	C	D
NH ₄ NO ₃	214,478	-0,76762	0,001497	-3,0208E-07
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-07

Sehingga diperoleh Cp campuran adalah 4,05 kJ/kg°C

$$\begin{aligned}
 dt &= P_s \times \frac{1-\mu}{C_p \times \rho} \\
 &= 1,10 \times \frac{1-76\%}{4,05 \times 18,07 \times 1703,16} \times 3600 \\
 &= 0,01^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Sehingga suhu keluaran pompa adalah 0,01°C atau 273,16 K

2) Menghitung tenaga motor pompa

Dari Fig. 14.38 halaman 535 Peters untuk BHP actual adalah 5,679 HP

Didapatkan η motor = 86,5%

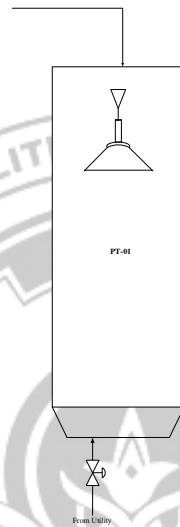
$$\begin{aligned}
 P_{\text{motor}} &= \frac{P_{\text{aktual}}}{\eta_{\text{motor}}} \\
 &= \frac{1,45}{86,5\%} \\
 &= 1,72 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:P-04
Fungsi	:Mengalirkan NH ₄ NO ₃ dari <i>mixing tank</i> ke <i>prilling tower</i>
Tipe	: <i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	:1 buah
Kapasitas pompa	:59,560,22 lb/jam
Power pompa	:1,48 HP
Power motor	:1,72 HP
Efisiensi pompa	:0,76
Efisiensi motor	:0,86
Bahan konstruksi	: <i>Comercial Steel</i>
Ukuran pipa:	
• <i>Normal size</i>	:5 in

- *Schedule* :80
- ID pipa :4,81 in
- OD pipa :5,56 in
- *Flow area* :0,13 ft²

13. Prilling Tower



Gambar C. 13 Prilling Tower-01

Kode : PT-01

Fungsi : Membentuk butiran Prill NH_4NO_3 dari larutan NH_4NO_3 97%

Tujuan Perancangan

1. Menentukan tipe *prilling tower*
2. Menentukan bahan konstruksi *prilling tower*
3. Menghitung dimensi *prilling tower*

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe *Prilling Tower*

Bentuk *prilling tower* yang dipilih adalah silinder tegak dengan alas konus dan tutup datar dilengkapi dengan *prills device*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Prilling Tower*

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel ASTM 304*

3. Menghitung dimensi *prilling tower*

Menghitung luas dan diameter menara

Udara masuk *prilling tower* sebanyak = 55.068,486 kg/jam

Misalkan dipilih kecepatan linear di udara di dalam menara sebesar 3,175 m/s

Maka luas tegak menara pembutir sebesar:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{\rho \text{ udara} \times V \text{ udara}} \\ &= \frac{55.068,486}{1,14 \times 3,175 \times 3600} \\ &= 4,226 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menara dirancang berbentuk silinder, sehingga:

$$A = \frac{\pi \times Dk^2}{4}$$

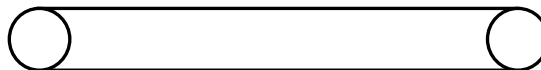
Dalam hal ini, Dk adalah diameter kolom

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 4,226}{\frac{22}{7}}} \\ &= 2,319 \text{ m} \end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:PT-01
Fungsi	:Membentuk butiran prill NH_4NO_3
Tipe	Silinder tegak
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel ASTM 304</i>
Luas Menara	:4,226 m ²
Diameter menara	:2,319 m

14. *Belt Conveyor* (BC-01)



Gambar C. 14 *Belt Conveyor*-01

Kode : BC-01

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *prilling tower* ke *rotary dryer*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi stainless steel 304 dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
 - Tahan korosif
 - Tahan korosif dan harganya relative murah
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH ₄ NO ₃	24.331,86	0,97	1725	1673,25
H ₂ O	3.655,78	0,03	1000	30
Total	27.987,64	1	2.725	1.703,25

Laju alir massa = 27.987,64 kg/jam
= 61.712,75 lb/jam
= 1.028,35 lb/min

Densitas = 1.703,25 kg/m³
= 106,33 lb/ft³

Rate volumetric = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$
= $\frac{61.712,75 \text{ lb/jam}}{106,33 \text{ lb/ft}^3}$
= 580,37 ft³/jam

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas desain = (100% + 20%) x massa bahan
= 1,2 x 27.987,64 kg/jam
= 33.585,17 kg/jam

$$= 33,59 \text{ ton/jam}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar belt = 14 in
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual *belt* (S)

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\
 &= \frac{33,59 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\
 &= 209,91 \text{ ft/menit}
 \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{L}{S} \\
 &= \frac{30 \text{ ft}}{209,91 \text{ ft/min}} \\
 &= 0,14 \text{ menit} \\
 &= 8,58 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

3) Berat produk (P)

$$\begin{aligned}
 P &= \text{Laju alir massa} \times t \\
 &= 1.028,35 \text{ lb/min} \times 0,14 \text{ min} \\
 &= 146,97 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

4) Berat belt conveyor

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 W &= (\text{Berat belt} + \text{berat idler}) \times \text{lebar belt} \times \text{Panjang belt} \\
 &= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft} \\
 &= 630 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

5) Power belt (P)

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk *plain bearing* F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

$$P = \frac{0,05 \times 209,91 \times (146,97+630)}{990}$$

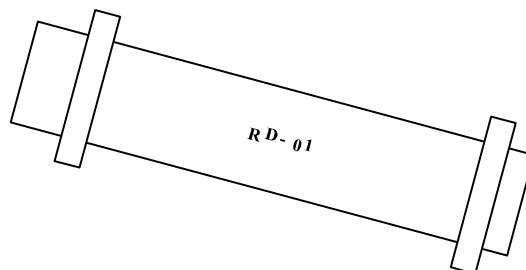
$$= 8,24 \text{ HP}$$

Power Standar = 8,5 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-01
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>prilling tower</i> ke <i>rotary dryer</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	:33,59 ton/jam
Panjang belt	:9,144 m
Lebar belt	:4,27 m
Power	:8,5 HP

15. Rotary Dryer (RD-01)



Gambar C.15 Rotary Dryer-01

Kode : RD-01

Fungsi : Meringkan prill ammonium nitrat

Tujuan perancangan:

1. Menghitung diameter *dryer*
2. Menghitung Panjang *dryer*
3. Menghitung putaran *dryer*
4. Menentukan waktu tinggal *dryer*
5. Menghitung tenaga *dryer*
6. Menghitung *overall heat transfer area*
7. Menentukan jumlah flight

Beberapa pertimbangan dalam merancang *rotary dryer* (Perry 1984), antara lain:

1. Diameter ekonomis untuk *rotary dryer* berkisar antara 0,3-3 meter
2. L/D umumnya berkisar antara 4-10
3. Kecepatan putar dari *shell* adalah antara 30-150 ft/menit atau 3 rpm

Kondisi operasi:

- Temperatur umpan masuk = 85°C = 358,15 K
- Temperatur produk keluar = 110°C = 383,15 K
- Temperatur udara masuk = 120°C = 393,15 K
- Umpan ammonium nitrat masuk = 24.405,08 kg/jam
= 53.813,19 lb/jam
- Kapasitas panas = 0,345 btu/F
- Massa *velocity* udara yang diizinkan = 100-1000 lb.jam.ft² (perry, R.H,
hal 833)

Langkah perancangan:

1. Menghitung diameter *dryer*

Untuk menghitung diameter *dryer* dipakai persamaan

$$D^2 = \frac{G_s}{\pi \times G}$$

Dimana:

G_s = Laju udara kering masuk *dryer* (lb/jam)

$$= 49.356,05 \text{ kg/jam} = 108.830,09 \text{ lb/jam}$$

$$G = \text{Kecepatan massa udara (lb/jam.ft}^2\text{)}$$

$$= 1000 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Sehingga,

$$D^2 = 138,51 \text{ ft}^2$$

$$D = 11,77 \text{ ft}$$

$$= 3,59 \text{ m}$$

2. Menghitung panjang *dryer*

Untuk menghitung Panjang *dryer* dipakai persamaan

$$L = 0,1 \times C_p \times G^{0,48} \times D \times N_t$$

Dimana:

$$C_p = \text{Kapasitas panas} = 0,345 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$N_t = \text{Jumlah unit transfer} = 1,5-2,5 \text{ (diambil 2,5)}$$

(Perry, R.H. Halaman. 20-32)

Sehingga:

$$L = 0,1 \times 0,345 \times 1000^{0,48} \times 11,77 \times 2,5$$

$$= 27,96 \text{ ft}$$

$$= 8,52 \text{ m}$$

3. Menghitung putaran *dryer*

Kecepatan putaran *dryer* rata-rata adalah 30-150 ft/menit

Diambil kecepatan putaran rata-rata = 45 ft/menit (Perry, R.H. Halaman. 831)

$$N = \frac{n}{(\pi D)}$$

$$= \frac{45}{(3,14 \times 11,77)}$$

$$= 1,22 \text{ rpm}$$

$$= 1,5 \text{ rpm}$$

4. Menentukan waktu tinggal *dryer*

Hold up mempunyai range 3-12% volume

Diambil 12% volume, maka:

$$V = \pi \times D^2 \times L$$

$$= 3,14 \times (11,77)^2 \times 27,96$$

$$= 12.170,55 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan sebesar 20%

$$V_{\text{rill}} = 1,2 \times 12.170,55$$

$$= 14.604,66 \text{ ft}^3$$

Diketahui *bulk density* amonium nitrat adalah 93,37 lb/ft³

Feed rate ammonium nitrat masuk *rotary dryer* = 24.405,08 kg/jam

$$= 53.813,19 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Hold up} = 12\% \times V_{\text{rill}}$$

$$= 12\% \times 14.604,66$$

$$= 1.752,56 \text{ ft}^3$$

Maka waktu tinggal adalah

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{(\text{Hold up}) \times \rho}{\text{feedrate}}$$

$$= \frac{(1.752,56) \times 93,37}{53.813,19}$$

$$= 3,04 \text{ jam}$$

$$= 182,45 \text{ menit}$$

5. Menghitung tenaga *dryer*

Tenaga *dryer* dapat dihitung dengan persamaan (Perry, R.H. Halaman. 831)

$$\text{Range HP} = 0,5 D^2 - 1 D^2$$

$$\text{Diambil HP} = 0,75 D^2$$

$$= 0,75 \times (11,77)^2$$

$$= 103,88 \text{ HP}$$

6. Menghitung *overallheat transfer area*

Persamaan yang digunakan menghitung *overall heat transfer* diambil dari perry hal 831

$$U_d = \frac{10 \times G^{0,16}}{11,77}$$

$$U_d = \frac{10 \times 1000^{0,16}}{11,77}$$

$$U_d = 2,57 \text{ lb/jam.ft}^2$$

7. Menentukan jumlah *flight*

Range jumlah *flight* untuk *rotary dryer*: 2-3,5 D diambil dari Perry halaman 831

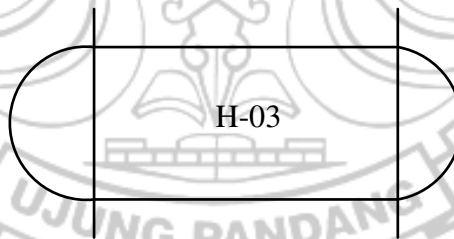
Diambil jumlah *flight* = 3D untuk diameter >2 ft

$$\begin{aligned}\text{Sehingga jumlah flight adalah} &= 3 \times D \\ &= 3 \times 11,77 \\ &= 35,31 \text{ buah} \\ &= 35 \text{ buah}\end{aligned}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:RD-01
Fungsi	:Mengeringkan prill amonium nitrat
Diameter <i>dryer</i>	:3,59 m
Panjang <i>dryer</i>	:8,52 m
Putaran <i>dryer</i>	:1,5 rpm
Waktu tinggal	:182,45 menit
Tenaga <i>dryer</i>	:103,88 HP
<i>Overall heat transfer</i>	:2,57 lb/jam.ft ²
Jumlah flight	:35 buah

16. Heater (H-03)



Gambar C.16 Heater-03

Fungsi : Menaikkan suhu udara yang masuk ke *rotary dryer*

Tipe : *Shell and tube*

Kondisi operasi:

Suhu operasi (T)

Temperatur masuk steam (T₁) = 186°C = 366,80°F

Temperatur keluar steam (T_2) = $186^\circ\text{C} = 366,80^\circ\text{F}$

Temperatur masuk udara (t_1) = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Temperatur keluar udara (t_2) = $120^\circ\text{C} = 248^\circ\text{F}$

Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psi

1) Menghitung LMTD

Jenis aliran: *Counter Current*

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 366,80 - 248 \\ &= 118,80^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 366,80 - 86 \\ &= 280,80^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{280,80 - 118,80}{\ln\left(\frac{280,80}{118,80}\right)} \\ &= 188,33^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{366,80 - 366,80}{248 - 86} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{248 - 86}{366,80 - 86} = 0,58^\circ\text{F}$$

$$F_t = 0,65 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 18 hal.828})$$

$$\begin{aligned}\text{LMTD act} &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,65 \times 188,33^\circ\text{F} = 122,41^\circ\text{F}\end{aligned}$$

2) Temperatur rata-rata

$$T \text{ rata-rata steam} = \frac{T_1+T_2}{2}$$

$$= \frac{366,80-366,80}{2} = 366,80^\circ\text{F} = 186^\circ\text{C}$$

$$T \text{ rata-rata udara} = \frac{t_1+t_2}{2}$$

$$= \frac{86+3248}{2} = 167^\circ\text{F} = 75^\circ\text{C}$$

3) Spesifikasi pipa

Tube side: (Kern, 1965. Tabel 10 hal.843)

$$\text{BWG} = 15$$

$$\text{Panjang tube (l)} = 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} = 3,657 \text{ m}$$

$$\text{ODt} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\text{IDt} = 1,36 \text{ in} = 0,113 \text{ ft}$$

$$a' = 1,44 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah *tube* (Nt)

Kisaran UD = 5-50 Btu/jam.ft².F (Kern, 1965. Tabel 8 hal 840)

Dipakai UD = 50 btu/jam.ft².F

$$Q = 1.508.845,93 \text{ kkal/h}$$

$$= 598.389,70 \text{ btu/h}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$= \frac{598.389,70}{50 \times 188,33}$$

$$= 63,55 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{63,55}{0,3925 \times 12}$$

$$= 13,49 \text{ buah tube}$$

$$= 14 \text{ buah}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Susunan *tube* = *square pitch*

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$N \text{ passes} = 4 \text{ passes}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

$$A \text{ actual} = 1 \times N_t \times a''$$

$$= 12 \times 13,49 \times 0,3925$$

$$= 63,55 \text{ ft}^2$$

Shell side:

Berdasarkan jumlah tube diketahui:

$$ID_s = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

(Kern, 1965. Tabel 9 hal 841)

Shell side: Fluida panas (steam)

a. *Flow area shell (A_s)*

$$B = 12 \text{ in}$$

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD_t$$

$$= 1,875 - 1,5$$

$$= 0,375 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 P_t}$$

$$= \frac{8 \times 0,375 \times 12}{144 \times 1,875} = 0,13 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan aliran massa (Gs)

$$W_{\text{steam}} = 2.268,09 \text{ kg/jam}$$
$$= 5.003,34 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W}{A_s}$$
$$= \frac{5.003,34}{0,13} = 37.525,04 \text{ lb/ft}^2$$

c. Bilangan Reynold (Re_s)

$$\mu = 1,5 \text{ cP} = 0,00313275 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$De = 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig. 28 hal.838})$$

$$Re_s = De \times \frac{G_s}{\mu}$$
$$= 0,09 \times \frac{37.525,04}{0,00313275}$$
$$= 107.804,77$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan Res diperoleh

$$jH = 200 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

e. Heat transfer coefisien (outside fluid) (h_o)

$$C_p = 0,55 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,29 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.802})$$

$$\mu = 0,00313275$$

$$h_o = jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$
$$= 200 \times \frac{0,29}{1,08} \left(\frac{0,55 \times 0,00313275}{0,29} \right)^3 \times (1)^{0,14}$$

$$= 1,28 \text{ btu/h.ft.F}$$

Tube side: Fluida dingin (Udara)

a. *Flow area*

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{Nt \times a'}{144 \times n \text{ passes}} \\ &= \frac{13,49 \times 1,44}{144 \times 4} \\ &= 0,56 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa (Gt)

$$\begin{aligned} W_{\text{udara}} &= 2.269,09 \text{ kg/jam} \\ &= 5.003,34 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{5.003,34}{0,56} \\ &= 8.934,53 \text{ lb/h.ft}^2 \end{aligned}$$

c. *Bilangan Reynold (Re_t)*

$$\mu = 0,021 \text{ cP} = 0,05082 \text{ lb/ft.h} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.15 hal 824})$$

$$D_e = 9,48 \text{ in} = 0,79 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.28 hal 838})$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{IDt \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{1,36 \times 8.934,53}{0,05082} \\ &= 239.098,12 \end{aligned}$$

d. Faktor panas (jH)

Berdasarkan Res diperoleh:

$$jH = 280 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.24 hal 834})$$

e. Heat transfer coefisien (inside fluid) (h_i)

$$C_p = 0,27 \text{ btu/lb.F} \quad (\text{Kern, 1965. Fig.3 hal.805})$$

$$k = 0,014 \text{ btu/h.ft}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Table 5 hal.801})$$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \times \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^3 \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 280 \times \frac{0,014}{0,79} \left(\frac{0,27 \times 0,05082}{0,014} \right)^3 \times (1)^{0,14} \\ &= 1,62 \text{ btu/h.ft}^2.F \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 1,62 \times \frac{1,36}{1,50} \\ &= 1,47 \text{ btu/h.ft}^2 \end{aligned}$$

f. Koefisien Uc

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1,47 \times 1,28}{1,47 + 1,28} \\ &= 2,55 \text{ btu/h.ft}^2.F \end{aligned}$$

g. Koefisien factor kotoran (R_d)

$$\begin{aligned} U_d \text{ actual} &= \frac{Q}{A \text{ aktual} \times LMTD} \\ &= \frac{598.389,70}{63,55 \times 188,33} \\ &= 1.773.372,13 \text{ btu/h.ft}^2.F \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{2,55 - 1.773.372,13}{2,55 \times 1.773.372,13} \end{aligned}$$

$$= 0,39$$

Pressure Drop

1) *Pressure Drop* pada *shell* (ΔP_s): fluida panas (steam)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig.29 hal 839})$$

$$\text{Spesifik gravity } (s) = 0,87$$

$$\text{Jumlah crosses } (N+1) = L/B = 144/12 = 12$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \times (Gs)^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times (10)^2 \times De \times s \times \phi_s} \\ &= \frac{0,00013 \times (37.525,04)^2 \times 0,67 \times (12)}{5,22 \times (10)^2 \times 0,09 \times 0,87 \times 1} \\ &= 35.788,59 \text{ psi} \end{aligned}$$

2) *Pressure Drop* pada *tube* (ΔP_f): fluida dingin (udara)

$$f = 0,00013 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 26 hal 836})$$

$$\text{Spesifik gravity} = 1$$

Menentukan *pressure drop*, ΔP_f

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n \text{ passes}}{5,22 \times 10^{10} \times ID_t \times s \times \phi_t} \\ &= \frac{0,00013 \times (8.934,53)^2 \times 12 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,11 \times 1 \times 1} \\ &= 0,000002184 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'}$$

$$g' = 32,20 \text{ ft/s}^2 \quad (\text{Kern, 1965. Fig 27 hal 837})$$

$$\frac{v^2}{2g'} = 0,013$$

$$\Delta P_r = \left(\frac{4 \times 4}{1}\right) \times 0,013$$

$$= 0,21 \text{ psi}$$

$$\Delta Pf = \Delta Pt + \Delta Pr$$

$$= 0,00011266 + 0,21$$

$$= 0,21 \text{ psi}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:H-03
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Fungsi	:Menaikkan suhu udara yang masuk ke <i>rotary dryer</i>
OD Tube	:1,5 in
Panjang tube	:12 ft
Jumlah tube	:14
ID shell	:8 in

RINGKASAN

17. *Belt Conveyor* (BC-02)



Gambar C. 17 *Belt Conveyor* (BC-02)

Kode : BC-02

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *rotary dryer* ke *bucket elevator*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi stainless steel 304 dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH ₄ NO ₃	24.331,86	0,97	1725	1673,25
H ₂ O	752,53	0,03	1000	30
Total	25.084,39	1	2.725	1.703,25

Laju alir massa = 25.084,39 kg/jam
 = 55.311,08 lb/jam
 = 921,68 lb/min

Densitas = 1.728,82 kg/m³
 = 107,93 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$
 = $\frac{51.738,30 \text{ lb/jam}}{107,93 \text{ lb/ft}^3}$
 = 479,37 ft³/jam

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas desain = (100% + 20%) x massa bahan
 = 1,2 x 25.084,39 kg/jam
 = 28.156,90 kg/jam
 = 28,16 ton/jam

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar *belt* = 14 in
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

- 1) Kecepatan aktual belt (S)

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\
 &= \frac{28,16 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\
 &= 175,98 \text{ ft/menit}
 \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{L}{S} \\
 &= \frac{30 \text{ ft}}{175,98 \text{ ft/min}} \\
 &= 0,17 \text{ menit} \\
 &= 10,23 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

3) Berat produk (P)

$$\begin{aligned}
 P &= \text{Laju alir massa} \times t \\
 &= 862,14 \text{ lb/min} \times 0,17 \text{ min} \\
 &= 146,97 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat belt = 1 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Berat Idler = 0,5 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 W &= (\text{Berat belt} + \text{berat idler}) \times \text{lebar velt} \times \text{Panjang belt} \\
 &= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft} \\
 &= 630 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

5) Power belt (P)

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk plain bearing F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat belt (lb)

W = Berat belt (lb)

$$P = \frac{0,05 \times 175,98 \times (146,97+630)}{990}$$

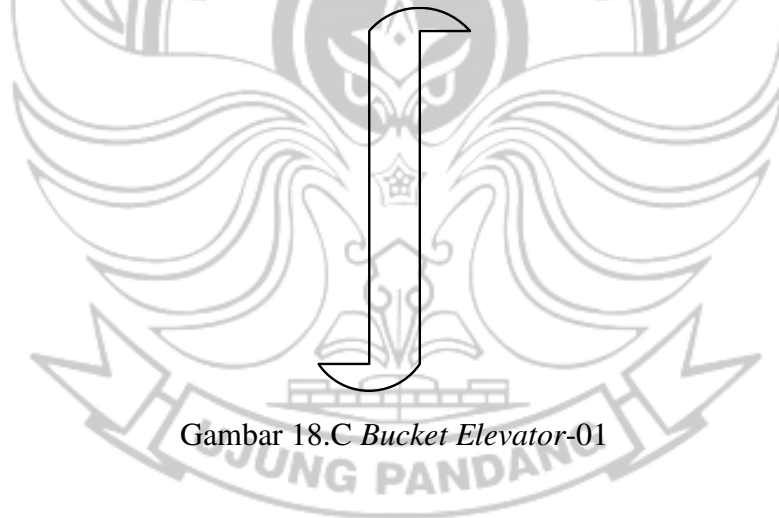
= 6,91 HP

Power Standar = 7 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-02
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>rotary dryer</i> ke <i>bucket elevator</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	:28,16 ton/jam
Panjang belt	:9,144 m
Lebar belt	:4,27 m
Power	:7 HP

18. *Bucket Elevator* (BE-01)



Gambar 18.C *Bucket Elevator*-01

Kode : BE-01

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *dryer* ke *screening*

Tipe : *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*

Tujuan :

1. Menentukan kapasitas *design*
2. Menentukan spesifikasi *bucket elevator*

3. Menentukan dimensi *bucket elevator*

4. Menentukan Daya yang dibutuhkan

Langkah perancangan:

Kondisi operasi

- Suhu operasi (T) = 80,45°C
- Tekanan Operasi (P) = 1 atm
= 14,7 PSI

1. Kapasitas desain

Laju bahan yang diangkut = 24.495,08 kg/jam
= 6,78 kg/s

Faktor kelonggaran = 20%

Kapasitas = 1,2 x laju bahan yang diangkut
= 1,2 x 24.495,08
= 29.286,09 kg/jam
= 29,29 ton/jam

2. Spesifikasi

Spesifikasi *bucket elevator* kapasitas < 30 ton/jam berdasarkan Tabel 21-8 Hal. 21-15 (Perry & Green, 1997)

Tinggi *elevator* = 23 m = 905,51 in

Ukuran *bucket*:

Lebar = 10 in

Panjang = 6 in

Tinggi = 6,25 in

Jarak antar *bucket* = 16 in

Kecepatan putaran = 41 rpm

Lebar *belt* = 9 in

Tinggi head = 20 in

3. Dimensi *bucket*

Volume bucket = Panjang x lebar x tinggi
= 6 x 10 x 6,25
= 375 in³

$$= 0,00615 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang belt} &= (2 \times \text{tinggi elevator}) + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= (2 \times 905,51) + (2 \times 20) \\ &= 1.851,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Jumlah *bucket*

$$\begin{aligned} (n \times 4,25 \text{ in}) + (n \times 12 \text{ in}) &= \text{Panjang belt} \\ 16,25 \text{ in } n &= 1.851,02 \text{ in} \\ n &= 113,91 \text{ buah} \\ &= 114 \text{ buah} \end{aligned}$$

4. Daya yang dibutuhkan (P)

$$P = 0,07 \text{ m}^{0,63} \Delta z \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

Dimana

P : Daya (Kw)
 m : Laju alir massa (kg/s)
 ΔZ : Tinggi *elevator* (m)

Maka,

$$\begin{aligned} P &= 0,07 \times 6,78^{0,63} \times 23 \\ &= 5,38 \text{ kW} \\ &= 7,21 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power total} &= \frac{P}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{7,21}{80\%} \end{aligned}$$

$$\text{Power standar} = 9 \text{ HP}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BE-01
Fungsi	:Mengangkut NH ₄ NO ₃ dari <i>dryer</i> ke <i>screening</i>
Tipe	: <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas	:29,29 ton/jam
Tinggi <i>elevator</i>	:23 m

Jarak antar <i>bucket</i>	:16 in
Power	:9 HP

19. *Belt Conveyor* (BC-03)



Gambar C. 19 *Belt Conveyor*-03

Kode : BC-03

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *rotary dryer* ke *bucket elevator*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi stainless steel 304 dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH_4NO_3	24.331,86	0,97	1725	1673,25
H_2O	752,53	0,03	1000	30
Total	25.084,39	1	2.725	1.703,25

Laju alir massa = 25.084,39 kg/jam
= 55.311,08 lb/jam
= 921,68 lb/min

Densitas = 1.703,25 kg/m³
= 106,33 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$

$$= \frac{55.311,08 \text{ lb/jam}}{106,33 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 520,166 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas desain = (100% + 20%) x massa bahan

$$= 1,2 \times 25.084,39 \text{ kg/jam}$$

$$= 30.101,27 \text{ kg/jam}$$

$$= 30,10 \text{ ton/jam}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar *belt* = 14 in
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual belt (S)

$$S = \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt}$$

$$= \frac{30,10 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min}$$

$$= 188,13 \text{ ft/menit}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$t = \frac{L}{S}$$

$$= \frac{30 \text{ ft}}{188,13 \text{ ft/min}}$$

$$= 0,16 \text{ menit}$$

$$= 9,57 \text{ detik}$$

3) Berat produk (P)

$$P = \text{Laju alir massa} \times t$$

$$= 921,68 \text{ lb/min} \times 0,16 \text{ min}$$

$$= 146,97 \text{ lb}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Sehingga,

$$\begin{aligned} W &= (\text{Berat } belt + \text{berat } idler) \times \text{lebar } belt \times \text{Panjang } belt \\ &= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft} \\ &= 630 \text{ lb} \end{aligned}$$

5) *Power belt* (P)

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = *Koefisien* gesekan untuk plain bearing F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

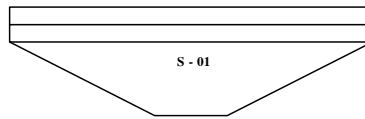
$$\begin{aligned} P &= \frac{0,05 \times 188,13 \times (146,97+630)}{990} \\ &= 7,38 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power Standar = 7,5 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-03
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>bucket elevator</i> ke <i>screening</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	:30,10 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	:9,14 m
Lebar <i>belt</i>	:4,27 m
<i>Power</i>	:7,5 HP

20. *Screening* (S-01)



Gambar C.20 Screening-01

Kode : S-01
 Tipe : *Vibrating screen*
 Fungsi : Memisahkan prill ammonium nitrat yang *on spec* dan *off spec*
 Bahan : *Carbon Steel*
 Dasar Pemilihan : Efisiensi tinggi, kapasitas tinggi, *maintenance cost* rendah, ruang yang dibutuhkan kecil

Suhu Operasi : 75°C

Tekanan Operasi : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Tujuan perancangan :

1. Menentukan tipe *screen*
2. Menghitung factor bukaan area
3. Menghitung luas area *screen*
4. Menentukan Panjang dan lebar ayakan
5. Menghitung daya *vibrating screen*

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe *screen*

Untuk memisahkan *solid* kering 4-325 mesh digunakan tipe *high speed* (Fig 19-14 Perry ed 7 hal 19-19).

Untuk ukuran 4-325 mesh frekuensi getaran yang digunakan 25-120 getaran/detik.

Laju umpan (F) = 24.405,08 kg/jam

Faktor kelonggaran = 10%

Kapasitas *vibrating screen* = 1,1 x F
 = 1,1 x 24.405,08
 = 26.845,58 kg/jam
 = 26,85 ton/jam

Ayakan yang dipilih (Tabel 19-6 Perry Ed. 7 hal 19-20):

No. ayakan = No. 10
 Bukaannya = 2 mm = 0,0787 in
 Diameter *wire* = 0,9 mm = 0,0354 in
 Tyler Equivalent = 9 mesh

2. Menghitung factor bukaan area (F_{oa})

$$F_{oa} = 100 \times a^2 \times m^2$$

Dimana,

a = Bukaannya = 0,0787 in

d = Diameter *wire* = 0,0354 in

$$m = \frac{1}{a+d}$$

$$= \frac{1}{0,0787 + 0,0354}$$

$$= 8,76 \text{ in}^{-1}$$

Sehingga,

$$F_{oa} = 100\% \times (0,0787)^2 \times (8,76)^2$$

$$= 48\%$$

3. Menghitung luas area *screen*

$$A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times F_{oa} \times F_s} \quad (\text{Pers. 19-7 Perry ed 7 hal 19-23})$$

Keterangan:

A = *Screen area* (ft^2)

Ct = *Flow rate* = 26.845,58 kg/jam = 26,85 ton/jam

Cu = *Unit capacity* = 0,47 ton/jam ft^2 (fig.19-21 Perry hlm.19-24)

F_{oa} = *Open area factor* = 0,48

F_s = *Slotte area factor* = 2 (Tabel 19-7 Perry ed 7 hal 19-23)

Maka,

$$A = \frac{0,4 \times 26,85}{0,47 \times 0,48 \times 2}$$

$$= 24,01 \text{ ft}^2$$

$$= 2,23 \text{ m}^2$$

4. Menentukan Panjang dan lebar ayakan

$$F_s = P : L = 1,5 : P = 1,5 L$$

$$A = P \times L = 1,5 \times 1 = 1,5 L^2$$

$$L = \frac{A^{\frac{1}{2}}}{1,5}$$

$$= \frac{24,01^{\frac{1}{2}}}{1,5}$$

$$= 8 \text{ ft}$$

$$= 2,44 \text{ m}$$

$$P = 1,5 \times L$$

$$= 1,5 \times 8$$

$$= 12,01 \text{ ft}$$

$$= 3,66 \text{ m}$$

5. Menghitung daya vibrating screen

$$W = 10 \times W_i \left(\left(\frac{1}{\sqrt{d}} \right) - \left(\frac{1}{\sqrt{d_i}} \right) \right) \quad (\text{Pers.12.3 Walas hal 339})$$

Keterangan;

Keterangan:

W = Daya (kWh)

W_i = Work Indeks = 13,81 (Tabel 12.2 Walas hal 342)

d_i = Diameter awal = 2400 mikron (Tabel 12.3 Walas hal.343)

d = Diameter akhir = 50 mikron

Sehingga,

$$W = 10 \times 13,81 \left(\left(\frac{1}{\sqrt{50}} \right) - \left(\frac{1}{\sqrt{2400}} \right) \right)$$

$$= 16,71 \text{ kW}$$

$$= 22,41 \text{ HP}$$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:S-01
Fungsi	:Memisahkan <i>prill</i> ammonium nitrat yang <i>on spec</i> dan <i>off spec</i>
Tipe	: <i>Vibrating Screen Hum-mer</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>

Rate masuk	:24.405,08 kg/jam
Luas area <i>screen</i>	:2,23 m ²
Panjang	:2,44 m
Lebar	:3,66 m
Daya	:22,41

21. *Belt Conveyor* (BC-04)



Gambar C. 21 *Belt Conveyor*-04

Kode : BC-04

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *screening* ke *mixing tank*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel* 304 dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH_4NO_3	973,27	0,97	1725	1673,25
H_2O	2,93	0,03	1000	30
Total	976,20	1	2.725	1.703,25

Laju alir massa = 976,20 kg/jam
= 2.152,53 lb/jam

$$\begin{aligned}
 &= 35,87 \text{ lb/min} \\
 \text{Densitas} &= 1.703,25 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 106,33 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{2.152,53 \text{ lb/jam}}{106,33 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 20,24 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 20\% \\
 \text{Kapasitas desain} &= (100\% + 20\%) \times \text{massa bahan} \\
 &= 1,2 \times 976,20 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.171,44 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,17 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar belt = 14 in = 4,27 m
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual *belt* (S)

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\
 &= \frac{1,17 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\
 &= 7,32 \text{ ft/menit}
 \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{L}{S} \\
 &= \frac{30 \text{ ft}}{7,32 \text{ ft/min}} \\
 &= 4,10 \text{ menit} \\
 &= 245,85 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

3) Berat produk (P)

$$P = \text{Laju alir massa} \times t$$

$$= 35,87 \text{ lb/min} \times 4,10 \text{ min}$$

$$= 146,97 \text{ lb}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Sehingga,

$$W = (\text{Berat } belt + \text{berat } idler) \times \text{lebar } belt \times \text{Panjang } belt$$

$$= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft}$$

$$= 630 \text{ lb}$$

5) Power belt (P)

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk *plain bearing* F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

$$P = \frac{0,05 \times 7,32 \times (146,97+630)}{990}$$

$$= 0,29 \text{ HP}$$

Power Standar = 0,5 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-04
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>screening ke mixing tank</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	:0,17 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	:9,14 m

Lebar <i>belt</i>	:4,27 m
<i>Power</i>	:0,5 HP

22. *Belt Conveyor* (BC-05)



Gambar C. 22 *Belt Conveyor*-05

Kode : BC-05

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *screening* ke *fluidized bed cooler*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH_4NO_3	23.358,59	0,97	1725	1673,25
H_2O	70,29	0,03	1000	30
Total	23.428,87	1	2.725	1.703,25

Laju alir massa = 23.428,87 kg/jam
= 51.660,66 lb/jam
= 860,85 lb/min

Densitas = 1.703,25 kg/m³
= 106,33 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{51.660,66 \text{ lb/jam}}{106,33 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 485,84 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas desain} &= (100\% + 20\%) \times \text{massa bahan} \\ &= 1,2 \times 23.428,87 \text{ kg/jam} \\ &= 28.114,65 \text{ kg/jam} \\ &= 28,11 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar *belt* = 14 in = 4,27 m
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual *belt* (S)

$$\begin{aligned} S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\ &= \frac{28,11 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\ &= 175,72 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned} t &= \frac{L}{S} \\ &= \frac{30 \text{ ft}}{175,72 \text{ ft/min}} \\ &= 0,17 \text{ menit} \\ &= 10,24 \text{ detik} \end{aligned}$$

3) Berat produk (P)

$$\begin{aligned} P &= \text{Laju alir massa} \times t \\ &= 860,85 \text{ lb/min} \times 0,17 \text{ min} \\ &= 146,97 \text{ lb} \end{aligned}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar *belt*). (ft panjang *belt*)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar *belt*). (ft panjang *belt*)

Sehingga,

$$\begin{aligned} W &= (\text{Berat } belt + \text{berat } idler) \times \text{lebar } belt \times \text{Panjang } belt \\ &= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft} \\ &= 630 \text{ lb} \end{aligned}$$

5) *Power belt (P)*

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk *plain bearing* F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

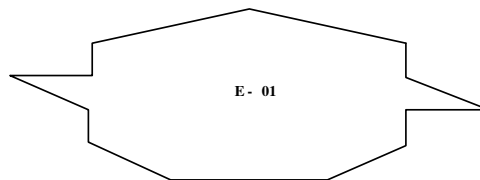
$$\begin{aligned} P &= \frac{0,05 \times 175,72 \times (146,97+630)}{990} \\ &= 6,90 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power Standar = 7 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-05
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>screening</i> ke <i>fluidized bed cooler</i>
Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	:28,11 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	:9,14 m
Lebar <i>belt</i>	:4,27 m
Power	:7 HP

23. Fluidized Bed Cooler (E-01)



Gambar C.23 Fluidized Bed Cooler-01

Kode : E-01

Fungsi : Mendinginkan prill ammonium nitrat

Tujuan perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
2. Menentukan dimensi *cooler*

Langkah perancangan

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- Tahan korosif

2. Menentukan dimensi *fluidized bed cooler*

Menghitung luas *cooler*

Laju udara masuk (Gs) = 46.098,65 kg/jam

Massa kecepatan udara (G) = 0,5-5 kg/s.m²

Dipilih 0,5 kg/s.m² = 1800 kg/jam.m²

$$\begin{aligned} A &= \frac{Gs}{G} \\ &= \frac{46.098,65}{1800} \\ &= 25,61 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung diameter *cooler*

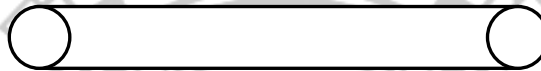
$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ 25,61 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \end{aligned}$$

$$D^2 = 32,62 \text{ m}^2$$

$$D = 5,71 \text{ m}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:E-01
Fungsi	:Mendinginkan prill NH_4NO_3
Tipe	: <i>Fluidized bed cooler</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Luas	:5,71 m

24. Belt Conveyor (BC-06)



Gambar C. 24 Belt Conveyor-06

Kode : BC-06

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *fluidized bed cooler* ke *coating drum*

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi belt conveyor

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m^3)	Fraksi.Densitas
NH_4NO_3	23.358,59	0,97	1725	1673,25
H_2O	28,06	0,03	1000	30
Total	23.386,65	1	2.725	1.703,25

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa} &= 23.386,65 \text{ kg/jam} \\ &= 51.567,56 \text{ lb/jam} \\ &= 859,30 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1.703,25 \text{ kg/m}^3 \\ &= 106,33 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{51.567,56 \text{ lb/jam}}{106,33 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 484,96 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas desain} &= (100\% + 20\%) \times \text{massa bahan} \\ &= 1,2 \times 23.386,65 \text{ kg/jam} \\ &= 28.063,98 \text{ kg/jam} \\ &= 28,06 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar *belt* = 14 in = 4,27 m
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual *belt* (S)

$$\begin{aligned} S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\ &= \frac{28,06 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\ &= 175,40 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned} t &= \frac{L}{S} \\ &= \frac{30 \text{ ft}}{175,40 \text{ ft/min}} \end{aligned}$$

$$= 0,17 \text{ menit}$$

$$= 10,26 \text{ detik}$$

3) Berat produk (P)

$$\begin{aligned} P &= \text{Laju alir massa} \times t \\ &= 859,30 \text{ lb/min} \times 0,17 \text{ min} \\ &= 146,97 \text{ lb} \end{aligned}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar *belt*). (ft panjang *belt*)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar *belt*). (ft panjang *belt*)

Sehingga,

$$\begin{aligned} W &= (\text{Berat } belt + \text{berat } idler) \times \text{lebar } belt \times \text{Panjang } belt \\ &= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft} \\ &= 630 \text{ lb} \end{aligned}$$

5) *Power belt (P)*

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk plain bearing $F = 0,05$ (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

$$\begin{aligned} P &= \frac{0,05 \times 175,40 \times (146,97+630)}{990} \\ &= 6,88 \text{ HP} \end{aligned}$$

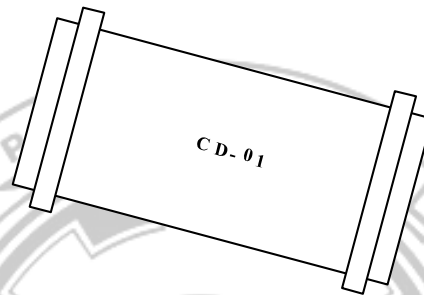
Power Standar = 7 HP

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:BC-06
Fungsi	:Mengangkut NH_4NO_3 dari <i>fluidized bed cooler</i> ke <i>coating drum</i>

Tipe	: <i>Flat belt on flat belt idlers</i>
Kapasitas	: 28,06 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 9,14 m
Lebar <i>belt</i>	: 4,27 m
Power	: 7 HP

25. *Coating Drum (CD-01)*



Gambar C.25 *Coating Drum-01*

Kode : CD-01

Fungsi : Melapisi butiran amonium nitrat dengan *coating agent* $\text{Ca}_3\text{9PO}_4)_2$

Tujuan perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
2. Menghitung dimensi alat

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- Tahan korosif

2. Menghitung dimensi alat

Kapasitas yang masuk kedalam *coating drum* = 23.464,08 kg/jam

Faktor keamanan 20%

Kapasitas alat = $1,2 \times 23.464,08 \text{ kg/jam}$
= 28.156,90 kg

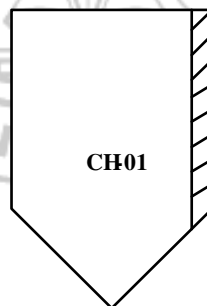
Berdasarkan perry's 7ed maka dipilih:

Panjang : 8 ft
 Lebar : 4 ft
 Kecepatan : 56 rpm
 $A = \frac{1}{4} \pi d^2$
 $= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 4^2$
 $= 12,56 \text{ ft}^2$

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:CD-01
Fungsi	:Melapisi butiran ammonium nitrat dengan <i>coating agent</i> $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$
Material	: <i>Stainless steel 304</i>
Suhu operasi	:30°C
Tekanan operasi	:1 atm
Panjang	:8 ft
Lebar	:4 ft
Kecepatan	:56 rpm
Luas	:12,56 ft ²

26. Coating Hopper (CH-01)



Gambar C.26 Coating Hopper-01

Kode : CH-01
 Fungsi : Menyimpan *coating agent* untuk pelapis *prill* ammonium nitrat
 Tujuan perancangan:
 a. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

b. Menghitung kapasitas alat

c. Menghitung volume alat

Langkah perancangan:

a. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- Tahan korosif

b. Menghitung kapasitas alat

Kapasitas coating agent = 77,43 kg/jam

Densitas coating agent adalah = 3,14 g/cm³
= 3.140 kg/m³

Overdesign ditentukan 20%

Menghitung kapasitas alat (C)

C = 1,2 x 1 jam x 77,43 kg/jam
= 92,92 kg

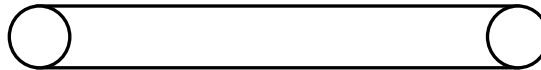
c. Menghitung volume alat

V = $\frac{m}{\rho}$
= $\frac{92,92}{3140}$
= 0,02959 m³

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:CH-01
Fungsi	:Menyimpan <i>coating agent</i> untuk pelapis prill ammonium nitrat
Tipe	: <i>Silindrical conical bottom head</i>
Material	: <i>Stainless steel 304</i>
Suhu operasi	:30°C
Tekanan operasi	:1 atm
Volume	:0,02959 m ³

27. Belt Conveyor (BC-07)



Gambar C. 27 Belt Conveyor-07

Kode : BC-07

Fungsi : Mengangkut NH_4NO_3 dari *coating drum* ke silo

Tujuan :

1. Menentukan bahan konstruksi
2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi *stainless steel 304* dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable stress working* yang besar
- Tahan korosif
- Tahan korosif dan harganya relative murah

2. Menentukan dimensi *belt conveyor*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	Densitas (kg/m ³)	Fraksi.Densitas
NH_4NO_3	23.358,59	0,995	1725	1.717,24
H_2O	28,06	0,0012	1000	1,2
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	74,33	0,0032	3140	10,05
CaO	3,10	0,0001	3340	0,33
Total	23.464,08	1	9.205	1.728,82

Laju alir massa = 23.464,08 kg/jam

= 51.738,30 lb/jam

= 862,12 lb/min

Densitas = 1.728,82 kg/m³

$$\begin{aligned}
 &= 107,93 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{51.738,30 \text{ lb/jam}}{107,93 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 479,37 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 20\% \\
 \text{Kapasitas desain} &= (100\% + 20\%) \times \text{massa bahan} \\
 &= 1,2 \times 23.464,08 \text{ kg/jam} \\
 &= 28.156,90 \text{ kg/jam} \\
 &= 28,16 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas desain, diperoleh data dari tabel 21-7 (Perry & Green, 1997) sebagai berikut:

- Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
- Lebar *belt* = 14 in = 4,27 m
- Kecepatan = 200 ft/min
- Asumsi jarak pengangkutan (L) = 30 ft = 9,144 m

Spesifikasi

1) Kecepatan aktual *belt* (S)

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{\text{Kapasitas materi}}{\text{Kapasitas belt conveyor}} \times \text{kecepatan belt} \\
 &= \frac{28,16 \text{ ton/jam}}{32} \times 200 \text{ ft/min} \\
 &= 175,98 \text{ ft/menit}
 \end{aligned}$$

2) Waktu tempuh (t)

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{L}{S} \\
 &= \frac{30 \text{ ft}}{175,498 \text{ ft/min}} \\
 &= 0,17 \text{ menit} \\
 &= 10,23 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

3) Berat produk (P)

$$P = \text{Laju alir massa} \times t$$

$$= 862,14 \text{ lb/min} \times 0,17 \text{ min}$$

$$= 146,97 \text{ lb}$$

4) Berat *belt conveyor*

Berdasarkan Tabel 16 A (Brown, 1987) diketahui:

Berat *belt* = 1 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Berat *Idler* = 0,5 lb/ (in lebar belt).(ft panjang belt)

Sehingga,

$$W = (\text{Berat } belt + \text{berat } idler) \times \text{lebar } belt \times \text{Panjang } belt$$

$$= (1 + 0,5) \text{ lb/in.ft} \times 14 \text{ in} \times 30 \text{ ft}$$

$$= 630 \text{ lb}$$

5) Power *belt* (P)

$$P = \frac{F \times S \times (P+W)}{990}$$

Dimana:

P = Power (HP)

F = Koefisien gesekan untuk *plain bearing* F = 0,05 (Brown, 1987 hal.57)

S = Kecepatan *conveyor*

P = Berat *belt* (lb)

W = Berat *belt* (lb)

$$P = \frac{0,05 \times 175,98 \times (146,97+630)}{990}$$

$$= 6,91 \text{ HP}$$

Power Standar = 7 HP

RINGKASAN

Spesifikasi

Keterangan

Kode

:BC-07

Fungsi

:Mengangkut NH_4NO_3 dari *coating*
drum ke silo

Tipe

:*Flat belt on flat belt idlers*

Kapasitas

:28,14 ton/jam

Panjang *belt*

:9,14 m

Lebar *belt*

:4,27 m

Power

:7HP

28. Silo (SL-01)



Gambar C.28 Silo-01

Kode : SL-01

Fungsi : Menampung sementara produk ammonium nitrat

Tujuan perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
2. Menentukan tipe alat
3. Menentukan dimensi alat

Langkah perancangan:

1. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan

Dalam perancangan ini digunakan bahan konstruksi stainless steel 304 dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar
- Tahan korosif

2. Menentukan tipe alat

Dirancang dimensi Product silo berbentuk *silinder* dengan *conical* dibagian pengeluaran dengan pertimbangan:

- Kondisi operasi pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C
 - Padatan yang disimpan bersifat *higroskopis*
 - Konstruksi sederhana
3. Menghitung dimensi alat

Kondisi operasi:

$$\text{Suhu operasi (T)} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Operasi (P)} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Densitas NH}_4\text{NO}_3 &= 1725 \text{ kg/m}^3 \\ &= 107,69 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Laju alir massa} = 23.464,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 12 \text{ jam}$$

a. Volume silo

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas amonium nitrat}} \times \text{waktu penyimpanan} \\ &= \frac{23.464,08 \text{ kg/jam}}{1.725 \text{ kg/m}^3} \times 12 \text{ jam} \\ &= 163,23 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran (Over design)} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume actual silo} &= (1+fk) \times \text{volume bahan} \\ &= 1,2 + 163,23 \text{ m}^3 \\ &= 163,23 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

b. Dimensi *silinder dan conis*

$$2H = 3D$$

$$H/D = 3/2$$

$$H = 1,5D$$

$$d/D = 1/4$$

$$d = 0,25 D$$

$$\text{Alfa } (\alpha) = 45 \quad (\text{Walas, 1988. Tabel 18.3 hal 625})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder (Vs)} &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{3,14 \times D^2 \times 1,5 D}{4} \\ &= 1,1775 D^3\end{aligned}$$

$$H_c = \frac{D-d}{2} \tan \alpha$$

Dimana:

$$H_c = \text{tinggi bagian konis}$$

$$\begin{aligned}
\alpha \text{ (sudut kronis)} &= 45 \\
D &= \text{diameter silinder} \\
d &= \text{diameter bawah} \\
H_c &= \frac{D-0,25D}{2} \tan 45 \\
&= 0,375 D \\
\text{Volume Konis (Vc)} &= 0,262 H_c (D^2 + Dd + d^2) \\
&= 0,262 (0,375 D) (D + D(1/4D) + (1/4D)^2) \\
\text{Volume silo (Vs)} &= V_s + V_c \\
195,87 \text{ m}^3 &= 1,1775 D^3 + 2,06325 D^3 \\
195,87 \text{ m}^3 &= 3,241 D^3 \\
\text{Sehingga,} \\
D &= \sqrt[3]{\frac{195,87}{3,241} \text{ m}^3} \\
&= 20,15 \text{ m} \\
&= 66,09 \text{ ft} \\
\text{Diameter bawah (d)} &= 0,25 D \\
&= 0,25 \times 20,15 \text{ m} \\
&= 5,04 \text{ m} \\
&= 16,52 \text{ ft} \\
\text{Tinggi silinder (H)} &= 1,5 D \\
&= 1,5 \times 20,15 \text{ m} \\
&= 30,22 \text{ m} \\
&= 99,14 \text{ ft} \\
\text{Tinggi conis (Hc)} &= 0,375 D \\
&= 0,375 \times 20,15 \text{ m} \\
&= 7,55 \text{ m} \\
&= 24,79 \text{ ft} \\
\text{Tinggi silo total} &= H + H_c \\
&= 30,22 + 7,55 \text{ m} \\
&= 37,77 \text{ m}
\end{aligned}$$

c. Tebal dinding silo

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan	= <i>carbon steel SA-283 Grade C</i>
<i>Allowable Stresses (f)</i>	= 12.650 Psi (Brownell & Young, 1959. Tabel 13.1 hal.251)
<i>Corrosion Allowance (c)</i>	= 0,125 in (Peters & Timmerhaus, 1991. Hal.542)
Joint Efficiency (E)	= 0,8 (Brownell & Young, 1959. Hal.254 Tabel 13.2)
t	= $\frac{\rho x(12D)x(H-1)}{2 x f x \epsilon x 144}$

Dimana:

t	= tebal shell (in)
c	= faktor korosi (0,125 in)
D	= diameter tangki (ft)
H	= tinggi tangki (ft)
f	= allowable stress (12.650 psi)
E	= efisiensi sambungan = 0,8
ρ	= densitas (lb/ft ³)

$$t = \frac{107,69 x (12 x 66,09 \text{ ft}) x (99,14 \text{ ft} - 1)}{2 x 12.650 x 0,8 x 144}$$

$$= 2,88 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar, $t = 3 = 3 \text{ in}$ (Brownell & Young, 1959. Tabel 5.6 hal 88)

RINGKASAN

Spesifikasi	Keterangan
Kode	:SL-01
Fungsi	:Tempat penyimpanan prosuk NH_4NO_3
Jenis	Silinder tegak dengan tutup bawah conis
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Volume silo	:195,87 m ³
Tinggi <i>silinder</i>	:30,22 m
Tinggi <i>conis</i>	:7,55 m
Tinggi total silo	:37,77 m
Tebal <i>shell</i>	:3 in

LAMPIRAN D

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu pabrik. Adapun unit utilitas yaitu:

1. Unit Penyedia *stem*
2. Unit Penyedia air
3. Unit Penyedia Listrik
4. Unit penyedia udara tekan
5. Unit penyedia bahan bakar

1. Unit Penyedia *Steam*

Berdasarkan perhitungan neraca panas, kebutuhan *steam* peralatan dapat dilihat pada Tabel D.1.

No.	Nama Alat	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1.	<i>Vaporizer</i> V-01	1198.34
2.	<i>Heater</i> H-01	6460.754
3.	Heater H-02	664.776
4.	Evaporator EV-01	458.15
5.	<i>Heater</i> H-03	2269.088
	Total	11051.11

Tabel D.1

Kebutuhan *Steam*

Untuk menghitung factor keamanan dan kebocoran maka direncanakan steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal. Jadi jumlah steam yang harus disediakan boiler:

$$\begin{aligned} W_s &= (100\% + 20\%) \times \text{total steam} \\ &= 1.2 \times 11051.11 \text{ kg/jam} \\ &= 13261.332 \text{ kg/jam} = 29236.233 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

1.1 Boiler (B-01)

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

Jenis : *Water Tube*

Jumlah : 1 Unit

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada 186 °C

❖ Entalpi Cairan Jenuh (H_g) = 2782.18 kJ/kg = 1196.12 Btu/lb

❖ Entalpi Uap Jenuh (H_f) = 789.638 kJ/kg = 339.483 Btu/lb

Power Boiler dihitung sesuai persamaan :

$$BHP = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{970.3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times \frac{34.5 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{\text{HP}}} \quad (\text{severen, Pers 172; Page 140})$$

Dimana:

BHP : *Boiler Horse Power* (HP)

W_s : Massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

H_v : Entalpi steam (btu/lb)

H_f : Entalpi air masuk (btu/lb)

Jadi,

$$BHP = \frac{29236.233 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (1196.12 - 339.483) \text{ btu/lb}}{970.3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34.5} = 748 \text{ HP}$$

Diketahui:

Heating value surface : 10 ft²/HP boiler (Severn, hal.140)

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating Surface boiler (A)} & : \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ & = 748 \times 10 = 7480 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11. Kern, 1983 direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

NPS : 4 in

OD : 4.5 in

ID : 4.026 in

Luas permukaan pipa : 1.178 ft²/ft

Panjang *tube* : 25 ft

Maka Jumlah Tube *Nt*:

$$Nt = \frac{A}{at \times L}$$

$$Nt = \frac{7480 \text{ ft}^2}{1.178 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 25 \text{ ft}} = 254 \text{ tube}$$

a) Kebutuhan Air Umpan Boiler

$$Wb = \frac{W_s}{F}$$

Dimana: *F* adalah Faktor Evaporasi dari persamaan 173, Savern W.H Hal.140

$$\begin{aligned} F & = \left(\frac{H_g - H_f}{970.4} \right) \\ & = \frac{1196.12 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 789.638 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}}{970.4} = 0.4188 \end{aligned}$$

Sehingga

$$Wb = \frac{W_s}{F} = \frac{29236.233}{0.4188} = 69809.534 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} = 31665.076 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Untuk menghemat pemakaian air, *steam* bekas dari peralatan pemanas perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 20% dari total *steam* sebelum disirkulasi .

$$\begin{aligned}
\text{Kondensat steam yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\
&= 80\% \times 31665.076 \text{ kg/jam} \\
&= 25332.06 \text{ kg/jam} \\
\text{Kebutuhan } make\ up\ water\ boiler &= W_b - \text{Kondensat steam} \\
&= (31665.076 - 25332.06) \text{ kg/jam} \\
&= 6333.016 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

b) Kebutuhan Bahan Bakar Boiler (Wf)

Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil*

Heating value, $H_v = 91860 \text{ Btu/lb}$

Densitas *Flue oil* = 832 kg/m^3

Ditentukan efisiensi Boiler 85% sehingga:

$$\begin{aligned}
W_f &= \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v} \\
&= \frac{31665.076 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times (2782.18 - 789.638) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0.85 \times 91860 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}} \\
&= 366.05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volumetric (Q)} &= \frac{W_f}{\rho} \\
&= \frac{366.05 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{832 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
&= 0.43 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 430 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

2. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air PT. Kaltim Daya Mandiri, yang akan digunakan pada pabrik dan keperluan lainnya

a) Air umpan Boiler

$$\text{Kebutuhan air umpan boiler} = 31665.076 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

b) Air Pendingin

Berdasarkan perhitungan neraca panas kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel D.2

Tabel D.2 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	Reaktor-01	37884.551
2.	Barometric Kondensor	6093.93
Total		43978.48

Untuk factor kemanan disuplai air 20% lebih besar dari kebutuhan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_{ap} &= (100\% + 20\%) \times \text{jumlah air pendingin} \\
 &= 1.2 \times 43978.48 \text{ kg/jam} \\
 &= 52774.176 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Air pendingin disirkulasi dengan asumsi. Terjadi kehilangan 20% dari total air sebelumnya.

$$\begin{aligned}
 \text{Air pendingin sirkulasi} &= 80\% \times W_{ap} \\
 &= 0.8 \times 52774.176 \text{ kg/jam} \\
 &= 42219.34 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Make up air pendingin} &= (52774.176 - 42219.34) \text{ kg/jam} \\
 &= 10554.836 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c) Air Untuk Sarana Umum dan Sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

❖ Air Untuk karyawan (W_a)

$$\text{Kebutuhan air setiap karyawan} = 150 \text{ L/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 150 \text{ orang}$$

Jadi, Kebutuhan air total karyawan adalah:

$$W_a = 150 \frac{\text{L}}{\frac{\text{hari}}{\text{orang}}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 150 \text{ orang} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{L}} = 937,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

❖ Air untuk perumahan (W_b)

Diperkirakan perumahan sebanyak 20 rumah. Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan sekitar:

$$W_a = 150 \frac{\text{L}}{\frac{\text{hari}}{\text{orang}}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 20 \times 4 \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{L}} = 500 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- ❖ Air untuk kebersihan dan taman (W_c)

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan taman sebesar 25% dari kebutuhan karyawan (W_a), sehingga :

$$W_c = 25\% \times 937,5 \frac{kg}{jam} = 234,25 \frac{kg}{jam}$$

- ❖ Air untuk laboratorium (W_d)

$$W_d = 25\% \times 937,5 \frac{kg}{jam} = 234,25 \frac{kg}{jam}$$

- ❖ Air untuk pemadam kebakaran dan Cadangan air (W_e)

$$W_e = 35\% \times 937,5 \frac{kg}{jam} = 328.125 \frac{kg}{jam}$$

- ❖ Air untuk Prasarana lainnya (W_f)

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya seperti kafetarian, klinik, masjid dan lain-lain sebesar 50% dari kebutuhan karyawan sehingga:

$$W_f = 50\% \times 937,5 \frac{kg}{jam} = 468.75 \frac{kg}{jam}$$

$$\text{Jadi total kebutuhan air sanitasi} = 2702.8 \frac{kg}{jam}$$

Untuk factor keamaan disuplai 20% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$W_{as} = 120\% \times 2702.8 \frac{kg}{jam} = 3243.36 \frac{kg}{jam}$$

Adapun total keseluruhan air yang akan digunakan pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel D.3

Tabel

D.3	Total	No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)	
Keseluruhan Kebutuhan		1.	Air Umpan Boiler	31665.076	Air
		2.	Air Pendingin	52774.176	
		3.	Air Sanitasi & umum	3243.36	
			Total	87.682.612	

- d) Spesifikasi Peralatan Pengolahan air

- ❖ Tangki Penampung *Fresh water* (TP-01)

Fungsi : Menampung fresh water sebelum disalurkan ke tangki air

pendingin dan sanitasi

Bentuk: Persegi Panjang

Bahan : Beton bertulang

Rate Aliran, (Q) = 56017.506 kg/jam

Densitas Air (ρ) = 995.68 kg/m³
= 62.16 lb/ft³

Viskositas (μ) = 0.86s cP
= 0.0005817 lb/ft.sec

Waktu tinggal (θ) = 4 jam

Volume air yang ditampung (V_c)

$$V_c = \frac{Q}{\rho} \times \text{waktu tinggal}$$
$$= \frac{56017.506 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995.68 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 4 \text{ jam}$$
$$= 225.042 \text{ m}^3$$

Volume bak (V_B)

Jika direncanakan akan digunakan 3 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{V_c}{\text{Jumlah Bak}}$$
$$V_B = \frac{56.260 \text{ m}^3}{3} = 75.014 \text{ m}^3$$

Direncanakan bak penampungan air pendingin dan sanitasi dengan *over desing* 20% maka:

$$V_B = 1.2 \times 75.014 \text{ m}^3 = 90.016 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P:L = 2:1, ditetapkan T= 6 m

Panjang (P) = 2L

Tinggi (T) = 6 meter

$$V = P \times L \times T$$
$$= 2L \times L \times 6$$
$$= 12 L^2$$

$$L = \left(\frac{90.016}{12} \right)^{\frac{1}{2}} = 3.750 \text{ m}$$

Maka Ukuran bak:

$$\begin{aligned} \text{Panjang, P} &= 2L \\ &= 2 \times 3.750 \text{ m} \\ &= 7.50 \text{ meter} \\ \text{Lebar} &= 3.750 \text{ meter} \\ \text{Tinggi} &= 6 \text{ meter} \end{aligned}$$

❖ Tangki Penampung air pendingin (TP-02)

Fungsi : Menampung air pendingin

Jenis : Tangki silinder tegak

Perhitungan Volume Tangki

$$\text{Laju alir massa} = 31665.08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 4 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah yang ditampung} = 31665.08 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam}$$

$$= 211096.58 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.023 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{211096.58 \text{ kg}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 206.376 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 1,20 \times 206.376 \text{ m}^3 \text{ (Over design factor$$

20%)

$$= 247.652 \text{ m}^3$$

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^3)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 247.6521 \text{ m}^3}{\pi \times 2}}$$
$$= 5.402 \text{ m}$$

$$H = 5.042 \text{ m} \times 2$$
$$= 10.804 \text{ m}$$

Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh Tinggi cairan dalam tangki berikut:

$$HI = 80\% \times H$$
$$= 80\% \times m$$
$$= 8.64 \text{ m} = 28.358 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times hc$$
$$= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 8.64 \text{ m}$$
$$= 86644.41 \text{ kg/m.s}^2$$
$$= 12.563 \text{ psi}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut:

$$P \text{ design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 (\text{Over design factor } 20\%)$$
$$= (12.563 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2$$
$$= 32.716 \text{ psi}$$
$$= 2.22 \text{ atm}$$

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:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

t_s : 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:

$$t_s = \frac{32.716 \text{ psi} \times 106.343 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 32.716 \text{ psi})} + 0.125 = 0.343 \text{ in} = 0.00872 \text{ m}$$

(Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

Diambil t_s Standar $3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,0095 \text{ m}$

OD = $D + (2 \times t_s \text{ standar})$

$$= 5.402 \text{ m} + (2 \times 0,0095 \text{ m})$$

$$= 5.421 \text{ m} = 213 \text{ in}$$

OD standar = 216 in = 5.486 m Tabel 5.7 Hal.91(Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times \text{ts standar}) \\
 &= 5.486\text{m} - (2 \times 0,0095 \text{ m}) \\
 &= 5.47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

❖ Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan Kembali air yang sudah digunakan sebagai fluida pendingin pada alat-alat pendingin reactor.

Jenis Alat : *Mechanical Induced draf fan*

Bahan : *Carbon Steel*

Kondisi Operasi :

$$\text{Laju alir massa} = 52774.146 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volumetric (Q)} &= \frac{52774.146 \text{ kg/jam}}{995.68 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 53.003 \text{ m}^3/\text{jam} = 233.4 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

$$\text{Temperatur bola basah udara (Tw)} = 73.4^\circ\text{F}$$

$$\text{Cooling Range} = T_1 - T_2 = (122-86) \text{ F} = 36^\circ\text{F}$$

$$\text{Tinggi cooling tower direncanakan} = 5 \text{ m}$$

Water Contrentation (Wc)

Dari Fig. 12.14 hal.12-16 (Perry & Green, 1997) pada temperatur air panas $T_1 = 122 \text{ F}$ vs temperatur air dingin $T_2 = 86 \text{ F}$, dengan temperatur bola basah, $T_w = 73.4 \text{ F}$, diperoleh water contrentation = 2 gal/menit.ft²

$$\begin{aligned}
 \text{Luas cooling tower} &= \frac{\text{Laju alir volume}}{Wc} \\
 &= \frac{233.4 \text{ gpm}}{2 \text{ gal/menit.ft}^2} \\
 &= 116.7 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diperkirakan kinerja cooling tower = 90%

$$\begin{aligned}
 \text{Maka luas actual} &= \frac{116.7 \text{ ft}^2}{90\%} \\
 &= 129.6 \text{ ft}^2 = 12.04 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cooling tower} &= \text{Luas cooling tower} \times \text{tinggi} \\
 &= 12.04 \text{ m}^2 \times 5 \text{ m} \\
 &= 60.2 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan daya penggerak *fan cooling tower*

Untuk efisiensi menara 90% diperoleh horsepower/ft² tower area yaitu 0,03 HP/ft² (Perry & Green, 1997. Fig 12-15 hal 12-17)

$$\begin{aligned} P &= \text{Luas Menara} \times \text{horsepower/ft}^2 \text{ tower area} \\ &= 129.6 \text{ ft}^2 \times 0,03 \text{ HP/ft}^2 \\ &= 3.89 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power standar = 4.5 HP

❖ Tangki Penampungan Air Denim (TB-01)

Fungsi : Menampung air demineral untuk diumpankan ke boiler penghasil *steam*.

Jenis : Tangki silinder tegak

Perhitungan Volume Tangki

$$\text{Laju alir massa} = 31665.08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 4 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah yang ditampung} &= 31665.08 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 126660.30 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.023 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{126660.30 \text{ kg}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3} \\ &= 123.82 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume design} = 1,20 \times 123.82 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor}$$

20%)

$$= 148.594 \text{ m}^3$$

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 (m³)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 148.594 \text{ m}^3}{\pi \times 2}}$$
$$= 4.556 \text{ m}$$

$$H = 4.556 \text{ m} \times 2$$
$$= 9.113 \text{ m}$$

Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh Tinggi cairan dalam tangki berikut:

$$HI = 80\% \times H$$
$$= 80\% \times 9.113 \text{ m}$$
$$= 7.29 = 23.91 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times hc$$
$$= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7.29 \text{ m}$$
$$= 73079.18 \text{ kg/m.s}^2$$
$$= 10.596 \text{ psi}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut:

$$P \text{ design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \text{ (Over design factor 20\%)}$$
$$= (10.596 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2$$
$$= 30.355 \text{ psi}$$
$$= 2.06 \text{ atm}$$

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:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

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:

$$ts = \frac{30.355 \text{ psi} \times 89.694 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 30.355 \text{ psi})} + 0.125 = 0.29 \text{ in} = 0.00751 \text{ m}$$

Diambil *ts* Standar 5/16 in = 0,3125 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$OD = D + (2 \times ts \text{ standar})$$

$$= 4.556 \text{ m} + (2 \times 0,00793 \text{ m}) = 4.572 \text{ m} = 180.013 \text{ in}$$

Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959)

$$OD \text{ standar} = 192 \text{ in} = 4.876 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times \text{ts standar}) \\
 &= 4.876 \text{ m} - (2 \times 0,00793 \text{ m}) \\
 &= 4.86 \text{ m}
 \end{aligned}$$

❖ Pompa Utilitas

Adapun pompa yang digunakan pada unit utilitas yaitu:

PU-01 : Mengalirkan air dari penampungan air umpan boiler menuju boiler

PU-02 : Mengalirkan air dari *fresh water tank* menuju area perusahaan untuk digunakan.

PU-03 : Mengalirkan air dari *fresh water tank* menuju tangki air pendingin.

PU-204 : Mengalirkan air dari *cooling water* menuju peralatan pendingin.

Perhitungan pompa PU-01

Fungsi : Mengalirkan air dari penampung air umpan boiler menuju boiler

Tipe : *Centrifugal pump single stage*

Bahan : *Commercial Steel*

Perhitungan Volume Pompa

Laju alir massa = 31665.076 kg/jam

Densitas H₂O = 1.022,87 kg/m³ = 63,86 lb/ft³

Volume cairan = $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$

$$= \frac{31665.076 \text{ kg/jam}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3}$$

= 30.956 m³/jam

Volume *design* = 1,20 × 30.956 (*Over design factor 20%*)

= 37.148 m³/jam = 163.546 gpm

Dipakai pompa sejumlah = 1 buah (Coulson = 0,05-500m³/jam)

Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m ³ /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25–10 ³	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
H ₂ O	-10,216	1792,500	1,77E-02	-1,24E-05

$$\begin{aligned} \mu &= 0,863C_p \\ &= 0,00086 \text{ kg/m.s} \\ &= 2,087 \text{ lbm/ft.jam} \\ Q &= \frac{31665.076 \text{ kg/jam}}{1022,87 \text{ kg/m}^3} \\ &= 30.956 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$DI_{Opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0.45} \times (\rho)^{0.1} \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Pers. 15)}$$

Dimana:

DI opt : Optimum inside diameter (in)

Qf : Laju alir *volumetric* (ft³/s)

ρ : Densitas (lb/ft³)

$$DI_{Opt} = 3,9 \times (0, \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (63,86 \text{ lb/ft}^3)^{0.1} = 3.91 \text{ in}$$

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. ²	Surface per lin ft, ft./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	0.086	0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.45
		80†	0.302	0.072	0.107	0.073	0.54
3/8	0.675	40*	0.403	0.122	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.225	0.220	0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432	0.275	0.194	1.45
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.62
		80†	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.390	1.50	0.435	0.382	2.28
		80†	1.278	1.28	0.435	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	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.459	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.53
		80†	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.683	11.6	1.178	0.982	15.3
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		80†	9.75	74.0	2.814	2.53	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.35	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.233	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

ID = 4.026 in = 0,102 m

OD = 4.5 in = 0,114 m

NPS = 4 in

Flow area pipe size (A) = 12.7 in² = 0,00819 m²

Schedule number, SN = 40

Menghitung Kecepatan Linear (v)

$$V = \frac{Q_f}{A}$$

$$V = \frac{0,00859 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00819 \text{ m}^2} = 1.049 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold (Re)

$$Re = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} = \frac{1.022,87 \text{ kg/m}^3 \times 0,102 \text{ m} \times 1.049 \text{ m/s}}{0,00086 \text{ kg/m.s}} = 127211.2178 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Menghitung Panjang total pipa ($\sum L$)

Direncanakan : Panjang pipa lurus = ft = 10 m

Untuk 1 buah *elbow* 90°

Jumlah (n) = 3

Le/ID = 32 (Peters & Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)

Le = 32 x ID x n elbow
 = 32 x 0,102 m x 1
 = 3.264 m

Untuk 1 *gate valve, wide open*

Le/ID = 9 (Peters & Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)

Le = 9 x ID = 9 x 0.102 m = 0,918 m

ΣL = 10 m + 3.264 m + 0,918 m
 = 14,182 m

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 α untuk aliran turbulen = 1

$$h_c = 0,55 (1 - 0) \frac{1,049^2}{2 \times 1}$$

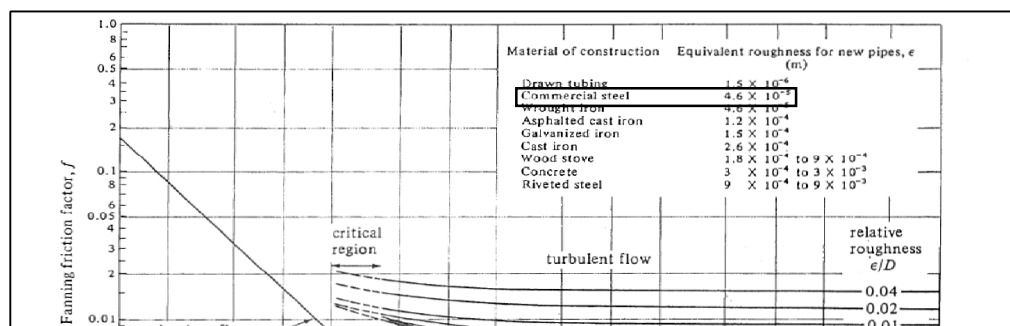
$$= 0,302 \text{ J/kg}$$

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, $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,102 \text{ m}} = 0,0004$$



berdasarkan nilai N_{re} dan ε/D diperoleh, $f = 0,0038$
 Perkiraan panjang pipa (ΔL) $\Delta L = 32,8 \text{ ft} = 10 \text{ m}$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times D}$$

$$= 4 \times 0,0038 \times \frac{10 \text{ m} \times 1,049 \text{ m/s}^2}{2 \times 0,102 \text{ m}}$$

$$= 1,637 \text{ J/kg}$$

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 Diameter, 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)

$n = 3$ buah

$$h_{f \text{ elbow}} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \text{ (Pers. 2.10-17 Geankoplis)}$$

$$= 3 \times 0,75 \times \frac{1,049 \text{ m/s}^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,413 \text{ J/kg}$$

Friksi globe valve

Nilai Kf globe valve untuk aliran turbulen

$$K_f = 6$$

n = 1 buah

$$h_f \text{ globe} = n \times k_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \text{ (Pers. 2.10-17 Geankoplis)}$$

$$= 1 \times 6 \times \frac{1,049 \text{ m/s}^2}{2 \times 1}$$

$$= 3.304 \text{ J/kg}$$

$$\text{Total Friction Loss } (\Sigma F) = 6.070 \text{ J/kg}$$

Menghitung Daya Pompa Dari persamaan bernoulli:

Dari persamaan *Bernoulli* (pers.2.7-28, Geankoplis)

$$-W_s = \frac{v_2^2 \times v_1^2}{2\alpha} + g \times (z_2^2 \times z_1^2) + \frac{p_2 \times p_1}{\rho} + \Sigma L$$

Dengan:

W_s : tenaga yang ditambahkan kedalam sistem (*power* pompa),
ft.lbf/lbm

Δv : perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa = $v_2 - v_1$, ft/s

A : konstanta, a = 1 untuk aliran *turbulen*

Δz : beda ketinggian cairan, ft

ΔP : beda tekanan, lbf/ft²

ΣF : friction loss, ft.lbf/lbm

g : konstanta gravitasi

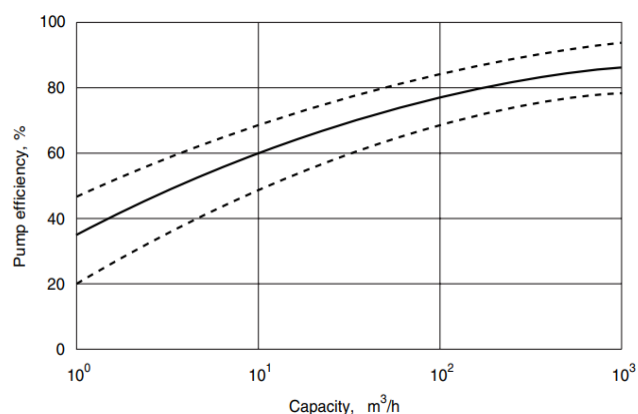
gc : *gravitational conversion factor*

$$-W_s = \frac{1,049^2 - 0^2}{2} + 9,8 \times (5^2 - 4^2) + \frac{1-1}{1,0228} + 6.070 \text{ J/kg} = 241.821 \text{ J/kg}$$

Kapasitas pompa = 30.95 m³/jam Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh efisiensi

centrifugal

65%



pump =

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{-W_s}{\eta} \\
 &= \frac{241.821 \text{ J/kg}}{65\%} \\
 &= 372.032 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= W_p \times \text{Laju alir mass} \\
 &= 372.032 \text{ J/kg} \times 31665.076 \text{ kg/jam} \\
 &= 11780446.56 \text{ J/jam} \\
 &= 3272.346 \text{ J/s} \\
 &= 4.31 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 4-10 Vilbrandt, diperoleh:

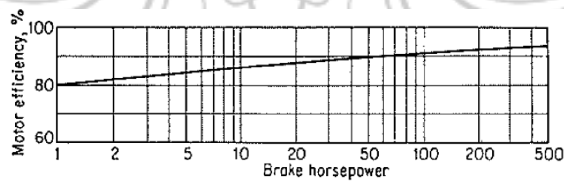


FIG. 4-10. Efficiencies of three-phase induction motors. [Courtesy of R. M. Braca and J. Happel, *Chem. Eng.*, 60(1): 181 (1953).]

Efisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{Daya pompa}}{\text{efisiensi pompa}} \\
 &= \frac{4.31}{80\%} \\
 &= 5.398 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Dengan mengikuti perhitungan pompa di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk pompa utilitas, dapat dilihat pada Tabel D.4

Tabel D.4 Hasil Perhitungan Pompa Utilitas

Alat	Kode	Kapasitas (m ³ /jam)	Nominal pipe Size (in)	ID (in)	Daya motor (HP)	Daya standar
Pompa Utilitas	PU-01	30.956	4	4.026	5.53	6
Pompa Utilitas	PU-01	3.17	1 1/4	1,38	0.60	1
Pompa Utilitas	PU-02	51.593	6	6.065	0,72	1
Pompa Utilita	PU-03	51.593	1 1/4	6.065	0,91	1
Total					7.76	9

3. Unit Penyedia Listrik

a) Kebutuhan Listrik Untuk Proses dan utilitas

Kebutuhan Listrik untuk proses dan utilitas dapat dilihat pada tabel D.5 dan D.6.

Tabel D.5 Total Daya Yang dibutuhkan Untuk Peralatan Proses

Nama Alat	Daya (HP)	Daya Standar (HP)
Pompa-01	6.56	7
Pompa-02	1.69	2
Pompa-03	4.78	5
Pompa-04	1.72	2
Compresor-01	74.69	75
Pengaduk Mixing Tank	68	63
Bucket Elevator	1.5	9
Belt Conveyor-01	8.5	8.5
Belt Conveyor-02	7.5	7.5
Belt Conveyor-03	7	7
Belt Conveyor-04	0.5	1
Belt Conveyor-05	7	7
Belt Conveyor-06	7	7
Belt Conveyor-07	7	7
Total		205

Tabel D.6 Total Daya Yang dibutuhkan Untuk Peralatan Utilitas

Nama Alat	Daya (HP)	Jumlah	Daya standar (HP)
Pompa Boiler-01	5.53	1	6
Pompa Sanitasi-02	0.60	1	1
Pompa Pendingin-03	0,72	1	1
Pompa CT-04	0,91	1	1
Kompresor Udara	76	1	76
Boiler	748	1	748
Total			833

b) Kebutuhan Listrik Untuk Penerang dan AC

❖ Kebutuhan Listrik Untuk Penerang

Perkiraan besarnya tenaga Listrik yang dibutuhkan untuk keperluan penerangan dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsep *Lomminous Efficacy*, yaitu tenaga radiasi Cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam untuk lumen. Kebutuhan pencahayaan per luas area dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$Lumen = Area \times Lux$$

Dimana:

Area : luas daerah yang membutuhkan pencahayaan (m²)

Lux : Kebutuhan energi Cahaya per satuan luas (lumen/m²)

Besarnya nilai lux berbeda, tergantung pada area yang akan diberi penenrangan. Kebutuhan Listrik untuk penerangan dapat dilihat pada Tabel D.7

Tabel D.7 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

No	Bangunan	Luasa (m ²)	Lux (lumen/m ²)	Lumen
1.	Pos keamanan	50	80	500
2.	Kantor administrasi	1500	200	300000
3.	Kantor K3	500	150	75000
4.	Area parkir mobil/motor	400	70	28000
5.	Area parkir truk	600	70	42000
6.	Musholla	150	100	15000
7.	Kantin	200	200	40000
8.	Pemadam kebakaran	200	150	30000
9.	Laboratorium	250	200	50000
10.	Poliklinik	200	160	32000
11.	Bengkel <i>maintanance</i>	500	200	100000
12.	<i>Warehouse</i>	1000	300	30000
13.	Penyimpanan bahan baku	800	80	64000
14.	Penyimpanan Produk	600	80	48000
15.	Area utilitas	2300	100	230000
16.	Area proses	15000	100	1500000
17.	Ruang control	300	200	60000
18.	Taman	5000	40	200000
19.	Area perluasan pabrik	6000	40	240000
20.	Unit pengolahan limbah	1000	100	100000
Total		36.550		

Lampu yang direncanakan untuk semua area dalam bangunan indoor menggunakan lampu Light-Emitting Diode (LED) Philips 20 watt. Lumen output tiap lampu adalah 2100 lumen.

$$\text{Jumlah lumen didalam ruangan} = 5244500 \text{ lumen}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = 5244500/2100$$

$$= 2497 \text{ buah}$$

Area di luar ruangan (outdoor) digunakan lampu Mercury 250 watt. Output tiap lampu adalah 10.000 lumen (Perry, hal 17-58)

$$\text{Jumlah lumen di dalam ruangan} = 640000 \text{ lumen}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = 640000/10000$$

$$= 64$$

$$\text{Total Daya Penerang} = (20 \text{ watt} \times 2497) + (250 \text{ watt} \times 64)$$

$$= 65940 \text{ watt}$$

$$= 65,940 \text{ kW}$$

❖ **Kebutuhan Listrik Untuk AC (*air Conditioner*)**

Listrik untuk AC pabrik

kebutuhan listrik dapat dilihat pada Tabel D.8

Tabel D.8 Kebutuhan Listrik untuk AC (*air Conditioner*)

No.	Ruangan Yang Butuh AC	Luas (m ²)
1.	Kantor	1500
2.	Ruang Kontrol	300
3.	Poliklinik	200
4.	Laboratorium	250
5.	Kantor K3	500
Total		2750

Air Conditioner direncanakan menggunakan AC inverter LG. Sebuah AC 1 kPa memerlukan daya Listrik sekitar 520 watt, diperkirakan cukup untuk memenuhi kebutuhan ruangan seluas 7 x 7 m. sehingga dibutuhkan AC sejumlah;

$$= \frac{2750 \text{ m}^2}{49 \text{ m}^2} = 56 \text{ buah}$$

$$\text{Listrik yang dibutuhkan} = 56 \text{ buah} \times 520 \frac{\text{watt}}{\text{buah}}$$

$$= 29120 \text{ watt} = 29.120 \text{ kW}$$

❖ **Kebutuhan Listrik Untuk Laboratorium dan Instrumen**

Listrik untuk laboratorium dan instrument digunakan SNI 03-6197-2000:

Laboratorium :20 kW

Instrumen :20 kW

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Listrik} &= \\ \text{Proses+penerang+AC+Laboratorium+Instrumen} &= \\ &= 916,632 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kebutuhan tenaga Listrik diperoleh dari PLN dan sebagai Cadangan untuk memperlancar produksi bila terjadi gangguan pada PLN digunakan generator dengan kapasitas generator 916,632 kW.

4. Unit Penyedia Udara

a) **Kebutuhan udara**

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan udara peralatan proses, dapat dilihat pada Tabel D.9

Tabel D.9 Total Kebutuhan Udara

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	<i>Prilling Tower-01</i>	1373.048
2.	<i>Rotary Dryer-01</i>	120016.45
3.	<i>Fluidized Bed Cooler-01</i>	1593.646
Total		122983.14

b) **Spesifikasi alat penyediaan udara (kompresor)**

Kondisi Operasi:

T : 30 °C

P1 : 14.7 psi

P2 : 20 psi
 BM udara (M) : 28.97 kg/kmol = 28.97 lb/lbmol
 R : 0.0821 L.atm/mol.K
 Densitas udara : 1.165 kg/m³

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

γ : 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

Laju alir massa = 1.418,82 kg/jam

Overdesign = 20%

Laju massa alir actual = 1.418,82 kg/jam × 1,2
= 1.702,58 kg/jam

Densitas umpan = 1,165 kg/m³

Flowrate cairan = $\frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$
= $\frac{1.702,58 \text{ kg/jam}}{1,165 \text{ kg/m}^3}$
= 1.461,44 m³/jam = 505,05 ft³/jam

Faktor keamanan = 10%

Kapasitas total = 1,1 × 14,53 m³/jam
= 15,73 m³/jam

Power Kompresor (PW)

$$P_w = \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \text{ (Pers. 24, Peters and Timmerhaus)}$$

$$= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,38}{1,38-1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 35.839 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left(\frac{2.889,005 \text{ lb/ft}^2 \frac{1,38-1}{1,38}}{2.116,22 \text{ lb/ft}^2} \right)$$

$$= 275285.88 \text{ lbf/menit}$$

$$= 76 \text{ HP}$$

5) Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan yaitu *diesel oil* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Heating value

(HV) = 91860 btu/lb

Densitas = 832 kg/m³

a. Kebutuhan bahan bakar

❖ Boiler

Bahan bakar boiler = 430 L/jam
= 65492.30 L/pekan

❖ Bahan Bakar generator

Estimasi konsumsi bahan bakar motor diesel dapat dihitung dengan persamaan berikut:

BB generator = K x P (Taruna,2008)

Dimana:

BB generator = L/jam

k = 0.21 (factor ketetapan konsumsi diesel/kW per jam)

P = Daya generator (kW)

t = waktu (jam)

BB generator = 0.21 x 916,56 kW = 190 L/jam

Diperkirakan total gangguan Listrik dari PLN dalam 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam, sehingga total BB generator untuk 1 tahun:

= 190 L/jam x 336 jam/tahun = 63.840 L/tahun

Jika kebutuhan pertahun dibagi dalam 7 hari atau 1 pekan (1 tahun 52 pekan)

$$\begin{aligned} \text{BB generator untuk 7 hari} &= 63.840 \text{ L/tahun} \times 1 \text{ tahun}/52 \text{ pekan} \\ &= 1227.69 \text{ L/pekan} \end{aligned}$$

b. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Tempat penyimpanan *diesel oil*

Jenis : Tangki silinder tegak

Perhitungan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= 66.71 \text{ m}^3 \\ \text{Volume design} &= 1,2 \times 66.71 \text{ m}^3 \quad (\text{Over design factor 20\%}) \\ &= 80.052 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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 (m³)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 80.052 \text{ m}^3}{\pi \times 2}} \\ &= 3.708 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 3.708 \text{ m} \times 2 \\ &= 7.415 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Design Tangki

Diperoleh Tinggi cairan dalam tangki berikut:

$$\begin{aligned} H_1 &= 80\% \times H \\ &= 80\% \times 7.415 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 5.932 = 19.462 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times hc \\ &= 890 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5.932 \text{ m} \\ &= 51739.25 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 7.502 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut:

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \quad (\text{Over design factor } 20\%) \\ &= (7.5026 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 26.642 \text{ psi} \\ &= 1.81 \text{ atm} \end{aligned}$$

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
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:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1 hal.254})$$

Dimana,

t_s : 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:

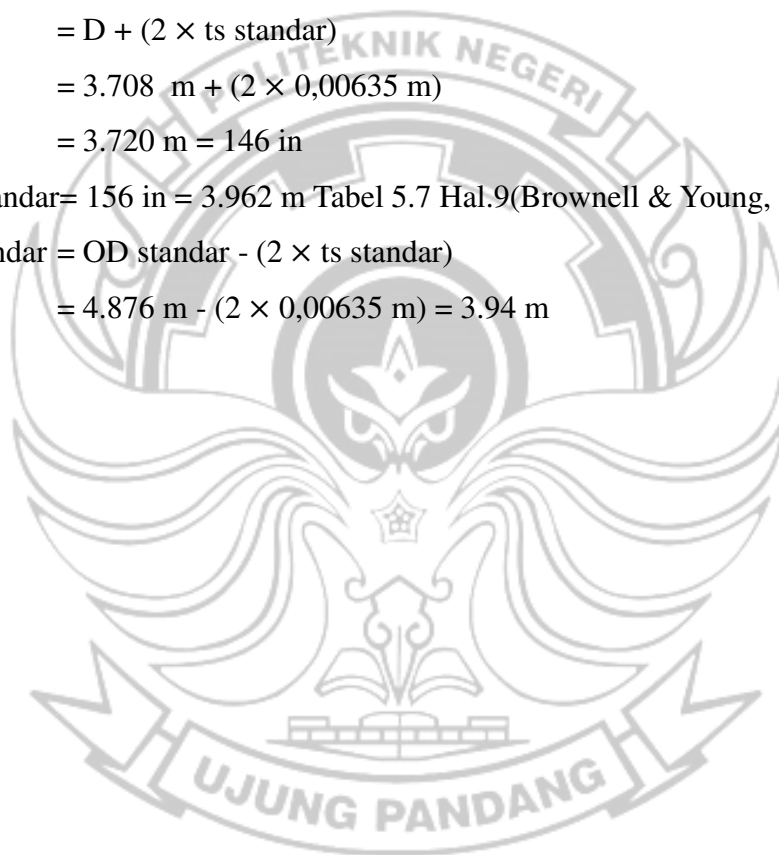
$$ts = 0.24 \text{ in} = 0.00627 \text{ m}$$

Diambil ts Standar 1/4 in = 0,25 in (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 3.708 \text{ m} + (2 \times 0,00635 \text{ m}) \\ &= 3.720 \text{ m} = 146 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar= 156 in = 3.962 m Tabel 5.7 Hal.9(Brownell & Young, 1959)


$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 4.876 \text{ m} - (2 \times 0,00635 \text{ m}) = 3.94 \text{ m} \end{aligned}$$



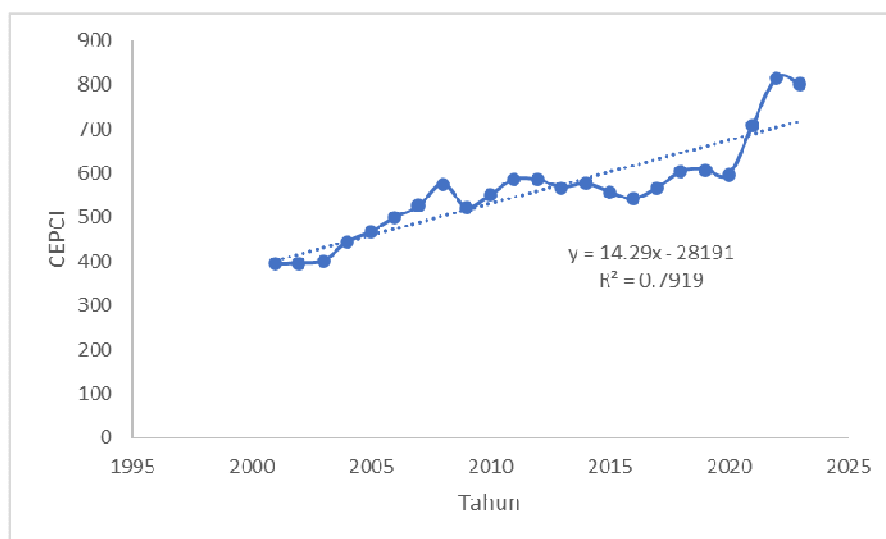
LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat yang sekarang dapat diperkirakan dengan menggunakan *cost index*. Daftar indeks harga peralatan menurut *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* dapat dilihat pada tabel E.1.

Tabel E.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*



Tahun (X)	CEPCI (Y)
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	607.5
2020	596.2
2021	708.8
2022	816
2023	800.8



Gambar E.1 Grafik hubungan antara tahun CEPCI

Untuk menentukan indeks harga pada tahun 2014 dan 2026 maka dapat digunakan metode linerisasi berdasarkan grafik dengan persamaan $y = 14.29x - 28191$ dengan “x” adalah tahun dan “y” adalah CEPCI. Dari persamaan yang diperoleh, dapat diproyeksikan indeks harga tahun 2026 yaitu 760.54.

1) Perhitungan Harga Alat proses

Harga peralatan pada perhitungan Analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari (Matches,2014).

Contoh perhitungan

Tangki Penyimpanan Amoniak

Harga tahun 2014= \$ 50000

$$\text{Harga tahun 2024} = \frac{760.56}{576.1} \times 50000 = \$ 132015.2751$$

Daftar harga pada setiap alat proses dan utilitas dapat dilihat pada Tabel E.2 dan E.3

Tabel E.2 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah	US\$ 2014	US\$ 2026
Tangki Amonia	T-01	2	50000	132015.2751
Tangki asam nitrat	T-02	3	48000	190101.9962
Heather	H-01	1	75000	99011.45634
Vaporizer	V-01	1	100000	132015.2751
Compresor	C-01	1	110000	145216.8026
Heather	H-02	1	70000	92410.69259
Reaktor	R-01	1	655000	864700.0521
Evaporator	EV-01	1	590900	780078.2607
Barometric Kondensor	BK-01	1	53000	69968.09582
Jet Ejektor	JE-01	1	45000	59406.87381
Mixing Tank	M-01	1	340000	448851.9354
Prilling tower	PT-01	1	370000	488456.518
Belt Conveyor	BC-01	1	23000	30363.51328
Heather	H-03	1	80000	105612.2201
Rotary Dryer	RD-01	1	210000	277232.0778
Belt Conveyor	BC-01	1	22000	29043.36053
Belt Conveyor	BC-02	1	24000	31683.66603
Bucket Elevator	BE-01	1	29000	38284.42979
Screening	S-01	1	170000	224425.9677
Belt Conveyor	BC-05	1	22000	29043.36053
Cooler Drum	E-01	1	350000	462053.4629
Belt Conveyor	BC-06	1	22000	29043.36053
Coating Drum	CD-01	1	45000	59406.87381
Coating Hopper	CH-01	1	38000	50165.80455
Belt Conveyor	BC-07	1	20000	26403.05503
Belt Conveyor	BC-07	1	21000	27723.20778
Silo	SL-01	1	85000	112212.9839
Pompa-01	P-01	1	12000	15841.83302
Pompa-02	P-02	1	10000	13201.52751
Pompa-03	P-03	1	15000	19802.29127
Pompa-04	P-04	1	15000	19802.29127
Total				5103578.521

Nama Alat	Jumlah	US\$ 2014	US\$ 2026
Pompa-01	1	10000	13201.52751
Pompa-02	1	8000	10561.22201
Pompa-03	1	10000	13201.52751
Pompa-04	1	9500	12541.45114
Tangki Boiler	1	70000	92410.69259
Tangki <i>Fresh Water</i>	3	10000	39604.58254
Pendingin	1	40000	52806.11005
Cooling Tower	1	150000	198022.9127
Generator	1	98000	129374.9696
T Bahan Bakar	1	48000	63367.33206
Boiler	1	160000	211224.4402
Kompresor	1	105000	138616.0389
Total			974932.8068

Tabel E.3 Daftar Harga Alat Utilitas

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga peralatan} &= \text{Harga alat Proses} + \text{Harga Alat Utilitas} \\
 &= \$5103578.821 + \$974932.8068 \\
 &= \$6078511.328 \\
 &= \text{Rp. } 93,791,429,789,41
 \end{aligned}$$

2) Harga Bahan Baku dan Produk

Harga Bahan Baku dan produk pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel E.4 dan E.5

Bahan Baku	Kg/jam	Ton/tahun	Harga	\$2024	\$2028	Total Ton/tahun
Amonia	5095.09	40353.1128	330	5,091,900.00	5,017,632.53	202,477,091,370.05
Asam Nitrat	30958.3	245189.736	225	3,471,750.00	3,865,162.75	947,698,235,238.12
Coating Agent	74.43	589.4856	100	1,543,000.00	1,520,494.71	896,309,733.65

Tabel E.4 Harga Bahan Baku Pabrik Amonium Nitrat

Produk	kg/jam	Ton/tahun	Harga US\$	US\$ 2028	Ton/tahun
Amonium nitrat	23464.08	185835.5136	998	1075.935516	3,085,182,659,666.74

Tabel E.5 Harga Produk

3) Harga Utilitas

❖ Air Bersih (PDAM)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 56017.536 \text{ kg/jam} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 12.55/\text{kg} \\ \text{Harga/jam} &= 56017.536 \text{ kg/jam} \times 12.55/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 703,020.08/\text{jam} \\ \text{Harga/tahun} &= \text{Rp. } 5,567,919,008.26/\text{tahun} \end{aligned}$$

❖ Air Demineral

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 31665.076 \text{ kg/jam} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 2100/\text{kg} \\ \text{Harga/jam} &= 31665.076 \text{ kg/jam} \times 2100/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 66,496,659.60/\text{jam} \\ \text{Harga/tahun} &= \text{Rp. } 526,653,544,032.00/\text{tahun} \end{aligned}$$

❖ Listrik

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 916,56 \text{ kW} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 1250.45 \\ \text{Harga} &= 916,56 \times 1250.45 \\ &= \text{Rp. } 9,006,994,351.08 \end{aligned}$$

❖ Bahan Bakar (solar)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 650 \text{ L/jam} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 6800/\text{L} \\ \text{Harga} &= 650 \text{ L/jam} \times 6800/\text{l} \\ &= \text{Rp. } 35,006,400,000.00 \text{ l/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{❖ Total harga utilitas} &= \text{Air bersih} + \text{air denim} + \text{Listrik} + \text{solar} \\ &= \text{Rp. } 576,234,857,391.34 \end{aligned}$$

4) Gaji karyawan

Perincian gaji karyawan pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel E.6.



Jabatan	Jumlah karyawan	Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	35,000,000.00
Sekretaris	2	25,000,000.00
Staff Ahli	1	25,000,000.00
<i>P & E Manager</i>	1	20,000,000.00
<i>Manager Umum & Keuangan</i>	1	20,000,000.00
<i>R&D Manager</i>	1	20,000,000.00
HR dan Umum	1	20,000,000.00
Supervisor QC	1	15,000,000.00
Supervisor Produksi	1	15,000,000.00
Supervisor Riset	1	15,000,000.00
Svp Administrasi	1	10,000,000.00
<i>Svp Corporate Finance</i>	1	10,000,000.00
SVP HRD	1	10,000,000.00
Svp Hubungan Masyarakat	1	10,000,000.00
Svp Keamanan	1	10,000,000.00
Svp Marketing	1	10,000,000.00
<i>Shift Leader Proses</i>	1	10,000,000.00
<i>Shift Leader Pengendalian</i>	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader Laboratorium</i>	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader Riset</i>	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader K3 & Lingkungan</i>	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader Dan Maintenens</i>	1	8,000,000.00
<i>Shift Leader Utilitas</i>	1	8,000,000.00
Karyawan Pengendalian	5	7,000,000.00
Karyawan Riset	4	7,000,000.00
Karyawan Administrasi	6	7,000,000.00
<i>Karyawan Corporate Finance</i>	4	7,000,000.00
Karyawan HRD	4	7,000,000.00
Karyawan Proses	53	7,000,000.00
Karyawan Utilitas	6	7,000,000.00
Karyawan Laboratorium	6	7,000,000.00
Karyawan Pemeliharaan	6	7,000,000.00
Karyawan lingkungan dan K3	6	7,000,000.00
Keamanan	8	3,800,000.00
Dokter	1	8,000,000.00
Perawat	2	6,000,000.00
Sopir	5	4,000,000.00
<i>Clening Service</i>	10	3,500,000.00
Total	150	Rp. 1,136,400,000.00

Tabel E.6 Perincian gaji Karyawan

Jumlah karyawan sebanyak 150 orang serta diasumsikan dalam 1 tahun terdapat 12 bulan maka total gaji karyawan yang dibutuhkan sebesar:

$$\text{Total gaji/bulan} = \Sigma(\text{jumlah gaji karyawan} \times \frac{\text{gaji}}{\text{bulan}} \times \text{orang})$$

$$\text{Total gaji/tahun} = \text{Rp.13,636,800,000.00}$$

5) Total Investasi/Total Capital Investment (TCI)

Total capital investment merupakan jumlah *fixed capital investment* (FCI) atau *working capital investment* (WCI). FCI merupakan jumlah biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*) yang dapat diperkirakan seperti pada Tabel E.7

A. Direct Cost (DC)		
1.	Harga Peralatan	Rp.93,791,429,789.41
2.	Instalasi Peralatan	55% Rp.51,585,286,384.18
3.	<i>Instrumen & control</i>	25% Rp.23,447,857,447.35
4.	Perpipaan	40% Rp.37,516,571,915.76
5.	Listrik	30% Rp.28,137,428,936.82
6.	Bangunan	40% Rp.37,516,571,915.76
7.	Perbaikan & lahan	30% Rp.28,137,428,936.82
8.	Lahan	10% Rp.9,379,142,978.94
Total Direct Cost (DC)		Rp.309,511,718,305.06
B. Indirect Cost (IC)		
1.	<i>Engineering & Supervision</i>	25% Rp.77,377,929,576.26
2.	Biaya Kontruksi & Kontraktor	30% Rp.92,853,515,491.52
3.	Biaya Tak Terduga	15% 15% FCI
Total Indirect Cost (IC)		Rp.17,231,445,067.78

Tabel E.7 Capital Investment

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \text{Rp.309,511,718,305.06} + \text{Rp.17,231,445,067.78} + 0.15 \\ \text{FCI} &= \text{Rp.479,743,163,372.84} + 0.15 \text{ FCI} \\ \text{FCI} \cdot 0.15 &= \text{Rp.479,743,163,372.84} \\ 0.85 \text{ FCI} &= \text{Rp.479,743,163,372.84} \\ \text{FCI} &= \text{Rp.564,403,721,615.10} \\ \text{IC} &= \text{Rp.17,231,445,067.78} + 0.15\% (\text{FCI}) \\ &= \text{Rp.17,231,445,067.78} + 0.15\% (\text{Rp.564,403,721,615.10}) \\ &= \text{Rp.254,892,003,310.05} \end{aligned}$$

b. *Total Capital Investment (TCI)*

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 10\%-20\% \text{ dari TCI} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991. Hal 209}) \\ \text{Dipilih WCI} &= 15\% \text{ dari TCI} \\ \text{TCI} &= \text{WCI} + \text{FCI} \\ \text{TCI} &= 0.15 \text{ TCI} + \text{Rp.564,403,721,615.10} \\ \text{TCI} \cdot 0.15 &= \text{Rp.564,403,721,615.10} \\ 0.85 \text{ TCI} &= \text{Rp.564,403,721,615.10} \\ \text{TCI} &= \text{Rp.664,004,378,370.71} \end{aligned}$$

c. *Working Capital Investment (WCI)*

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 15\% \text{ dari TCI} \\ \text{WCI} &= 0.15 \times \text{Rp.664,004,378,370.71} \\ &= \text{Rp.99,600,656,755.61} \end{aligned}$$

6) *Modal Investasi*

Modal yang digunakan terdiri di:

$$\begin{aligned} \text{a. Modal Sendiri} &= 60\% \text{ dari TCI} \\ &= 0.60 \times \text{Rp.664,004,378,370.71} \\ &= \text{Rp.398,402,627,022.43} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Modal Pinjaman} &= 40\% \\
 &= 40\% \text{ dari TCI} \\
 &= 0.40 \times \text{Rp.664,004,378,370.71} \\
 &= \text{Rp.265,601,751,348.28}
 \end{aligned}$$

7) Biaya Produksi Total/*Total Production Cost* (TPC)

Total Production Cost (TPC) Expenses merupakan jumlah *manufacturing cost* dan *general Expenses*. Komponen-komponen biayanya dapat dilihat pada Tabel E.8 dan E.9.

Tabel E.8 Perkiraan *Manufacturing cost*

A. Direct Production Cost (DPC)		
1.	Bahan Baku	Rp.1,151,071,636,341.81
2.	Gaji Karyawan	55% Rp.13,636,800,000.00
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	20% Rp.2,727,360,000.00
4.	Utilitas	Rp.576,234,857,391.34
5.	Perawatan & Perbaikan pabrik	8% Rp.45,152,297,729.21
6.	Suplai Produk	1% Rp.5,644,037,216.15
7.	Biaya Laboratorium	15% Rp.2,045,520,000.00
8.	Paten dan royalti	4% 0.04 TPC
<i>Total Direct Production Cost (DC)</i>		Rp.1,796,512,508,678.51
B. Fixed Charges (FC)		
1.	Depresiasi	10% Rp.57,190,703,599.83
2.	Pajak Lokal	3% Rp.16,932,111,648.45
3.	Asuransi	5% Rp.28,220,186,080.76
<i>Total Fixed Charges (FC)</i>		Rp.102,343,001,329.03
C. Plant-Overhead Cost		10% dari TPC

General Expense (GE)		
Biaya administrasi	5%	TPC
Biaya distribusi & penjualan	5%	TPC
Biaya riset & pengembangan	5%	TPC
Bunga	12%	Load
<i>General Expense (GE)</i>		Rp.31,872,210,161.79 + 0.15TPC

Tabel E.9 Perkiraan *General Expenses*

a. Total *Manufacturing Cost* (TMC)

$$\begin{aligned} \text{TMC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Plant-Overhead Cost} \\ &= \text{Rp.1,796,512,508,678.51} + \text{Rp.102,343,001,329.03} + 0.14 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp.1,898,855,510,007.54} + 0.14 \text{ TPC} \end{aligned}$$

b. Total *Production Cost* (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp.1,898,855,510,007.54} + 0.14 \text{ TPC} + \text{Rp.31,872,210,161.79} + \\ &\quad 0.15 \text{ TPC} \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp.1,930,727,720,169.33} + 0.29 \text{ TPC}$$

$$0.71 = \text{Rp.2,719,334,817,139.91}$$

$$\begin{aligned} \text{TMC} &= \text{Rp.1,898,855,510,007.54} + 0.14 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp.1,898,855,510,007.54} + 0.14 (\text{Rp.2,719,334,817,139.91}) \\ &= \text{Rp.2,279,562,384,407.13} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{GE} &= \text{Rp.31,872,210,161.79} + 0.15 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp.31,872,210,161.79} + 0.15 (\text{Rp.2,719,334,817,139.91}) \\ &= \text{Rp.439,772,432,732.78} \end{aligned}$$

8) Analisa Kelayakan Ekonomi Pabrik

Skenario Investasi

Tahun Pengadaan alat : 2026

Masa Kontruksi	: 2 tahun
Tahun Beroperasi	: 2028
Umur pabrik	: 10 tahun
Banga Bank	: 12%
Modal Pinjaman	: Rp.265,601,751,348.28
Modal Sendiri	:Rp.398,402,627,022.43
Depresiasi	: Rp.57,190,703,599.83
Hasil Penjualan	: Rp.3,085,182,659,666.74
Laju Inflasi	: 2.21% (Bank Indonesia,2024)
Pajak Pendapatan	: (UU RI No.36, 2008)
Tahun Pengembalian pinjaman:	5 tahun
Laju operasi/kapasitas produksi:	
Tahun 1	: 60%
Tahun 2	: 80%
Tahun 3	: 100%

a. Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya Produksi tanpa depresi} &= \text{TPC-depresiasi} \\ &= \text{Rp.2,719,334,817,139.91} - \text{Rp.57,190,703,599.83} \\ &= \text{Rp. 2,662,144,113,540.08} \end{aligned}$$

Tabel E.10 Tabel Biaya Operasi Per Kapasitas

Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
60%	1,597,286,468,124.05
80%	2,129,715,290,832.07
100%	2,662,144,113,540.08

b. Investasi

Modal pinjaman selama masa kontruksi dapat dilihat pada Tabel E.11 dan E.12

Tabel E.11 Total Modal Pinjaman

Masa Kontruksi (Tahun)	%	Modal Pinjaman(Rp)	Bunga (Rp)	Akumulasi (Rp)
-2	50%	Rp.132,800,875,674.14		Rp.132,800,875,674.14
-1	50%	Rp.132,800,875,674.14	Rp.15,936,105,080.90	Rp.148,736,980,755.04
0	0%		Rp.33,784,542,771.50	Rp.33,784,542,771.50

Modal Pinjaman Akhir Masa Kontruksi	Rp.315,322,399,200.68
-------------------------------------	-----------------------

Tabel E.12 Total Modal Sendiri

Masa Kontruksi (Tahun)	%	Modal Pinjaman(Rp)	Inflasi (Rp)	Akumulasi (Rp)
-2	50%	Rp.199,201,313,511.21		Rp.199,201,313,511.21
-1	50%	199,201,313,511.21	Rp.4,402,394,028.60	Rp. 203,603,662,539.81
0	0%		Rp.8,901,989,970.73	Rp.8,901,989,970.73
Modal Pinjaman Akhir Masa Kontruksi				Rp.411,706,966,021.75

Total Investasi = Modal Pinjaman + Modal sendiri

$$= \text{Rp. } 315,322,399,200.68 + \text{Rp. } 411,706,966,021.75$$

$$= \text{Rp. } 727,029,365,222.44$$

c. Perhitungan *Internal Rate Of Return (IRR)*

Untuk menghitung *internal rate of return (IRR)* pada tiap tahun berbagai inflasi maka digunakan persamaan:

$$\text{Percent Value} = \frac{\text{Net Cash Flow}}{(1+i)^n}$$

Dimana:

i : *internal rate of return (IRR)*

n : Tahun ke-n

Harga I dapat diperoleh dengan cara *trial and error* yaitu apabila rasio antara total *percent value* dan total *capital investement (TCI)* bernilai 1, maka I yang dicoba adalah benar.

$$\text{TCI} = \text{Rp } 664,004,378,370.71$$

Tahun ke-n	Net Cash Flow	Percent Value Untuk i=31%
1	Rp 139,462,787,153.51	Rp 106,175,687,598.95
2	Rp 201,336,891,764.52	Rp 116,696,234,717.29
3	Rp 263,210,996,375.54	Rp 116,145,999,277.03
4	Rp 265,859,704,528.83	Rp 89,313,988,742.10
5	Rp 268,508,412,682.11	Rp 68,673,883,379.58
6	Rp 271,157,120,835.40	Rp 52,798,485,503.49
7	Rp 273,805,828,988.69	Rp 40,589,143,091.29
8	Rp 276,454,537,141.97	Rp 31,200,220,048.11
9	Rp 279,103,245,295.26	Rp 23,980,904,704.41
10	Rp 281,751,953,448.54	Rp 18,430,382,758.00

Total	Rp 664,004,929,820.24
-------	-----------------------

Tabel E. 13 Trial Nilai (IRR)

Berdasarkan *trial and error* didapatkan harga I = 31% dengan rasio total *percent value* dan total *Capital investement (ITC)* yaitu

$$\frac{\text{Total Percent value}}{TCI} = \frac{\text{Rp. 664,004,378,370.71}}{\text{Rp. 664,004,378,370.71}} = 1$$

Trial nilai I atau IRR 31% benar. Harha IRR diperoleh lebih tinggi dari bunga deposito bank 12% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

d. *Percent Return On Investement (ROI)*

Pajak pendapatan = 30% (UU.No 36 Tahun 2008)

Tabel E.14 Laba Yang dihasilkan Tiap tahun

Tahun ke-n	Lab a Sebelum Pajak	Pajak (30% dari Laba)	Lab a Setelah Pajak
1	Rp 162,577,604,962.50	Rp 48,773,281,488.75	Rp 113,804,323,473.75
2	Rp 250,969,182,978.24	Rp 75,290,754,893.47	Rp 175,678,428,084.77
3	Rp 339,360,760,993.98	Rp 101,808,228,298.19	Rp 237,552,532,695.79
4	Rp 343,144,629,784.39	Rp 102,943,388,935.32	Rp 240,201,240,849.07
5	Rp 346,928,498,574.80	Rp 104,078,549,572.44	Rp 242,849,949,002.36
6	Rp 350,712,367,365.20	Rp 105,213,710,209.56	Rp 245,498,657,155.64
7	Rp 354,496,236,155.61	Rp 106,348,870,846.68	Rp 248,147,365,308.93
8	Rp 358,280,104,946.02	Rp 107,484,031,483.81	Rp 250,796,073,462.21
9	Rp 362,063,973,736.43	Rp 108,619,192,120.93	Rp 253,444,781,615.50
10	Rp 365,847,842,526.84	Rp 109,754,352,758.05	Rp 256,093,489,768.79
Rata-Rata	Rp 323,438,120,202.40	Rp 97,031,436,060.72	Rp 226,406,684,141.68

Rata-rata sebelum pajak : Rp 323,438,120,202.40

Rata-rata setelah pajak : Rp 226,406,684,141.68

$$\begin{aligned} ROI \text{ Sebelum Pajak} &= \frac{\text{lab a sebelum pajak}}{FCI} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp 323,438,120,202.40}}{\text{Rp 564,403,721,615.10}} \times 100\% = 57\% \end{aligned}$$

$$ROI \text{ Setelah Pajak} = \frac{\text{lab a setelah pajak}}{FCI} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp } 226,406,684,141.68}{\text{Rp } 564,403,721,615.10} \times 100\% = 40\%$$

Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

- ❖ $\text{ROI} \leq 15$ resiko pengembalian modal rendah.
- ❖ $15 \leq \text{ROI} \leq 45$ resiko pengembalian modal rata-rata.
- ❖ $\text{ROI} \geq 45$ resiko pengembalian modal tinggi.

Hasil perhitungan diperoleh ROI sebesar 40% sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko pengembalian modal rata-rata.

e. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*) *POT*

Pay Out Time (POT) merupakan waktu minimum pengembalian modal investasi (*Capital Investement*).

Tabel E.15

Tahun ke-n	<i>Net Cash Flow</i>	<i>Cummulatif Net Cash Flow</i>
1	Rp 139,462,787,153.51	Rp 139,462,787,153.51
2	Rp 201,336,891,764.52	Rp 340,799,678,918.03
3	Rp 263,210,996,375.54	Rp 604,010,675,293.57
4	Rp 265,859,704,528.83	Rp 869,870,379,822.40
5	Rp 268,508,412,682.11	Rp 1,138,378,792,504.52
6	Rp 271,157,120,835.40	Rp 1,409,535,913,339.92
7	Rp 273,805,828,988.69	Rp 1,683,341,742,328.60
8	Rp 276,454,537,141.97	Rp 1,959,796,279,470.57
9	Rp 279,103,245,295.26	Rp 2,238,899,524,765.83
10	Rp 281,751,953,448.54	Rp 2,520,651,478,214.37

Cummulatife Net Cash Flow

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{(\text{TCI}-y_1)}{(y_1-y_2)} (x_2 - x_1) + x_1 \\
 &= \frac{(\text{Rp. } 664,004,378,370.71 - \text{Rp } 604,010,675,293.57)}{(\text{Rp. } 869,870,379,822.40 - \text{Rp } 604,010,675,293.57)} (4 - 3) + 3 \\
 &= 3.2 \text{ Tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel E.15 dan hasil metode interpolasi nilai TCI sebesar Rp 664,004,378,370.71, pada *cumulative net cash flow* tahun ke-3 dan ke-4, waktu pengembalian modal POT yaitu selama 3.2 tahun. Waktu pengembalian modal ini memenuhi waktu yang di persyaratkan yaitu 2-5 tahun. (Aries & Newton, 1995, Hal.196), sehingga pabrik dinyatakan layak untuk didirikan.

f. *Break Event Point (BEP)* dan *Shut Down Point (SDP)*

Analisa *Break Event Point (BEP)* atau titik impas bertujuan untuk mengetahui kapasitas produksi yang paling minimal agar total biaya produksi sama dengan total penghasilan. *Shut down point (SDP)* bertujuan untuk mengetahui kapasitas produksi dimana *fixed charge* dengan jumlah kerugian pabrik.

A. Fixed Charge (FC)		
1.	Depresiasi	10% Rp.57,190,703,599.83
2.	Pajak Lokal	3% Rp.16,932,111,648.45
3.	Asuransi	5% Rp.28,220,186,080.76
<i>Total Fixed Charges (FC)</i>		Rp 102,343,001,329.03
B. Semi Variabel Cost (SVC)		
1.	Gaji Karyawan	55% Rp.13,636,800,000.00
2.	<i>Plant-Overhead Cost</i>	10% TPC Rp.271,933,481,713.99
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	20% Rp.2,727,360,000.00
4.	<i>General Expense (GE)</i>	Rp.439,772,432,732,.78
5.	Biaya Laboratorium	15% Rp.2,045,520,000.00
6.	Perawatan & Perbaikan	8% Rp.45,152,297,729.21

7.	Suplai Produk	1%	Rp.5,644,037,216.15
<i>Total Semi Variabel Cost (SVC)</i>			Rp 780,911,929,392.13
C. Variabel Cost (VC)			
1.	Bahan Baku		Rp.1,151,071,636,341.81
2.	Utilitas		Rp.576,234,857,391.34
3.	<i>Patent dan royalti</i>	3% (TPC)	Rp.81,580,044,514.20
<i>Total Variabel Cost (VC)</i>			Rp1,808,886,538,247.34

Tabel E.16 Komponen Biaya Menentukan BEP dan SDP

$$Break\ event\ poin\ (BEP) = \frac{FC + 0.3\ SVC}{S - VC - (0.7 \times SVC)} \times 100\%$$

$$\frac{Rp\ 102,343,001,329.03 + (0.3 \times Rp\ 780,911,929,392.13)}{Rp\ 3,085,182,659,666.74 - Rp1,808,886,538,247.34 - (0.7 \times Rp\ 780,911,929,392.13)} \times 100\% = 46\%$$

$$BEP\ pada\ kapasitas\ produksi = 46\% \times 185,000\ ton/tahun$$

$$= 85,346.9528\ ton/tahun$$

$$Shut\ Down\ Point\ (SDP) = \frac{0.3\ SVC}{S - VC - (0.7 \times SVC)} \times 100\%$$

$$= \frac{780,911,929,392.13}{Rp\ 3,085,182,659,666.74 - Rp1,808,886,538,247.34 - (0.7 \times Rp\ 780,911,929,392.13)} \times 100\% = 32\%$$

$$SDP\ pada\ kapasitas\ produksi = 32\% \times 185,000\ ton/tahun$$

$$= 59,398.5479\ ton/tahun$$

Modal Sendiri						
Tahun	Kapasitas	Pengeluaran	inflasi	Jumlah	Akumulasi	
-2	0%	Rp 199,201,313,511.21		Rp 199,201,313,511.21	Rp 199,201,313,511.21	
-1	0%	Rp 199,201,313,511.21	Rp 4,402,349,028.60	Rp 203,603,662,539.81	Rp 402,804,976,051.02	
0	0%		Rp 8,901,989,970.73	Rp 8,901,989,970.73	Rp 411,706,966,021.75	
1	60%					
2	80%					
3	100%					
4	100%					
5	100%					
6	100%					
7	100%					
8	100%					
9	100%					
10	100%					

Modal Pinjaman						
Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi	Investasi Total		
Rp 132,800,875,674.14		Rp 132,800,875,674.14	Rp 132,800,875,674.14	Rp 332,002,189,185.36		
Rp 132,800,875,674.14	Rp 15,936,105,080.90	Rp 148,736,980,755.04	Rp 281,537,856,429.18	Rp 684,342,832,480.21		
	Rp 33,784,542,771.50	Rp 33,784,542,771.50	Rp 315,322,399,200.68	Rp 727,029,365,222.44		

Modal Pinjaman						
Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi	Investasi Total		
Rp 132,800,875,674.14		Rp 132,800,875,674.14	Rp 132,800,875,674.14	Rp 332,002,189,185.36		
Rp 132,800,875,674.14	Rp 15,936,105,080.90	Rp 148,736,980,755.04	Rp 281,537,856,429.18	Rp 684,342,832,480.21		
	Rp 33,784,542,771.50	Rp 33,784,542,771.50	Rp 315,322,399,200.68	Rp 727,029,365,222.44		

Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman
	Rp 315,322,399,200.68
Rp 31,532,239,920.07	Rp 283,790,159,280.62
Rp 31,532,239,920.07	Rp 252,257,919,360.55
Rp 31,532,239,920.07	Rp 220,725,679,440.48
Rp 31,532,239,920.07	Rp 189,193,439,520.41
Rp 31,532,239,920.07	Rp 157,661,199,600.34
Rp 31,532,239,920.07	Rp 126,128,959,680.27
Rp 31,532,239,920.07	Rp 94,596,719,760.20
Rp 31,532,239,920.07	Rp 63,064,479,840.14
Rp 31,532,239,920.07	Rp 31,532,239,920.07
Rp 31,532,239,920.07	

Tahun ke-n	Kapasitas	Hasil Penjualan	Biaya Operasi
-2	0%		
-1	0%		
0	0%		
1	60%	Rp 1,851,109,595,800.05	Rp 1,597,286,468,124.05
2	80%	Rp 2,468,146,127,733.40	Rp 2,129,715,290,832.07
3	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
4	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
5	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
6	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
7	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
8	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
9	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08
10	100%	Rp 3,085,182,659,666.74	Rp 2,662,144,113,540.08

Depresiasi	Bunga sisa Pinjaman	Total Biaya Produksi
Rp 57,190,703,599.83	Rp 34,054,819,113.67	Rp 1,688,531,990,837.55
Rp 57,190,703,599.83	Rp 30,270,950,323.27	Rp 2,217,176,944,755.16
Rp 57,190,703,599.83	Rp 26,487,081,532.86	Rp 2,745,821,898,672.76
Rp 57,190,703,599.83	Rp 22,703,212,742.45	Rp 2,742,038,029,882.36
Rp 57,190,703,599.83	Rp 18,919,343,952.04	Rp 2,738,254,161,091.95
Rp 57,190,703,599.83	Rp 15,135,475,161.63	Rp 2,734,470,292,301.54
Rp 57,190,703,599.83	Rp 11,351,606,371.22	Rp 2,730,686,423,511.13
Rp 57,190,703,599.83	Rp 7,567,737,580.82	Rp 2,726,902,554,720.72
Rp 57,190,703,599.83	Rp 3,783,868,790.41	Rp 2,723,118,685,930.32
Rp 57,190,703,599.83		Rp 2,719,334,817,139.91

Laba Kotor (Sebelum Pajak)	Pajak (30%)	Laba Bersih (Set Pajak)
Rp 162,577,604,962.50	Rp 48,773,281,488.75	Rp 113,804,323,473.75
Rp 250,969,182,978.24	Rp 75,290,754,893.47	Rp 175,678,428,084.77
Rp 339,360,760,993.98	Rp 101,808,228,298.19	Rp 237,552,532,695.79
Rp 343,144,629,784.39	Rp 102,943,388,935.32	Rp 240,201,240,849.07
Rp 346,928,498,574.80	Rp 104,078,549,572.44	Rp 242,849,949,002.36
Rp 350,712,367,365.20	Rp 105,213,710,209.56	Rp 245,498,657,155.64
Rp 354,496,236,155.61	Rp 106,348,870,846.68	Rp 248,147,365,308.93
Rp 358,280,104,946.02	Rp 107,484,031,483.81	Rp 250,796,073,462.21
Rp 362,063,973,736.43	Rp 108,619,192,120.93	Rp 253,444,781,615.50
Rp 365,847,842,526.84	Rp 109,754,352,758.05	Rp 256,093,489,768.79

<i>Actual Cash Flow</i>	<i>Net Cash Flow</i>	<i>Cummulatif Net Cash Flow</i>
Rp 170,995,027,073.57	Rp 139,462,787,153.51	Rp 139,462,787,153.51
Rp 232,869,131,684.59	Rp 201,336,891,764.52	Rp 340,799,678,918.03
Rp 294,743,236,295.61	Rp 263,210,996,375.54	Rp 604,010,675,293.57
Rp 297,391,944,448.90	Rp 265,859,704,528.83	Rp 869,870,379,822.40
Rp 300,040,652,602.18	Rp 268,508,412,682.11	Rp 1,138,378,792,504.52
Rp 302,689,360,755.47	Rp 271,157,120,835.40	Rp 1,409,535,913,339.92
Rp 305,338,068,908.75	Rp 273,805,828,988.69	Rp 1,683,341,742,328.60
Rp 307,986,777,062.04	Rp 276,454,537,141.97	Rp 1,959,796,279,470.57
Rp 310,635,485,215.33	Rp 279,103,245,295.26	Rp 2,238,899,524,765.83
Rp 313,284,193,368.61	Rp 281,751,953,448.54	Rp 2,520,651,478,214.37

