

**PRA RANCANGAN PABRIK AMONIUM SULFAT MENGGUNAKAN PROSES
NETRALISASI DENGAN KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN**



TUGAS AKHIR

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Tugas Akhir
dan Seminar Tugas Akhir pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Sekolah Vokasi

Universitas Diponegoro

Disusun oleh:

ADE SYAHRI FITRIA PULUNGAN

40040122650035

PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

SEMARANG

2026

HALAMAN INTEGRITAS

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ade Syahri Fitria Pulungan
NIM : 40040122650035
Judul Tugas Akhir (Skripsi) : Pra-rancang Pabrik Amonium Sulfat Menggunakan
Proses Netralisasi dengan Kapasitas 800.000
Ton/Tahun.
Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia
Industri

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya Ade Syahri Fitria Pulungan dan partner saya atas nama Firda Cahya Salbina didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.



Semarang, 18 Juni 2026



Ade Syahri Fitria Pulungan

NIM 40040122650035

HALAMAN PENGESAHAN



KEMENTERIAN PENDIDIKAN TINGGI, SAINS,
DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Gubernur Mochtar
Kampus Universitas Diponegoro
Tembalang Semarang Kode Pos 50275
Telepon/Faksimile (024) 7471379
Laman: vokasi@liveundip.ac.id

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA-RANCANGAN PABRIK AMONIUM SULFAT MENGGUNAKAN PROSES
NETRALISASI DENGAN KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Tugas Akhir dan Seminar
Tugas Akhir pada Program Studi S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah**

Vokasi,

Universitas Diponegoro

Disusun Oleh :

ADE SYAHRI FITRIA PULUNGAN

NIM. 40040122650035

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 10 Juni 2026

Dosen Pembimbing

Yusuf Ma'rifat Fajar Azis S.T., M.T.

NIP. 199511062024061002

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat, nikmat, dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik Kimia dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Amonium Sulfat Menggunakan Proses Netralisasi dengan Kapasitas 800.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan dengan baik. Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik Kimia ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat dalam menyelesaikan pendidikan pada Program Sarjana Terapan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro.

Penulis menyadari bahwa tersusunnya Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan, bimbingan, serta dukungan berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Prof. Dr. Ir. Budiyo, M.Si. selaku Dekan Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro yang telah memberikan kesempatan kepada penulis untuk menimba ilmu pada Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri.
2. Dr. M. Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang senantiasa memberikan arahan, dorongan, dan motivasi kepada mahasiswa selama masa perkuliahan.
3. Yusuf Ma'rifat Fajar Azis S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah meluangkan waktu, memberikan bimbingan, arahan, serta masukan sejak awal hingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik.
4. Dr. Ir. Fahmi Arifan S.T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng. selaku Dosen Penguji I yang telah memberikan masukan, kritik, dan saran yang membangun demi penyempurnaan Tugas Akhir ini.
5. Sri Risdhiyanti Nuswantari, S.Tr.T., M.T. selaku Dosen Penguji II yang telah memberikan evaluasi serta saran konstruktif guna meningkatkan kualitas Tugas Akhir ini.
6. Seluruh Dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknologi Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro atas ilmu, pengalaman, dan bimbingan yang telah diberikan selama masa studi.

7. Kedua orang tua dan kakak yang senantiasa memberikan dukungan moril maupun materiil, doa, nasihat, serta motivasi tanpa henti kepada penulis dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
8. Dzikri Mahesa Al Ghifari, yang senantiasa mendampingi, memberikan dukungan, motivasi, serta semangat dalam menghadapi berbagai tantangan selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
9. Firda Cahya Salbina, rekan tugas akhir yang telah menjadi partner diskusi, saling membantu, serta memberikan semangat selama proses penyusunan Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik Kimia ini.
10. Teman-teman seperjuangan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang telah memberikan dukungan, kebersamaan, dan semangat selama masa perkuliahan.
11. Seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara langsung maupun tidak langsung dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik Kimia ini masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi perbaikan di masa mendatang. Semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan, khususnya di bidang teknologi proses dan industri kimia, serta bagi pihak-pihak yang berkepentingan.

Semarang, 22 Juni 2026

Penulis

Ade Syahri Fitria Pulungan

RINGKASAN

Peningkatan kebutuhan pupuk di Indonesia seiring dengan pertumbuhan sektor pertanian menyebabkan permintaan amonium sulfat ((NH₄)₂SO₄) terus meningkat, sementara kapasitas produksi dalam negeri masih terbatas sehingga kebutuhan nasional sebagian besar dipenuhi melalui impor. Oleh karena itu, dirancang pabrik amonium sulfat dengan kapasitas 800.000 ton/tahun yang direncanakan beroperasi pada tahun 2030. Penentuan kapasitas dilakukan berdasarkan proyeksi kebutuhan menggunakan metode *compound interest* dan metode *discounted*, yang menunjukkan bahwa peluang kapasitas produksi yang layak didirikan sebesar 822.602,863 ton/tahun dan dibulatkan menjadi 800.000 ton/tahun. Proses yang dipilih adalah proses netralisasi antara amonia fase gas dan asam sulfat fase cair dengan reaksi $2\text{NH}_3(\text{g}) + \text{H}_2\text{SO}_4(\text{l}) \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4(\text{aq})$. Pemilihan proses dilakukan dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kondisi operasi, konversi, kemurnian produk, kompleksitas proses, serta biaya investasi. Proses netralisasi dipilih karena memiliki konversi tinggi sebesar 97–98%, tidak memerlukan katalis, tidak menghasilkan reaksi samping, serta beroperasi pada tekanan atmosfer sehingga lebih aman dan ekonomis. Reaksi berlangsung secara eksotermis pada suhu 105°C dan tekanan 1 atm di dalam reaktor tipe saturator yang berfungsi sekaligus sebagai kristalisator. Produk yang terbentuk dipisahkan menggunakan centrifuge, kemudian dikeringkan dengan *rotary dryer* hingga diperoleh kristal amonium sulfat sesuai spesifikasi SNI 02-1760-2005. Berdasarkan analisis pemilihan lokasi menggunakan metode *scoring*, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik karena memiliki keunggulan dalam aspek ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, utilitas, dan infrastruktur industri. Pendirian pabrik ini diharapkan mampu mengurangi ketergantungan impor, mendukung ketahanan pangan nasional, serta meningkatkan perkembangan industri kimia di Indonesia.

Kata kunci: amonium sulfat, proses netralisasi, saturator, pupuk ZA, kapasitas 800.000 ton/tahun, Gresik.

DAFTAR ISI

| | |
|--|-----------|
| HALAMAN INTEGRITAS | ii |
| HALAMAN PENGESAHAN | iii |
| KATA PENGANTAR | iv |
| RINGKASAN | vi |
| DAFTAR ISI | vii |
| DAFTAR TABEL | x |
| DAFTAR GAMBAR | xiii |
| BAB I PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Kapasitas Rancangan..... | 2 |
| 1.3 Tinjauan Proses | 9 |
| 1.4 Pemilihan Lokasi Pabrik | 14 |
| BAB II DESKRIPSI PROSES | 21 |
| 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk | 21 |
| 2.2 Konsep Proses | 22 |
| 2.3 Langkah Proses..... | 26 |
| 2.4 Diagram Alir (<i>Flowsheet</i>)..... | 31 |
| 2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas | 32 |
| 2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan | 52 |
| BAB III SPESIFIKASI ALAT UTAMA | 57 |
| 3.1 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat..... | 57 |
| 3.2 Pompa Asam Sulfat | 58 |
| 3.4 Reaktor | 59 |
| 3.5 <i>Centrifuge</i> | 60 |
| 3.6 <i>Rotary Dryer</i> | 61 |
| 3.7 <i>Cyclone</i>..... | 62 |
| BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES | 63 |
| 4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air..... | 63 |
| 4.2 Unit Penyediaan <i>Steam</i> | 75 |

| | | |
|---|--|------------|
| 4.3 | Unit Penyediaan Udara Tekan | 80 |
| 4.4 | Unit Penyediaan Listrik..... | 81 |
| 4.5 | Unit Penyediaan Bahan Bakar..... | 88 |
| 4.6 | Unit Pengolahan Limbah..... | 89 |
| 4.7 | Laboratorium | 93 |
| BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN..... | | 97 |
| 5.1 | Bentuk Perusahaan..... | 97 |
| 5.2 | Struktur Organisasi | 99 |
| 5.3 | Tugas dan Wewenang..... | 102 |
| 5.4 | Pembagian Jam Kerja | 107 |
| 5.5 | Status Karyawan dan Sistem Upah..... | 108 |
| 5.6 | Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji..... | 109 |
| 5.7 | Kesejahteraan Sosial Karyawan | 113 |
| 5.8 | Kesehatan dan Keselamatan Kerja..... | 114 |
| BAB VI TROUBLESHOOTING..... | | 117 |
| 6.1 | Analisa <i>Troubleshooting</i> pada Unit Penyimpanan | 118 |
| 6.2 | Analisa <i>Troubleshooting</i> pada Unit Transportasi..... | 121 |
| 6.3 | Analisa <i>Troubleshooting</i> pada Unit Penukar Panas | 123 |
| 6.4 | Analisa <i>Troubleshooting</i> pada Unit Reaksi | 127 |
| 6.5 | Analisa <i>Troubleshooting</i> pada Unit Pemisah | 130 |
| BAB VII ANALISA EKONOMI..... | | 133 |
| 7.1 | Penaksiran Harga Peralatan | 133 |
| 7.2 | Dasar Perhitungan | 136 |
| 7.3 | Perhitungan Biaya..... | 136 |
| 7.5 | Hasil Perhitungan..... | 143 |
| DAFTAR PUSTAKA..... | | 147 |
| LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA..... | | 152 |
| LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS | | 173 |
| LAMPIRAN C SPESIFAKSI ALAT | | 207 |
| LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI | | 250 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 1. 1 Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi (WITS & BPS, 2026)..... | 5 |
| Tabel 1. 2 % prediksi ekspor, impor, produksi, dan konsumsi..... | 5 |
| Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Amonia di Indonesia..... | 8 |
| Tabel 1. 4 Kapasitas Pabrik Asam Sulfat di Indonesia..... | 8 |
| Tabel 1. 5 Pabrik Amonium Sulfat di Indonesia (Pupuk Indonesia, 2026)..... | 9 |
| Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Coke-Oven Gas, Netralisasi, Coproduction Organic Synthesis, dan Merseburg (Ullman, 1996) | 12 |
| Tabel 1. 7 Daftar Kapasitas Pabrik Amonia di Kawasan Industri Gresik dan Bontang..... | 15 |
| Tabel 1. 8 Daftar Kapasitas Pabrik Amonia di Kawasan Industri Gresik dan Bontang..... | 15 |
| Tabel 1. 9 Matriks Pemilihan Lokasi Pabrik Amonium Sulfat..... | 19 |
| Tabel 2. 1 Neraca Massa Rotary Dryer | 34 |
| Tabel 2. 2 Neraca Massa Cyclone | 35 |
| Tabel 2. 3 Neraca Massa Centrifuge -01 | 36 |
| Tabel 2. 4 Neraca Massa Centrifuge -02 | 37 |
| Tabel 2. 5 Neraca Massa Centrifuge -03 | 37 |
| Tabel 2. 6 Neraca Massa Mother Liquor Tank | 38 |
| Tabel 2. 7 Neraca Massa Reaktor | 39 |
| Tabel 2. 8 Neraca Massa Kondensor | 40 |
| Tabel 2. 9 Neraca Panas Heat Exchanger Amonia | 43 |
| Tabel 2. 10 Neraca Panas Heat Exchanger Asam Sulfat | 44 |
| Tabel 2. 11 Neraca Panas Reaktor | 45 |
| Tabel 2. 12 Neraca Panas Kondensor | 46 |
| Tabel 2. 13 Neraca Panas Centrifuge | 47 |
| Tabel 2. 14 Neraca Panas Air Heater..... | 48 |
| Tabel 2. 15 Neraca Panas Rotary Dryer | 49 |
| Tabel 2. 16 Neraca Panas Mother Liquor Tank..... | 51 |
| Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Sulfat | 57 |
| Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa Asam Sulfat..... | 58 |
| Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor..... | 59 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 3. 4 Spesifikasi Centrifuge | 60 |
| Tabel 3. 5 Spesifikasi Rotary Dryer | 61 |
| Tabel 3. 6 Spesifikasi Cyclone | 62 |
| Tabel 4. 1 Spesifikasi Air Umpan Boiler..... | 65 |
| Tabel 4. 2 Spesifikasi Air Pendingin | 68 |
| Tabel 4. 3 Spesifikasi Air Sanitasi..... | 71 |
| Tabel 4. 4 Tabel Kebutuhan Steam..... | 73 |
| Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Pendingin | 73 |
| Tabel 4. 6 Spesifikasi Marine Fuel Oil..... | 78 |
| Tabel 4. 7 Spesifikasi Industrial Diesel Oil..... | 79 |
| Tabel 4. 8 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses..... | 81 |
| Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas | 82 |
| Tabel 4. 10 Kebutuhan untuk pengolahan limbah sanitasi..... | 83 |
| Tabel 4. 11 Kebutuhan untuk pengolahan limbah minyak | 83 |
| Tabel 4. 12 Kebutuhan Untuk Pengolahan Limbah Laboratorium | 83 |
| Tabel 4. 13 Luas Daerah Ruangan Indoor | 84 |
| Tabel 4. 14 Total Ruangan Outdoor | 85 |
| Tabel 4. 15 Spesifikasi High Speed Diesel | 87 |
| Tabel 4. 16 Kebutuhan Bahan Bakar..... | 88 |
| Tabel 4. 17. Baku Mutu Air Limbah | 89 |
| Tabel 4. 18 Analisa Laboratorium | 93 |
| Tabel 6. 1 Analisa Troubleshooting pada Unit Penyimpanan | 118 |
| Tabel 6. 2 Analisa Troubleshooting pada Unit Transportasi | 121 |
| Tabel 6. 3 Analisa Troubleshooting pada Unit Penukar Panas..... | 123 |
| Tabel 6. 4 Analisa Troubleshooting pada Unit Pemisah..... | 130 |
| Tabel 7. 1 Indeks CEPCI Tahun 2004 sampai dengan 2016 | 134 |
| Tabel 7. 2 Fix Capital Investment Pabrik Amonium Sulfat | 143 |
| Tabel 7. 3 Working Capital Investment Pabrik Amonium Sulfat..... | 143 |
| Tabel 7. 4 Direct Manufacturing Cost Pabrik Amonium Sulfat..... | 144 |
| Tabel 7. 5 Indirect Manufacturing Cost Pabrik Amonium Sulfat..... | 144 |
| Tabel 7. 6 Fixed Manufacturing Cost Pabrik Amonium Sulfat..... | 145 |

Tabel 7. 7 Total Manufacturing Cost Pabrik Amonium Sulfat.....145
Tabel 7. 8 General Expense Pabrik Amonium Sulfat.....145

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|----|
| Gambar 1. 1 Data Impor Amonium Sulfat di Indonesia (WITS, 2026) | 3 |
| Gambar 1. 2 Data Ekspor Amonium Sulfat di Indonesia (WITS, 2026) | 3 |
| Gambar 1. 3 Data Konsumsi Amonium Sulfat di Indonesia | 4 |
| Gambar 1. 4 Data Pemasaran ZA di Indonesia | 16 |
| Gambar 1. 5 Lokasi Pabrik (Google Maps, 2026) | 20 |
| Gambar 2. 1 Process Flow Diagram Pabrik Amonium Sulfat..... | 31 |
| Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa Pabrik Amonium Sulfat | 32 |
| Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa Rotary Dryer | 34 |
| Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Massa Cyclone | 35 |
| Gambar 2. 5 Diagram Alir Neraca Massa Centrifuge | 36 |
| Gambar 2. 6 Diagram Alir Neraca Massa Mother Liquor Tank..... | 38 |
| Gambar 2. 7 Diagram Alir Neraca Massa Reaktor..... | 39 |
| Gambar 2. 8 Diagram Alir Neraca Massa Kondensor..... | 40 |
| Gambar 2. 9 Diagram Alir Neraca Panas Pabrik Amonium Sulfat | 41 |
| Gambar 2. 10 Diagram Alir Neraca Panas Heat Exchanger Amonia | 43 |
| Gambar 2. 11 Diagram Alir Neraca Panas Heat Exchanger Asam Sulfat | 44 |
| Gambar 2. 12 Diagram Alir Neraca Panas Reaktor | 45 |
| Gambar 2. 13 Diagram Alir Neraca Panas | 46 |
| Gambar 2. 14 Diagram Alir Neraca Panas Centrifuge | 47 |
| Gambar 2. 15 Diagram Alir Neraca Panas Air Heater | 48 |
| Gambar 2. 16 Diagram Alir Neraca Panas Rotary Dryer | 49 |
| Gambar 2. 17 Diagram Alir Neraca Panas Cyclone..... | 50 |
| Gambar 2. 18 Diagram Alir Neraca Panas Mother Liquor Tank..... | 51 |
| Gambar 2. 19 Tata Letak Pabrik Amonium Sulfat | 53 |
| Gambar 2. 20 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Amonium Sulfat..... | 55 |
| Gambar 3. 1. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat..... | 57 |
| Gambar 3. 2. Pompa Asam Sulfat | 58 |
| Gambar 3. 3. Reaktor | 59 |
| Gambar 3. 4. Centrifuge | 60 |
| Gambar 3. 5 Rotary Dryer..... | 61 |

| | |
|---|-----|
| Gambar 3. 6. Cyclone..... | 62 |
| Gambar 4. 1. Proses Pengolahan Demin Water..... | 66 |
| Gambar 4. 2. Proses Pengolahan Cooling Water..... | 69 |
| Gambar 4. 3. Mekanisme Cooling Tower | 70 |
| Gambar 4. 4. Proses Pengolahan Air Sanitasi | 72 |
| Gambar 4. 5 Proses Udara Tekan | 80 |
| Gambar 4. 6. Proses Pengolahan Limbah Sanitasi | 89 |
| Gambar 4. 7. Proses Pengolahan Limbah Minyak Peralatan | 91 |
| Gambar 4. 8. Pengolahan Limbah Laboratorium..... | 92 |
| Gambar 7. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index | 135 |
| Gambar 7. 2 Grafik Analisis Kelayakan Ekonomi Pabrik Ammonium Sulfat..... | 146 |

BAB I

PENDAHULUAN

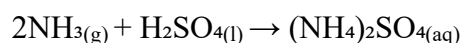
1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan jumlah penduduk yang besar dan terus mengalami pertumbuhan setiap tahunnya. Peningkatan jumlah penduduk ini secara langsung berdampak pada meningkatnya kebutuhan pangan nasional. Dalam hal ini, sektor pertanian memegang peranan penting sebagai penyedia utama kebutuhan pangan masyarakat. Oleh karena itu, peningkatan produktivitas sektor pertanian menjadi suatu hal yang sangat krusial untuk mendukung ketahanan pangan nasional.

Salah satu faktor utama dalam meningkatkan produktivitas pertanian adalah ketersediaan pupuk yang memadai, baik dari segi jumlah maupun kualitas. Pupuk berfungsi untuk menyediakan unsur hara yang dibutuhkan tanaman guna menunjang pertumbuhan dan hasil panen. Salah satu jenis pupuk yang banyak digunakan adalah amonium sulfat ((NH₄)₂SO₄) atau yang dikenal dengan pupuk ZA (*Zwavelzure Ammonium*). Pupuk ini mengandung dua unsur hara penting, yaitu nitrogen (N) dan sulfur (S), yang sangat dibutuhkan oleh tanaman, terutama pada lahan dengan kandungan sulfur rendah.

Amonium sulfat memiliki peran penting dalam meningkatkan kualitas dan kuantitas hasil pertanian. Unsur nitrogen berfungsi untuk merangsang pertumbuhan vegetatif tanaman, seperti daun dan batang, sedangkan unsur sulfur berperan dalam pembentukan protein, enzim, serta meningkatkan efisiensi fotosintesis. Selain itu, amonium sulfat juga banyak dimanfaatkan dalam berbagai industri, seperti pengolahan air, fermentasi, serta bahan tambahan dalam industri makanan dan farmasi.

Produksi amonium sulfat dapat dilakukan melalui beberapa metode, salah satunya adalah proses netralisasi antara ammonia (NH₃) dan asam sulfat (H₂SO₄). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Proses netralisasi ini merupakan metode yang paling umum digunakan karena memiliki beberapa keunggulan, antara lain proses yang relatif sederhana, tidak memerlukan katalis, serta

menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi. Selain itu, bahan baku yang digunakan, yaitu ammonia dan asam sulfat, tersedia dalam jumlah yang cukup di Indonesia sehingga mendukung keberlangsungan proses produksi secara kontinyu.

Kebutuhan amonium sulfat di Indonesia terus mengalami peningkatan seiring dengan berkembangnya sektor pertanian dan industri. Namun, kapasitas produksi dalam negeri saat ini masih terbatas sehingga belum mampu sepenuhnya memenuhi kebutuhan tersebut. Hal ini menyebabkan Indonesia masih bergantung pada impor amonium sulfat dari luar negeri. Ketergantungan ini tentunya kurang menguntungkan dari segi ekonomi maupun ketahanan industri nasional.

Dengan mempertimbangkan peningkatan kebutuhan amonium sulfat di masa mendatang serta ketersediaan bahan baku di dalam negeri, maka pendirian pabrik amonium sulfat menjadi suatu langkah strategis. Pabrik yang dirancang dengan kapasitas 800.000 ton/tahun diharapkan dapat berkontribusi signifikan dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, serta meningkatkan nilai tambah sumber daya alam yang tersedia.

Selain itu, pendirian pabrik ini juga memberikan dampak positif lainnya, seperti membuka lapangan kerja baru, mendorong pertumbuhan industri kimia nasional, serta mendukung kebijakan pemerintah dalam pengembangan sektor industri berbasis sumber daya dalam negeri. Dari sisi teknis, proses netralisasi yang digunakan tergolong aman dengan kondisi operasi pada tekanan rendah, meskipun tetap memerlukan penanganan khusus terhadap bahan baku yang bersifat korosif dan berbahaya seperti ammonia dan asam sulfat.

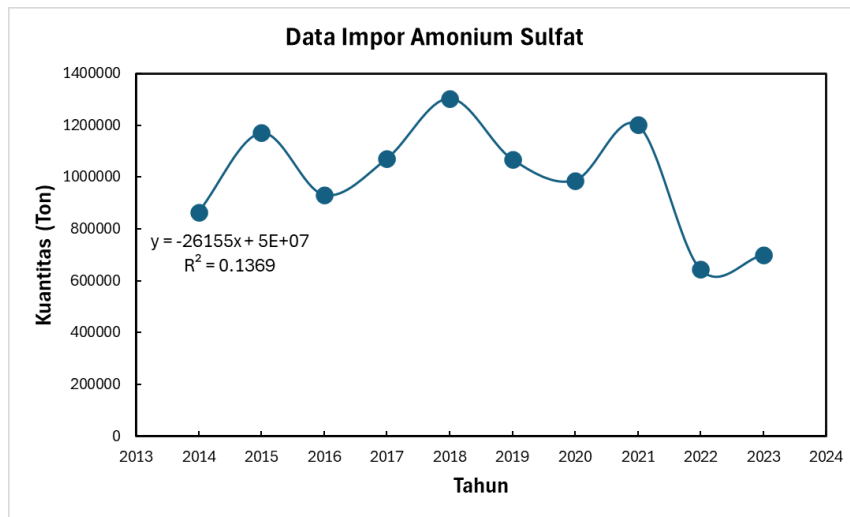
Berdasarkan berbagai pertimbangan tersebut, dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik amonium sulfat dengan kapasitas 800.000 ton/tahun menggunakan proses netralisasi layak untuk dikembangkan sebagai salah satu upaya mendukung ketahanan pangan dan kemandirian industri di Indonesia.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Pasar

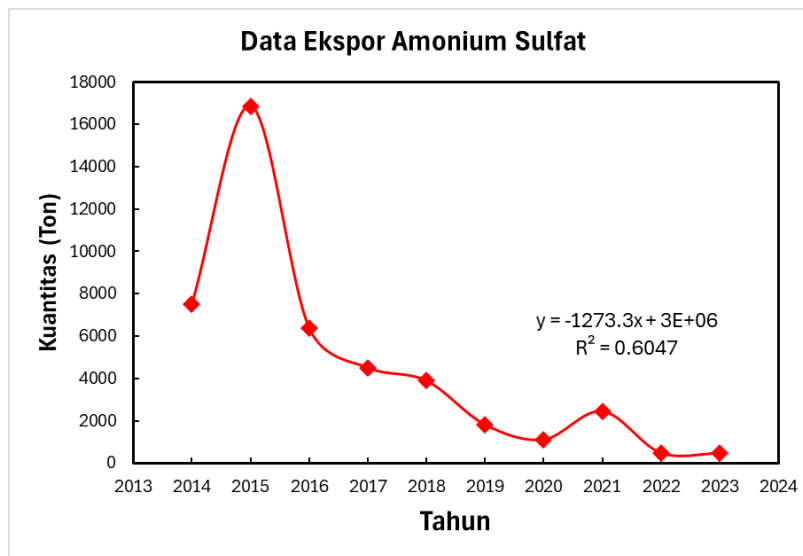
Kebutuhan amonium sulfat diproyeksikan terus meningkat seiring dengan pertumbuhan sektor pertanian di Indonesia. Meskipun demikian, hingga tahun 2025 kapasitas produksi dalam

negeri belum mampu sepenuhnya memenuhi kebutuhan tersebut, sehingga Indonesia masih mengandalkan impor untuk menutup kekurangan pasokan,



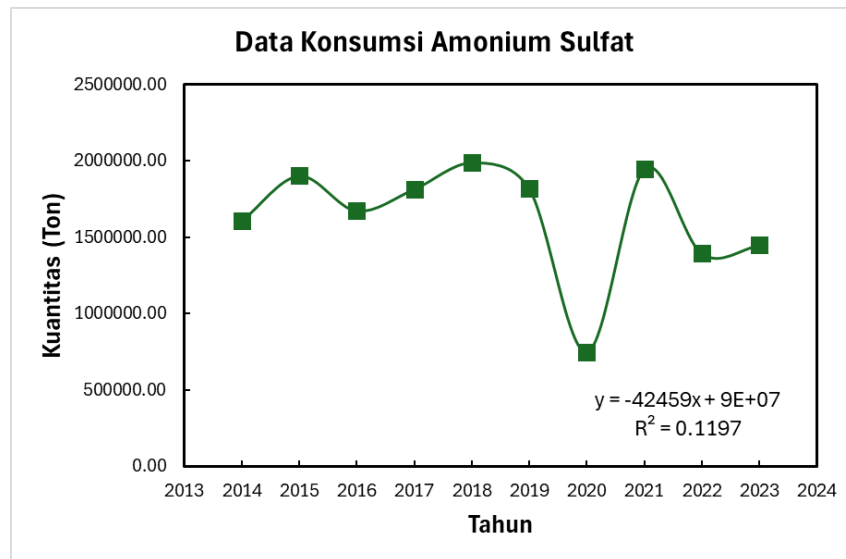
Gambar 1. 1 Data Impor Amonium Sulfat di Indonesia (WITS, 2026)

Berkaitan dengan hal tersebut, analisis terhadap data perdagangan menjadi penting untuk memahami pola pemenuhan kebutuhan nasional. Gambar 1.1 memperlihatkan perkembangan impor amonium sulfat dalam beberapa tahun terakhir yang menunjukkan fluktuasi cukup signifikan.



Gambar 1. 2 Data Ekspor Amonium Sulfat di Indonesia (WITS, 2026)

Sebagai perbandingan, Gambar 1.2 menyajikan tren ekspor amonium sulfat pada periode yang sama, yang secara umum memiliki nilai lebih rendah dibandingkan impor, sehingga menunjukkan bahwa Indonesia lebih berperan sebagai negara pengimpor.



Gambar 1. 3 Data Konsumsi Amonium Sulfat di Indonesia

Untuk memberikan gambaran yang lebih komprehensif mengenai kebutuhan dalam negeri, disajikan Gambar 1.3 tren konsumsi amonium sulfat di Indonesia. Grafik ini memperlihatkan bahwa konsumsi cenderung berada pada nilai yang tinggi dan relatif meningkat dalam jangka panjang, meskipun terdapat fluktuasi pada beberapa tahun tertentu, seperti penurunan pada tahun 2020 yang dipengaruhi oleh kondisi global.

Berdasarkan ketiga grafik tersebut, dapat disimpulkan bahwa pola impor, ekspor, dan konsumsi bersifat fluktuatif dan tidak menunjukkan tren linier yang kuat. Hal ini didukung oleh nilai koefisien determinasi (R^2) yang relatif rendah, sehingga metode interpolasi linier kurang sesuai untuk digunakan dalam prediksi kebutuhan di masa mendatang. Oleh karena itu, dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik amonium sulfat hingga tahun 2030, digunakan metode *discounted* yang dinilai lebih mampu merepresentasikan kondisi pasar yang dinamis.

Untuk memberikan dasar yang lebih kuat bagi analisis tren pada grafik sebelumnya, dilampirkan data numerik impor, ekspor, konsumsi, dan produksi amonium sulfat pada tabel 1.1 dan 1.2 dari tahun 2014 hingga 2023, dilengkapi dengan persentase kenaikannya tiap tahun.

Tabel 1. 1 Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi (WITS & BPS, 2026)

| Tahun | Jumlah (Ton/Tahun) | | | |
|-------|--------------------|---------|-----------|------------|
| | Impor | Ekspor | Produksi | Konsumsi |
| 2014 | 864452 | 7525 | 750000.00 | 1606927.00 |
| 2015 | 1170190 | 16867 | 750000.00 | 1903323.00 |
| 2016 | 930688 | 6378.06 | 750000.00 | 1674309.94 |
| 2017 | 1070492.35 | 4508.00 | 750000.00 | 1815984.35 |
| 2018 | 1303700.00 | 3898.00 | 750000.00 | 1989802.00 |
| 2019 | 1068550.00 | 1820.50 | 750000.00 | 1816729.50 |
| 2020 | 986750.28 | 1114.00 | 750000.00 | 748886.00 |
| 2021 | 1200790.00 | 2452.00 | 750000.00 | 1948338.00 |
| 2022 | 642983.00 | 488.82 | 750000.00 | 1392494.18 |
| 2023 | 698985.00 | 463.77 | 750000.00 | 1448521.23 |

Tabel 1. 2 % prediksi ekspor, impor, produksi, dan konsumsi

| Tahun | % Prediksi | | | |
|------------------|--------------|----------------|--------------|---------------|
| | Impor | Ekspor | Produksi | Konsumsi |
| 2014 | - | - | - | - |
| 2015 | 35.368 | 124.146 | 0.000 | 18.445 |
| 2016 | -20.467 | -62.186 | 0.000 | -12.032 |
| 2017 | 15.022 | -29.320 | 0.000 | 8.462 |
| 2018 | 21.785 | -13.531 | 0.000 | 9.572 |
| 2019 | -18.037 | -53.297 | 0.000 | -8.698 |
| 2020 | -7.655 | -38.808 | 0.000 | -58.778 |
| 2021 | 21.691 | 120.108 | 0.000 | 160.165 |
| 2022 | -46.453 | -80.064 | 0.000 | -28.529 |
| 2023 | 8.710 | -5.125 | 0.000 | 4.024 |
| Total % P | 9.963 | -38.078 | 0.000 | 92.629 |
| i | 1.107 | -4.231 | 0.000 | 10.292 |

Dengan menggunakan data yang telah diperoleh, proyeksi kebutuhan impor ekspor, produksi, dan konsumsi kebutuhan amonium sulfat di Indonesia dapat dihitung. Menurut Timmerhaus (1981), perhitungan proyeksi kebutuhan dari tahun 2024 sampai tahun 2030 dapat diperkirakan melalui perhitungan Metode *Compound Interest* (Bunga Majemuk) atau sering disebut sebagai proyeksi pertumbuhan/estimasi kebutuhan masa depan. sebagai berikut:

$$m = P(1 + i)^n$$

Dimana:

- P = nilai impor atau ekspor pada tahun terakhir (ton/tahun)
- m = jumlah impor atau ekspor pada tahun-tahun mendatang (ton/tahun)
- i = nilai rata-rata laju pertumbuhan impor atau ekspor per tahun (%)
- n = selisih tahun antara tahun proyeksi dengan tahun dasar (Tahun 2023-2030)

Dengan menggunakan rumus tersebut, nilai proyeksi untuk masing-masing variabel kemudian dihitung berdasarkan rata-rata laju pertumbuhan tahunannya. Hasil perhitungan ini memberikan gambaran awal mengenai kecenderungan perubahan kebutuhan sodium sulfat di Indonesia pada periode mendatang, sehingga dapat dijadikan dasar untuk analisis lanjutan. Berdasarkan pola data historis tersebut, selanjutnya dilakukan proyeksi kebutuhan pasar untuk beberapa tahun mendatang. Melalui metode *discounted*, dapat dihitung estimasi impor, ekspor, konsumsi, serta produksi amonium sulfat hingga tahun 2030. Proyeksi ini bertujuan untuk memberikan gambaran kebutuhan kapasitas produksi nasional pada masa depan.

1.2.2 Penetapan Kapasitas Produksi

Berdasarkan rumus Metode *Compound Interest* (Bunga Majemuk) atau sering disebut sebagai proyeksi pertumbuhan/estimasi kebutuhan masa depan. tersebut, dilakukan perhitungan prediksi kebutuhan impor dan ekspor amonium sulfat di Indonesia untuk periode tahun 2024 hingga tahun 2030. Hasil perhitungan prediksi tersebut dapat dilihat sebagai berikut:

- Perkiraan impor pada Tahun 2030

$$m_1 = P(1 + i)^{2030-2025}$$

$$m_1 = 754.986,876 \text{ ton/tahun}$$
- Perkiraan produksi dalam negeri pada Tahun 2030

$$m_2 = P(1 + i)^{2030-2025}$$

$$m_2 = 750.000 \text{ ton/tahun}$$

- Perkiraan ekspor pada Tahun 2030
 $m_4 = P(1 + i)^{2030-2025}$
 $m_4 = 342.671 \text{ ton/tahun}$
- Perkiraan konsumsi dalam negeri pada Tahun 2030
 $m_5 = P(1 + i)^{2030-2025}$
 $m_5 = 2.875.643,978 \text{ ton/tahun}$

Perhitungan kapasitas produksi amoni sulfat dilakukan dengan menggunakan metode *discounted* berdasarkan hubungan neraca antara kebutuhan dan ketersediaan produk pada saat pabrik didirikan. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut:

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

Dimana:

- m_1 = nilai impor pada saat pabrik didirikan (ton/tahun)
- m_2 = kapasitas produksi yang telah beroperasi (pabrik lama) (ton/tahun)
- m_3 = kapasitas produksi yang akan didirikan (ton/tahun)
- m_4 = prediksi nilai ekspor pada saat pabrik didirikan (ton/tahun)
- m_5 = prediksi kebutuhan dalam negeri pada saat pabrik didirikan (ton/tahun)

Berdasarkan persamaan tersebut, dilakukan perhitungan kapasitas produksi sodium sulfat pada Tahun 2030 dapat dilihat sebagai berikut:

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2)$$

$$m_3 = 1.371.004,733 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas = Peluang kapasitas x 0,6 (karena sudah ada pabrik di Indonesia)

$$\text{Kapasitas} = 822.602,863 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas} \approx 800.000 \text{ ton/tahun}$$

Dari perhitungan yang telah dilakukan, pabrik direncanakan akan beroperasi dan didirikan pada Tahun 2030 dengan kapasitas 800.000 ton/tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dalam pembuatan amonium sulfat ((NH₄)₂SO₄) adalah amonia (NH₃) dan asam sulfat (H₂SO₄). Amonia diperoleh dari industri pupuk seperti PT Pupuk Sriwidjaja Palembang, PT Pupuk Kalimantan Timur, dan PT Pupuk Kujang Cikampek. Sementara itu, asam sulfat dipasok oleh PT Petrokimia Gresik, PT Smelting, serta PT Petro Jordan Abadi. Ketersediaan kedua bahan baku ini mendukung keberlangsungan proses produksi. Data kapasitas produksi amonia dan asam sulfat di Indonesia disajikan pada Tabel 1.4 dan 1.5.

Tabel 1. 3 Kapasitas Pabrik Amonia di Indonesia

| Sumber | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|-------------------------------|--------------------------------|
| PT Pupuk Sriwidjaja Palembang | 1.500.000 |
| PT Petrokimia Gresik | 1.105.000 |
| PT Pupuk Kujang Cikampek | 660.000 |
| PT Pupuk Kalimantan Timur | 2.740.000 |
| PT Pupuk Iskandar Muda | 726.000 |

Sumber : Data diolah dari PT Pupuk Sriwidjaja Palembang, PT Petrokimia Gresik, PT Pupuk Kujang, PT Pupuk Kalimantan Timur, dan PT Pupuk Iskandar Muda (diakses tahun 2026).

Tabel 1. 4 Kapasitas Pabrik Asam Sulfat di Indonesia

| Sumber | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|-----------------------|--------------------------------|
| PT Petrokimia Gresik | 1.770.000 |
| PT Smelting | 1.200.000 |
| PT Petro Jordan Abadi | 600.000 |

Sumber : Data diolah dari PT Petrokimia Gresik, PT Smelting, PT Petro Jordan Abadi(diakses tahun 2026).

Berdasarkan Tabel 1.4 dan 1.5, kapasitas produksi amonia di Indonesia sangat besar, dengan kontribusi terbesar berasal dari PT Pupuk Kalimantan Timur yang mencapai 2.740.000 ton/tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pasokan amonia sangat melimpah dan mampu memenuhi kebutuhan bahan baku dalam proses produksi amonium sulfat.

Di sisi lain, kapasitas produksi asam sulfat juga menunjukkan ketersediaan yang sangat memadai. PT Smelting dan PT Petrokimia Gresik masing-masing memiliki kapasitas lebih dari satu juta ton per tahun, yang jauh melebihi kebutuhan bahan baku untuk pabrik amonium sulfat yang direncanakan.

Secara keseluruhan, baik amonia maupun asam sulfat tersedia dalam kapasitas yang sangat mencukupi di Indonesia. Oleh karena itu, ketersediaan bahan baku tidak menjadi faktor pembatas dalam perencanaan pendirian pabrik amonium sulfat dan dapat menjamin keberlangsungan proses produksi secara berkelanjutan.

1.2.4 Kapasitas Pabrik yang Sudah Beroperasi

Selain data impor dan ekspor, pemetaan kapasitas produksi amonium sulfat ((NH₄)₂SO₄) yang telah beroperasi di Indonesia menjadi langkah penting untuk mengetahui besarnya pasokan domestik yang tersedia. Informasi ini diperlukan agar perancangan kapasitas pabrik baru tidak berlebihan (*overdesign*) dan tetap sesuai dengan kebutuhan pasar nasional. Daftar pabrik amonium sulfat yang beroperasi di Indonesia beserta kapasitas produksinya disajikan pada Tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Pabrik Amonium Sulfat di Indonesia (Pupuk Indonesia, 2026)

| Sumber | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|----------------------|--------------------------------|
| PT Petrokimia Gresik | 750.000 |

Sumber : *Company Profile Pupuk Indonesia, 2026*

Berdasarkan Tabel 1.6, kapasitas produksi amonium sulfat di Indonesia saat ini masih didominasi oleh PT Petrokimia Gresik dengan kapasitas sebesar 750.000 ton/tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pasokan domestik masih terbatas pada satu produsen utama, sehingga peluang pendirian pabrik baru masih terbuka untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang terus meningkat.

1.3 Tinjauan Proses

1.3.1 Macam-macam Proses

Produksi amonium sulfat dapat dilakukan melalui beberapa proses yang digunakan dan berkembang di industri kimia. Secara umum, metode pembuatan amonium sulfat adalah sebagai berikut.

1. Proses *Coke-Oven Gas*
2. Reaksi fase gas-cair amonia dan asam sulfat (proses netralisasi)
3. *Coproduct in Organic Syntheses*

4. Reaksi antara Gypsum dengan Ammonium Karbonat (Proses Merseburg)

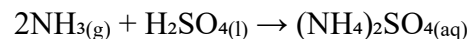
Berikut merupakan uraian dari masing-masing metode pembuatan amonium sulfat

1. *Coke-Oven Gas*

Metode ini memanfaatkan gas hasil samping dari proses pembuatan kokas pada industri baja. Seiring menurunnya produksi kokas, penggunaan metode ini juga semakin terbatas. Pada proses tidak langsung, amonia terlebih dahulu dipisahkan dari gas kokas, kemudian direaksikan dengan asam sulfat untuk menghasilkan amonium sulfat. Namun, pada proses langsung, gas yang belum dimurnikan dapat menyebabkan produk terkontaminasi oleh senyawa seperti tar, sehingga kualitas produk relatif lebih rendah (Ullmann, 1996).

2. Reaksi Fase Gas Cair Amonia dan Asam Sulfat (Proses Netralisasi)

Metode ini merupakan proses yang paling banyak digunakan dalam produksi amonium sulfat secara komersial. Reaksi berlangsung antara amonia dalam fase gas dan asam sulfat dalam fase cair pada tekanan atmosfer. Reaksi bersifat eksotermis dan ditunjukkan sebagai berikut:



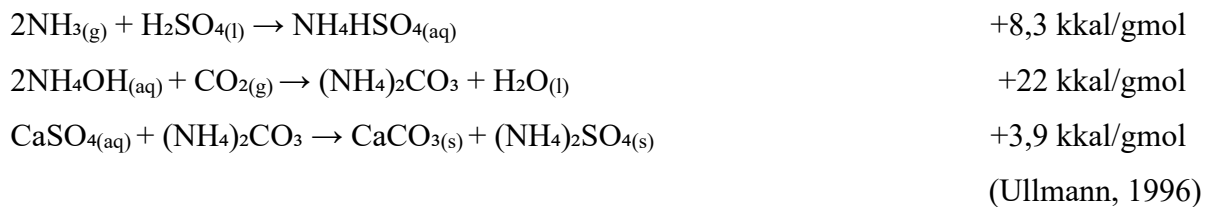
Proses dilakukan di dalam alat yang disebut saturator, yang berfungsi sebagai reaktor sekaligus kristalisator. Panas reaksi yang dihasilkan dapat dimanfaatkan untuk menguapkan sebagian air dalam sistem. Produk kristal yang terbentuk dipisahkan menggunakan *centrifuge*, kemudian dikeringkan dan didinginkan. Larutan induk selanjutnya dikebalikan ke dalam proses. Untuk meningkatkan kualitas kristal, terkadang ditambahkan zat aditif tertentu guna mengontrol pertumbuhan kristal (Ullmann, 1996).

3. *Coproduct in Organic Syntheses*

Amonium sulfat juga dapat diperoleh sebagai produk samping dari berbagai proses industri kimia organik, seperti produksi *caprolactam*, *acrylonitrile*, dan *methyl methacrylate*. Pada proses ini, pembentukan amonium sulfat umumnya berasal dari reaksi netralisasi antara amonia dan asam sulfat yang digunakan dalam tahapan pemurnian atau *recovery*. Produk kemudian dikristalkan melalui proses evaporasi menggunakan *crystallizer* untuk memperoleh bentuk padat (Ullmann, 1996).

4. Reaksi antara Gypsum dengan Amonium Karbonat

Salah satu metode produksi amonium sulfat adalah melalui *Merseburg Process*, yang diterapkan di Inggris, Austria, dan India menggunakan gipsum (kalsium sulfat) sebagai bahan baku utama. Proses ini berlangsung melalui tiga tahap reaksi hingga menghasilkan produk akhir berupa Kalsium Karbonat dan amonium sulfat. Metode ini cocok untuk negara yang memiliki ketersediaan kalsium sulfat melimpah namun kekurangan sumber belerang, dengan produk sampingan yang dapat dimanfaatkan di industri semen maupun pabrik kalsium amonium nitrat. Reaksi yang terjadi adalah:



1.3.2 Seleksi Proses

Berdasarkan tinjauan terhadap beberapa proses produksi amonium sulfat yang telah diuraikan sebelumnya, dilakukan pemilihan proses yang paling sesuai untuk diterapkan dalam perancangan pabrik amonium sulfat. Pemilihan dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai aspek yang terdapat pada Tabel 1.6 sebagai berikut.

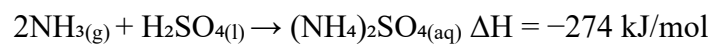
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses *Coke-Oven Gas*, Netralisasi, *Coproduction Organic Synthesis*, dan *Merseburg* (Ullman, 1996)

| Aspek | <i>Coke-Oven Gas</i> | Netralisasi NH ₃ & H ₂ SO ₄ | <i>Coproduction Organic Synthesis</i> | <i>Merseburg Process</i> |
|-------------------------|------------------------------------|--|---|---|
| Bahan baku | Gas kokas (<i>coke-oven gas</i>) | NH ₃ gas + H ₂ SO ₄ cair | <i>Caprolactam</i> , <i>acrylonitrile</i> , dll | Gypsum (CaSO ₄) + (NH ₄) ₂ CO ₃ |
| Ketersediaan bahan baku | Terbatas | Melimpah | Terbatas | Cukup tersedia |
| Kondisi operasi | Tekanan & suhu tinggi | Tekanan atmosfer, suhu rendah | Bergantung proses induk | Tekanan atmosfer |
| Kebutuhan katalis | Tidak | Tidak | Bergantung proses | Tidak |
| Konversi | Rendah | Tinggi (97–98%) | Bergantung proses induk | Sedang |
| Kemurnian produk | Rendah (terkontaminasi tar) | Tinggi | Sedang | Sedang |
| Reaksi samping | Ada | Tidak ada | Ada | Ada |
| Kompleksitas proses | Tinggi | Rendah | Sangat tinggi | Sedang |
| Biaya investasi | Tinggi | Rendah | Sangat tinggi | Sedang |

Berdasarkan perbandingan pada tabel di atas, proses netralisasi antara amonia gas dengan asam sulfat cair dipilih sebagai proses yang akan digunakan dalam perancangan pabrik ini. Proses ini dipilih karena bahan bakunya tersedia melimpah di dalam negeri, reaksinya sederhana tanpa katalis dan tanpa reaksi samping, beroperasi pada tekanan atmosfer sehingga lebih aman dan hemat energi, serta menghasilkan konversi yang tinggi sebesar 97–98% sehingga menguntungkan secara ekonomis.

1.3.3 Uraian Proses Terpilih

Proses yang dipilih adalah proses netralisasi antara amonia (NH_3) fase gas dengan asam sulfat (H_2SO_4) fase cair dengan reaksi sebagai berikut:



Proses ini terdiri dari tiga tahap. Pada tahap pertama, amonia gas dan asam sulfat cair dialirkan ke dalam saturator sebagai bahan baku. Pada tahap kedua, amonia dan asam sulfat bereaksi di dalam saturator pada tekanan atmosfer. Saturator dirancang sehingga proses netralisasi dan pembentukan kristal terjadi dalam satu alat yang sama. Larutan yang belum terkristalisasi dikembalikan ke saturator. Pada tahap ketiga, kristal amonium sulfat yang terbentuk dipisahkan menggunakan *centrifuge*, lalu dikeringkan dan didinginkan hingga menjadi produk akhir dengan konversi sebesar 97–98%.

1.3.4 Kegunaan Produk

Amonium sulfat memiliki beberapa kegunaan utama, antara lain:

a. Pertanian

Amonium sulfat atau lebih dikenal Pupuk ZA banyak digunakan sebagai karena mampu menyuplai dua unsur hara sekaligus, yaitu nitrogen dan belerang. unsur nitrogen berperan dalam membuat tanaman lebih hijau, mempercepat pertumbuhan, serta meningkatkan kandungan protein hasil panen. Sementara itu, unsur Belerang membantu pembentukan klorofil, menambah kandungan protein dan vitamin, memacu pertumbuhan anakan produktif, serta berperan dalam sintesis zat gula pada tanaman.

b. Mikrobiologi

Dalam bidang mikrobiologi, amonium sulfat dimanfaatkan sebagai sumber nitrogen tambahan dalam proses fermentasi, mengingat nitrogen merupakan unsur esensial yang dibutuhkan oleh mikroorganisme untuk tumbuh dan berkembang.

c. Industri

Selain sebagai pupuk, amonium sulfat juga digunakan dalam berbagai sektor industri, di antaranya sebagai bahan aditif pada produk pembersih, agen pengubah warna pada proses pemurnian logam, serta dalam proses penyamakan kulit.

1.4 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi geografis pabrik merupakan faktor penting dalam pendirian pabrik amonium sulfat ((NH₄)₂SO₄) karena berpengaruh terhadap kelancaran operasional, efisiensi produksi, serta distribusi produk. Pemilihan lokasi yang tepat dapat menekan biaya produksi dan transportasi, sehingga mendukung keberlanjutan operasi pabrik. Oleh karena itu, penentuan lokasi perlu mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kedekatan dengan pasar, akses transportasi, serta ketersediaan utilitas.

Dalam penentuan lokasi pabrik amonium sulfat digunakan pendekatan teori lokasi industri menurut Alfred Weber, khususnya konsep *weight loss* (pengurangan berat). Proses produksi amonium sulfat melalui reaksi netralisasi antara amonia (NH₃) dan asam sulfat (H₂SO₄) termasuk kategori pengurangan berat karena melibatkan penggunaan bahan baku dalam jumlah besar untuk menghasilkan produk akhir.

Selain itu, bahan baku amonia dan asam sulfat disimpan dalam bentuk cair pada kondisi cair, sehingga memerlukan penanganan khusus dalam penyimpanan dan distribusinya. Oleh karena itu, lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku akan lebih menguntungkan untuk mempermudah proses pengadaan serta meningkatkan aspek keselamatan.

Ditinjau dari aspek keselamatan, amonia dan asam sulfat bersifat korosif dan berpotensi berbahaya, sehingga lokasi pabrik sebaiknya berada dekat dengan sumber bahan baku untuk meminimalkan risiko selama proses transportasi. Sementara itu, produk amonium sulfat sebagai pupuk relatif lebih aman dan mudah didistribusikan ke wilayah pemasaran seperti sektor pertanian dan perkebunan.

Berdasarkan pertimbangan tersebut, alternatif lokasi yang dipilih adalah Gresik (Jawa Timur) dan Bontang (Kalimantan Timur). Kedua lokasi ini memiliki keunggulan berupa kedekatan dengan sumber bahan baku utama, keberadaan kawasan industri, serta dukungan infrastruktur transportasi yang memadai. Dengan demikian, pemilihan lokasi diharapkan mampu memberikan efisiensi optimal baik dari segi teknis maupun ekonomis dalam pendirian pabrik amonium sulfat.

1.4.1 Parameter Pemilihan Lokasi Pabrik

Menurut Baasel, (1974) halaman 25-34, parameter yang digunakan dalam pemilihan lokasi pabrik amonium sulfat meliputi ketersediaan bahan baku, pemasaran, utilitas, kondisi geografis dan masyarakat, transportasi, tenaga kerja, pengelolaan limbah, karakteristik lokasi, serta peraturan yang berlaku.

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga pengadaannya harus diprioritaskan. Pabrik yang berlokasi dekat dengan sumber bahan baku memiliki beberapa keuntungan, di antaranya menurunkan biaya transportasi dan mempermudah pengadaan bahan baku. Oleh karena itu, dilakukan perbandingan ketersediaan bahan baku di kawasan industri Gresik dan Bontang yang disajikan pada Tabel 1.7 dan Tabel 1.8.

Tabel 1. 7 Daftar Kapasitas Pabrik Amonia di Kawasan Industri Gresik dan Bontang

| Nama Perusahaan | Lokasi | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|----------------------|---------|--------------------------------|
| PT Pupuk Kaltim | Bontang | 1.105.000 |
| PT Petrokimia Gresik | Gresik | 2.740.000 |

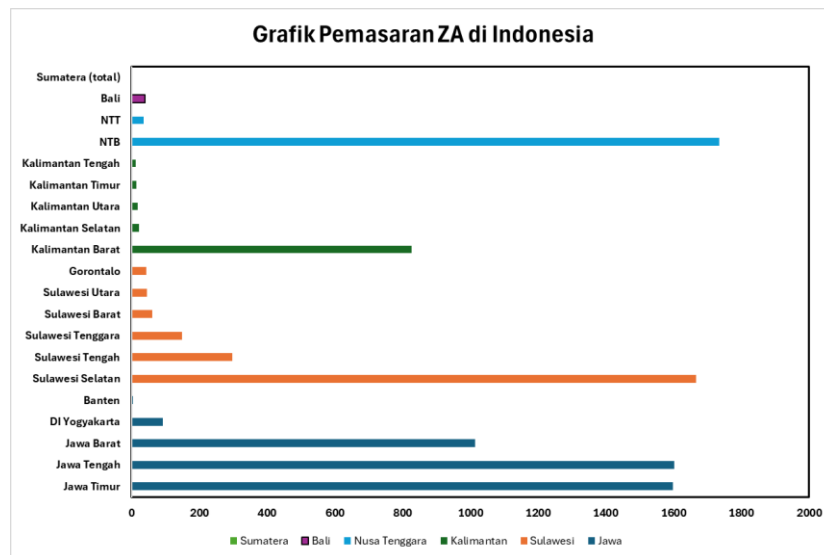
Tabel 1. 8 Daftar Kapasitas Pabrik Amonia di Kawasan Industri Gresik dan Bontang

| Nama Perusahaan | Lokasi | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|----------------------|--------|--------------------------------|
| PT Petrokimia Gresik | Gresik | 1.170.000 |
| PT Smelting | Gresik | 1.200.000 |

Berdasarkan Tabel 1.7 dan Tabel 1.8, ketersediaan amonia terdapat di kedua lokasi, yaitu Bontang dan Gresik, dengan kapasitas terbesar berada di Gresik. Namun, untuk bahan baku asam sulfat hanya tersedia di kawasan Gresik dan tidak diproduksi di Bontang. Hal ini menunjukkan bahwa dari sisi ketersediaan bahan baku secara keseluruhan, Gresik lebih unggul karena memiliki kedua bahan baku utama dalam satu kawasan, sehingga dapat meningkatkan efisiensi pengadaan bahan baku dan operasional pabrik.

2. Pemasaran Produk

Pemasaran produk berkaitan dengan kedekatan lokasi pabrik terhadap konsumen untuk menekan biaya dan waktu distribusi. Berdasarkan data distribusi pupuk ZA (Pupuk Indonesia, 2025) pada gambar, distribusi terbesar terkonsentrasi di Pulau Jawa, khususnya di Jawa Timur (1.599 ton), Jawa Tengah (1.603 ton), dan Jawa Barat (1.015 ton). Hal ini menunjukkan bahwa Pulau Jawa merupakan pusat konsumsi utama pupuk ZA di Indonesia.



Gambar 1. 4 Data Pemasaran ZA di Indonesia

Selain itu, terdapat permintaan yang cukup besar di luar Pulau Jawa, seperti di Nusa Tenggara Barat (1.736 ton) dan Sulawesi Selatan (1.666 ton), yang umumnya didominasi oleh sektor pertanian dan perkebunan. Sementara itu, wilayah Kalimantan menunjukkan permintaan yang lebih terbatas, dengan konsentrasi terbesar di Kalimantan Barat (827 ton). Di sisi lain, berdasarkan data yang tersedia, distribusi pupuk ZA di wilayah Sumatera relatif tidak signifikan.

Gresik memiliki keunggulan karena berada di Pulau Jawa sebagai pusat konsumsi terbesar, sehingga mampu menekan biaya distribusi dan mempercepat penyaluran produk ke pasar utama. Selain itu, Gresik didukung oleh infrastruktur industri dan jaringan distribusi yang telah berkembang dengan baik. Sementara itu, Bontang memiliki keunggulan geografis karena dekat dengan wilayah Kalimantan yang merupakan area perkebunan, serta didukung oleh akses pelabuhan yang memadai untuk distribusi antar pulau. Namun, secara keseluruhan, Gresik lebih unggul dari sisi pemasaran karena lokasinya yang lebih dekat dengan pasar terbesar di Indonesia, yaitu Pulau Jawa, yang menyerap sebagian besar kebutuhan pupuk ZA nasional.

3. Utilitas

Ketersediaan air, listrik, dan bahan bakar harus memadai untuk menunjang proses produksi. Di kawasan Gresik (Jawa Timur), kebutuhan listrik umumnya dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara, dengan dukungan fasilitas utilitas industri di kawasan tersebut. Sementara itu, kebutuhan air industri didukung oleh fasilitas milik PT Petrokimia Gresik yang memanfaatkan sumber air dari Sungai Bengawan Solo dan Sungai Brantas, sehingga ketersediaannya relatif terjamin.

Di kawasan Bontang (Kalimantan Timur), suplai listrik berasal dari Perusahaan Listrik Negara serta didukung oleh utilitas industri seperti PT Kaltim Daya Mandiri yang menyediakan tenaga listrik dan uap (*steam*). Kebutuhan air industri di kawasan ini juga dipasok oleh PT Kaltim Daya Mandiri, sehingga mendukung operasional industri di wilayah tersebut.

4. Keadaan Geografis dan Masyarakat

Lokasi harus memiliki kondisi geografis yang mendukung pembangunan pabrik serta masyarakat yang siap terhadap aktivitas industri. Gresik sebagai kawasan industri memiliki kondisi yang lebih siap dibandingkan Bontang dari sisi kesiapan lingkungan industri.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus didukung oleh sarana transportasi yang memadai untuk menjamin kelancaran distribusi bahan baku dan produk. Di Bontang (Kalimantan Timur), akses transportasi didukung oleh jaringan jalan Trans Kalimantan serta keberadaan Pelabuhan Lok Tuan yang berperan dalam distribusi bahan baku dan produk melalui jalur laut. Fasilitas ini cukup mendukung kegiatan logistik, terutama untuk pengiriman antar pulau.

Sementara itu, kawasan Gresik (Jawa Timur) memiliki keunggulan dari sisi transportasi karena dekat dengan Pelabuhan Tanjung Perak sebagai salah satu pelabuhan utama di Indonesia dengan aktivitas ekspor-impor yang tinggi. Selain itu, Gresik juga didukung oleh jaringan jalan nasional dan akses tol yang memadai sehingga distribusi darat menjadi lebih efisien.

Dengan demikian, meskipun Bontang memiliki fasilitas transportasi yang cukup baik, Gresik lebih unggul dari sisi konektivitas dan kelengkapan infrastruktur transportasi, sehingga lebih mendukung kelancaran distribusi bahan baku maupun produk.

6. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor penting dalam operasional pabrik, baik dari segi jumlah maupun kualitas. Gresik memiliki keunggulan karena dekat dengan Surabaya dan Malang

sebagai pusat pendidikan, sehingga ketersediaan tenaga kerja lebih banyak dan berkualitas. Namun, tingkat upah di Gresik relatif tinggi, yaitu sekitar Rp5.195.401 per bulan (Surat Keputusan Gubernur Jawa Timur Nomor 100.3.3.1/937/013/2025). Sebaliknya, Bontang memiliki ketersediaan tenaga kerja yang cukup meskipun tidak sebanyak di Jawa, tetapi lebih unggul dari sisi biaya dengan UMK Rp4.017.950 per bulan (Surat Keputusan Gubernur Kalimantan Timur Nomor 500.15.14.1/5096/DTKT.Srk-IV/2025). Dengan demikian, Gresik unggul dalam kualitas dan ketersediaan tenaga kerja, sedangkan Bontang lebih kompetitif dari segi biaya.

7. Buangan Pabrik (*Waste Disposal*)

Lokasi harus mempertimbangkan dampak limbah terhadap lingkungan. Kawasan industri seperti Gresik dan Bontang umumnya telah memiliki sistem pengelolaan limbah sehingga dapat meminimalkan dampak pencemaran.

8. Pembuangan Limbah

Harus tersedia sistem pengolahan limbah padat, cair, dan gas sesuai regulasi. Kedua lokasi memiliki fasilitas pengolahan limbah industri, namun kawasan industri Gresik lebih berkembang dalam pengelolaan limbah.

9. *Site* dan Karakteristik Lokasi

Site dan karakteristik lokasi meliputi harga tanah, kondisi lahan, serta fasilitas pendukung yang mempengaruhi biaya investasi dan kelancaran operasional pabrik. Harga tanah di Gresik, khususnya di Kawasan Industri Gresik (KIG), relatif tinggi sekitar Rp6.000.000 per m² karena didukung infrastruktur dan fasilitas industri yang lengkap. Sebaliknya, Bontang memiliki harga tanah yang lebih rendah, sekitar Rp2.600.000 per m², namun dengan fasilitas dan infrastruktur yang tidak sepadat Gresik. Dengan demikian, Bontang lebih unggul dari sisi biaya lahan, sedangkan Gresik unggul dari segi infrastruktur dan kelengkapan fasilitas.

10. Peraturan Perundang-undangan

Lokasi harus sesuai dengan kebijakan pemerintah dan perizinan industri. Kedua lokasi berada di kawasan industri sehingga telah memenuhi regulasi, namun Gresik lebih matang dalam aspek perizinan dan pengembangan industri.

1.4.2 Matriks *Scoring* Lokasi Pabrik dan Penetapan Lokasi Terpilih

Berdasarkan parameter pada poin 1.4.1 dilakukan analisis kuantitatif menggunakan *metode factor rating* yang mengacu pada (Rafidanta & Lusiani, 2021) dengan skala 1–5. Skor 5

menunjukkan kondisi paling menguntungkan, sedangkan skor 1 menunjukkan kondisi paling tidak menguntungkan. Hasil penilaian disajikan pada Tabel 1.9

Tabel 1. 9 Matriks Pemilihan Lokasi Pabrik Amonium Sulfat

| No | Faktor | Bobot | Skor | | Nilai | |
|-------|--|-------|------|----|-------|------|
| | | | G | B | G | B |
| 1. | Ketersediaan bahan baku | 0,15 | 90 | 70 | 13,5 | 10,5 |
| 2. | Pemasaran | 0,1 | 90 | 80 | 9 | 8 |
| 3. | Utilitas | 0,1 | 85 | 85 | 8,5 | 8,5 |
| 4. | Keadaan geografis & masyarakat | 0,08 | 85 | 80 | 6,8 | 6,4 |
| 5. | Transportasi | 0,12 | 90 | 80 | 10,8 | 9,6 |
| 6. | Tenaga kerja | 0,1 | 85 | 75 | 8,5 | 7,5 |
| 7. | Buangan pabrik (<i>waste disposal</i>) | 0,08 | 85 | 80 | 6,8 | 6,4 |
| 8. | Pembuangan limbah | 0,07 | 85 | 80 | 6 | 5,6 |
| 9. | <i>Site</i> & karakteristik lokasi | 0,1 | 80 | 85 | 8 | 8,5 |
| 10. | Peraturan perundang-undangan | 0,1 | 85 | 85 | 8,5 | 8,5 |
| Total | | 1,00 | | | 86,4 | 79,5 |

Keterangan : G = Gresik, B = Bontang

Berdasarkan hasil analisis *scoring* pada Tabel 1.9, Gresik (Jawa Timur) memiliki skor tertinggi dibandingkan Bontang, sehingga ditetapkan sebagai lokasi terpilih. Oleh karena itu, Gresik dipilih sebagai lokasi pembangunan pabrik amonium sulfat karena dinilai paling memenuhi aspek teknis, ekonomi, dan operasional.



Gambar 1. 5 Lokasi Pabrik (Google Maps, 2026)

Berdasarkan seluruh pertimbangan tersebut, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dinilai sebagai lokasi yang strategis untuk pendirian pabrik amonium sulfat. Lokasi ini memenuhi kriteria pemilihan lokasi industri dan diharapkan mampu menunjang efisiensi proses produksi serta distribusi produk secara optimal. Denah atau peta lokasi pabrik di wilayah Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur disajikan pada Gambar 1.3.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku utama dalam pembuatan amonium sulfat adalah amonia (NH_3) dan asam sulfat (H_2SO_4). Spesifikasi bahan baku dan produk yang digunakan dalam proses ini mengacu pada PT Petrokimia Gresik dan SNI 02-1760-2005.

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Amonia

- Rumus molekul : NH_3
- Wujud : Cair ($T = -33^\circ$; $P = 1 \text{ atm}$)
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Khas amonia
- Komposisi
 - Amonia : 99.5%
 - H_2O : 0.5
- Massa jenis : 0.5971 gr/cc

(PT Petrokimia Gresik, 2026, SNI 06-0045-1987)

b. Asam Sulfat

- Rumus molekul : H_2SO_4
- Wujud : Cair ($T = 30^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$)
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Menyengat
- Komposisi
 - Asam sulfat : 99.5%
 - H_2O : 0.5
- Massa jenis : 1,8261 gr/cc, pada suhu 30°C

(PT Petrokimia Gresik, 2026, SNI 06-0030-1996)

2.1.2 Spesifikasi Produk

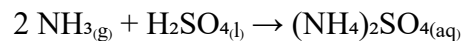
Spesifikasi produk mengacu pada SNI 02-1760-2005 dan Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry* vol. 3, halaman 274.

- Rumus molekul : $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Wujud : Kristal
- Warna : Putih
- Bau : Tidak berbau
- Komposisi
 - Nitrogen : min. 20,8%
 - Belerang : min. 23,8%
 - H_2SO_4 : maks. 0,1
 - H_2O : maks. 1,0
- Massa jenis : 1,769 gr/cc
- Ukuran : 0,5 – 3 mm
- Kemasan : Sak (50 kg)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar, Fase, dan Sifat Reaksi

Proses pembuatan amonium sulfat didasarkan pada reaksi netralisasi yang melibatkan amonia dalam fase gas dengan asam sulfat dalam fase cair di dalam reaktor saturator hingga tercapai tahap kristalisasi. Reaksi pembentukan senyawa amonium sulfat tersebut bersifat eksotermis, yang dapat direpresentasikan melalui persamaan reaksi berikut:



Adapun kondisi operasi yang diterapkan dalam proses tersebut adalah sebagai berikut:

Temperatur (T) = 105°C

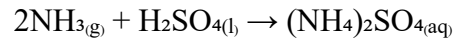
Tekanan (P) = 1 atm

Entalpi reaksi (ΔH) = - 274 kJ/kmol atau 65,64 kkal/kmol

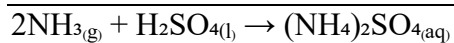
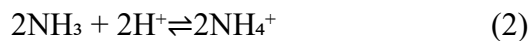
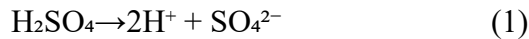
Nilai entalpi reaksi yang bernilai negatif mengindikasikan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis, yakni terjadi pelepasan energi panas ke lingkungan selama proses reaksi berlangsung (Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry* vol. 3, halaman 274, dan Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology* vol.2, halaman 367-368)

2.2.2 Mekanisme Reaksi

Produksi amonium sulfat merupakan reaksi netralisasi antara amonia fase gas dan asam sulfat fase cair, yang dapat dituliskan sebagai berikut:



Mekanisme reaksi yang terjadi dapat dijabarkan melalui tiga tahapan berikut:



(Vogel Hal. 61-66, 1979)

Mekanisme reaksi tersebut berlandaskan pada teori asam-basa *Bronsted-Lowry*, di mana asam berperan sebagai donor proton dan basa berperan sebagai akseptor proton. Dalam hal ini, asam sulfat (H_2SO_4) mengalami disosiasi menghasilkan dua ion proton (H^+) dan satu ion basa konjugat (SO_4^{2-}). Ion proton yang terbentuk selanjutnya bereaksi dengan basa berupa ammonia (NH_3) membentuk asam konjugat NH_4^+ , yang kemudian bereaksi dengan ion basa konjugat SO_4^{2-} sehingga terbentuk produk akhir berupa amonium sulfat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.

Reaksi berlangsung di dalam reaktor pada rentang temperatur 105–106°C dan tekanan 1 atm. Pemilihan kondisi operasi tersebut didasarkan pada pertimbangan bahwa temperatur yang terlalu tinggi dapat mengakibatkan dekomposisi amonium sulfat menjadi ammonium bisulfat, sedangkan pemanasan hingga 300°C akan menyebabkan dekomposisi lebih lanjut membentuk SO_2 , SO_3 , H_2O , dan N_2 . Sebaliknya, temperatur yang terlalu rendah akan menurunkan konversi reaksi secara signifikan.

Reaksi netralisasi pembentukan Amonium Sulfat amonium sulfat ini tergolong reaksi eksotermis, sehingga peningkatan temperatur akan meningkatkan konversi sekaligus mempercepat laju reaksi. Umpan reaktor berupa amonia fase gas dan asam sulfat fase cair dimasukkan ke dalam reaktor dengan perbandingan mol 2:1, sesuai dengan stoikiometri reaksi. Konversi reaksi yang dicapai sebesar 98%, sehingga terdapat sisa reaktan yang tidak terkonversi dan dikembalikan (*recycle*) ke dalam reaktor.

(Kirk & Othmer, 1998)

2.2.3 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika pada suatu reaksi bertujuan untuk mengetahui sifat dan arah berlangsungnya reaksi. Salah satu cara untuk menentukan apakah suatu reaksi bersifat eksotermis atau endotermis adalah dengan menghitung nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) pada tekanan 1 atm dan temperatur 298,15 K dari masing-masing reaktan dan produk yang terlibat. Pada reaksi pembentukan amonium sulfat melalui proses netralisasi, nilai entalpi pembentukan standar setiap komponen yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_f (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 &= -281,74 \text{ kkal/mol} \\ \Delta H^\circ_f \text{NH}_3 &= -10,96 \text{ kkal/mol} \\ \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4 &= -193,69 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

(Perry Tabel 2-178 halaman buku 188 -190, 1999 dan CRC Handbook of Chemistry and Physics halaman 864)

Berdasarkan data tersebut, entalpi reaksi standar (ΔH°_{f298}) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{f298} &= \Delta H^\circ_f \text{Produk} - \Delta H^\circ_f \text{Reaktan} \\ \Delta H^\circ_{f298} &= -281,74 - [(2 \times -10,96) + (-193,69)] \\ \Delta H^\circ_{f298} &= -66,13 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa nilai ΔH°_{f298} bertanda negatif, yang mengindikasikan bahwa reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat eksotermis, sehingga reaksi ini disertai pelepasan energi panas ke lingkungan.

Sifat reaksi, apakah bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*), dapat dianalisis secara termodinamika menggunakan hubungan antara energi bebas Gibbs dan konstanta kesetimbangan, yaitu:

$$\begin{aligned}\frac{d\left(\frac{\Delta G}{RT}\right)}{dT} &= \frac{-\Delta H^\circ}{RT^2} \\ \Delta G^\circ &= -RT \ln K\end{aligned}$$

(Smith Vannes, 2001 halaman 195-196 & Middle Burg 2024, halaman 41)

Berdasarkan data energi bebas Gibbs standar (*Gibbs Heat of Formation*):

$$\Delta G^\circ_{f298} \text{NH}_3 = -164,8 \text{ kkal/mol}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{f298} \text{H}_2\text{SO}_4 &= -3,903 \text{ kkal/mol} \\ \Delta G^\circ_{f298} (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 &= -215,06 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

(Perry Tabel 2-178 Halaman 188 - 190, 1999)

Maka diperoleh:

$$\Delta G^\circ_{f298} \text{reaksi} = -42,354 \text{ kkal/mol}$$

Sehingga konstanta kesetimbangan pada suhu 298 K adalah:

$$\begin{aligned}K_1 &= e^{\frac{-\Delta G}{RT}} \\ K_1 &= e^{\frac{-42,354}{0,001987094 \times 298,15}} \\ K_1 &= 1,11 \times 10^{31}\end{aligned}$$

Nilai K yang sangat besar ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung sangat ke arah produk, sehingga secara praktis dapat dianggap sebagai reaksi *irreversible*. Selanjutnya, untuk mengetahui pengaruh suhu terhadap kesetimbangan digunakan persamaan Van't Hoff (Perry, Halaman 4-36):

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^\circ}{RT^2}$$

Dalam bentuk terintegrasi dinyatakan sebagai:

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

Dengan menggunakan data entalpi pembentukan:

$$\begin{aligned}\ln \frac{1,11 \times 10^{31}}{K_2} &= -\frac{-42,354}{0,001987094} \left(\frac{1}{378,15} - \frac{1}{298,15} \right) \\ K_2 &= 3,01 \times 10^{24}\end{aligned}$$

Dari persamaan di atas didapatkan harga $K_2 \geq 1$ pada suhu 378°K. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat searah (*irreversible*).

2.2.4 Tinjauan Kinetika

Secara umum, laju berlangsungnya suatu reaksi dipengaruhi oleh konstanta kecepatan reaksi (k), orde reaksi, dan konsentrasi pereaksi. Nilai konstanta kecepatan reaksi pada suhu 105°C dapat diperkirakan menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = 3,02 \times 10^3 e^{-\frac{3980}{RT}} S^{-1} \quad (\text{Venugopal, 1967})$$

k = Konstanta kecepatan reaksi (15,12 s⁻¹)
 R = Konstanta gas (1,987 kal/mol·K)
 T = Temperatur (378,15 K)

Reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat eksotermis, sehingga kenaikan suhu akan meningkatkan nilai konstanta kecepatan reaksi (k). Akibatnya, reaksi berlangsung lebih cepat pada suhu yang lebih tinggi. Namun, suhu operasi tidak boleh terlalu tinggi. Jika suhu mendekati atau melebihi 300°C, amonium sulfat dapat terurai menjadi senyawa lain seperti SO₂, SO₃, H₂O, dan N₂. Oleh karena itu, pemilihan suhu harus diperhatikan agar reaksi tetap optimal tanpa menyebabkan dekomposisi produk (Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology vol.2, halaman 367).

2.3 Langkah Proses

Pembuatan amonium sulfat dengan proses netralisasi menggunakan bahan baku berupa amonia fasa gas dan asam sulfat fasa cair. Adapun tahapan prosesnya terbagi menjadi 6 tahapan utama, yaitu:

2.3.1 Tahap Penyimpanan dan Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku Amonia diperoleh dari PT Petrokimia Gresik dalam bentuk cair. Amonia cair tersebut memiliki kemurnian 99,5% berat disimpan pada kondisi suhu -33°C dan tekanan 1 atm di dalam tangki penyimpanan amonia (T-101). Bahan baku asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik dalam bentuk cair. asam sulfat tersebut memiliki kemurnian 98% disimpan pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm di dalam tangki penyimpanan asam sulfat (T-102).

Tahap penyiapan bahan baku merupakan tahap awal yang bertujuan untuk mengkondisikan seluruh bahan baku agar memenuhi persyaratan kondisi operasi reaktor. Secara umum, tahap ini mencakup dua hal pokok, yaitu:

1. Menaikkan temperatur amonia dari -33°C menjadi 70°C sekaligus mengubah fasenya dari fase cair menjadi fase gas.
2. Memompa dan menaikkan temperatur asam sulfat dari 30°C menjadi 105°C.

Bahan baku amonia cair dipompa dengan *centrifugal pump* dan dinaikkan suhunya dengan *heat exchanger* dari suhu 30°C menjadi suhu 70°C sehingga fasanya berubah dari fasa cair menjadi fasa gas. Selanjutnya gas amonia ini akan dialirkan menuju reaktor melalui sparger untuk masuk ke tahap pembentukan produk. Bahan baku asam sulfat dipompa dengan *centrifugal pump* dan dinaikkan suhunya menggunakan *heat exchanger* sehingga suhu asam sulfat naik dari suhu 30°C menjadi suhu 105°C.

2.3.2 Tahap Reaksi Netralisasi dan Pembentukan Kristal

Tahap ini merupakan inti dari proses produksi, di mana seluruh umpan reaktor direaksikan pada kondisi operasi yang telah ditentukan sehingga dihasilkan produk berupa kristal Amonium Sulfat. Reaksi pembentukan amonium sulfat berlangsung di dalam reaktor saturator (R-01) melalui dua proses yang terjadi secara bersamaan, yaitu netralisasi dan kristalisasi. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi antara asam sulfat sebagai komponen asam dan amonia sebagai komponen basa, yang menghasilkan produk amonium sulfat. Kedua bahan baku tersebut, yakni asam sulfat cair dan gas amonia, diumpankan ke dalam reaktor secara kontinyu.

Pada kondisi operasi normal, saturator telah terisi *mother liquor* berupa larutan jenuh Amonium Sulfat. Uap jenuh NH₃ masuk ke saturator melalui *sparger* yang terletak di tengah saturator dan bermuara di bagian *bottom cone*. Udara pengaduk yang digunakan diambil dari udara luar yang ditekan oleh kompresor AC-01 sebelum dimasukkan ke dalam saturator. Kondisi operasi di dalam saturator dijaga pada temperatur 105°C, tekanan 1 atm, dengan level larutan dipertahankan pada 70%–80% volume saturator melalui pengaturan laju alir umpan.

Asam sulfat cair didistribusikan melalui pipa yang sedikit terendam dalam larutan, dengan tujuan agar H₂SO₄ yang bersifat korosif tidak bersentuhan langsung dengan dinding saturator sehingga dapat meminimalkan risiko korosi. Karena densitas asam sulfat cair lebih kecil dibandingkan *mother liquor*, asam sulfat cenderung berada di permukaan larutan. Sementara itu, uap amonia yang didistribusikan melalui *sparger* di bagian bawah saturator akan naik dalam bentuk gelembung dan bertemu dengan asam sulfat, sehingga terjadilah reaksi netralisasi yang disertai pelepasan panas (eksotermis).

Terbentuknya larutan amonium sulfat akibat reaksi netralisasi tersebut menyebabkan kondisi larutan *mother liquor* yang semula jenuh (*saturated*) berubah menjadi lewat jenuh (*supersaturated*). Kondisi ini didukung oleh panas hasil reaksi yang dimanfaatkan untuk menguapkan kandungan air dalam larutan amonium sulfat pada temperatur 105–106°C. Untuk

mempertahankan temperatur tersebut, dilakukan penyesuaian laju alir *cooling water* pada jaket pendingin reaktor. Larutan yang berada dalam kondisi lewat jenuh selanjutnya akan membentuk kristal yang mengendap di dasar saturator, sehingga diperlukan pengadukan yang memadai untuk mencegah penggumpalan.

Mother liquor hasil sentrifugasi yang ditampung pada tangki *mother liquor* (T-203) dikembalikan (*recycle*) ke dalam reaktor sebagai umpan kristal. Di dalam saturator, *mother liquor* ini didistribusikan melalui bagian dalam dan berfungsi ganda, yaitu untuk dijenuhkan kembali sekaligus menjaga level dan temperatur di dalam saturator. Panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis dimanfaatkan untuk memekatkan larutan amonium sulfat hingga terbentuk kondisi lewat jenuh. Kristal yang terbentuk berukuran 0.5 - 3mm, kristal bersama larutan induknya kemudian keluar dari reaktor melalui bagian bawah pada temperatur 105°C.

Perlu diperhatikan bahwa konsentrasi kristal di dalam saturator tidak boleh melebihi 50% berat, karena apabila batas tersebut terlampaui, dapat terbentuk gumpalan kristal yang berpotensi menyumbat saluran di bagian bawah saturator. Panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis didinginkan menggunakan *cooling water* pada jaket pendingin reaktor untuk mempertahankan kondisi operasi yang optimal. Uap yang terbentuk dan keluar dari saturator selanjutnya dikondensasikan dalam kondensor (CD-01) sebelum dialirkan ke tangki *mother liquor*.

2.3.3 Pemisahan Kristal

Tahap pemisahan kristal bertujuan untuk memisahkan kristal amonium sulfat dari larutan induknya (*mother liquor*) menggunakan alat *centrifuge separator* (CF-301 – CF-303). Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran kristal dan *mother liquor* dengan perbandingan 1:1 dialirkan secara gravitasi menuju *centrifuge*. *Slurry* masuk melalui pipa stasioner yang berfungsi sebagai corong pengumpan. Di dalam *centrifuge*, kristal dipisahkan dari *mother liquor* memanfaatkan gaya sentrifugal yang timbul akibat putaran *basket* berkecepatan tinggi, sehingga *slurry* terlempar ke dinding *basket* yang dilapisi filter untuk menahan kristal.

Lapisan *cake* amonium sulfat yang terbentuk didorong keluar oleh *cake pusher* yang bergerak maju-mundur secara periodik, sehingga kristal bergeser ke arah bibir *basket* dan jatuh ke dalam *casing* menuju corong pengumpul. Kristal basah yang telah terpisah kemudian diangkut menggunakan *belt conveyor* (BC-301) dan *screw conveyor* (SC-301) untuk selanjutnya dikeringkan di dalam *rotary dryer* (RD-401). Filtrat berupa *mother liquor* yang dihasilkan selama

proses pemutaran *basket* dialirkan melalui saluran tersendiri, ditampung di tangki *mother liquor*, dan dikembalikan ke saturator menggunakan pompa.

2.3.4 Pengeringan Produk

Tahap pengeringan bertujuan untuk menurunkan kadar air dalam kristal amonium sulfat hingga tidak lebih dari 0,15% berat. Alat yang digunakan pada tahap ini adalah *rotary dryer* (RD-401).

Kristal basah dari *screw conveyor* dimasukkan ke dalam *rotary dryer* (RD-401) dan dikeringkan menggunakan udara panas secara *co-current*. Udara atmosfer pada temperatur 30°C terlebih dahulu dipanaskan di *steam heater* (AH-301) hingga mencapai temperatur 115°C, kemudian dialirkan ke dalam *rotary dryer* untuk menurunkan kadar air kristal amonium sulfat hingga mencapai 0,15% berat. Setelah proses pengeringan, kristal amonium sulfat keluar pada temperatur sekitar 103,83°C.

Selanjutnya, kristal amonium sulfat dialirkan ke *roller mill* (RM-401) untuk memperkecil dan menyeragamkan ukuran kristal. Produk keluaran *roller mill* kemudian masuk ke *vibrating screen* (VS-401) untuk dilakukan pengayakan sehingga diperoleh kristal amonium sulfat dengan ukuran sesuai spesifikasi, yaitu 30 *mesh*. Kristal yang tidak memenuhi ukuran yang diinginkan akan dikembalikan ke *roller mill* untuk diproses kembali hingga memenuhi spesifikasi produk.

Debu yang dihasilkan selama proses pengeringan di *rotary dryer* ditangkap oleh *cyclone* (CY-401) untuk dipisahkan antara padatan dan udara. Udara yang keluar dari bagian atas *cyclone* adalah udara bersih yang dibuang ke lingkungan. Sedangkan debu-debu halus yang masih mengandung kristal amonium sulfat akan dialirkan ke tangki *mother liquor* (T-201).

2.3.5 Penyimpanan dan Pengemasan Produk

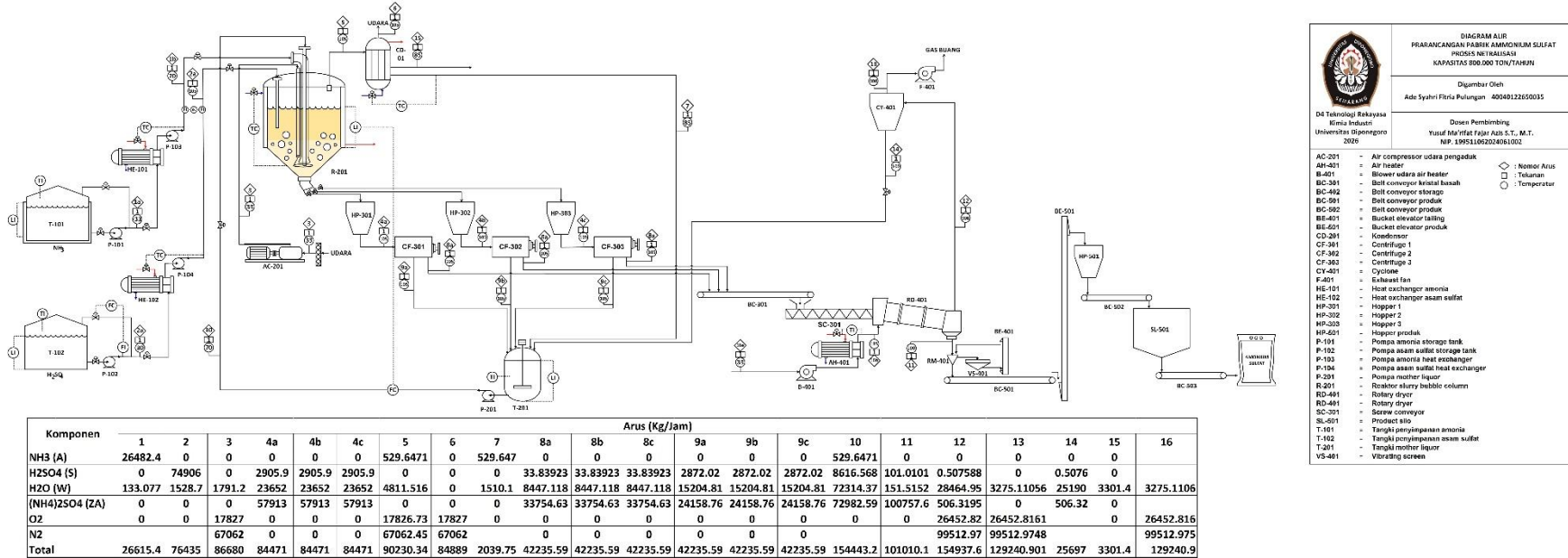
Kristal amonium sulfat yang telah memenuhi spesifikasi produk diangkut dari tahap sebelumnya menggunakan *bucket elevator* (BE-401) menuju *belt conveyor* (BC-02) yang selanjutnya membawa kristal ke *bucket elevator* kedua (BE-502) untuk dinaikkan ke elevasi yang lebih tinggi. Dari BE-02, kristal dialirkan menuju *hopper* (HP-501) yang berfungsi sebagai tempat penampungan sementara sekaligus pengatur laju alir kristal sebelum memasuki tahap pengemasan.

Kristal dari *hopper* (HP-501) kemudian dibawa oleh *belt conveyor* (BC-502) menuju silo (SL-501) sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum proses pengemasan berlangsung. Silo berfungsi untuk menjaga ketersediaan produk secara kontinu selama proses pengemasan berjalan.

Selanjutnya, kristal amonium sulfat dari silo (SL-501) dialirkan melalui bagian bawah silo menuju *belt conveyor* (BC-503) yang mengangkut kristal ke unit pengemasan. Pada unit pengemasan, kristal amonium sulfat diisikan ke dalam kantong kemasan berkapasitas 50 kilogram. Proses pengemasan meliputi pengisian kantong, penjahitan, pemeriksaan, dan pelabelan produk. Produk yang telah dikemas kemudian siap untuk disimpan di gudang dan dipasarkan.

2.4 Diagram Alir (Flowsheet)

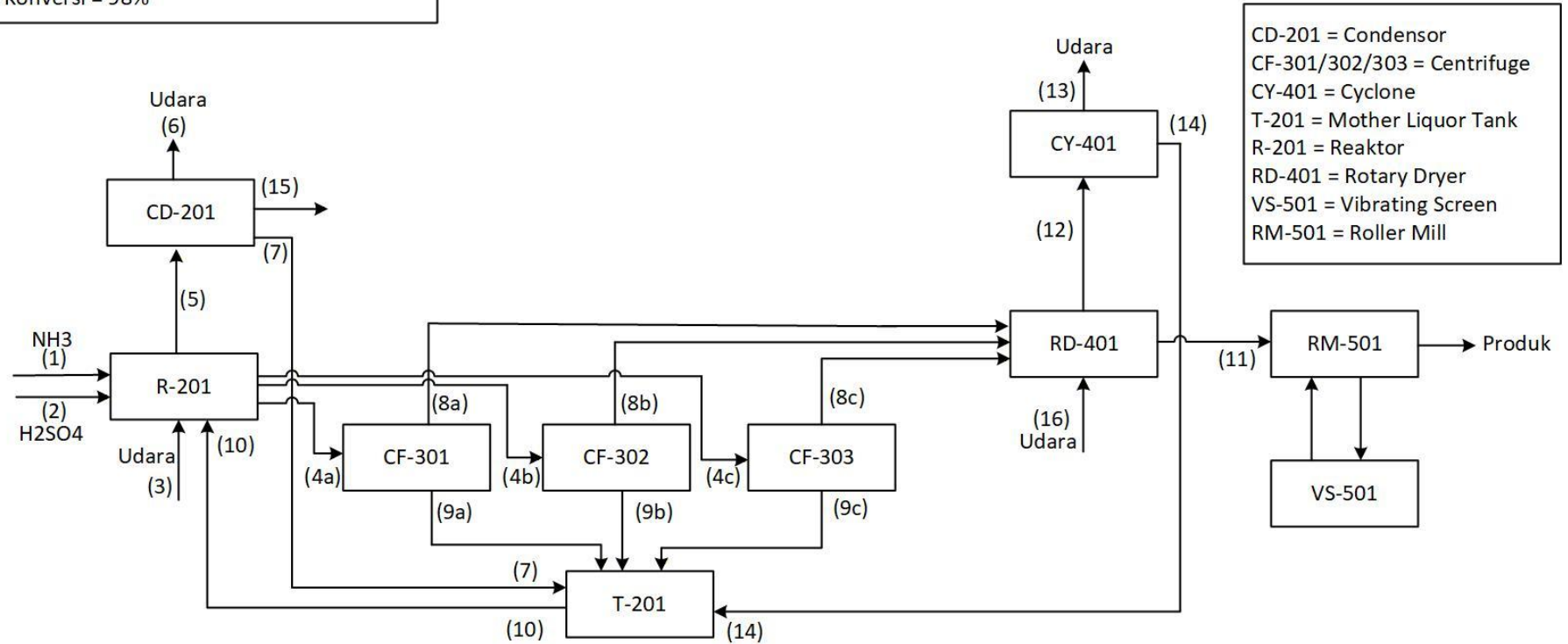
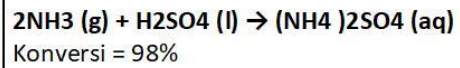
PRARANCANGAN PABRIK AMONIUM SULFAT DENGAN PROSES NETRALISASI KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 1 Process Flow Diagram Pabrik Amonium Sulfat

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa



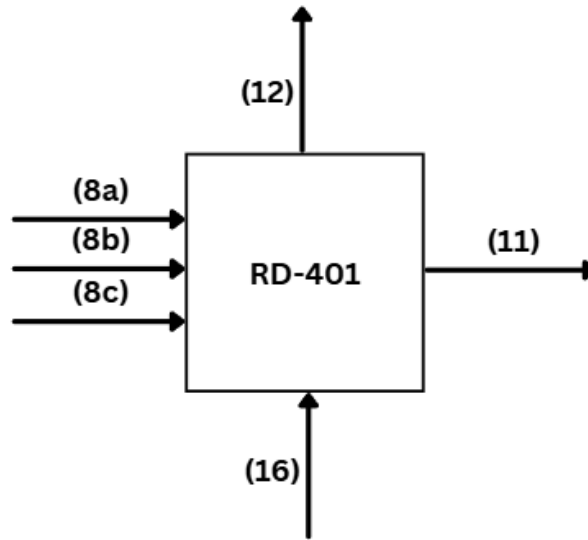
Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan Arus :

1. Amonia dari tangki penyimpanan masuk ke reaktor
2. Asam sulfat dari tangki penyimpanan masuk ke reaktor
3. Udara pengaduk
4. Produk keluaran reaktor masuk ke centrifuge
5. Udara masuk kondensor
6. Udara keluar proses
7. Kondensat masuk ke tangki *mother liquor*
8. Produk masuk *rotary dryer*
9. Filtrat masuk ke *mother liquor*
10. *Mother liquor* masuk ke reaktor
11. Produk keluar *rotary dryer*
12. Produk halus masuk *cyclone*
13. Udara keluar dari *cyclone*
14. Produk halus *cyclone* masuk ke tangki *mother liquor*
15. *Purge stream*
16. Udara pengering masuk ke *rotary dryer*

Berdasarkan diagram alir neraca massa pada Gambar 2.1, perhitungan neraca massa dilakukan untuk setiap unit operasi dengan asumsi proses berlangsung pada kondisi tunak (*steady state*), sehingga tidak terjadi akumulasi massa di dalam sistem. Dengan demikian, jumlah massa yang masuk ke dalam suatu unit sama dengan massa yang keluar dari unit tersebut.

1. Neraca Massa *Rotary Dryer*

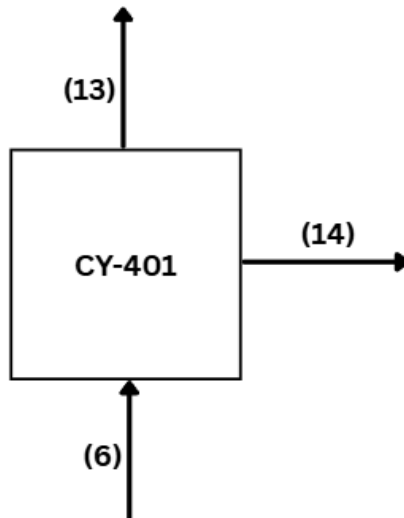


Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa *Rotary Dryer*

Tabel 2. 1 Neraca Massa *Rotary Dryer*

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | Arus Keluar (kg/jam) | | |
|---|---------------------|--------------------|-------------|----------------------|--------------------|------------|
| | 8a | 8b | 8c | 16 | 11 | 12 |
| NH ₃ | 0 | | | 0 | 0 | |
| H ₂ SO ₄ | 33.83922982 | 33.83922982 | 33.83922982 | 0 | 101.010101 | 0.50758845 |
| H ₂ O | 8447.117744 | 8447.117744 | 8447.117744 | 3275.110564 | 151.5151515 | 28464.9486 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 33754.63174 | 33754.63174 | 33754.63174 | 0 | 100757.5758 | 506.319476 |
| O ₂ | | | | 26452.81609 | 0 | 26452.8161 |
| N ₂ | | | | 99512.97482 | | 99512.9748 |
| Total | 42235.58872 | 42235.58872 | 42235.58872 | 129240.9015 | 101010.101 | 154937.567 |
| | | 255947.6676 | | | 255947.6676 | |

2. Neraca Massa Cyclone

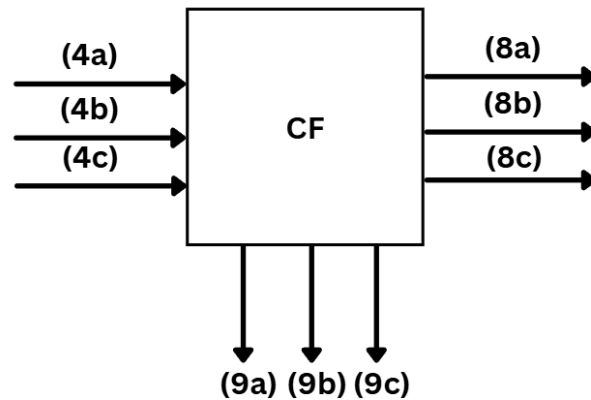


Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Massa Cyclone

Tabel 2. 2 Neraca Massa Cyclone

| Komponen | Arus Masuk (Kg/Jam) | | | Arus Keluar (Kg/Jam) | | |
|---|---------------------|--|--|----------------------|--|--|
| | 12 | | | 13 | | |
| NH ₃ | - | | | | | |
| H ₂ SO ₄ | 0.507588447 | | | 0.507588447 | | |
| H ₂ O | 28464.94864 | | | 3275.110564 | | |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 506.3194762 | | | 506.3194762 | | |
| O ₂ | 26452.81609 | | | 26452.81609 | | |
| N ₂ | 99512.97482 | | | 99512.97482 | | |
| Total | 154937.5666 | | | 154937.5666 | | |

3. Neraca Massa *Centrifuge*



Gambar 2. 5 Diagram Alir Neraca Massa *Centrifuge*

Tabel 2. 3 Neraca Massa *Centrifuge* -301

| Komponen | Arus Masuk (Kg/Jam) | | Arus Keluar (Kg/Jam) | |
|---|---------------------|--------------------|----------------------|--|
| | 4a | 8a | 9a | |
| NH ₃ | - | - | - | |
| H ₂ SO ₄ | 2905.859263 | 33.83922982 | 2872.020033 | |
| H ₂ O | 23651.92968 | 8447.117744 | 15204.81194 | |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 57913.38849 | 33754.63174 | 24158.75675 | |
| O ₂ | - | - | - | |
| N ₂ | - | - | - | |
| Total | 84471.17744 | 42235.58872 | 42235.58872 | |
| | 84471.17744 | 84471.17744 | | |

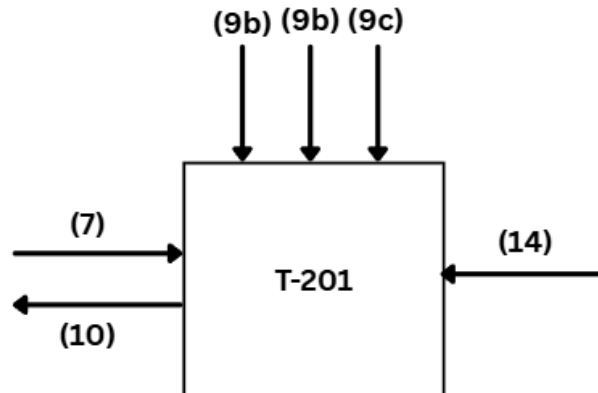
Tabel 2. 4 Neraca Massa *Centrifuge* -302

| Komponen | Arus Masuk (Kg/Jam) | Arus Keluar (Kg/Jam) | |
|---|---------------------|----------------------|-------------|
| | 4b | 8b | 9b |
| NH ₃ | - | - | - |
| H ₂ SO ₄ | 2905.859263 | 33.83922982 | 2872.020033 |
| H ₂ O | 23651.92968 | 8447.117744 | 15204.81194 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 57913.38849 | 33754.63174 | 24158.75675 |
| O ₂ | - | - | - |
| N ₂ | - | - | - |
| Total | 84471.17744 | 42235.58872 | 42235.58872 |
| | 84471.17744 | 84471.17744 | |

Tabel 2. 5 Neraca Massa *Centrifuge* -303

| Komponen | Arus Masuk (Kg/Jam) | Arus Keluar (Kg/Jam) | |
|---|---------------------|----------------------|-------------|
| | 4c | 8c | 9c |
| NH ₃ | - | - | - |
| H ₂ SO ₄ | 2905.859263 | 33.83922982 | 2872.020033 |
| H ₂ O | 23651.92968 | 8447.117744 | 15204.81194 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 57913.38849 | 33754.63174 | 24158.75675 |
| O ₂ | - | - | - |
| N ₂ | - | - | - |
| Total | 84471.17744 | 42235.58872 | 42235.58872 |
| | 84471.17744 | 84471.17744 | |

4. Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

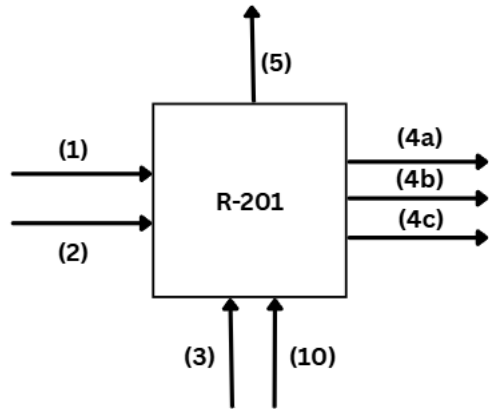


Gambar 2. 6 Diagram Alir Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

Tabel 2. 6 Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | | | Arus Keluar (kg/jam) |
|---|---------------------|-------------|-----------------|-------------|------------|----------------------|
| | 9a | 9b | 9c | 14 | 7 | 10 |
| NH ₃ | - | - | - | - | 529.64712 | 529.64712 |
| H ₂ SO ₄ | 2872.020033 | 2872.020033 | 2872.020033 | 0.507588447 | - | 8616.56769 |
| H ₂ O | 15204.81194 | 15204.81194 | 15204.81194 | 25189.83808 | 1510.1011 | 72314.375 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 24158.75675 | 24158.75675 | 24158.75675 | 506.3194762 | - | 72982.5897 |
| O ₂ | - | - | - | - | - | - |
| N ₂ | - | - | - | - | - | - |
| Total | 42235.58872 | 42235.58872 | 42235.58872 | 25696.66514 | 2039.74822 | 154443.18 |
| | | | 154443.2 | | | 154443.2 |

5. Neraca Massa Reaktor

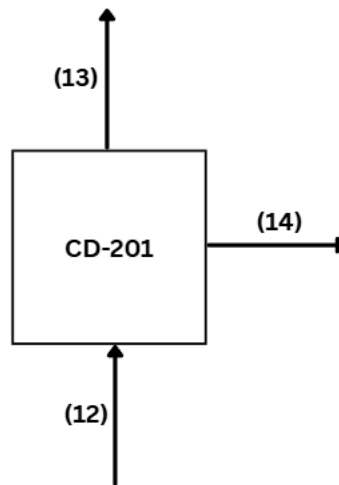


Gambar 2. 7 Diagram Alir Neraca Massa Reaktor

Tabel 2. 7 Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | | Arus Keluar (kg/jam) | | | |
|---|---------------------|--------------------|-------------|-------------|----------------------|--------------------|-------------|------------|
| | 1 | 2 | 3 | 10 | 4a | 4b | 4c | 5 |
| NH ₃ | 26482.35603 | | | | 0 | 0 | 0 | 529.647121 |
| H ₂ SO ₄ | | 74905.87695 | | 8616.567687 | 2905.859263 | 2905.85926 | 2905.859263 | |
| H ₂ O | 133.077166 | 1528.691366 | 1791.161626 | 72314.37499 | 23651.92968 | 23651.9297 | 23651.92968 | 4811.51611 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | | | | 72982.58972 | 57913.38849 | 57913.3885 | 57913.38849 | |
| O ₂ | | | 17826.72709 | | 0 | 0 | | 17826.7271 |
| N ₂ | | | 67062.44952 | | 0 | 0 | | 67062.4495 |
| Total | 26615.43 | 76434.56832 | 86680.33823 | 153913.5324 | 84471.17744 | 84471.1774 | 84471.17744 | 90230.3398 |
| | | 343643.8721 | | | | 343643.8721 | | |

6. Neraca Massa Kondensor

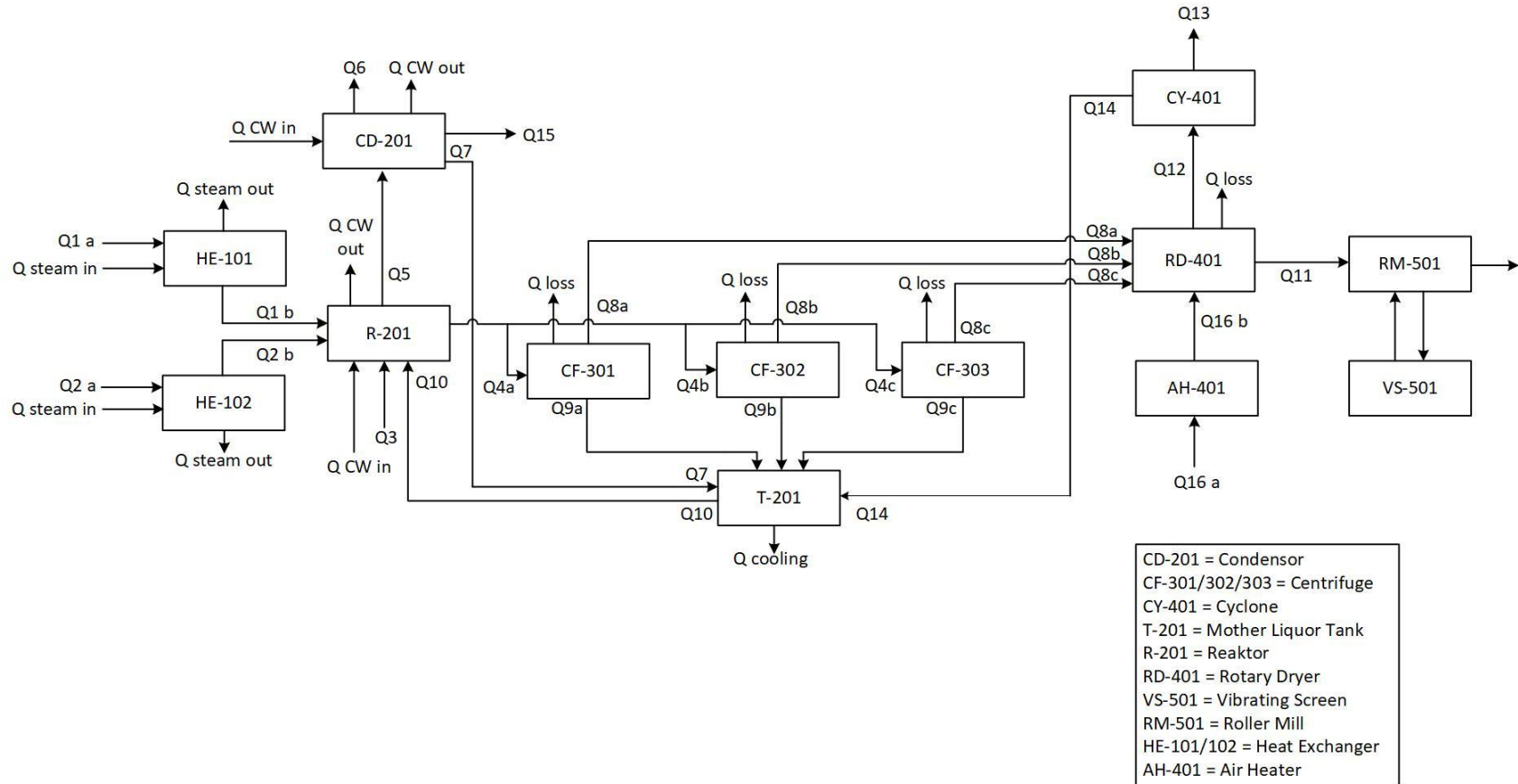


Gambar 2. 8 Diagram Alir Neraca Massa Kondensor

Tabel 2. 8 Neraca Massa Kondensor

| Komponen | Arus Masuk (Kg/Jam) | | Arus Keluar (Kg/Jam) | |
|---|---------------------|-------------|----------------------|-------------|
| | 5 | 6 | 7 | 15 |
| NH ₃ | 529.6471206 | - | 529.6471206 | - |
| H ₂ SO ₄ | - | - | - | - |
| H ₂ O | 41380.51399 | - | 1510.1011 | 3301.415007 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | - | - | - | - |
| O ₂ | 18202.87103 | 17826.72709 | - | - |
| N ₂ | 68477.4672 | 67062.44952 | - | - |
| Total | 128590.4993 | 84889.1766 | 2039.748221 | 3301.415007 |
| | 90230.33983 | | 90230.33983 | |

2.7.1 Neraca Panas



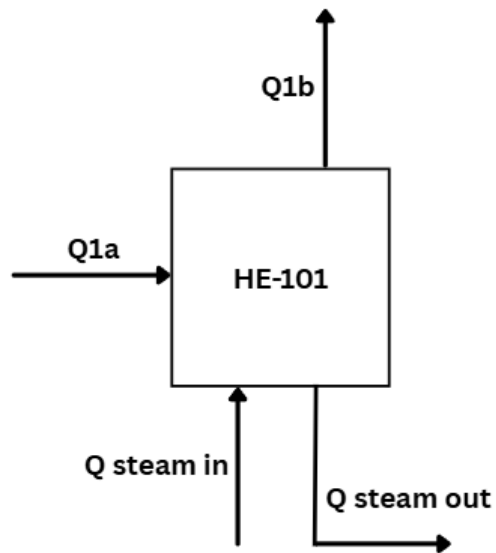
Gambar 2. 9 Diagram Alir Neraca Panas Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan Arus :

- 1a Panas amonia dari tangki penyimpanan masuk ke *heat exchanger*
- 1b Panas amonia dari *heat exchanger* masuk ke reaktor
- 2a Panas asam sulfat dari tangki penyimpanan masuk ke *heat exchanger*
- 2b Panas asam sulfat dari *heat exchanger* masuk ke reaktor
- 3 Panas udara pengaduk
- 4 Panas produk keluaran reaktor masuk ke *centrifuge*
- 5 Panas udara keluar reaktor masuk kondensor
- 6 Panas udara keluar proses
- 7 Panas kondensat masuk ke tangki *mother liquor*
- 8 Panas produk masuk *rotary dryer*
- 9 Panas filtrat masuk ke *mother liquor*
- 10 Panas *mother liquor* masuk ke reaktor
- 11 Panas produk keluar *rotary dryer*
- 12 Panas produk halus masuk *cyclone*
- 13 Panas udara keluar dari *cyclone*
- 14 Panas produk halus *cyclone* masuk ke tangki *mother liquor*
- 15 Panas *purge stream*
- 16a. Panas udara pengering masuk ke *heat exchanger*
- 16b. Panas udara pengering keluar *heat exchanger* masuk ke *rotary dryer*

Berdasarkan diagram alir neraca panas pada Gambar 2.8, perhitungan neraca panas dilakukan pada setiap unit operasi dengan asumsi kondisi tunak (*steady state*), sehingga tidak terjadi akumulasi energi di dalam sistem. Oleh karena itu, total energi yang masuk ke dalam suatu unit operasi akan sama dengan total energi yang keluar, dengan memperhitungkan kontribusi panas dari aliran massa, utilitas (seperti *steam* dan udara), serta efek panas reaksi yang terjadi di dalam sistem.

1. Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia (HE-01)

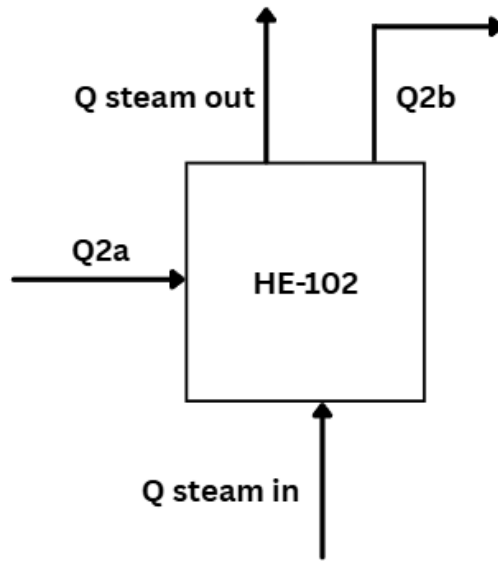


Gambar 2. 10 Diagram Alir Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia

Tabel 2. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q1a | 8547.792318 | Q1b | 614446.048 |
| Q steam in | 721528.2553 | Q steam out | 115629.9996 |
| Total | 730076.0476 | Total | 730076.0476 |

2. Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat (HE-02)

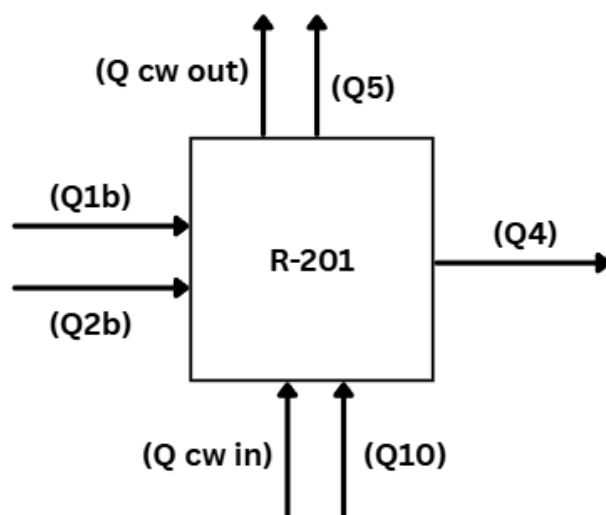


Gambar 2. 11 Diagram Alir Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat

Tabel 2. 10 Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q2a | 135839.9664 | Q2b | 2244506.487 |
| Q steam in | 2511085.75 | Q steam out | 402419.2292 |
| Total | 2646925.716 | Total | 2646925.716 |

3. Neraca Panas Saturator (R-01)

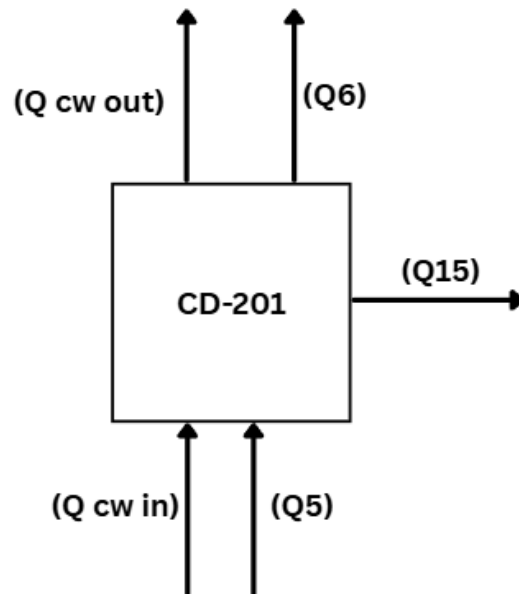


Gambar 2. 12 Diagram Alir Neraca Panas Reaktor

Tabel 2. 11 Neraca Panas Reaktor

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q1b | 101485.483 | Q4 | 11150597.97 |
| Q2b | 2244506.487 | Q5 | 1774094.825 |
| Q3 | 124110.586 | Q reaksi | -9117354.841 |
| Q10 | 4320758.148 | Q cw out | 4478186.812 |
| Q cw in | 1494664.058 | | |
| Total | 8285524.762 | Total | 8285524.762 |

4. Neraca Panas Kondensor (CD-01)

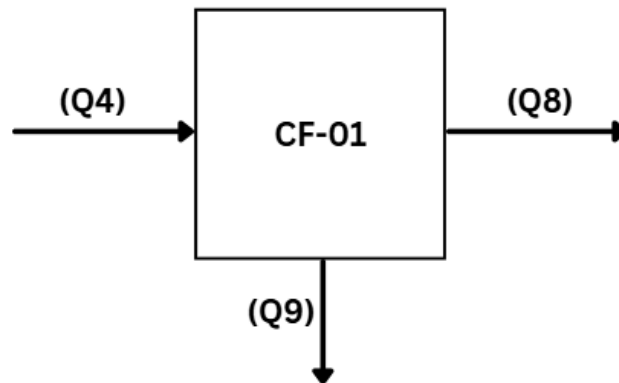


Gambar 2. 13 Diagram Alir Neraca Panas

Tabel 2. 12 Neraca Panas Kondensor

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|----------------|-------------------------|-----------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q5 | 1848658.938 | Q6 | 1650987.952 |
| Q CW <i>in</i> | 16552937.85 | Q7 | -987669.9862 |
| | | Q15 | -31856242.16 |
| | | Q CW <i>out</i> | 49594520.98 |
| Total | 18327030.75 | Total | 18327030.75 |

5. Neraca Panas *Centrifuge* (CF-01, CF-02, CF-03)

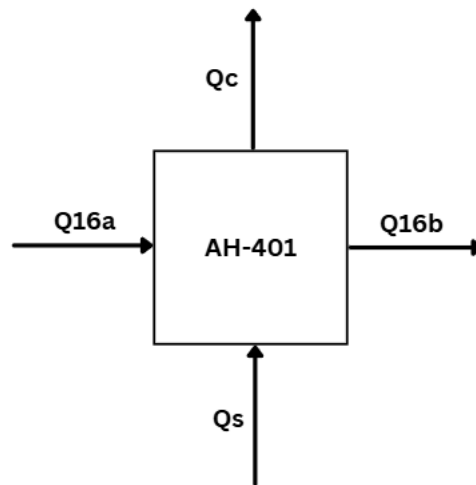


Gambar 2. 14 Diagram Alir Neraca Panas *Centrifuge*

Tabel 2. 13 Neraca Panas *Centrifuge*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q4 | 11146991.54 | Q8 | 5077661.383 |
| | | Q9 | 6069330.157 |
| Total | 11146991.54 | Total | 11146991.54 |

6. Neraca Panas *Air Heater* (HE-03)

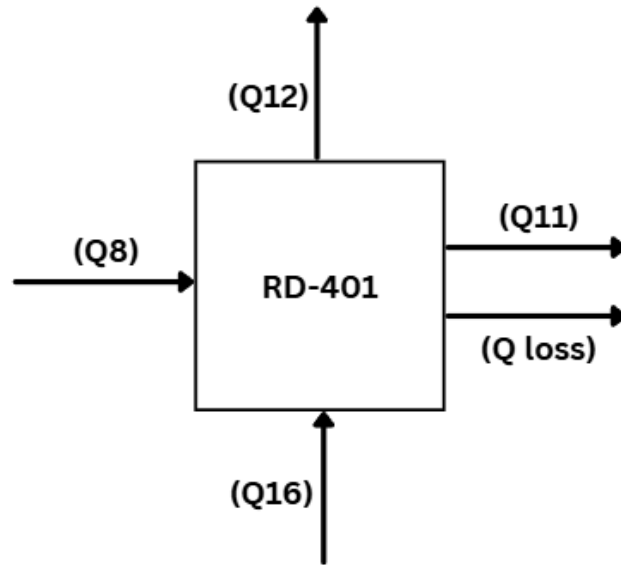


Gambar 2. 15 Diagram Alir Neraca Panas *Air Heater*

Tabel 2. 14 Neraca Panas *Air Heater*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-------------------|-------------------------|--------------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q16a | 4912978.745 | Q16b | 12513733.73 |
| Q <i>steam in</i> | 9874183.848 | Q <i>steam out</i> | 2273428.866 |
| Total | 14787162.59 | Total | 14787162.59 |

7. Neraca Panas *Rotary Dryer* (RD-01)

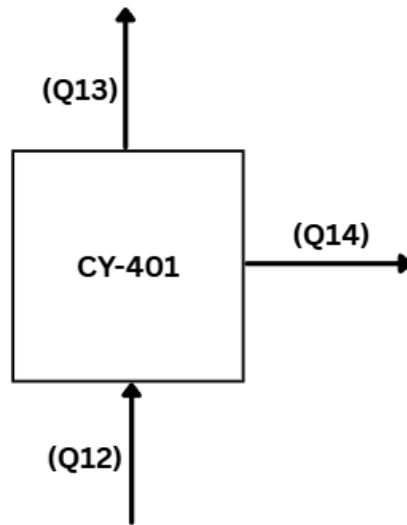


Gambar 2. 16 Diagram Alir Neraca Panas *Rotary Dryer*

Tabel 2. 15 Neraca Panas *Rotary Dryer*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q8 | 5077661.383 | Q11 | 2834177.569 |
| Q16 | 12513733.73 | Q12 | 952215.4958 |
| | | Q12 udara out | 12944156.5 |
| | | Q loss | 860845.545 |
| Total | 17591395.11 | Total | 17591395.11 |

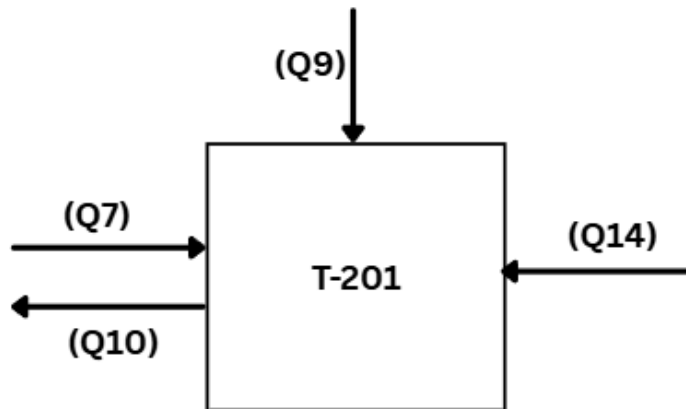
8. Neraca Panas *Cyclone* (CY-01)



Gambar 2. 17 Diagram Alir Neraca Panas *Cyclone*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|-------------------------|---------------|-------------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q12 | 13896371.99 | Q13 | 12944156.5 |
| | | Q14 | 952215.4958 |
| Total | 13896371.99 | Total | 13896371.99 |

9. Neraca Panas *Mother Liquor Tank* (MLT-01)



Gambar 2. 18 Diagram Alir Neraca Panas *Mother Liquor Tank*

Tabel 2. 16 Neraca Panas *Mother Liquor Tank*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|------------------------|---------------|------------------------|
| <i>Arus</i> | <i>Q</i> (Kkal/Jam) | <i>Arus</i> | <i>Q</i> (Kkal/Jam) |
| Q7 | -987669.9862 | Q10 | 4598498.83 |
| Q14 | 952215.4958 | Q cooling | 1435376.837 |
| Q9 | 6069330.157 | | |
| Total | 6033875.667 | Total | 6033875.667 |

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Pabrik merupakan bangunan industri dimana para pekerja mengolah bahan mentah atau bahan baku menjadi produk dengan nilai yang efisien dan efektif. Perencanaan fasilitas pabrik (*manufacturing facilities planning*) terdiri dari perencanaan lokasi tata letak (*plant location*) dan desain pabrik (*plant design*) (Bassel, 1974 halaman 141-152).

Tata letak merupakan tata letak fasilitas yang dapat diartikan bagaimana tata cara membuat sebuah rancangan pabrik yang disertai dengan pengaturan fasilitas yang terencana, dengan demikian akan menghasilkan kegiatan produksi yang aman dan kondusif. Dalam perancangannya, tata letak pabrik harus mempertimbangkan beberapa faktor utama, yaitu:

1. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah merupakan faktor yang sangat penting untuk menentukan kemampuan suatu pabrik menyediakan area tanah. Penggunaan tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia, apabila harga tanah cukup tinggi maka penggunaan lahan harus efisien.

2. Perluasan Pabrik dan Kemungkinan Penambahan Bangunan

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak timbul di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus sudah dipersiapkan untuk tempat perluasan pabrik, penambahan peralatan dan pengolahan produk, maupun penambahan lahan perkebunan untuk menambah kapasitas.

3. Keamanan

Penentuan tata letak pabrik harus memperhatikan masalah keamanan mengenai kemungkinan adanya bahaya kerja seperti ledakan, kebakaran, asap atau gas beracun harus ditanggulangi dengan tepat dan cepat untuk mengurangi dampak yang lebih besar. Oleh karena itu, perlu diperhatikan dalam penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, alat penahan ledakan, alat sensor gas beracun dan penampung air yang cukup. Tangki penyimpanan bahan atau produk yang berbahaya harus diletakkan di area yang khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan. Hal ini dimaksudkan agar dapat dikontrol dengan baik serta dapat memberikan pertolongan dan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

4. Instalasi dan Utilitas

Penempatan, pemasangan dan distribusi yang baik dari udara, steam, listrik dan utilitas lainnya akan membantu mempermudah proses produksi dan peralatannya.

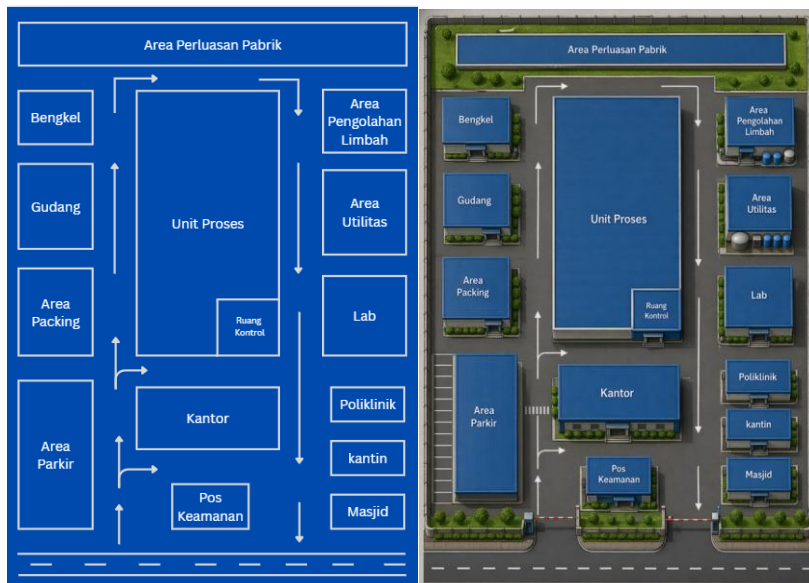
Penempatan peralatan proses sedemikian rupa sehingga petugas dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi.

5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus memperhatikan aspek sosial dan ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik. Untuk itu penambahan fasilitas pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga buangan limbah tersebut tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya.

6. Jarak yang Tersedia dan Jarak yang Dibutuhkan

Alat-alat proses perlu diletakkan pada jarak yang teratur dan aman sesuai dengan karakteristik alat dan bahan sehingga kemungkinan bahaya kecelakaan dapat diminimalisir. Sebagian besar gerakan bahan cairan dan gas di plant menggunakan pipa dan harus memperhatikan regulasi yang tepat dalam desain. Letak alat proses diusahakan tidak terlalu dekat atau terlalu jauh untuk mempermudah pengangkutan dan perbaikan.



Gambar 2. 19 Tata Letak Pabrik Amonium Sulfat

Berdasarkan pertimbangan tersebut, tata letak pabrik amonium sulfat dibagi ke dalam beberapa daerah yang saling terintegrasi sehingga aliran material, utilitas, dan aktivitas pendukung dapat berjalan optimal. Tata letak pabrik ditunjukkan pada Gambar 2.19, dengan pembagian area sebagai berikut:

1. Daerah Administrasi/Perkantoran

Berfungsi sebagai pusat kegiatan manajerial dan pengendalian operasional, ditempatkan di bagian depan dan terpisah dari area proses untuk menjaga keamanan dan kenyamanan kerja.

2. Daerah Fasilitas Umum

Meliputi area parkir, masjid, kantin, poliklinik, dan pos keamanan yang berada di bagian depan dan sisi luar pabrik untuk mendukung kenyamanan pekerja.

3. Daerah Proses

Merupakan inti produksi yang ditempatkan di bagian tengah pabrik. Area ini mencakup unit operasi, penyimpanan bahan baku, serta ruang kontrol untuk menunjang efisiensi dan pengawasan proses.

4. Daerah Laboratorium

Digunakan untuk pengujian bahan baku, produk, dan limbah, dengan lokasi dekat area proses namun tetap aman.

5. Daerah Pemeliharaan

Berfungsi untuk perawatan dan perbaikan peralatan, ditempatkan di sisi pabrik agar mudah diakses.

6. Daerah Penyimpanan Produk

Terdiri dari gudang dan area pengemasan yang berada dekat jalur distribusi untuk memperlancar pengiriman produk.

7. Daerah Utilitas

Menyediakan kebutuhan pendukung seperti air, steam, listrik, dan udara tekan, dengan lokasi dekat area proses untuk efisiensi distribusi.

8. Daerah Pengolahan Limbah

Berfungsi mengolah limbah sebelum dibuang ke lingkungan dan ditempatkan terpisah dari area utama.

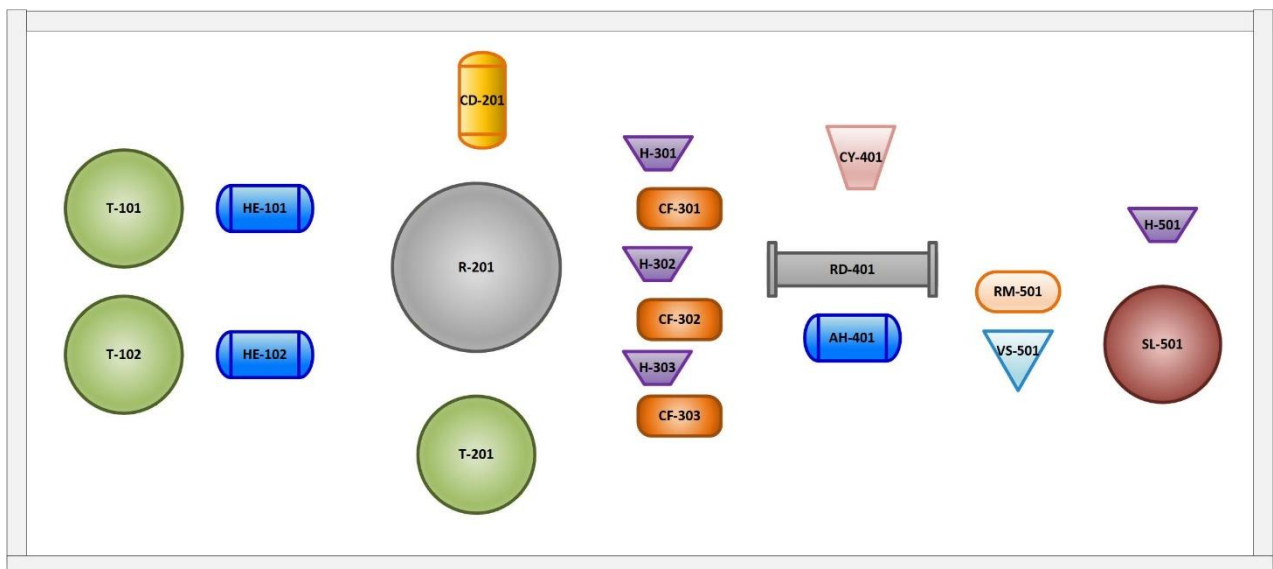
9. Daerah Perluasan Pabrik

Disediakan sebagai area cadangan di bagian belakang untuk pengembangan kapasitas di masa mendatang.

Pengaturan tata letak tidak hanya mencakup pembagian area pabrik, tetapi juga penempatan alat-alat proses di dalam area produksi. Tata letak alat proses disusun berdasarkan urutan proses produksi agar aliran bahan berlangsung secara kontinu dan efisien. Penempatan peralatan mempertimbangkan kemudahan operasi dan pengawasan, aspek keselamatan terutama untuk bahan berbahaya, kemudahan akses untuk pemeliharaan, serta kedekatan dengan sumber utilitas.

Dengan demikian, peralatan proses disusun mengikuti aliran produksi sehingga tidak terjadi perpindahan bahan yang berbelit. Jarak antar peralatan diatur agar aman dan tetap memberikan ruang untuk inspeksi dan perbaikan, serta pada beberapa bagian digunakan susunan vertikal untuk mengoptimalkan penggunaan ruang dan memanfaatkan aliran gravitasi. Keterpaduan antara tata letak pabrik dan tata letak alat proses ini menghasilkan sistem produksi yang efisien, aman, dan mudah dikendalikan.

Susunan peralatan proses tersebut ditunjukkan pada Gambar 2.20, yang menggambarkan penempatan alat secara bertingkat sesuai tahapan proses. Melalui pengaturan ini, aliran material dari tahap awal hingga akhir dapat berlangsung lebih sistematis, sekaligus mendukung efisiensi operasional dan kemudahan



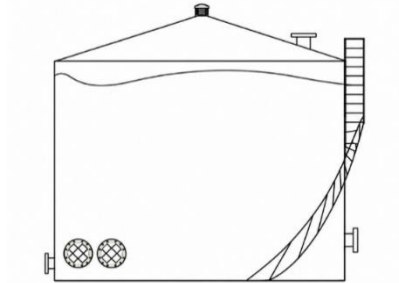
Gambar 2. 20 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan :

1. T-101 : Tangki penyimpanan amonia
2. T-102 : Tangki penyimpanan asam sulfat
3. T-201 : Tangki *mother liquor*
4. R-201 : Saturator
5. H-301,302,303 : *Hopper slurry*
6. H-501 : *Hopper produk*
7. HE-101 : *Heat exchanger amonia*
8. HE-102 : *Heat exchanger asam sulfat*
9. AH-401 : *Air heater*
10. RD-401 : *Rotary dryer*
11. VS-501 : *Vibrating screen*
12. CY-401 : *Cyclone*
13. CD-201 : Kondensor
14. CF-301, 302,3 03 : *Centrifuge*
15. SL-501 : *Silo*

BAB III
SPESIFIKASI ALAT UTAMA

3.1 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

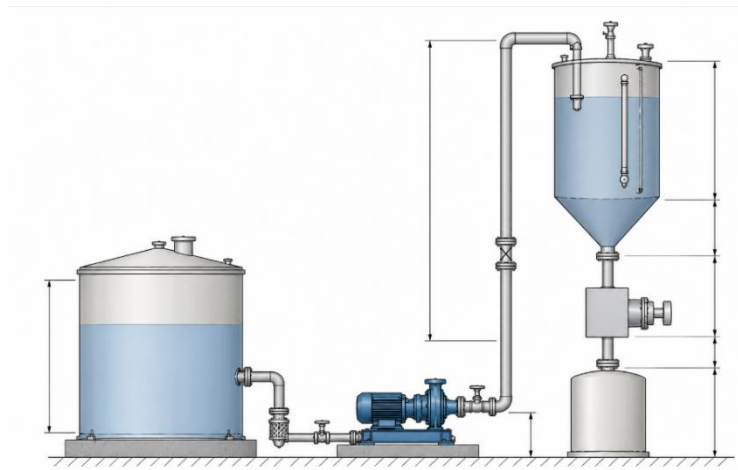


Gambar 3. 1. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

| Spesifikasi | Keterangan |
|-----------------------------------|---|
| Nama | : Tangki penyimpanan asam sulfat |
| Kode | : T-02 |
| Fungsi | : Menyimpan asam sulfat pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C |
| Tipe | : Silinder tegak dengan dasar rata (<i>flat bottom</i>) dan atap berbentuk <i>conical</i> (<i>conical roof</i>) |
| Jumlah tangki | : 2 |
| Bahan konstruksi | : <i>Stainless steel</i> AISI 316 |
| Kapasitas tangki | : 10.346,33 bbl |
| Tinggi <i>shell</i> | : 24 ft |
| Tinggi total tangki | : 27,01 ft |
| Jumlah <i>course</i> | : 3 |
| Lebar <i>plate</i> standar | : 12 ft |
| Diameter pipa pengeluaran | : 8 in |
| Diameter pipa pemasukan | : 10 in |
| Kondisi operasi | : T = 30 C dan P = 1 atm |

3.2 Pompa Asam Sulfat

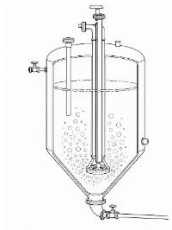


Gambar 3. 2. Pompa Asam Sulfat

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa Asam Sulfat

| Spesifikasi | Keterangan |
|---------------------------|---|
| Nama | : Pompa asam sulfat |
| Kode | P-02 |
| Fungsi | : Mengalirkan asam sulfat cair dari tangki penyimpanan ke saturator |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |
| Kapasitas | : 184,30 gal/menit |
| Diameter pompa | 4,6 in |
| Diameter nominal | : 6 in |
| Outside diameter | 6,625 in |
| Inside diameter | : 5,761 in |
| Sc number | 40ST 40S |
| Flow area | : 26,1 ft ² |
| Total friksi | 0,03 ft.lbf/lbm |
| Head Pompa (-wf) | : 20,165 ft.lbf/lbm |
| Daya pompa | 3,9 HP |
| Tenaga motor pompa | : 4,6 HP |

3.4 Reaktor

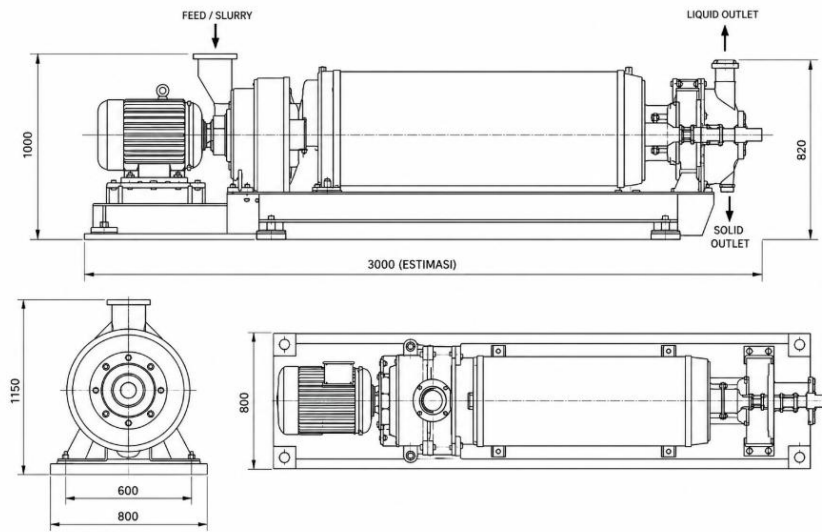


Gambar 3. 3. Reaktor

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------------|---|
| Nama | : Reaktor |
| Kode | : R-01 |
| Fungsi | : Tempat berlangsungnya reaksi netralisasi antara amonia dengan asam sulfat |
| Jenis | : <i>Slurry bubble column</i> |
| Jumlah | : 1 |
| Bahan | : <i>Stainless Steel AISI 316</i> |
| Jumlah | : 1 buah |
| Temperatur operasi | : 105°C |
| Tekanan | : 1 atm |
| <i>Inside</i> diameter reaktor | : 5.09 m |
| Tebal dinding | : 5.168 mm |
| Volume | : 173.503 m ³ |
| | Tinggi reaktor |
| <i>Head</i> | : 2.270 m |
| Silinder | : 18.627 m |
| Kerucut | : 4.13 m |
| Total | : 25.028 m |
| | Sparger |
| Diameter <i>orifice</i> | : 1 mm |
| Jumlah lubang <i>orifice</i> | : 16826 buah |

3.5 Centrifuge

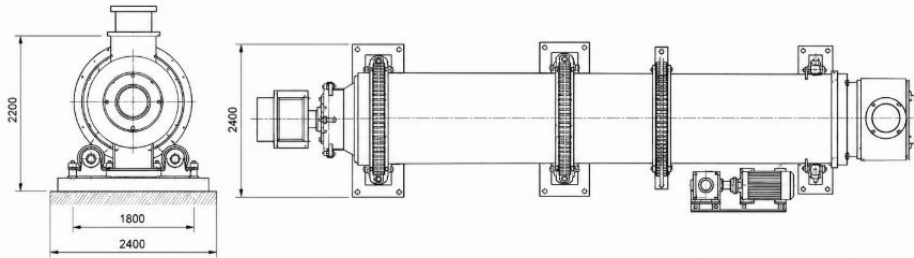


Gambar 3. 4. *Centrifuge*

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Centrifuge*

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------------------|---|
| Nama | : <i>Centrifuge</i> |
| Kode | : CF-01 |
| Fungsi | : Untuk memisahkan amonium sulfat dengan <i>mother liquor</i> |
| Tipe | : <i>Continuous decanter</i> |
| Bahan konstruksi | : <i>Stainless steel</i> tipe 304 grade 3 |
| Kapasitas | : 45.983,5 gal/h |
| Diameter | : 54 in |
| Kecepatan putar | : 1000 rpm |
| Daya | : 250 hp |
| Gaya centrifugal maksimal | : 770 |
| Jumlah | : 3 |

3.6 Rotary Dryer

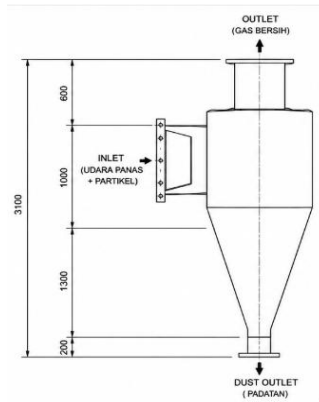


Gambar 3. 5 Rotary Dryer

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Rotary Dryer* (Perry,1997)

| Spesifikasi | | Keterangan |
|-----------------------------------|---|--------------------------------|
| Nama | : | <i>Rotary Dryer</i> |
| Kode | : | RD-01 |
| Fungsi | : | Mengeringkan amonium sulfat |
| Jenis | : | <i>Direct rotary dryer</i> |
| Jumlah | : | 1 |
| Bahan | : | <i>Carbon Steel</i> |
| Diameter | : | 3.9 m |
| Panjang | : | 25.43 m |
| Tekanan | : | 1 atm |
| <i>Overall heat transfer area</i> | : | 128.3316 J/m ³ .s.K |
| Sudut kemiringan | : | 2.29° |
| Jumlah putaran | : | 1.49 rpm |
| <i>Time of passage</i> | : | 90 menit |
| <i>Flight</i> | : | 31 <i>flight</i> |
| <i>Power motor</i> | : | 27.196 hp |

3.7 Cyclone



Gambar 3. 6. Cyclone

Tabel 3. 6 Spesifikasi Cyclone (Coulson et al., 2002)

| Spesifikasi | Keterangan |
|------------------------|--|
| Nama | : Cyclone |
| Kode | : CY-01 |
| Fungsi | : Memisahkan partikel padatan amonium sulfat yang terbawa aliran gas pengering |
| Jenis | : Cyclone high efficiency design |
| Jumlah | : 1 |
| Bahan | : Stainless Steel AISI 316 |
| Diameter cyclone | : 0.5565 m |
| Inlet width | : 0.2782 m |
| Inlet height | : 0.1113 m |
| Vortex finder diameter | : 0.2782 m |
| Vortex finder length | : 0.2782 m |
| Tinggi silinder | : 0.8348 m |
| Tinggi cone | : 1.3914 m |
| Dust outlet | : 0.2087 m |
| Flow rate | : 0.4646 m ³ /s |
| Pressure drop | : 6.3321 mbar |
| Efisiensi | : 93 % |

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES

Unit pendukung proses atau unit utilitas merupakan unit penunjang dari suatu proses utama pabrik, utilitas ini sangat penting dalam pelaksanaan operasi dan proses (Bachtiar&Muwaffaq, 2021). Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik ammonium sulfat adalah:

1. Unit Penyediaan Air

Unit ini berfungsi menyediakan kebutuhan air pabrik dari pengadaan, pengolahan, sampai siap digunakan untuk air proses, air pendingin, air *hydrant*, air umpan boiler, dan air sanitasi.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Unit ini berfungsi menyediakan kebutuhan *steam* sebagai fluida pemanas pada *heat exchanger* dan *air heater*.

3. Unit Penyediaan Udara Tekan

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan yang dipakai dalam peralatan sistem.

4. Unit Penyediaan Listrik

Unit ini berfungsi menyediakan kebutuhan listrik pabrik untuk tenaga penggerak peralatan proses, peralatan utilitas, penerangan, dan peralatan elektronik. Listrik di pabrik ini akan disuplai oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara) dan generator berbahan bakar solar. Apabila suplai listrik dari PLN dan generator utama terjadi gangguan, maka disediakan generator cadangan.

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan boiler dan generator.

6. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini berfungsi mengolah limbah pabrik yang berupa padat, cair, maupun gas.

7. Laboratorium

Laboratorium berfungsi untuk melakukan analisis terhadap bahan baku, produk, serta limbah. Selain itu, laboratorium juga digunakan untuk pengendalian mutu (*quality control*) agar produk yang dihasilkan memenuhi spesifikasi yang ditetapkan.

4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Kebutuhan air bagi suatu industri diperlukan sebagai bahan penunjang kegiatan langsung maupun tidak langsung. Menurut Setiadi (2016), penggunaan air di industri digunakan untuk sistem pembangkit uap (*boiler*), sistem pendingin, sistem pemroses (air proses), sistem pemadam

kebakaran, dan air minum. Air yang dibutuhkan disuplai dari 2 sumber air, yaitu Sungai Brantas (*Water Intake* Gunungsari) dan Sungai Bengawan Solo (*Water Intake* Babat). Sumber air tersebut akan diproses terlebih dahulu karena air yang diperoleh masih tergolong *hard water* yang memerlukan pengolahan lebih lanjut guna memenuhi spesifikasi kualitas air yang dipersyaratkan dalam proses produksi. Adapun spesifikasi dari masing-masing sumber air yaitu:

1. *Water Intake* Gunungsari

- Jenis : *hard water*
- pH : 7,5 – 8,5
- Total *hardness* : 220 ppm sebagai CaCO₃
- Kapasitas : 800 m³/jam

(PT Petrokimia Gresik, 2021)

2. *Water Intake* Babat

- Jenis : *hard water*
- pH : 7,5 – 8,5
- Total *hardness* : 220 ppm sebagai CaCO₃
- Kapasitas : ± 2800 m³/jam

(PT Petrokimia Gresik, 2021)

Persyaratan kualitas air yang dapat digunakan dalam industri berbeda-beda tergantung kepada tujuan penggunaan air tersebut. Air yang berasal dari alam pada umumnya belum memenuhi persyaratan yang diperlukan sehingga harus menjalani proses pengolahan lebih dahulu. Pada pabrik amonium sulfat, terdapat tiga jenis kebutuhan air yang digunakan untuk menunjang operasional pabrik. Setiap jenis air memiliki persyaratan kualitas (baku mutu) yang berada sesuai dengan penggunaannya. Adapun kebutuhan air tersebut beserta standar baku mutu dan proses pengolahannya dijelaskan sebagai berikut.

- **Air Umpan Boiler**

Air umpan boiler memerlukan kualitas yang sesuai dengan standar yang ditetapkan untuk mencegah terjadinya korosi, pembentukan kerak, dan penurunan efisiensi operasi boiler. Berdasarkan tekanan operasi boiler sebesar 690 psig, baku mutu air umpan yang digunakan mengacu pada standar *American Society of Engineers* (ASME) untuk rentang tekanan 601-750 psig. Persyaratan kualitas air umpan boiler tersebut disajikan pada Tabel 4.1

Tabel 4. 1 Spesifikasi Air Umpan Boiler

| Parameter | Satuan | Syarat Baku Mutu |
|-----------------------|-----------------------|------------------|
| <i>Iron</i> | ppm Fe | 0,025 |
| <i>Copper</i> | ppm Cu | 0,020 |
| Total <i>hardness</i> | ppm CaCO ₃ | 0,200 |
| <i>Silica</i> | ppm SiO ₂ | 30 |
| Total alkalinitas | ppm CaCO ₃ | 400 |
| Konduktivitas | $\mu\text{s/cm}$ | 4000 |

Air baku yang akan digunakan sebagai air umpan boiler diolah melalui beberapa tahapan pengolahan untuk menurunkan kandungan padatan tersuspensi, kesadahan, dan mineral terlarut yang berpotensi merusak alat. Tahapan tersebut meliputi proses sedimentasi, klasifikasi, dan demineralisasi sehingga diperoleh air dengan kualitas yang memenuhi baku mutu air umpan boiler.

➤ Sedimentasi

Sedimentasi adalah suatu proses yang bertujuan memisahkan/mengendapkan zat-zat padat atau suspensi non-koloidal dalam air. Pengendapan dapat dilakukan dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Cara yang sederhana adalah dengan membiarkan padatan mengendap dengan sendirinya. Setelah partikel-partikel mengendap, maka air yang jernih dapat dipisahkan dari padatan yang semula tersuspensi di dalamnya.

➤ Klarifikasi

Proses klarifikasi bertujuan untuk menghilangkan padatan tersuspensi, baik yang kasar, halus atau bersifat koloid. Proses ini mencakup koagulasi, flokulasi dan sedimentasi yang masing-masing merupakan langkah-langkah tersendiri dengan persyaratan tertentu yang harus dipenuhi untuk memperoleh hasil yang dikehendaki.

➤ Aerasi

Aerasi adalah proses mekanis pencampuran air dengan udara. Tujuan aerasi adalah sebagai berikut

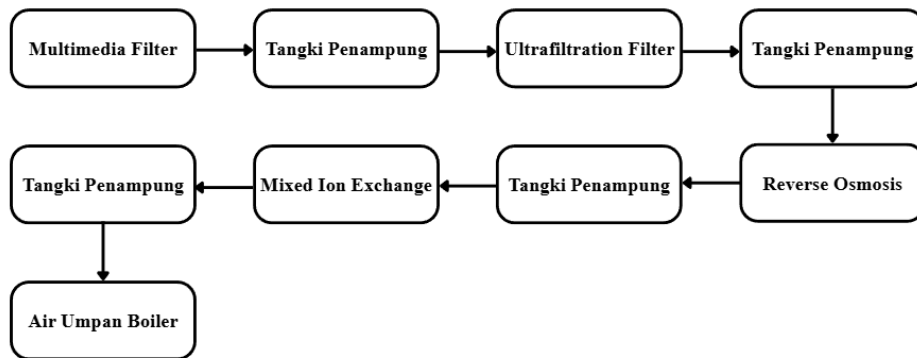
- Membantu dalam pemisahan logam-logam yang tak diinginkan seperti besi (Fe) dan mangan (Mn).

- Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air terutama yang bersifat korosif. Contoh gas seperti ini adalah CO₂ yang dapat menurunkan pH air sehingga membantu proses korosi pada logam.
- Menghilangkan bau, rasa dan warna yang disebabkan oleh mikroorganisme. Penurunan kualitas air tersebut disebabkan oleh bahan organik yang mengalami dekomposisi, sisa-sisa atau bahan-bahan hasil metabolisme mikroba.

➤ *Demineralized Water Unit*

Unit demineralisasi berfungsi untuk mengubah air jernih hasil pengolahan tahap sebelumnya (*raw clarified water*) menjadi air bebas mineral atau air terdemineralisasi (*demineralized water*) yang memiliki kandungan mineral sangat rendah. Air demineralisasi ini selanjutnya digunakan sebagai air umpan untuk *boiler feed water*. Penggunaan air demineralisasi sangat penting karena dapat mencegah pembentukan kerak (*scaling*) pada peralatan produksi.

Proses demineralisasi air secara umum meliputi tahapan *raw clarified water* dari multi media filter dialirkan ke unit ultrafiltrasi, kemudian disaring pada unit *reverse osmosis*. Air hasil *osmosis* balik selanjutnya melewati *deaeration tower* untuk menghilangkan gas terlarut, dan akhirnya dialirkan ke *mixed bed ion exchanger* untuk tahap pertukaran ion final, sehingga menghasilkan air bebas mineral yang siap digunakan.



Gambar 4. 1. Proses Pengolahan *Demin Water*

Proses demineralisasi air dimulai dengan pengumpanan *raw clarified water* ke *multimedia filter* (30-FIL-6401) menggunakan pompa (30-P-9306 A/B). Multimedia filter berbentuk *vessel* dan dilengkapi beberapa lapisan media penyaring yang berfungsi

menghilangkan sebagian besar *organic matter*, *suspended solid*, serta klorin terlarut yang masih terkandung dalam air baku. Air hasil penyaringan kemudian ditampung di *multimedia filter water tank* (30-TK-6411).

Dari *multimedia filter water tank* (30-TK-6411), air dipompa menggunakan *UF feed pump* (30-P-6412 A/B) menuju *ultrafiltration unit* (30-F-6402). Pada unit ini dilakukan penyaringan lanjutan untuk menghilangkan partikel berukuran sangat kecil, termasuk bakteri dan mikroorganisme lainnya yang masih terdapat di dalam air. Air hasil proses ultrafiltrasi selanjutnya ditampung di *UF filtered water tank* (30-TK-6401).

Air dari *UF filtered water tank* (30-TK-6401) kemudian dialirkan menuju *reverse osmosis package* (30-FIL-6404) menggunakan *reverse osmosis feed pump* (30-P-6401 A/B). Pada unit *reverse osmosis*, air dilewatkan melalui membran semipermeabel yang berfungsi mengurangi kandungan ion-ion terlarut, garam mineral, serta zat-zat terlarut lainnya yang masih tersisa setelah proses penyaringan sebelumnya. Air hasil proses ini kemudian dialirkan ke *back wash tank* (30-TK-6410) yang digunakan sebagai sumber air untuk proses *backwash* pada unit filtrasi.

Selanjutnya air diumpankan ke *deaeration tank* (30-B-6401) yang dilengkapi *deaeration blower* (30-C-6401). Pada tahap ini dilakukan penghilangan gas-gas terlarut, terutama oksigen dan karbon dioksida, yang dapat menyebabkan korosi pada peralatan dan jaringan perpipaan *sistem boiler*. Air hasil deaerasi kemudian ditampung di *deaeration water tank* (30-TK-6402).

Dari *deaeration water tank* (30-TK-6402), air dipompa menggunakan *deaeration water pump* (30-P-6404 A/B) menuju *mixed bed ion exchanger* (30-E-6401 A/B). Unit ini berisi campuran resin kation dan resin anion yang berfungsi menghilangkan sisa ion-ion terlarut yang belum tereliminasi pada proses sebelumnya. Melalui proses pertukaran ion, kandungan mineral dan garam terlarut dalam air dapat direduksi hingga mencapai tingkat kemurnian yang sesuai untuk kebutuhan utilitas.

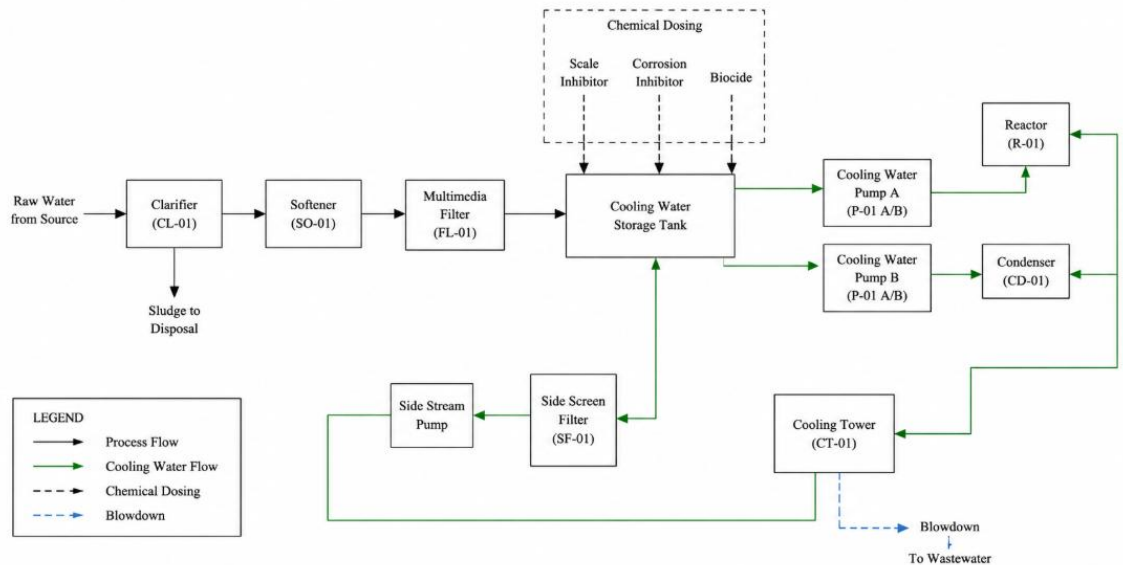
Air hasil pengolahan dari *mixed bed ion exchanger* (30-E-6401 A/B) merupakan air demineralisasi dengan tingkat kemurnian tinggi yang selanjutnya ditampung di dalam *demineralized water tank* (TK-6403 A/B). Air demineralisasi tersebut kemudian digunakan sebagai air umpan boiler maupun kebutuhan utilitas lain yang memerlukan kualitas air dengan kandungan mineral yang sangat rendah.

- **Air Pendingin (*Cooling Water*)**

Berdasarkan standar kualitas air pendingin *Japan Refrigeration and Air Conditioning Industry Association Standard* (JRA-GL02:1994), kualitas *cooling water* harus dikendalikan pada rentang tertentu untuk mencegah terjadinya korosi, pembentukan kerak (*scaling*), dan penurunan efisiensi perpindahan panas pada sistem pendingin. Selain itu, kandungan padatan terlarut dan zat-zat korosif harus dijaga serendah mungkin agar tidak menimbulkan pengendapan maupun kerusakan pada peralatan seperti cooling tower, *heat exchanger*, pompa, dan jaringan perpipaan. Standar baku mutu *cooling water* menurut JRA-GL02:1994 dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Spesifikasi Air Pendingin

| Parameter | Satuan | Syarat Baku Mutu |
|--|--------|------------------|
| pH | | 6,5 – 8,2 |
| Konduktivitas | mS/m | ≤ 80 |
| Ion Klorida, Cl ⁻ | mg/L | ≤ 200 |
| Ion Sulfat, SO ₄ ²⁻ | mg/L | ≤ 200 |
| M-Alkalinity (CaCO ₃) | mg/L | ≤ 100 |
| Total <i>Hardness</i> (CaCO ₃) | mg/L | ≤ 200 |
| <i>Calcium Hardness</i> | mg/L | ≤ 150 |
| Silika Terionisasi, SiO ₂ | mg/L | ≤ 50 |
| Besi, Fe | mg/L | ≤ 1,0 |
| Tembaga, Cu | mg/L | ≤ 0,3 |
| Amonium, NH ₄ ⁺ | mg/L | ≤ 1,0 |
| Klorin Residu | mg/L | ≤ 0,3 |
| Karbon Dioksida Bebas, CO ₂ | mg/L | ≤ 4,0 |



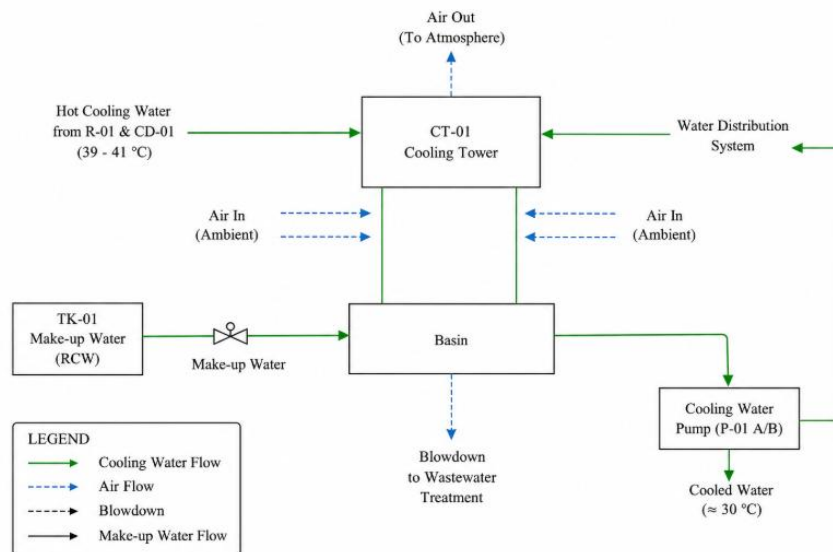
Gambar 4. 2. Proses Pengolahan *Cooling Water*

Proses penyediaan *cooling water* diawali dengan pengumpanan air baku (*raw water*) ke unit *clarifier* (CL-01). Pada unit ini dilakukan proses koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi untuk menghilangkan padatan tersuspensi, lumpur, serta sebagian bahan organik yang terkandung dalam air. Padatan yang terpisah dikeluarkan sebagai *sludge* untuk selanjutnya ditangani pada unit pengolahan limbah. Air hasil klarifikasi kemudian dialirkan menuju *Softener* (SO-01) untuk menurunkan kandungan ion penyebab kesadahan, terutama ion kalsium dan magnesium. Pengurangan kesadahan bertujuan untuk meminimalkan potensi pembentukan kerak (*scaling*) pada sistem pendingin.

Selanjutnya air diumpukan ke multimedia filter (FIL-01) untuk menghilangkan sisa padatan halus yang masih terbawa dari proses sebelumnya. Tahap filtrasi ini menghasilkan air dengan kualitas yang sesuai untuk digunakan sebagai *makeup water* pada sistem *cooling water*. Air hasil penyaringan kemudian ditampung di dalam *cooling water tank* (TK-01). Pada unit ini dilakukan penambahan bahan kimia berupa *scale inhibitor*, *corrosion inhibitor*, dan *biocide*. Penambahan bahan kimia tersebut bertujuan untuk mencegah pembentukan kerak, menghambat korosi pada peralatan, serta mengendalikan pertumbuhan mikroorganisme di dalam sistem pendingin.

Dari *cooling water tank* (TK-01), air dipompa menggunakan *cooling water tank* (P-01 A/B) menuju Reaktor (R-01) dan sondensor (CD-01). Di dalam Reaktor dan Kondensor, *cooling water* berfungsi menyerap panas dari fluida proses sehingga temperatur *cooling*

water meningkat. *Cooling water* yang telah menyerap panas kemudian dialirkan menuju *cooling tower* (CT-01). Di dalam *cooling tower* (CT-01), air panas didistribusikan ke bagian atas menara dan disemprotkan melalui sistem distribusi air sehingga membentuk butiran-butiran kecil yang jatuh menuju bak penampungan di dasar menara. Pada saat yang sama, udara luar masuk melalui bagian samping menara dan ditarik ke atas oleh kipas yang terpasang pada puncak *cooling tower*. Kontak langsung antara air dan udara menyebabkan sebagian kecil air mengalami penguapan sehingga panas dilepaskan ke atmosfer dan temperatur air menurun.



Gambar 4. 3. Mekanisme *Cooling Tower*

Air yang telah didinginkan selanjutnya dikembalikan ke *cooling water tank* (TK-01) untuk digunakan kembali sebagai media pendingin. Untuk menjaga kualitas air selama sistem beroperasi, sebagian aliran *cooling water* secara kontinu dialirkan ke *side stream filter* (SSF-01) guna menghilangkan partikel halus, produk korosi, dan material organik yang terakumulasi dalam sistem. Air hasil penyaringan kemudian dikembalikan ke *cooling water tank* (TK-01) sehingga kualitas *cooling water* tetap terjaga dan efisiensi perpindahan panas dapat dipertahankan.

- **Air Sanitasi**

Kualitas air untuk keperluan sanitasi pada pabrik harus memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 2 Tahun 2023

tentang Peraturan Pelaksanaan Peraturan Pemerintah Nomor 66 Tahun 2014 tentang Kesehatan Lingkungan. Persyaratan tersebut mencakup parameter mikrobiologi, fisik, dan kimia untuk menjamin air aman digunakan dalam kegiatan sanitasi dan kebutuhan domestik di lingkungan pabrik. Parameter baku mutu tersebut dapat dilihat pada Tabel 4.3.

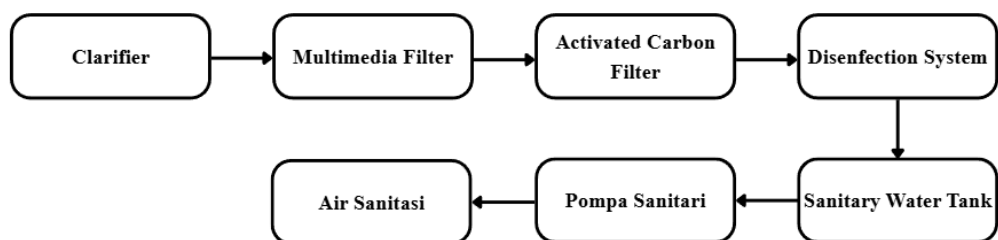
Tabel 4. 3 Spesifikasi Air Sanitasi

| No. | Parameter | Satuan | Syarat Baku Mutu |
|-----|---|------------|------------------|
| 1. | Mikrobiologi | | |
| | Escherichia coli | CFU/100 ml | 0 |
| | Total Coliform | CFU/100 ml | 0 |
| 2. | Fisik | | |
| | Suhu | °C | ± 3 |
| | Total Dissolve Solid (TDS) | mg/L | < 300 |
| | Kekeruhan | NTU | < 3 |
| | Warna | TCU | 10 |
| | Bau | - | Tidak Berbau |
| 3. | Kimia | | |
| | pH | - | 6,5 – 8,5 |
| | Nitrat (sebagai NO ₃ ⁻) terlarut | mg/L | 20 |
| | Nitrit (sebagai NO ₂ ⁻) terlarut | mg/L | 3 |
| | Kromium valensi 6 (Cr ⁶⁺) terlarut | mg/L | 0,01 |
| | Besi (Fe) terlarut | mg/L | 0,2 |
| | Mangan (Mn) terlarut | mg/L | 0,1 |

Proses penyediaan air sanitasi diawali dengan pengumpanan air baku (*raw water*) menuju *clarifier* (CL-01). Pada unit ini dilakukan proses koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi untuk menghilangkan padatan tersuspensi, lumpur, serta sebagian bahan organik yang terkandung di dalam air. Padatan yang mengendap dipisahkan sebagai lumpur (*sludge*), sedangkan air jernih hasil pengolahan dialirkan ke tahap berikutnya. Air hasil klarifikasi kemudian diumpankan ke multimedia filter (FIL-01) yang berisi lapisan media penyaring seperti antrasit, pasir silika, dan kerikil. Unit ini berfungsi menghilangkan partikel-partikel halus yang masih terbawa dari

proses sebelumnya sehingga kekeruhan air dapat diturunkan dan kualitas air menjadi lebih baik.

Selanjutnya air dialirkan menuju *activated carbon filter* (ACF-01). Pada unit ini, karbon aktif berfungsi menyerap senyawa organik, warna, bau, serta zat-zat terlarut yang dapat memengaruhi kualitas air sanitasi. Selain itu, karbon aktif juga membantu memperbaiki karakteristik fisik air sehingga lebih sesuai untuk kebutuhan *higiene* dan sanitasi. Air hasil penyaringan kemudian diumpankan ke unit *disinfection system* (DIS-01). Pada tahap ini dilakukan proses desinfeksi menggunakan bahan kimia desinfektan atau metode sterilisasi lainnya untuk menghilangkan bakteri, virus, dan mikroorganisme patogen yang masih terdapat di dalam air. Proses desinfeksi bertujuan memastikan kualitas mikrobiologi air memenuhi persyaratan *higiene* dan sanitasi yang berlaku.



Gambar 4. 4. Proses Pengolahan Air Sanitasi

Selanjutnya air ditampung di dalam *sanitary water tank* (TK-01) sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum didistribusikan. Dari tangki tersebut, air dipompa menggunakan *sanitary water pump* (P-01 A/B) menuju berbagai fasilitas sanitasi di area pabrik, seperti toilet, wastafel, *emergency shower*, *eyewash station*, serta kebutuhan kebersihan bangunan dan fasilitas umum lainnya. Melalui rangkaian proses klarifikasi, filtrasi, adsorpsi, dan desinfeksi tersebut, air yang dihasilkan memenuhi persyaratan kualitas air *higiene* dan sanitasi sesuai ketentuan Permenkes Nomor 2 Tahun 2023, sehingga aman digunakan untuk menunjang kegiatan operasional dan kebutuhan domestik di lingkungan pabrik.

4.1.1 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air untuk steam pada pabrik amonium sulfat, dengan kapasitas 800.000 ton/tahun, dapat diketahui dari persamaan neraca panas pada HE-01, HE-02, AH-03. Kebutuhan steam dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4. 4 Tabel Kebutuhan *Steam*

| Alat | Kebutuhan (Kg/Jam) |
|----------------------------|--------------------|
| <i>Heat exchanger</i> - 01 | 1099.237 |
| <i>Heat exchanger</i> - 02 | 3825.602584 |
| <i>Air heater</i> - 01 | 13789.505 |
| Total | 8156.1511 |

4.1.2 Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air untuk mendinginkan pada pabrik amonium sulfat dengan kapasitas 800.000 ton/tahun, antara lain untuk kebutuhan pendingin reaktor (saturator) dan kondensor. Diketahui dari persamaan neraca panas pada reaktor dan kondensor bahwa kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada tabel 4.4.

Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Pendingin

| Alat | Kebutuhan (Kg/Jam) |
|--------------|--------------------|
| R-01 | 449017.3112 |
| CD-01 | 10193.03205 |
| Total | 459210.3432 |

Cooling water yang digunakan memiliki suhu 30°C dan suhu keluar 40°C.

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air pendingin} &= 459210.3432 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 11021.04824 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Diperkirakan air hilang sebesar 10% sehingga *make up* air untuk air pendingin:

$$\begin{aligned} \text{Air make up} &= 11021.04824 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Total kebutuhan air pendingin} &= 12123.15306 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

4.1.3 Kebutuhan Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, dan keperluan lainnya. Penyediaan air sanitasi pada pabrik ini mengacu pada Peraturan Pemerintah No. 82 Tahun 2001, khususnya Pasal 8 mengenai klasifikasi mutu air dan Pasal 9 mengenai baku mutu

air, serta Pasal 13 dan Pasal 14 yang mengatur kewajiban menjaga kualitas air dan larangan pencemaran. Oleh karena itu, air yang digunakan harus memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan agar aman untuk kebutuhan sanitasi. Jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada Pabrik amonium sulfat adalah sebagai berikut:

- **Air sanitasi untuk karyawan**

| | | |
|------------------------------|---|--------------------------|
| Kebutuhan air untuk karyawan | = | 50 L/orang.hari |
| Jumlah karyawan | = | 148 orang |
| Kebutuhan air karyawan | = | 7400 L/hari |
| Kebutuhan air karyawan | = | 7,4 m ³ /hari |

Maka pemakaian air sanitasi untuk karyawan yaitu 6300 L/hari.

- **Kebutuhan air untuk laboratorium**

Kebutuhan air untuk laboratorium akan direncanakan 20% dari kebutuhan karyawan sehingga kebutuhan air sanitasi untuk laboratorium adalah:

| | | |
|---------------------------|---|---------------------------|
| Kebutuhan air karyawan | = | 7.4 m ³ /hari |
| Air sanitasi laboratorium | = | 20 % x 7,400 L/hari |
| Air sanitasi laboratorium | = | 1480 L/hari |
| Air sanitasi laboratorium | = | 1,48 m ³ /hari |

- **Kebutuhan air untuk hidran dan cadangan air**

Perencanaan kebutuhan air hidran dilakukan berdasarkan metode yang digunakan oleh Rafianza et al. (2024) yang mengacu pada SNI 03-1735-2000 dan NPFA . Luas total bangunan pabrik yang direncanakan adalah 19.770 m².

| | | | |
|-----------------------|---|-------|----------------|
| luas bangunan | = | 19770 | m ² |
| Luas bangunan indoor | = | 8770 | m ² |
| Luas bangunan outdoor | = | 11000 | m ² |

Hydrant indoor

| | | | |
|------------------------------|---|------|---------|
| Q | = | 400 | L/menit |
| t operasi | = | 30 | menit |
| kebutuhan <i>hydrant box</i> | = | 8.77 | buah |
| kebutuhan <i>hydrant box</i> | = | 9 | buah |

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air } hydrant \\ \text{box} &= 108000 \quad \text{L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air } hydrant \\ \text{box} &= 108 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Hydrant outdoor

- Jika luas $\leq 1000 \text{ m}^2$ dibutuhkan 2 *hydrant pillar*
- Setiap tambahan 1000 m^2 , tambah 1 *hydrant pillar*

$$Q = 1200 \quad \text{L/menit}$$

$$t = 45 \quad \text{menit}$$

$$\text{Jumlah } hydrant \text{ pilar} = 12 \quad \text{buah}$$

$$\text{Kebutuhan } hydrant \text{ pilar} = 648000 \quad \text{L}$$

$$\text{Kebutuhan } hydrant \text{ pilar} = 648 \quad \text{m}^3$$

$$\text{Kebutuhan total air hidran} = 756 \quad \text{m}^3$$

4.2 Unit Penyediaan *Steam*

Steam digunakan sebagai media pemanas pada *heat exchanger* untuk proses pemanasan H_2SO_4 dan NH_3 , serta pada *air heater* pada *rotary dryer*. Penyediaan *steam* dilakukan melalui *boiler* dengan air umpan yang disuplai dari *boiler feed water*. *Steam* yang digunakan merupakan saturated steam dengan suhu 150°C dan tekanan 4.7 atm . Kebutuhan *steam* yang digunakan dapat dilihat pada tabel 4.4.

Perhitungan debit harian

$$\text{kebutuhan air untuk } steam = 18714.3455 \quad \text{kg/jam}$$

$$\text{kebutuhan air untuk } steam = 18.714 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$\text{kebutuhan air untuk } steam = 449.144 \quad \text{m}^3/\text{hari}$$

Diasumsikan kehilangan air dalam sistem *steam* (*blowdown*, kebocoran, dll) sebesar 10%,

$$\text{Make up water} = 10\% \times \text{total debit harian}$$

$$\text{Make up water} = 44.914 \quad \text{m}^3/\text{hari}$$

Total kebutuhan umpan air *boiler*

Total air kebutuhan air *boiler* = debit harian + *make up*

Total air kebutuhan air *boiler* = 494.058 m³/hari

Kebutuhan BFW saat *start-up*

BFW *start up* = debit total x 110%

Total air kebutuhan air *boiler* = 543.464 m³/hari

Kebutuhan BFW saat operasi normal (*make-up* air untuk *boiler*)

BFW normal = *steam trap* + *blowdown*

Diasumsikan *steam trap* loss 10% dan *blowdown* 2%

BFWnormal = *steam trap* + *blowdown*

BFWnormal = 59.28 m³/hari

% *make up water* = *make up water*/ air masuk boiler x 100 %

% *make up water* = 10.90909091 %

% kondensat = 100% - % *make up water*

% kondensat = 89.09090909 %

Perhitungan kapasitas *boiler*

Persamaan yang didapat dari Severn (1964) hal. 139:

$Q = ms (h-h_f)$

Dengan :

Q = kapasitas boiler; h = entalpi *steam* pada P dan T tertentu (Btu/lb); ms = massa *steam*; hf = entalpi *feed boiler* (Btu/lb).

Kondisi *steam*

Data diperoleh dari Tabel F.1 Hal. 684 (Smith et al., 6th, 2001)

T = 151 °C

T = 424.15 K

h = 2745.4 kJ/kg

$$\begin{aligned}
 h &= 1180.24746 \text{ btu/lb} \\
 P &= 4.7 \text{ atm} \\
 P &= 69.07073 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Kondisi *make up*

$$\begin{aligned}
 T &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T &= 303.15 \text{ K} \\
 hf2 &= 125.7 \text{ kj/kg} \\
 hf2 &= 54.03843 \text{ btu/lb}
 \end{aligned}$$

Kondisi kondensat kembali

$$\begin{aligned}
 T &= 105 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T &= 378.15 \text{ K} \\
 hf1 &= 440.15 \text{ kj/kg} \\
 hf1 &= 189.220485 \text{ btu/lb}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$hf = (x1 \cdot h \text{ liq } 30^\circ\text{C}) + (x2 \cdot h \text{ liq } 150^\circ\text{C})$$

$$hf = 405.84 \text{ btu/lb}$$

$$Q1 = m_s \times (h - hf)$$

$$Q1 = 420859.578 \text{ btu/jam}$$

Menentukan luas perpindahan panas

Menurut Severn (1964) Hal. 140, konversi panas menjadi daya adalah:

Boiler Saturated Steam

$$HP = Q / (970.3 \times 34.5)$$

$$HP = 12.57 \text{ HP}$$

Dari Severn (1964) Hal. 126, ditentukan luas bidang pemanasan adalah 10 ft²/HP

$$\text{Total heating surface boiler} = 125.722 \text{ ft}^2$$

Perhitungan kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah minyak residu (*fuel oil grade 2*) atau biasa disebut *marine fuel oil* (MFO). Berdasarkan PT Pertamina, spesifikasi dari MFO yaitu:

Tabel 4. 6 Spesifikasi *Marine Fuel Oil*

| Jenis Bahan Bakar | Gross heatin value (Btu/lb) | Net heating value (Btu/lb) | Densitas (lb/ft³) |
|--------------------------|--|---------------------------------------|---|
| <i>Marine Fuel Oil</i> | 18300 | 17800 | 61.86610895 |

Rumus kebutuhan bahan bakar :

$$mf = Q / (f \times \eta)$$

$$vf = mf / \rho$$

Keterangan :

Q = Panas yang dihasilkan *boiler* (Btu/jam)

mf = Massa bahan bakar (lb/jam)

f = *Heating value* bahan bakar (Btu/jam)

η = Efisiensi *boiler* (80%)

vf = Laju alir volumetrik

$$mf = 29.554 \text{ lb/jam}$$

$$vf = 0.0135 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Perhitungan kebutuhan bahan bakar saat *start up*

Pada tahap *start up boiler* digunakan bahan bakar *Industrial Diesel Oil* (IDO) atau *Marine Diesel Fuel* (MDF) untuk mempermudah proses penyalaan awal *burner*. Penggunaan IDO dilakukan hingga nyala api stabil dan tekanan operasi *boiler* tercapai, kemudian bahan bakar

dialihkan ke minyak residu (*fuel oil grade 2*). Berdasarkan PT Pertamina, spesifikasi IDO sebagai berikut :

Tabel 4. 7 Spesifikasi *Industrial Diesel Oil*

| Jenis Bahan Bakar | Gross heatin value (Btu/lb) | Net heating value (Btu/lb) | Densitas (lb/ft³) |
|------------------------------|--|---------------------------------------|---|
| <i>Industrial Diesel Oil</i> | 19800 | 18300 | 53.063 |

Rumus kebutuhan bahan bakar :

$$mf = Q / (f \times \eta)$$

$$vf = mf / \rho$$

Keterangan :

Q = Panas yang dihasilkan *boiler* (Btu/jam)

mf = Massa bahan bakar (lb/jam)

f = *Heating value* bahan bakar (Btu/jam)

η = Efisiensi *boiler* (80%)

vf = Laju alir volumetrik

mf = 28.747 lb/jam

vf = 0.015 m³/jam

Spesifikasi *boiler*

Tipe : *Fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Heat surface : 182.475568 ft²

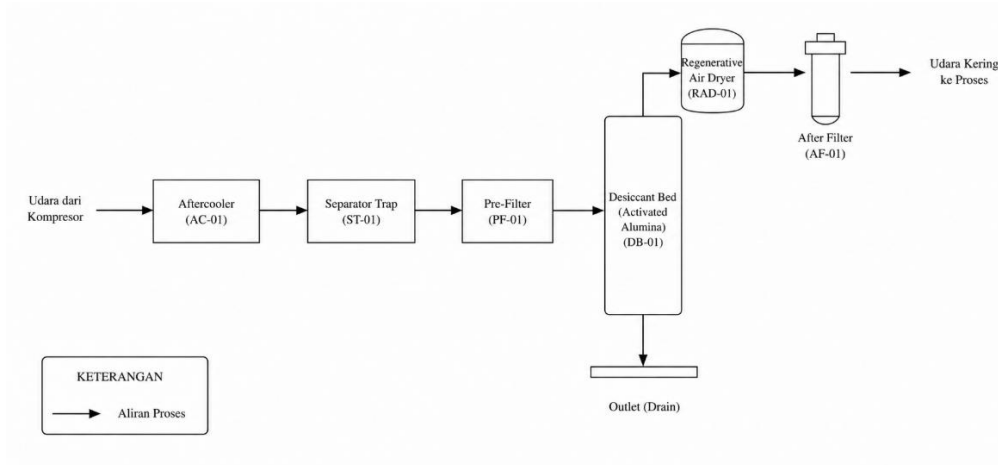
Tekanan : 4.7 atm

Temperatur : 151 °C

Bahan bakar : *Industrial Diesel Oil* dan *Marine Fuel Oil*

4.3 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan yang digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi di area proses dihasilkan dari kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Udara tekan yang dihasilkan harus bersifat kering, bebas minyak dan tidak mengandung impuritas.



Gambar 4. 5 Proses Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi untuk menyediakan udara bertekanan yang digunakan sebagai media penggerak peralatan pneumatik dan mendukung berbagai kebutuhan operasional di area produksi. Udara tekan yang dihasilkan terdiri atas dua jenis, yaitu *plant air* (udara proses) dan *instrument air* (udara instrumen). Udara dari lingkungan terlebih dahulu dihisap dan dikompresi menggunakan kompresor hingga mencapai tekanan yang diperlukan. Udara yang akan digunakan sebagai udara proses selanjutnya dialirkan langsung menuju tangki penampungan (air receiver) sebelum didistribusikan ke berbagai unit produksi yang tidak memerlukan udara dengan tingkat kekeringan tinggi.

Sementara itu, udara yang akan digunakan sebagai udara instrumen terlebih dahulu melewati unit pengering udara (air dryer) untuk menghilangkan kandungan uap air yang masih terdapat dalam aliran udara. Setelah proses pengeringan, udara dialirkan melalui sistem filtrasi untuk menghilangkan partikel-partikel pengotor sehingga diperoleh udara yang bersih dan kering sesuai kebutuhan peralatan instrumentasi pneumatik. Udara instrumen yang telah memenuhi spesifikasi kemudian ditampung dalam tangki penyimpanan sebelum didistribusikan ke pengguna.

Baik udara proses maupun udara instrumen yang telah ditampung selanjutnya disalurkan ke berbagai unit produksi. Udara proses digunakan untuk kebutuhan operasional umum yang tidak mensyaratkan udara kering, sedangkan udara instrumen digunakan untuk pengoperasian peralatan

kontrol dan instrumentasi pneumatik yang memerlukan udara bersih, kering, dan bebas kontaminan.

4.4 Unit Penyediaan Listrik

Pada perancangan pabrik amonium sulfat kebutuhan tenaga listrik suatu industri dapat diperoleh dari:

- Suplai dari Pembangkit Listrik Negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (*generator set*)

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik dengan pertimbangan:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

Generator AC yang digunakan jenis generator 3 phase yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan sedikit
- Motor 3 *phase* harganya relatif lebih murah dan sederhana

4.4.1 Kebutuhan Tenaga Listrik

A. Listrik Untuk Keperluan Proses dan Keperluan Pengolahan Air

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses dan keperluan pengolahan air dapat dilihat pada Tabel 4.6 dan Tabel 4.7.

1. Keperluan Proses

Tabel 4. 8 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

| Nama Alat | HP | Jumlah | Total HP |
|-----------------------------------|-----|--------|----------|
| <i>Air compresor</i> | 100 | 1 | 100 |
| <i>Belt conveyor cake</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Belt conveyor storage - 02</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Belt conveyor storage - 03</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Bucket elevator tailing</i> | 10 | 1 | 10 |

| | | | |
|------------------------------------|------|----|---------------|
| <i>Bucket elevator produk</i> | 15 | 1 | 15 |
| <i>Centrifuge</i> | 250 | 3 | 750 |
| <i>Exhaust fan</i> | 40 | 1 | 40 |
| Pompa amonia | 5 | 1 | 5 |
| Pompa asam sulfat | 4.6 | 1 | 4.6 |
| <i>Rotary dryer</i> | 27.2 | 1 | 27.2 |
| <i>Roller crusher</i> | 75 | 11 | 825 |
| <i>Screw conveyor</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Screw conveyor produk</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Agitator mother liquor tank</i> | 20 | 1 | 20 |
| <i>Vibrating screen</i> | 15 | 1 | 15 |
| TOTAL | | | 1861.8 |

2. Keperluan Utilitas

Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

| Nama Alat | HP | Jumlah | Total HP |
|-------------------------|-----------|---------------|-----------------|
| Pompa <i>raw water</i> | 5 | 2 | 10 |
| Pompa air pendingin | 4 | 1 | 4 |
| Pompa <i>deaerator</i> | 3 | 1 | 3 |
| Pompa air sanitasi | 3 | 2 | 6 |
| Pompa pengolahan limbah | 5 | 1 | 5 |
| Pompa <i>boiler</i> | 5 | 2 | 10 |
| Boiler | 18.2 | 1 | 18.2 |
| Pompa air lunak | 2 | 1 | 2 |
| Pompa kondensat | 3 | 2 | 6 |
| TOTAL | | | 64.2 |

3. Kebutuhan Pengolahan Limbah

- Kebutuhan untuk pengolahan limbah sanitasi

Tabel 4. 10 Kebutuhan untuk pengolahan limbah sanitasi

| Kebutuhan untuk Pengolahan Limbah Sanitasi | HP | Jumlah | Total HP |
|---|-----------|---------------|-----------------|
| <i>Agitator equalization tank</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Agitator netralisasi</i> | 15 | 1 | 15 |
| <i>Collection transfer pump</i> | 1 | 1 | 1 |
| <i>Aeration blower</i> | 7.5 | 1 | 7.5 |
| <i>Return actived sludge pump</i> | 1 | 1 | 1 |
| <i>Effluent pump</i> | 1 | 1 | 1 |
| TOTAL | | | 35.5 |

- Kebutuhan untuk pengolahan limbah minyak

Tabel 4. 11 Kebutuhan untuk pengolahan limbah minyak

| Nama Alat | HP | Jumlah | Total HP |
|---------------------------|-----------|---------------|-----------------|
| <i>Equalization Mixer</i> | 10 | 1 | 10 |
| <i>Feed Pump ke DAF</i> | 1 | 1 | 1 |
| <i>Recycle Pump DAF</i> | 5 | 1 | 5 |
| <i>Air Compressor DAF</i> | 3 | 1 | 3 |
| <i>Effluent Pump</i> | 1 | 1 | 1 |
| TOTAL | | | 20 |

- Kebutuhan untuk pengolahan limbah lanboratorium

Tabel 4. 12 Kebutuhan Untuk Pengolahan Limbah Laboratorium

| Nama Alat | HP | Jumlah | Total HP |
|-----------------------------|-----------|---------------|-----------------|
| <i>Transfer Pump</i> | 0.5 | 1 | 0.5 |
| <i>Equalization Mixer</i> | 0.5 | 1 | 0.5 |
| <i>Neutralization Mixer</i> | 0.5 | 1 | 0.5 |
| <i>Chemical Dosing Pump</i> | 0.25 | 1 | 0.25 |

| Nama Alat | HP | Jumlah | Total HP |
|----------------------|-----------|---------------|-----------------|
| <i>Effluent Pump</i> | 0.5 | 1 | 0.5 |
| TOTAL | | | 2.25 |

B. Listrik Untuk Penerangan dan AC

Perkiraan besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan penerangan dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsep *Luminous Efficacy*, yaitu tenaga radiasi cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam bentuk lumen. Kebutuhan pencahayaan per luas area dapat ditentukan sebagai berikut:

$$\text{Lumen} = \text{Area} \times \text{lux}$$

Dengan :

Area : luas daerah yang membutuhkan pencahayaan (m²)

lux : luas daerah yang membutuhkan pencahayaan (m²)

Dalam perancangan ini digunakan nilai lux standar menurut SNI 03-6197-2000 yang disajikan pada Tabel 4.8 sebagai berikut.

Tabel 4. 13 Luas Daerah Ruang *Indoor*

| No. | Bangunan | Luas (m²) | Lux (lumen/m²) | Lumen |
|-----------------------------|-------------------|-----------------------------|--------------------------------------|------------------|
| 1 | Pos keamanan | 120 | 150 | 18.000 |
| 2 | Kantor | 4.500 | 350 | 1.575.000 |
| 3 | Masjid | 600 | 200 | 120.000 |
| 4 | Kantin & koperasi | 300 | 200 | 60.000 |
| 5 | Poliklinik | 150 | 250 | 37.500 |
| 6 | Ruang kontrol | 500 | 300 | 150.000 |
| 7 | Laboratorium | 500 | 500 | 250.000 |
| 8 | Gudang | 1.200 | 100 | 120.000 |
| 9 | Bengkel | 900 | 200 | 180.000 |
| Total ruangan indoor | | 8.770 | | 2.510.500 |

Tabel 4. 14 Total Ruang *Outdoor*

| No. | Bangunan | Luas (m ²) | Lux (Lumen/m ²) | Lumen |
|----------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|------------------|
| 1 | Area parkir | 2.500 | 60 | 150.000 |
| 2 | Area utilitas | 5.000 | 100 | 500.000 |
| 3 | Area pengolahan limbah | 1.500 | 100 | 150.000 |
| 4 | Unit Proses | 15.900 | 100 | 20.000 |
| 5 | Taman & jalan | 20.000 | 60 | 1.200.000 |
| 6 | Area perluasan pabrik | 15.000 | 60 | 900.000 |
| Total ruang <i>outdoor</i> | | 59.900 | | 4.490.000 |

Jumlah lumen yang dibutuhkan:

Untuk penerangan dalam ruangan = 2.510.500 lumen

Untuk penerangan luar ruangan = 4.490.000 lumen

Lampu yang digunakan untuk area *indoor* adalah lampu LED Philips 12 W dengan lumen *output* sebesar 1.055 lumen.

Jumlah lampu *indoor* dihitung dengan persamaan:

Jumlah lampu *indoor* = $2.510.500 / 1.055$

Jumlah lampu *indoor* = 2380 buah

Area *outdoor* menggunakan lampu LED Philips 20 W dengan lumen *output* sebesar 2.100 lumen.

Jumlah lampu *outdoor* = $4.490.000 / 2.100$

Jumlah lampu *outdoor* = 2.139 buah

Total kebutuhan daya listrik untuk penerangan:

P = $(12 \times 2380) + (20 \times 2139)$

P = 71,4 kW

Air conditioner direncanakan menggunakan AC *inverter*. Sebuah AC 1 PK memerlukan daya listrik sebesar 520 watt. Luas area yang memerlukan AC adalah 6.000 m². Sebuah AC diperkirakan cukup untuk memenuhi kebutuhan seluas 7 x 7 meter. Sehingga dibuthkan AC sejumlah 122 buah.

Kebutuhan listrik untuk 65 AC adalah:

$$122 \times 520 \text{ Watt} = 63.440 \text{ watt}$$

$$122 \times 520 \text{ Watt} = 64,44 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

$$\text{Kebutuhan listrik total} = (71,9 + 64,44)$$

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 136,34 \text{ kW}$$

C. Listrik Untuk Laboratorium dan Instrumen

Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi 20 kW

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 1479,28 + 136,34 \text{ kW} + 20 \text{ kW}$$

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 1635,62 \text{ kW}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka:

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 1,2 \times 1635,62 \text{ kW}$$

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 1962,75 \text{ kW}$$

4.4.2 Generator

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik digunakan untuk mengoperasikan peralatan proses, utilitas, instrumentasi, penerangan, serta fasilitas penunjang lainnya. Pasokan listrik utama diperoleh dari PT PLN (Persero). Untuk menjamin kontinuitas operasi apabila terjadi gangguan atau pemadaman listrik dari PLN, disediakan satu unit diesel *generator set* (*genset*) sebagai sumber listrik cadangan.

Berdasarkan kebutuhan energi listrik tahunan sebesar 13.829.900,04 kWh/tahun dengan waktu operasi pabrik selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari, maka kebutuhan listrik rata-rata pabrik adalah

$$\text{Beban listrik rata rata} = 1746,1995 \text{ kW}$$

$$\text{Beban listrik rata rata} = 1,7461995 \text{ MW}$$

Untuk mengantisipasi kenaikan beban dan menjaga keandalan operasi, digunakan faktor keamanan sebesar 15%, sehingga kapasitas generator :

$$\text{Kapasitas generator} = 2.008129425 \text{ MW}$$

Generator dirating dalam satuan kVA. Dengan faktor daya (*power factor*) sebesar 0,8, maka kapasitas generator adalah:

$$S = P/\cos\phi$$

$$S = 2510.161781 \text{ kVA}$$

Sehingga dipilih diesel generator set dengan kapasitas 2.500 kVA.

Generator menggunakan bahan bakar *high speed diesel* (HSD) atau solar dengan efisiensi sebesar 40%. Energi bahan bakar yang diperlukan adalah:

$$Q = \text{daya generator/ efisiensi generator}$$

$$Q = 5000 \text{ kW}$$

$$Q = 17060000 \text{ BTU/jam}$$

Spesifikasi bahan bakar yang digunakan yaitu

Tabel 4. 15 Spesifikasi *High Speed Diesel*

| Jenis Bahan Bakar | Gross Heating Value (Btu/lb) | Net Heating Value (Btu/lb) | Densitas (lb/ft³) |
|--------------------------|-------------------------------------|-----------------------------------|-------------------------------------|
| HSD | 19200 | 18800 | 52.4394864 |

Kebutuhan bahan bakar yang digunakan yaitu :

$$\text{Massa HSD} = Q/HV$$

$$\text{Massa HSD} = 907.4468085 \text{ lb/jam}$$

$$v \text{ HSD} = 17.30464714 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Spesifikasi Generator

Tipe : AC generator

| | | |
|----------------|---|--------------------------------|
| Kapasitas | : | 2.000 kW |
| Kapasitas semu | : | 2.500 kVA |
| Tegangan | : | 220/380 volt |
| Fase | : | 3 |
| Jumlah | : | 1 buah |
| Jenis | : | <i>Standby</i> |
| Bahan bakar | : | <i>high speed diesel (HSD)</i> |

4.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar berfungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan diesel *generator set*. Bahan bakar yang digunakan meliputi *marine fuel oil (MFO)* untuk *boiler*, *industrial diesel oil (IDO)* untuk *start-up boiler*, dan *high speed diesel (HSD)* untuk diesel *generator set*. Bahan bakar diperoleh dari PT Pertamina atau distributor resmi yang menjamin kontinuitas pasokan.

Diesel generator set digunakan sebagai sumber listrik cadangan apabila terjadi gangguan pasokan listrik dari PT PLN (Persero). Berdasarkan perhitungan, kebutuhan bahan bakar generator berupa HSD adalah sebesar 907,45 lb/jam atau 411,60 kg/jam (0,49 m³/jam).

Boiler menggunakan MFO sebagai bahan bakar utama dengan kebutuhan sebesar 41,72 lb/jam atau 18,92 kg/jam (0,022 m³/jam). Pada saat *start-up*, boiler menggunakan IDO dengan kebutuhan sebesar 40,61 lb/jam atau 18,42 kg/jam (0,022 m³/jam), kemudian dialihkan ke MFO setelah kondisi operasi tercapai. Ringkasan kebutuhan bahan bakar disajikan pada Tabel 4.15.

Tabel 4. 16 Kebutuhan Bahan Bakar

| Peralatan | Jenis Bahan Bakar | Kebutuhan Massa (kg/jam) | Kebutuhan Volume (m ³ /jam) |
|--------------------------------|--------------------------------|-----------------------------|---|
| <i>Diesel generator set</i> | <i>High speed diesel (HSD)</i> | 411,60 | 0,490 |
| <i>Boiler (operasi normal)</i> | <i>Marine fuel oil (MFO)</i> | 18,92 | 0,022 |

| | | | |
|--------------------------|---------------------------------------|-------|-------|
| <i>Boiler (Start-up)</i> | <i>Industrial diesel oil</i> (IDO) | 18,42 | 0,022 |
|--------------------------|---------------------------------------|-------|-------|

4.6 Unit Pengolahan Limbah

Baku mutu air limbah domestik pada Pabrik Amonium Sulfat mengacu pada Peraturan Menteri Lingkungan Hidup/Badan Pengendalian Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 11 Tahun 2025 tentang Baku Mutu Air Limbah dan Standar Teknologi Pengolahan Air Limbah untuk Air Limbah Domestik. Parameter baku mutu limbah ditunjukkan pada Tabel X.

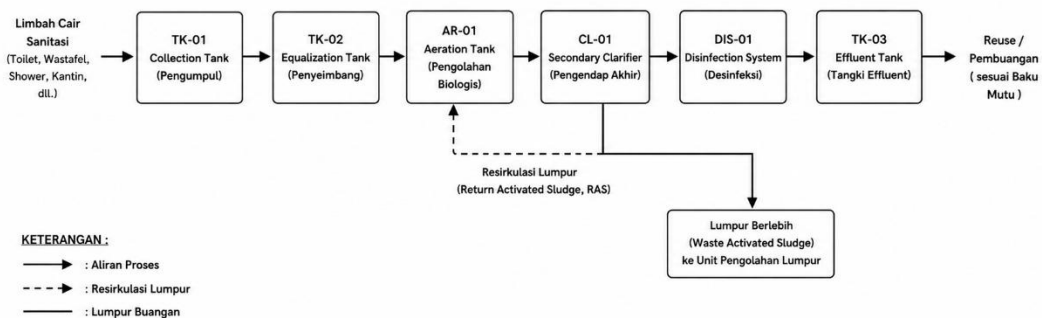
Tabel 4. 17. Baku Mutu Air Limbah

| Parameter | Satuan | Kadar Maksimum |
|------------------------------|------------|----------------|
| pH | | 6-9 |
| BOD | mg/L | 30 |
| COD | mg/L | 100 |
| TSS | mg/L | 30 |
| Amoniak (NH ₃ -N) | mg/L | 10 |
| Deterjen Total (MBAS) | mg/L | 5 |
| Minyak dan Lemak | mg/L | 5 |
| Fecal Coliform | MPN/100 mL | 1.000 |

Limbah cair pabrik amonium sulfat dapat berupa:

4.6.1 Unit Pengolahan Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi.



Gambar 4. 6. Proses Pengolahan Limbah Sanitasi

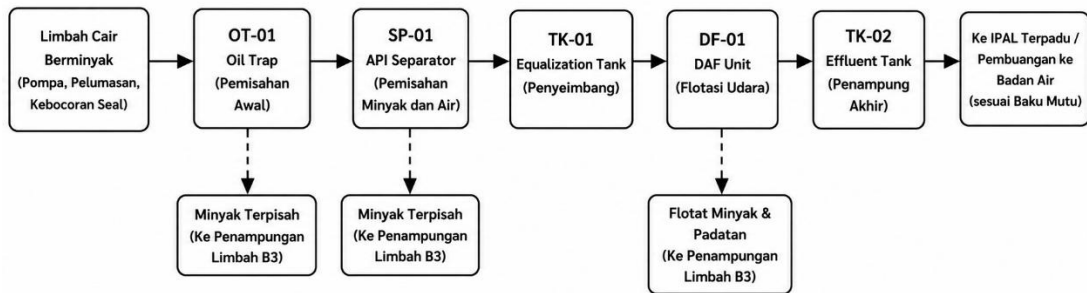
Proses pengolahan limbah cair sanitasi diawali dengan pengumpulan limbah yang berasal dari toilet, wastafel, shower, kantin, serta fasilitas sanitasi lainnya ke dalam *collection tank* (TK-01). Tangki ini berfungsi sebagai penampung awal sebelum limbah dialirkan menuju unit pengolahan berikutnya. Limbah cair kemudian diumpankan ke Equalization Tank (TK-02) untuk menyeragamkan karakteristik limbah, baik dari segi debit, konsentrasi pencemar, maupun pH. Proses ekualisasi bertujuan mengurangi fluktuasi beban pencemar sehingga unit pengolahan berikutnya dapat beroperasi lebih stabil dan efisien.

Selanjutnya limbah dialirkan menuju *aeration tank* (AR-01). Pada unit ini dilakukan pengolahan biologis menggunakan mikroorganisme aerob yang memanfaatkan senyawa organik sebagai sumber nutrisi. Udara disuplai ke dalam tangki melalui sistem aerasi untuk mempertahankan kondisi aerobik sehingga proses biodegradasi berlangsung secara optimal. Melalui proses ini, kandungan bahan organik yang dinyatakan sebagai BOD dan COD dapat dikurangi secara signifikan. Campuran limbah dan biomassa hasil proses aerasi kemudian dialirkan ke *secondary clarifier* (CL-01). Pada unit ini terjadi pemisahan antara air olahan dan lumpur biologis melalui proses sedimentasi. Lumpur yang mengendap di dasar *clarifier* sebagian dikembalikan ke unit aerasi untuk mempertahankan populasi mikroorganisme, sedangkan kelebihan dikeluarkan sebagai lumpur buangan untuk penanganan lebih lanjut.

Air limpasan dari *secondary clarifier* selanjutnya diumpankan ke unit *disinfection system* (DIS-01). Pada tahap ini dilakukan proses desinfeksi menggunakan bahan kimia desinfektan atau metode sterilisasi lainnya untuk menghilangkan bakteri dan mikroorganisme patogen yang masih tersisa di dalam air hasil pengolahan. Air hasil desinfeksi kemudian ditampung di dalam *effluent tank* (TK-03) sebagai penampung akhir sebelum dimanfaatkan kembali atau dibuang ke lingkungan. Air olahan yang dihasilkan telah mengalami penurunan kandungan bahan organik, padatan tersuspensi, serta mikroorganisme sehingga memenuhi baku mutu yang dipersyaratkan untuk pembuangan limbah cair domestik sesuai peraturan yang berlaku.

4.6.2 Unit Pengolahan Air Berminyak dari Pompa

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat proses lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya.



Gambar 4. 7. Proses Pengolahan Limbah Minyak Peralatan

Limbah cair berminyak yang berasal dari kebocoran pompa, kegiatan pelumasan peralatan, dan area maintenance terlebih dahulu dialirkan menuju Oil Trap (OT-01) untuk memisahkan minyak bebas yang mengapung di permukaan air. Minyak yang terpisah dikumpulkan dan ditangani sebagai limbah B3. Air limbah selanjutnya diumpungkan ke API separator (SP-01) untuk memisahkan sisa minyak berdasarkan perbedaan densitas antara minyak dan air. Minyak yang terpisah kembali dikumpulkan sebagai limbah B3, sedangkan air limbah dialirkan ke tahap berikutnya.

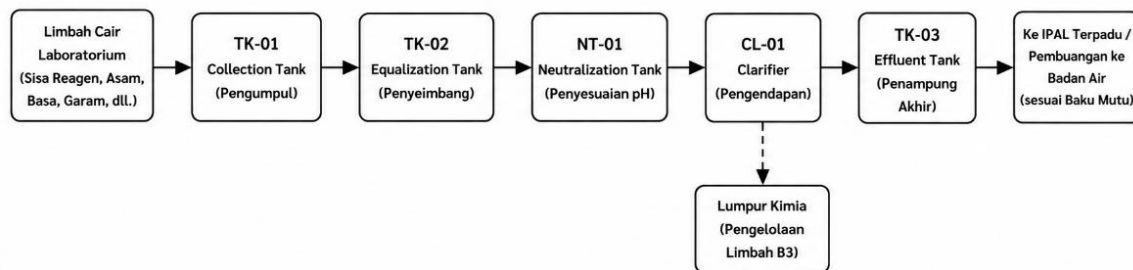
Selanjutnya limbah masuk ke Equalization Tank (TK-01) untuk menyeragamkan debit dan konsentrasi pencemar sehingga proses pengolahan dapat berlangsung lebih stabil. Dari tangki ini, limbah dipompa menuju DAF Unit (DF-01) (*dissolved air flotation*), di mana gelembung udara halus digunakan untuk mengangkat minyak dan padatan tersuspensi ke permukaan sehingga dapat dipisahkan dari air.

Air hasil pengolahan kemudian ditampung di dalam *effluent tank* (TK-02) sebelum dialirkan ke unit IPAL terpadu atau dibuang ke badan air penerima sesuai dengan baku mutu yang berlaku. Melalui rangkaian proses tersebut, kandungan minyak dan lemak (*oil and grease*), hidrokarbon, serta padatan tersuspensi dapat dikurangi secara signifikan.

4.6.3 Unit Pengolahan Air Buangan Laboratorium dan Limbah Cair Proses

Air buangan laboratorium dan limbah cair proses dilakukan pengolahan dengan perlakuan yang sama karena mempunyai karakteristik yang sama yaitu mengandung bahan-bahan kimia yang harus dipisahkan dengan proses kimia. Limbah cair pabrik amonium sulfat memiliki karakteristik antara lain:

- pH
- COD (*Chemical Oxygen Demand*)
- BOD (*Biological Oxygen Demand*)
- Logam berat



Gambar 4. 8. Pengolahan Limbah Laboratorium

Limbah cair laboratorium yang berasal dari sisa reagen, larutan asam, basa, garam, serta kegiatan analisis laboratorium terlebih dahulu dikumpulkan di dalam *collection tank* (TK-01). Tangki ini berfungsi sebagai penampung awal sebelum limbah dialirkan ke unit pengolahan berikutnya. Selanjutnya limbah diumpungkan ke *equalization tank* (TK-02) untuk menyeragamkan debit, konsentrasi pencemar, dan karakteristik limbah. Proses ini bertujuan menjaga kestabilan operasi unit pengolahan selanjutnya serta mengurangi fluktuasi kualitas limbah yang masuk.

Dari *equalization tank*, limbah dialirkan menuju *neutralization tank* (NT-01) untuk menyesuaikan pH limbah agar berada pada rentang yang aman. Pada unit ini dapat ditambahkan larutan asam atau basa sesuai kebutuhan sehingga pH limbah menjadi netral dan memenuhi persyaratan pengolahan lanjutan. Limbah yang telah dinetralkan kemudian dialirkan ke *clarifier* (CL-01) untuk memisahkan padatan tersuspensi dan endapan kimia yang terbentuk selama proses netralisasi. Padatan yang mengendap di dasar *clarifier* dikeluarkan sebagai lumpur kimia dan selanjutnya dikelola sebagai limbah B3 sesuai peraturan yang berlaku.

Air hasil pengendapan kemudian ditampung di dalam *effluent tank* (TK-03) sebagai penampung akhir sebelum dialirkan ke unit IPAL terpadu atau dibuang ke badan air penerima setelah memenuhi baku mutu lingkungan yang berlaku. Melalui rangkaian proses tersebut, karakteristik limbah laboratorium dapat distabilkan, pH dapat dikendalikan, serta kandungan padatan tersuspensi dapat dikurangi sehingga aman untuk pengolahan lebih lanjut.

4.7 Laboratorium

Laboratorium mempunyai peranan penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Selain itu, dalam menjaga dan mengendalikan pencemaran lingkungan. Laboratorium juga digunakan untuk penelitian mutu bahan baku sehingga dihasilkan spesifikasi mutu produk yang diinginkan. Tugas laboratorium antara lain dapat diringkas sebagai berikut :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu proses
2. Meneliti, menganalisa produk yang akan dipasarkan
3. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
4. Memeriksa bahan pencemaran yang dapat menyebabkan polusi lingkungan

4.7.1 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik amonium sulfat ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Secara garis besar, program kerja laboratorium dalam melakukan analisa dapat dilihat dalam Tabel 4.17 :

Tabel 4. 18 Analisa Laboratorium

| No | Analisa | Analisa meliputi : |
|----|-------------------------|--|
| 1 | Bahan baku | Sifat fisis : densitas dan viskositas Sifat kimia : kadar air dalam amonia dan asam sulfat |
| 2 | Produk | Sifat fisis : bulk density, kemurnia, ukuran produk amonium sulfat Sifat kimia : kadar air, nitrogen, dan asam sulfat dalam amonium sulfat, <i>gas chromatography</i> |
| | Proses | |
| | Keluaran reaktor | Kadar asam bebas pada <i>mother liquor</i> , ukuran kristal keluar reaktor |
| 3 | Keluaran <i>cyclone</i> | Gas H ₂ SO ₄ dan (NH ₄) ₂ SO ₄ yang keluar harus sesuai dengan batas gas polutan yang dizinkan |
| | Keluaran MLT | Keluaran (NH ₄) ₂ SO ₄ adalah 98 bagian per 100 bagian air (jenuh) |

Sedangkan analisis untuk unit utilitas meliputi:

- Air lunak proses kapur dan air proses penjernihan yang dianalisis meliputi pH, SiO₂, Ca sebagai CaCO₃, sulfur sebagai SO₄²⁻, klor sebagai Cl₂, dan zat padat terlarut.
- *Boiler feed water* yang dianalisis meliputi pH, kesadahan, jumlah O₂ terlarut, kadar Fe, kadar CaCO₃, SO₃, PO₄³⁻, dan SiO₂.
- Air minum yang dihasilkan meliputi analisis pH, klor sisa, dan kekeruhan.

4.7.2 Metode Analisa

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium dapat dibagi menjadi 3 poin, yaitu:

1. Laboratorium pengamatan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika. Semua stream yang berasal dari proses produksi maupun tangki, serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan.

2. Laboratorium analisa

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, bahan penunjang, produk intermediate, produk akhir, dan analisa air.

3. Laboratorium penelitian dan pengembangan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.

4.7.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat – alat utama yang digunakan pada laboratorium untuk analisa adalah sebagai berikut :

- Oven
- Buret
- Spektrofotometer

Alat ini untuk mengetahui besar absorbs atau optimal *density* suatu larutan yang bila dibandingkan dengan larutan standart maka kadar zat akan diketahui

- Neraca analitik

- *Hydrometer* atau *Specific Gravity*
- Termometer 0-100 C
- *Gas Chromatography*
- *Atomic Absorption Spektrofotometer*

Berfungsi mengukur absorbsi suatu zat melalui emisi nyala atom yang dipecah oleh cairan yang dibakar AAS dapat memakai dua sistem pembakar yaitu pembakar konsumsi total dan pembakar premix. AAS juga dilengkapi dengan *graphite furnace atomizer* untuk kadar yang lebih kecil (ppb).

- Orsat

Prosedur Analisa

- Uji pH air (ASTM D-1293)

pH air diukur secara elektrometri menggunakan pH meter, yang prinsipnya terdiri dari gabungan elektrode gelas *hydrogen* sebagai baku primer.

- Uji Kesadahan (ASTM D-1126)

Ion Ca dan Mg dalam air ditetapkan dengan penambahan EDTA (*disodium ethylen diamine tetraacetat*).

- Uji Amoniak (ASTM D-1426)

Ion amonium dalam suasana basa akan bereaksi dengan K_2HgI_4 dari larutan Nessler membentuk senyawa kompleks yang berwarna kuning sampai coklat. Warna yang terbentuk diukur intensitasnya dengan spektrophotometer pada panjang gelombang 460 nm.

- Uji Total *Phosphate* Air Boiler (ASTM D-515 –66T)

Ortho phosphat dengan *ammonium molybdate* dalam suasana asam membentuk *phospho molybdate*, kemudian direduksi dengan *amino naphthol sulfonic acid* menjadi kompleks yang berwarna biru *molybdate*. Warna yang terbentuk diukur intensitasnya dengan spektrophotometer pada panjang gelombang 650 nm.

- Uji Klorida Metode Titrasi (ASTM D-515)

Sampel air yang mengandung ion klorida diatur pH nya sampai pH 8.3 dititrasi dengan $AgNO_3$ memakai indikator K_2CrO_4 . Titik Akhir ditunjukkan dengan warna merah bata dari $AgCrO_4$.

- Uji *Chlorine* Metode Titrasi (ASTM part 23, 1967, D 516 NR Methoda)

Chlor dalam air dapat membebaskan I_2 dari larutan KI, I_2 dititrasi dengan $Na_2S_2O_3$ dengan indikator Amilum.

- Uji Total Solid, Total Dissolved Solid, dan Total Suspended Solid

Penetapan zat-zat sisa selama penguapan pada suhu 103-105°C. Total solid contoh diuapkan pada suhu 103-105°C kemudian ditimbang hingga konstan dan untuk *dissolved solid* contoh disaring terlebih dahulu dengan filter 0.45 mikron lalu filtrat diuapkan sedang *suspended solid* adalah zat yang tertahan pada filter.

- Uji Kalium dan Natrium (ASTM D-4192-93 dan ASTM D-4191-93)

Contoh langsung dibaca dengan menggunakan *atomic absorption spectrophotometer* (AAS) dengan panjang gelombang 589.6 untuk Na dan 766.5 untuk K.

- Uji Dissolved Oxygen (ppb) Metode Chemet's Komparator (ASTM D-5543-94)

Oksigen terlarut mereduksi *Rhodazine D* yang berwarna kuning muda menjadi merah muda dan warna yang terjadi dibandingkan dengan komparator DO Chemet's.

- Uji Nitrat (NO_3) (ASTM D-992-65)

Ion Sulfate dalam suasana asam dengan *barium chlorida* dan glyserin membentuk suspensi yang berwarna putih. Kekeruhan yang terjadi diukur intensitasnya dengan spektrophotometer pada panjang gelombang 425 nm.

- Uji Sulfat (ASTM D-516 Vol. 11.01)

Ion sulfat dalam suasana asam dengan *barium chlorida* dan glyserin membentuk suspensi yang berwarna putih. Kekeruhan yang terjadi diukur intensitasnya dengan spektrophotometer pada panjang gelombang 425 nm.

- Uji *Stability Index* dan *Saturity Index* (Langelir Indeks, Engineering Data Book, tenth edition, 1957)

Stabilty Index adalah angka yang dapat menunjukkan apakah air bersifat korosif atau dapat menimbulkan kerak. Dan untuk memperoleh *Stability Index* (SI) dan *Saturation Index* (SaI) diperlukan data analisa antara lain Total Solid, Suhu, Calsium Hardness, alkali dan pH air.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

Dalam mendirikan serta menjalankan sebuah perusahaan, terdapat beberapa unsur yang harus dimiliki oleh perusahaan. Unsur ini nantinya akan dipertimbangkan, diawasi serta akan menjadi perhatian supaya sebuah perusahaan dapat mencapai tujuannya. Unsur tersebut antara lain bergantung pada bentuk, struktur perusahaan dan manajemen perusahaan. Kinerja dari sebuah perusahaan akan dilihat pada salah satunya dari tim manajemen di dalamnya. Jika kinerja perusahaan baik, berarti didukung oleh kualitas para pemimpinnya. Para pemimpin ini dinilai dapat melakukan tugasnya dengan baik hingga berhasil memberikan evaluasi pada kondisi terkini dan masa depan. Sehingga lumrah, apabila manajemen perusahaan yang baik sangat bergantung kepada kualitas orang-orang yang memimpinya.

5.1 Bentuk Perusahaan

Penting untuk memiliki regulasi yang jelas saat berpikir untuk pertimbangan membentuk perusahaan yang akan digunakan oleh pengusaha atau pelaku bisnis lainnya. Bila telah ada tinjauan dan analisis yang memadai jika persyaratannya cukup, maka akan diikuti dan izin usaha yang sah akan diberikan sesuai dengan Undang-undang Republik Indonesia. Kejelasan dari struktur perusahaan, jumlah laba dan perolehan terkait pemasaran akan terlalu tinggi untuk memenuhi syarat sebagai sah. Badan usaha yang baru berdiri tidak dapat diajukan sembarangan karena semua syarat yang diperlukan harus dipenuhi agar usaha dan pelaku usaha lainnya dapat berjalan.

Badan usaha PT (perseroan terbatas) banyak menarik peminat atau pelaku usaha karena lebih familiar dan berbadan hukum. Undang-Undang nomor 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas mengatur bahwasanya didalam bentuk perusahaan PT sudah diawasi dan berbadan hukum jelas sehingga mendapatkan perlindungan konstitusi dibawah Undang-Undang. Berbeda halnya dengan bentuk perusahaan CV yang tidak berbadan hukum dan tidak dilindungi oleh Undang-Undang Republik Indonesia secara sah.

Menurut Undang-undang No. 40 tahun 2007, Perseroan Terbatas (PT) adalah badan usaha berbentuk badan hukum yang terbangun dari kumpulan modal investor, yang berdasarkan perjanjian, dan melakukan kegiatan jual-beli saham sebagai alat tukar yang sah dan diimplementasikan kedalam kumpulan modal tersebut pada pasar obligasinya (Pangestu & Aulia, 2007). Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham suatu perusahaan memiliki wewenang dan

tanggung jawab berdasarkan besarnya persentase kepemilikan saham suatu perusahaannya diluar dari aspek ekonomi pribadi dan investasi lainnya (Destiana, 2022). Ada beberapa faktor pertimbangan yang menjadi alasan pabrik amonium sulfat berbentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) antara lain:

- Status kepemilikan

Saham merupakan asset yang dapat dijual-belian dan menentukan status kepemilikan suatu perusahaan berdasarkan persentase kepemilikannya. Sistem saham yang lebih portable dan mudah berpindah tangan dapat melalui jual-beli hingga akuisisi. Berbeda dengan CV dimana tanda sah CV berbentuk akta usaha yang tidak dapat diperjual belikan dan tidak berbadan hukum sehingga tidak dapat diperjual belikan tetapi hanya mengandalkan investasi penanaman modal.

- Relasi Bisnis

Pemilihan bentuk usaha PT merupakan pilihan yang tepat untuk menjalani misi relasi bisnis. Dimana biasanya proyek pengadaan oleh pemerintah pusat maupun daerah bahkan swasta mengadakan lelang tender dimana dengan harga diatas 5 Miliar rupiah hanya bisa dilakukan oleh bentuk usaha PT sedangkan CV dapat melakukan pelelangan proyek atau tender dengan harga dibawah 5 Miliar rupiah. Untuk PT, sebagaimana bentuk perusahaan berbadan hukum yang sah dan legal, dapat memenuhi kebutuhannya secara mudah dari Investor, Bank, hingga Kreditor. Berbeda dengan CV yang sebagian besarnya modal sendiri dan susah mendapatkan pinjaman modal.

- Keberagaman Bisnis

Keuntungan dari bentuk usaha PT adalah dimana dapat menjalankan bisnisnya disegala bidang, berbeda dengan halnya CV yang hanya bisa mendirikan model perusahaannya dalam bidang tertentu.

- Perusahaan Berbadan Hukum

Kementrian Hukum dan HAM telah mengesahkan dan melegalkan bentuk usaha PT. Secara faktor keamanan didalam bentuk PT ini lebih aman dan dilindungi penuh secara hukum diluar perilaku menyimpang yang dilakukan. Identitas yang jelas dan sah suatu PT merupakan bukti dari perlindungan Undang-Undang yang dianut karena berbadan usaha PT. Kepercayaan konsumen akan bentuk perusahaan ini memungkinkan untuk melaju lebih jauh dibandingkan bentuk usaha lainnya

5.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang berperan penting dalam mendorong kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang diterapkan, karena dapat memengaruhi efektivitas komunikasi serta kinerja karyawan maupun perusahaan secara keseluruhan. Dalam menetapkan sistem organisasi yang akan digunakan, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan sebagai landasan dalam memilih struktur yang tepat, antara lain:

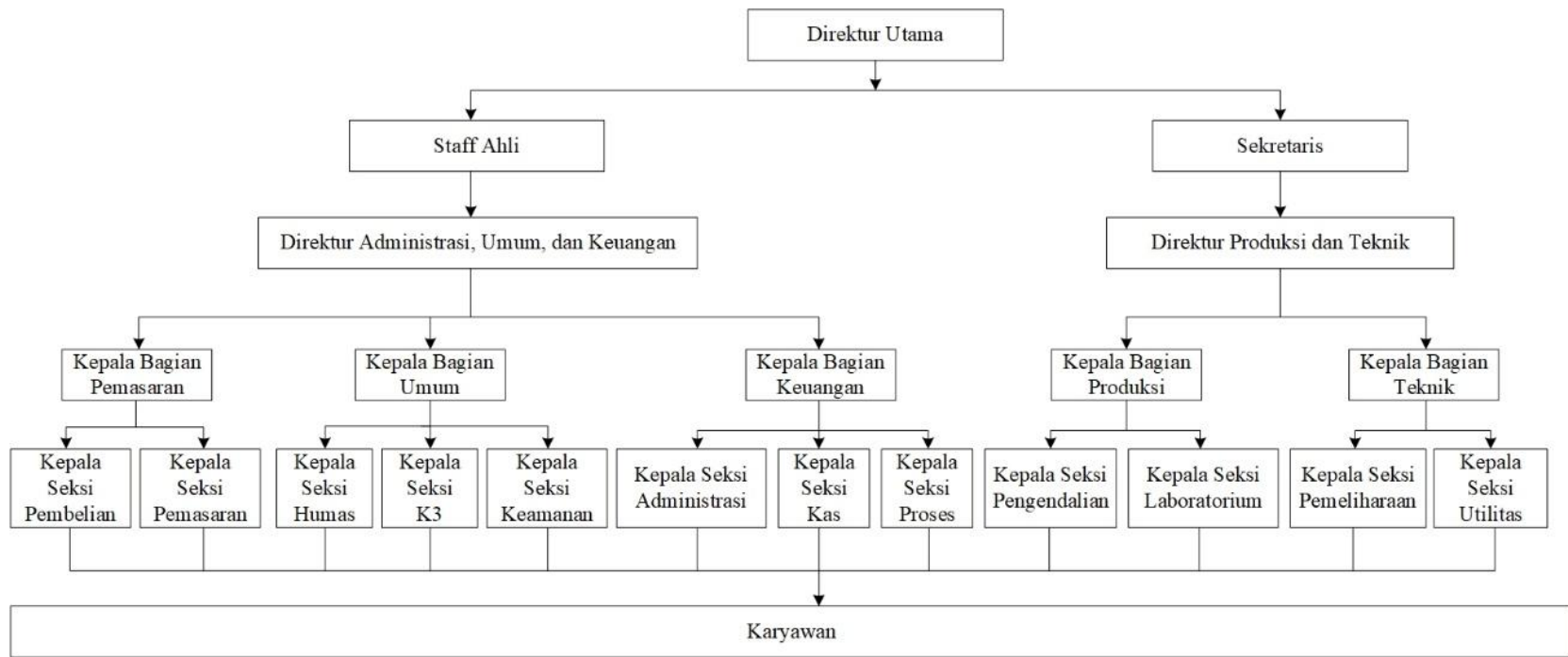
- Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja dengan jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem kontrol pekerjaan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan dasar-dasar tersebut, diputuskan untuk menggunakan sistem organisasi *line and staff*. Sistem ini memiliki garis kekuasaan yang lebih sederhana dan praktis dalam pembagian tugas kerja, di mana setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada satu atasan. Keputusan-keputusan yang berkaitan dengan perusahaan ditetapkan oleh pimpinan bersama staf yang tergabung dalam suatu dewan. Pembentukan staf ahli ditujukan untuk mempermudah tercapainya kelancaran produksi. Staf ahli merupakan individu yang memiliki keahlian di bidang tertentu dan bertugas memberikan pemikiran serta nasihat kepada Dewan Direksi demi mendukung kelancaran proses produksi. Terdapat dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem *line and staff* ini, yaitu:

1. Peran sebagai *line* dipegang oleh individu yang menjalankan tugas-tugas pokok organisasi dalam rangka pencapaian tujuan.
2. Sementara itu, peran sebagai *staff* dijalankan oleh individu yang bekerja berdasarkan keahlian khusus yang dimilikinya, dengan fungsi utama memberikan saran kepada unit operasional.

Dewan Komisaris memiliki peran dalam mewakili kepentingan para pemegang saham dalam fungsi pengawasan perusahaan. Kegiatan operasional perusahaan dipimpin oleh Direktur Utama dengan dukungan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum. Bidang produksi dan teknik berada di bawah koordinasi Direktur Produksi, sedangkan bidang pemasaran, keuangan, serta urusan umum menjadi tanggung jawab Direktur Keuangan dan Umum. Dalam pelaksanaan tugasnya, masing-masing direktur dibantu oleh beberapa kepala bagian yang memperoleh

pelimpahan wewenang dan tanggung jawab sesuai dengan fungsi yang dijalankan. Struktur organisasi perusahaan secara lengkap dapat dilihat pada Gambar 5.1. berikut :



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Pabrik Amonium Sulfat

5.3 Tugas dan Wewenang

5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sekelompok individu yang menghimpun modal untuk pendirian pabrik serta mendukung kelangsungan operasionalnya. Mereka merupakan pemilik perusahaan berdasarkan jumlah *saham* yang dimiliki. Dalam struktur Perseroan Terbatas (PT), kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang *Saham* (*RUPS*), yang umumnya diselenggarakan satu kali dalam setahun. Berdasarkan Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007, pemegang *saham* melalui *RUPS* memiliki wewenang sebagai berikut:

- Memiliki kewenangan untuk mengangkat, mengganti, maupun memberhentikan anggota Dewan Direksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku.
- Dalam pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (*RUPS*), para pemegang saham berhak memperoleh informasi dan penjelasan mengenai Perseroan yang disampaikan oleh Dewan Direksi dan/atau Dewan Komisaris.
- Berwenang menetapkan pengangkatan, penggantian, serta pemberhentian anggota Dewan Komisaris.
- Menyetujui rencana kerja perusahaan, laporan tahunan, serta penggunaan laba bersih, termasuk penetapan besarnya dana cadangan perusahaan. Sisa laba bersih setelah penyisihan cadangan selanjutnya dapat dibagikan kepada para pemegang saham dalam bentuk dividen.

5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris berperan sebagai pelaksana tugas sehari-hari mewakili kepentingan pemegang *saham* perusahaan. Struktur ini dipimpin oleh Komisaris Utama. Mengacu pada Peraturan OJK No. 57 Tahun 2017 Pasal 18, jumlah anggota Dewan Komisaris tidak boleh melebihi jumlah anggota Dewan Direksi. Namun, Pasal 19 mengatur bahwa perusahaan wajib memiliki setidaknya satu Komisaris Independen. Oleh karena itu, jumlah anggota Dewan Komisaris dalam perusahaan ini ditetapkan sebanyak dua orang. Adapun tugas dan wewenang dari Dewan Komisaris adalah sebagai berikut:

- Melakukan penelaahan serta memberikan persetujuan terhadap rencana yang diajukan Direksi terkait kebijakan umum perusahaan, penetapan sasaran perusahaan, pengalokasian sumber daya, serta strategi pemasaran.
- Memikul tanggung jawab secara pribadi atas kerugian yang dialami perseroan apabila terbukti melakukan kesalahan atau kelalaian dalam melaksanakan tugas dan kewajibannya.

- Menyampaikan pertanggungjawaban atas penyelenggaraan perusahaan kepada para pemegang saham.

5.3.3 Dewan Direksi

Dewan Direksi merupakan pucuk pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang memikul tanggung jawab atas kemajuan perusahaan. Tugas utama Dewan Direksi meliputi pengelolaan aset perusahaan serta pengaturan manajemen secara keseluruhan. Susunan Dewan Direksi terdiri dari Presiden Direktur, Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum, serta Direktur Komersial. Presiden Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas setiap tindakan maupun kebijakan yang diambil dalam kapasitasnya sebagai pimpinan perusahaan.

5.3.4 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan ini dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap perusahaan kepada dewan komisaris. Tugas dan wewenang Presiden Direktur antara lain:

- Menjalankan kewenangan perusahaan dan dapat mempertanggung-jawabkan tugasnya kepada para pemegang saham di akhir masa jabatannya.
- Menjaga kestabilan perusahaan dan membuat hubungan baik antara pemilik saham, karyawan, dan konsumen.
- Memiliki kewenangan untuk memberhentikan direktur dengan persetujuan Rapat Umum para pemegang saham.

5.3.5 Direktur Utama

Tugas utama direktur adalah koordinasi, manajemen, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan perusahaan sesuai dengan tanggung jawab dan wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Direktur terdiri dari Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas dari Direktur Produksi dan Teknik antara lain :

- Menjalankan tanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknis, dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

- Menjalankan tanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal keuangan dan pelayanan umum.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

5.3.6 Staff Ahli dan *Research & Development*

a. Staff Ahli

Staff Ahli terdiri bertugas dan bertanggung jawab untuk membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Selain itu, Staff Ahli juga bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan tanggung jawab kerja masing-masing. Tugas dan wewenang Staff Ahli meliputi :

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

b. Staff *Research & Development*

Staff *Research & Development* ini bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang penelitian dan pengembangan. Tugas dan wewenang Staff *Research & Development* antara lain :

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran suatu produk ke suatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

5.3.7 Kepala Bagian

Secara umum, tugas Kepala Bagian adalah mengatur, mengorganisir, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan arahan yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian juga bisa berperan sebagai Staff Direktur bersama dengan Staff Ahli. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur yang mengurus bidang tersebut. Kepala Bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam hal menjaga kualitas dan kestabilan proses produksi. Kepala Bagian Produksi memimpin seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium. Tugas Seksi Proses, antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

Tugas Seksi Pengendalian, antara lain :

- Memastikan dan menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Tugas Seksi Laboratorium, antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa kualitas bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berkaitan dengan limbah pabrik
- Membuat laporan rutin kepada Kepala Bagian Produksi

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam hal pemeliharaan peralatan proses serta utilitas. Kepala Bagian ini mengatur para kepala seksi yang menjadi bawahan kepada dia. Kepala Bagian Teknik mengatur seksi pemeliharaan dan seksi utilitas.

Tugas Seksi Pemeliharaan, antara lain :

- Melakukan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas Seksi utilitas, antara lain :

- Melakukan dan mengatur sarana utilitas agar memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air (*steam*), udara tekan, dan tenaga listrik.

c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Pemasaran membawahi Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran.

Tugas Seksi Pembelian, antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Memahami harga pasar dan kualitas bahan baku serta mengatur pengeluaran dan pemasukan bahan dan alat dari gudang.

Tugas Seksi Pemasaran, antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi

- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

d. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan ini bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Bagian Keuangan membawahi Seksi Administrasi dan Seksi Kas.

Tugas Seksi Administrasi, antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan

Tugas Seksi Kas, antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

e. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Umum membawahi Seksi Personalia, Seksi Humas, dan Seksi Keamanan.

Tugas Seksi Personalia, antara lain :

- Merekrut dan membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang baik tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

Tugas Seksi Humas, antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan

Tugas Seksi Keamanan, antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar-masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan

pabrik

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

5.3.8 Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

5.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik ini dirancang untuk beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dengan waktu operasi penuh 24 jam setiap harinya. Hari-hari yang tidak termasuk dalam jadwal produksi digunakan untuk kegiatan perawatan, perbaikan, dan *turn around*. Tenaga kerja di pabrik dibagi menjadi dua kategori, yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*. Berdasarkan Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 11 Tahun 2020 tentang Cipta Kerja pasal 77, ketentuan jam kerja yang diizinkan bagi tenaga kerja adalah maksimal 40 jam per minggu.

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shift* adalah direktur, manajer, staf ahli, sekretaris perusahaan, *superintendent*, *supervisor*, serta bagian administrasi. Rincian jadwal kerja karyawan *non shift* adalah sebagai berikut:

- Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (Istirahat: 12.00 – 13.00)
- Jumat : 07.0 – 16.30 (Istirahat : 11.30 – 13.00)

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga kerja yang terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan serta bagian yang berhubungan dengan keamanan pabrik. Kelompok ini mencakup operator produksi, karyawan bagian produksi, dan bagian keamanan. Pembagian *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 *Shift* Karyawan

| <i>Shift</i> | Karyawan Operasi | Karyawan Keamanan |
|--------------|-------------------|-------------------|
| Pagi | Jam 07.00 – 15.00 | Jam 06.00 –14.00 |
| Sore | Jam 15.00 – 23.00 | Jam 14.00 – 22.00 |

| <i>Shift</i> | Karyawan Operasi | Karyawan Keamanan |
|--------------|-------------------|-------------------|
| Malam | Jam 23.00 – 07.00 | Jam 22.00 – 06.00 |

Karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 5 hari kerja 1 hari libur pada *shift* pagi dan siang dan 5 hari kerja 3 hari libur pada *shift* malam. Untuk jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel 5.2.

Tabel 5. 2 Jadwal Kerja Untuk Setiap Regu

| Regu/Hari | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|-----------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| Regu 1 | L | P | P | P | P | P | L | S | S | S | S | S | L | M | M |
| Regu 2 | P | L | S | S | S | S | S | L | M | M | M | M | M | L | L |
| Regu 3 | S | S | L | M | M | M | M | M | L | L | L | P | P | P | P |
| Regu 4 | M | M | M | L | L | L | P | P | P | P | P | L | S | S | S |
| Regu/Hari | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| Regu 1 | M | M | M | L | L | L | P | P | P | P | P | L | S | S | S |
| Regu 2 | L | P | P | P | P | P | L | S | S | S | S | S | L | M | M |
| Regu 3 | P | L | S | S | S | S | S | L | M | M | M | M | M | L | L |
| Regu 4 | S | S | L | M | M | M | M | M | L | L | L | P | P | P | P |

Keterangan :

M : *Shift* malam

P : *Shift* pagi

S : *Shift* sore

L : Libur

5.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

Sistem gaji tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian karyawan. Pembagian kelompok karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga, yaitu :

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK, dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk pekerjaannya.

Disamping gaji rutin, setiap karyawan memperoleh bonus keuntungan tahunan yang biasanya tergantung laju produksinya. Bagi karyawan yang lembur diberikan upah tambahan dengan perhitungan sebagai berikut:

1. Untuk hari biasa, lembur 1 jam pertama sebesar 1,5 kali upah/jam.
2. Untuk hari minggu dan hari libur besarnya 2 kali upah/jam.
3. Bagi karyawan yang dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerja akan diberikan tambahan upah

5.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.6.1 Penggolongan Jabatan

Penggolongan jabatan harus berdasarkan dengan pendidikan tenaga kerja. Pada Tabel 5.3. dapat dilihat pembagian jabatan berdasarkan pendidikan

Tabel 5. 3 Jabatan dan Pendidikan

| No. | Jabatan | Prasyarat |
|-----|---------------------------------------|--|
| 1 | Dewan Komisaris | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Manajemen/Ekonomi • Sarjana Umum |
| 2 | Direktur Utama | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Teknik • Sarjana Teknik Kimia/Manajemen Industri |
| 3 | Direktur Produksi dan Teknik | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Teknik Sarjana Teknik • Kimia/Elektro/Mesin/Industri |
| 4 | Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Umum • Sarjana Manajemen/Psikologi |
| 5 | Direktur Komersial | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Umum • Sarjana Ilmu Pengembangan Bisnis/Ekonomi |

| No. | Jabatan | Prasyarat |
|-----|---|--|
| 6 | Sekretaris | <ul style="list-style-type: none"> • Magister Umum • Sarjana Umum |
| 7 | Staf Ahli | <ul style="list-style-type: none"> • Sarjana Teknik Kimia/Manajemen • Industri |
| 8 | Kepala Bagian | Sarjana (S-1) |
| 9 | Kepala Seksi (<i>Supervisor</i>) | Sarjana (S-1) |
| 10 | Ketua Regu | D3 |
| 11 | Karyawan | SMA/SMK/D3 |
| 12 | Sopir, Satpam dan <i>Cleaning Service</i> | SMA atau sederajat |

5.6.2 Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan pabrik harus diperhatikan dengan benar dan harus sesuai dengan kebutuhan. Pada Tabel 5.4 dapat dilihat rincian jumlah karyawan proses produksi, Tabel 5.5 menunjukkan rincian jumlah karyawan utilitas, Tabel 5.6 menunjukkan rincian jumlah karyawan dan gaji karyawan sesuai jabatan.

Tabel 5.4 Rincian Jumlah Karyawan Proses Produksi (Ulrich, 1984)

| No | Nama Alat | Jumlah Alat | Orang/alat x shift | Orang/shift |
|----|-------------------------|-------------|--------------------|-------------|
| 1 | <i>Heat Exchanger</i> | 2 | 0,1 | 0,2 |
| 2 | Reaktor | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 3 | Kompresor | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 4 | Kondensor | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 5 | <i>Hopper</i> | 4 | 0,2 | 0,8 |
| 6 | <i>Centrifuge</i> | 3 | 0,2 | 0,6 |
| 7 | <i>Belt conveyer</i> | 4 | 0,2 | 0,8 |
| 8 | <i>Screw conveyer</i> | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 9 | <i>Air heater</i> | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 10 | Blower | 2 | 0,1 | 0,2 |
| 11 | <i>Rotary dryer</i> | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 12 | <i>Vibrating screen</i> | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 13 | <i>Crusher</i> | 1 | 1 | 1 |

| | | | | |
|-------|------------------------|---|------|------|
| 14 | <i>Cyclone</i> | 1 | 0,05 | 0,05 |
| 16 | <i>Silo</i> | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 17 | <i>Fan</i> | 1 | 0,05 | 0,05 |
| 18 | <i>Storage vessel</i> | 4 | 0.05 | 0,2 |
| 19 | <i>Rotary Packer</i> | 2 | 0,1 | 0,2 |
| 20 | <i>Bucket Elevator</i> | 2 | 0,2 | 0,8 |
| Total | | | | 6,35 |

*) Sumber: Peters: *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, Tabel 21 Hal. 198; Kenneth: *Project and Cost Engineering Handbook*, 4th Ed Tabel 3.7 Hal. 71: Tabel 6-2 Hal 329: Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*.

Jumlah karyawan tiap *shift* = 6,35 ≈ 7
 Jumlah karyawan proses produksi = Jumlah regu x jumlah karyawan tiap *shift*
 Total karyawan proses produksi = 4 x 7
 Total karyawan proses produksi = 28 orang

Tabel 5. 5 Rincian Jumlah Karyawan Utilitas

| No. | Nama Unit | Jumlah Alat | Operator/ Alat/Shift* | Orang /shift |
|--|---|-------------|-----------------------|--------------|
| 1 | Unit Penyediaan Air | 1 | 2 | 2 |
| 2 | Unit Penyediaan Steam Boiler | 1 | 1 | 1 |
| 3 | Unit Penyediaan Listrik | 1 | 0.5 | 0,5 |
| 4 | Pengadaan Udara Tekan / Udara Instrumen | 1 | 1 | 1 |
| 5 | Unit pengolahan limbah | 1 | 2 | 2 |
| 6 | Unit Penyediaan Bahan Bakar | 1 | 1 | 1 |
| Jumlah karyawan utilitas tiap <i>shift</i> | | | | 7,5 |

*) Sumber: Tabel 6-2 Hal 329: Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*; Peters: *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, Tabel 21 Hal. 198

Jumlah karyawan tiap *shift* = 7,5 ≈ 7
 Jumlah karyawan proses produksi = Jumlah regu x jumlah karyawan tiap *shift*
 Karyawan tiap *shift* = 4 x 7
 Karyawan tiap *shift* = 28 orang

Tabel 5.6 Rincian Jumlah Karyawan dan Gaji

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/bulan (Rp) |
|------------------------|--|------------|-----------------------|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp.45.000.000 |
| 2 | Sekretaris | 1 | Rp.12.000.000 |
| 3 | Staff Ahli | 2 | Rp.10.000.000 |
| 4 | <i>Research and Development</i> | 3 | Rp.8.000.000 |
| 5 | Direktur Administrasi & Keuangan | 1 | Rp.20.000.000 |
| 6 | Direktur Produksi & Teknik | 1 | Rp.22.000.000 |
| 4 | Kepala Bagian | 5 | Rp.11.000.000 |
| 5 | Kepala Seksi | 12 | Rp.9.000.000 |
| 6 | Karyawan Utilitas | 28 | Rp.7.500.000 |
| 8 | Karyawan Proses | 28 | Rp.8.000.000 |
| 9 | Karyawan Laboratorium | 8 | Rp.7.000.000 |
| 10 | Karyawan K3 dan HSE | 4 | Rp.7.000.000 |
| 11 | Karyawan Pengendalian Proses | 4 | Rp.7.500.000 |
| 12 | Karyawan Teknik & Pemeliharaan Mekanik | 4 | Rp.7.500.000 |
| 13 | Karyawan Instrumen Listrik | 4 | Rp.7.500.000 |
| 14 | Karyawan SDM & Umum | 3 | Rp.7.000.000 |
| 15 | Karyawan Bagian Pembelian | 3 | Rp.7.000.000 |
| 16 | Karyawan Penunjang Medis | 3 | Rp.6.000.000 |
| 17 | Karyawan Pemasaran & Distribusi | 3 | Rp.7.000.000 |
| 18 | Karyawan Administrasi | 3 | Rp.7.000.000 |
| 19 | Karyawan Kas | 3 | Rp.7.000.000 |
| 19 | <i>Cleaning Service</i> | 8 | Rp.5.200.000 |
| 20 | Satpam | 8 | Rp.5.200.000 |
| 21 | Sopir | 8 | Rp.5.200.000 |
| Jumlah Karyawan | | 148 | Rp.960.200.000 |

5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai upaya meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan menyediakan berbagai sarana dan fasilitas pendukung, antara lain:

a. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang berlokasi di dalam area kerja sebagai bentuk pertolongan pertama bagi karyawan selama jam operasional. Selain itu, perusahaan juga bekerja sama dengan rumah sakit sebagai tempat rujukan bagi karyawan yang mengalami gangguan kesehatan, baik yang disebabkan oleh kecelakaan kerja maupun non-kecelakaan. Pembiayaan pengobatan diatur sesuai ketentuan dalam peraturan perundang-undangan ketenagakerjaan serta kebijakan internal.

b. Fasilitas Pendidikan

Perusahaan memberikan beasiswa kepada anak-anak karyawan yang menunjukkan prestasi di sekolah, dengan pendanaan yang bersumber dari program *Corporate Social Responsibility* (CSR). Di samping itu, perusahaan juga berkomitmen untuk meningkatkan kualitas sumber daya manusia melalui kegiatan pendidikan, pelatihan, dan pembinaan. Upaya ini bertujuan untuk memberikan kesempatan kepada karyawan dalam mengembangkan diri sesuai dengan potensi dan kemampuan yang dimiliki :

c. Fasilitas asuransi

Fasilitas ini disediakan untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan dari risiko yang tidak diharapkan, sesuai dengan ketentuan dan kebijakan yang berlaku dalam peraturan perundang-undangan ketenagakerjaan.

d. Tunjangan

- Tunjangan jabatan diberikan kepada karyawan sesuai dengan posisi atau jabatan yang diemban dalam perusahaan.
- Tunjangan kerja lembur diberikan berdasarkan jumlah jam kerja yang dilakukan di luar jam kerja normal.
- Tunjangan menikah dan memiliki anak
- Tunjangan transportasi
- Tunjangan hari raya

e. Fasilitas Kantin

Perusahaan menyediakan fasilitas kantin untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan

yang letaknya dipusatkan di gedung kantor. Seluruh biaya penyediaan dan pengelolaan fasilitas ini sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.

f. Fasilitas Beribadah

Perusahaan menyediakan mushola di area perusahaan.

g. Peralatan *Safety*

Perusahaan menyediakan berbagai perlengkapan keselamatan kerja bagi karyawan seperti *safety helmet*, *safety shoes*, masker, *goggles*, *glove* dan alat-alat *safety* lainnya yang diperlukan untuk mendukung keamanan dan Kesehatan kerja.

h. Cuti

Ketentuan cuti terhadap karyawan diberikan mengacu pada Peraturan Badan Kepegawaian Nasional (BKN) Nomor 7 Tahun 2022, dengan ketentuan sebagai berikut.

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan dengan hak sebanyak 12 hari kerja dalam satu tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang mengalami kondisi kesehatan tertentu dengan durasi minimal 1 hari sampai 14 hari. Pengajuan cuti dilakukan dengan pengajuan kepada perusahaan dan melampirkan surat keterangan dokter.
- Cuti melahirkan diberikan kepada karyawan wanita yang menjalani proses persalinan dan menyusui, dengan jangka waktu cuti selama 90 hari kerja.
- Cuti bersama

5.8 Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Pabrik ini menerapkan kebijakan menyeluruh dalam hal perencanaan, pelaksanaan, pemantauan, serta pemeliharaan instalasi peralatan dan keselamatan serta kesehatan kerja (K3) bagi karyawan. Seluruh aspek tersebut berada di bawah tanggung jawab Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan. Kebijakan ini bertujuan untuk meminimalkan risiko kerugian baik akibat kecelakaan kerja maupun non-kecelakaan.

a. Peraturan Pemerintah Nomor 22 Tahun 2021

Mengatur tentang penyelenggaraan perlindungan dan pengelolaan lingkungan hidup sebagai pedoman dalam menjaga kelestarian lingkungan.

b. Undang – Undang Nomor 1 Tahun 1970

Mengatur mengenai keselamatan kerja guna menjamin perlindungan dan keamanan karyawan selama menjalankan aktivitas kerja.

- c. Undang - Undang Nomor 22 Tahun 1951
Mengatur ketentuan mengenai pemberian ganti rugi atas kecelakaan yang terjadi dalam hubungan kerja.
- d. Peraturan Pemerintah Nomor 4 Tahun 1982
Memuat ketentuan pokok terkait pengolahan lingkungan hidup sebagai dasar dalam upaya pelestarian lingkungan.
- e. Peraturan Pemerintah Nomor 29 Tahun 1986
Mengatur pelaksanaan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL) sebagai persyaratan dalam kegiatan yang berpotensi menimbulkan dampak terhadap lingkungan.
- f. Peraturan Gubernur Jawa Timur No.10/2009
Menetapkan baku mutu udara ambien dan batas emisi yang dihasilkan oleh sumber tidak bergerak di wilayah Jawa Timur.
- g. Peraturan Gubernur Jawa Timur No. 72/2013
Mengatur baku mutu air limbah yang wajib dipenuhi bagi industri dan berbagai kegiatan usaha lainnya sebelum limbah dibuang ke lingkungan.
- h. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan RI No. P.68/2016
Mengatur mengenai baku mutu air limbah domestik yang harus dipenuhi sebelum limbah dibuang ke lingkungan.
- i. Keputusan Menteri Lingkungan Hidup RI No.Kep 48/1996
Menetapkan baku tingkat kebisingan sebagai acuan dalam pengendalian dan pemantauan kebisingan untuk melindungi kesehatan manusia serta kualitas lingkungan.

5.9 Corporate Social Responsibility (CSR)

Menurut World Business Council on Sustainable Development, CSR (*Corporate Social Responsibility*) merupakan komitmen jangka panjang perusahaan untuk mendukung pembangunan ekonomi dengan tetap memperhatikan peningkatan kualitas hidup karyawan, keluarga mereka, komunitas, dan masyarakat secara lebih luas.

CSR dipandang sebagai bentuk investasi jangka panjang perusahaan menuju pembangunan berkelanjutan, mencakup aspek ekonomi, sosial, dan lingkungan, baik secara internal maupun eksternal. Pelaksanaan program CSR di pabrik ini didasari oleh semangat menciptakan hubungan yang harmonis antara perusahaan dan pemangku kepentingan, demi kesejahteraan bersama dan kelestarian lingkungan.

Di Indonesia, pelaksanaan CSR mengalami perkembangan yang semakin pesat sejak disahkannya Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas serta Undang-Undang Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, yang sama-sama menegaskan pentingnya tanggung jawab sosial perusahaan. Penerapan CSR memberikan dampak positif tidak hanya bagi masyarakat, tetapi juga bagi perusahaan yang menjalankannya. Adapun beberapa manfaatnya antara lain:

1. Bagi masyarakat

CSR membantu meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar melalui pemberian beasiswa bagi anak kurang mampu serta pembangunan fasilitas umum yang bermanfaat bagi warga di sekitar perusahaan.

2. Bagi perusahaan

CSR meningkatkan citra dan reputasi perusahaan, memperluas peluang kerja sama, memperkuat merek di mata publik, serta mendorong lahirnya inovasi.

BAB VI

TROUBLESHOOTING

Troubleshooting adalah istilah yang menunjukkan suatu bentuk penyelesaian terhadap permasalahan yang terjadi. Istilah ini juga dapat diartikan sebagai proses untuk mencari penyebab terjadinya suatu masalah, khususnya pada peralatan pabrik kimia, serta menentukan cara penanganan yang tepat agar permasalahan dapat diselesaikan sesuai prosedur. Pentingnya melakukan analisis *troubleshooting* adalah untuk mencegah kemungkinan terjadinya gangguan pada pabrik, sehingga penyebab masalah, risiko yang ditimbulkan akibat *trouble*, serta alternatif penyelesaiannya dapat diketahui sejak awal (Dewi & WP, 2019). *Troubleshooting* tidak hanya bertujuan untuk memperbaiki kerusakan atau gangguan proses, tetapi juga untuk menjaga umur operasi peralatan, meningkatkan efisiensi biaya produksi, serta mencegah bahaya keselamatan yang berkaitan dengan proses produksi Amonium Sulfat. Dengan adanya *troubleshooting* ini diharapkan risiko kecelakaan kerja, kerugian proses, serta kegagalan operasi dapat diminimalisir berdasarkan solusi yang tepat. Apabila risiko kerugian, kegagalan proses, dan kecelakaan kerja dapat ditekan, maka kondisi lingkungan kerja akan menjadi lebih aman, nyaman, dan produktif sehingga tercipta suasana kerja yang kondusif dan mendukung kelancaran operasional pabrik. Berikut adalah rancangan *troubleshooting* dari alat-alat yang digunakan pada proses pembuatan Amonium Sulfat.

6.1 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Penyimpanan

Tabel 6. 1 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Penyimpanan

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|---------------------------------------|---|------------------------|---|--|---|--|
| 1. | Tangki penyimpanan amonia (T-01) | Penyimpanan amonia cair kemurnian 99,5% pada suhu 30°C dan tekanan 12 atm | Tekanan terlalu tinggi | Kegagalan sistem pendingin, <i>overflowing</i> , paparan panas lingkungan | Risiko kebocoran atau ledakan tangki, pelepasan gas amonia beracun | <i>Pressure safety valve (PSV), pressure indicator</i> ; alarm tekanan tinggi | Melakukan inspeksi rutin PSV, menjaga sistem pendingin tetap optimal, <i>monitoring</i> tekanan secara berkala |
| 2. | Tangki penyimpanan ammonia (T-01) | Penyimpanan amonia cair | Kebocoran amonia | Korosi tangki/pipa, sambungan <i>flange</i> rusak, gasket aus | Paparan gas beracun, bahaya kesehatan pekerja, pencemaran lingkungan | <i>Gas detector; emergency shutdown system</i> , APD | Pemeriksaan ketebalan tangki dan pipa secara berkala, penggantian gasket, pelatihan tanggap darurat |
| 3. | Tangki penyimpanan asam sulfat (T-02) | Penyimpanan asam sulfat 98% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm | Kebocoran asam sulfat | Korosi material, kerusakan <i>valve</i> atau <i>flange</i> | Korosi area sekitar, bahaya luka bakar kimia, pencemaran lingkungan | <i>Secondary containment, corrosion resistant material</i> , APD | Menggunakan material tahan korosi, inspeksi berkala pada <i>valve</i> dan sambungan |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|---------------------------------------|---|--------------------------------|--|---|--------------------------------------|--|
| 4. | Tangki penyimpanan asam sulfat (T-02) | Penyimpanan asam sulfat | Suhu terlalu tinggi | Paparan panas eksternal, kegagalan pendinginan | Peningkatan laju korosi, penurunan kualitas bahan baku | Temperature indicator dan alarm suhu | Menambahkan sistem isolasi termal dan monitoring suhu otomatis |
| 5. | Pompa amonia | Pemompaan amonia cair menuju heat exchanger | Aliran rendah/tidak ada aliran | Kerusakan impeller, cavitation, kegagalan motor pompa | Suplai amonia ke reaktor terganggu, proses produksi menurun | Flow indicator, standby pump | Perawatan pompa berkala, memastikan NPSH cukup, menyediakan pompa cadangan |
| 6. | Heat exchanger amonia | Pemanasan amonia dari 30°C menjadi 105°C | Temperatur outlet rendah | Fouling, steam supply kurang, kerusakan heat exchanger | Amonia tidak sepenuhnya menjadi gas, efisiensi reaksi menurun | Temperature controller dan alarm | Cleaning heat exchanger secara rutin dan pemeriksaan utilitas steam |
| 7. | Heat exchanger amonia | Pemanasan amonia | Temperatur terlalu tinggi | Kegagalan kontrol temperatur | Tekanan meningkat, risiko kerusakan pipa dan peralatan | Temperature alarm dan control valve | Kalibrasi instrument secara berkala dan pemasangan interlock temperatur |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|-----------------------------------|--|--|---|---|---|---|
| 8. | Pompa asam sulfat | Pemompaan asam sulfat menuju <i>heat exchanger</i> | Aliran rendah | Penyumbatan pipa, kerusakan pompa | Jumlah asam sulfat ke reaktor tidak sesuai, konversi reaksi menurun | <i>Flow meter</i> dan alarm | Pemeriksaan jalur pipa dan <i>maintenance</i> pompa rutin |
| 9. | <i>Heat exchanger</i> asam sulfat | Pemanasan asam sulfat dari 30°C menjadi 105°C | Temperatur <i>outlet</i> rendah | <i>Fouling</i> pada <i>heat exchanger</i> ; <i>steam</i> tidak stabil | Reaksi di reaktor tidak optimal | <i>Temperature controller</i> | Pembersihan <i>heat exchanger</i> dan pengecekan suplai <i>steam</i> secara berkala |
| 10. | Jalur <i>sparger</i> amonia | Penyaluran gas amonia menuju reaktor | Penyumbatan <i>sparger</i> | Endapan atau korosi pada <i>sparger</i> | Distribusi gas tidak merata, efisiensi reaksi menurun | <i>Pressure indicator</i> | Pembersihan <i>sparger</i> secara rutin dan inspeksi kondisi material |
| 11. | <i>Silo</i> (SL-01) | Penyimpanan sementara produk | <i>Bridging</i> atau <i>rat-holing</i> | Ukuran partikel tidak seragam, kelembapan tinggi | Produk sulit keluar dari <i>silo</i> | <i>Aeration system</i> dan <i>level indicator</i> | Pengontrolan kadar air produk dan pemasangan <i>vibrator silo</i> |

Referensi : *Environmental Science & Engineering Magazine*, April 2022; Desai & Shah, 2013; Apriani et al., 2016; Riddick et al., 2014

6.2 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Transportasi

Tabel 6. 2 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Transportasi

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|---|---|----------------------------|--|--|--|---|
| 1. | <i>Belt Conveyor</i> (BC-01, BC-02, BC-03, BC-04) | Mengangkut kristal amonium sulfat antar unit proses | <i>Belt</i> tidak bergerak | Motor penggerak rusak, putusnya belt, gangguan listrik | Aliran material terhenti, penumpukan produk pada unit sebelumnya | <i>Motor protection</i> dan <i>emergency stop</i> | Pemeriksaan motor dan <i>belt</i> secara berkala serta menyediakan <i>belt</i> cadangan |
| 2. | <i>Belt Conveyor</i> | Transportasi kristal amonium sulfat | <i>Belt slip</i> | Tegangan <i>belt</i> kurang, <i>pulley</i> aus, beban berlebih | Penurunan kapasitas transportasi dan kerusakan <i>belt</i> | <i>Belt tensioner</i> dan <i>overload protection</i> | Penyetelan tegangan <i>belt</i> secara rutin dan pengontrolan kapasitas umpan |
| 3. | <i>Belt Conveyor</i> | Transportasi produk | Tumpahan material | Posisi <i>belt</i> tidak center, kelebihan muatan | Kehilangan produk, area kerja kotor dan licin | <i>Cover conveyor</i> dan <i>housekeeping</i> | Melakukan <i>alignment belt</i> dan pengaturan <i>feed rate</i> |
| 4. | <i>Screw Conveyor</i> (SC-01) | Mengangkut kristal basah menuju <i>rotary dryer</i> | <i>Screw</i> macet | Penumpukan kristal, kadar air terlalu tinggi | Gangguan aliran material ke <i>dryer</i> | <i>Overload relay</i> dan inspeksi visual | Pembersihan <i>screw conveyor</i> secara rutin dan pengontrolan kadar air produk |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|---------------------------------------|---|--------------------------------|---|---|---|--|
| 5. | <i>Screw Conveyor</i> | Transportasi kristal basah | Kecepatan putaran tidak stabil | Kerusakan <i>gearbox</i> atau motor | Aliran material tidak konstan | <i>Speed controller</i> | Perawatan <i>gearbox</i> dan kalibrasi motor secara berkala |
| 6. | <i>Bucket Elevator</i> (BE-01, BE-02) | Mengangkat kristal amonium sulfat ke elevasi lebih tinggi | <i>Bucket</i> putus atau rusak | Beban berlebih, keausan material | Transportasi produk terhenti, tumpahan material | <i>Safety switch</i> dan <i>overload protection</i> | Penggantian <i>bucket</i> yang aus dan pengaturan kapasitas operasi |
| 7. | <i>Bucket Elevator</i> | Pengangkutan kristal | <i>Bucket slip</i> | Tegangan rantai/ <i>belt</i> kurang | Kapasitas pengangkutan menurun | Sensor kecepatan | Pemeriksaan dan penyetelan rantai/ <i>belt</i> secara berkala |
| 8. | <i>Hopper</i> (HP-04) | Penampungan sementara kristal sebelum pengemasan | Penyumbatan <i>hopper</i> | Penggumpalan kristal akibat kelembapan tinggi | Aliran produk menuju <i>conveyor</i> terganggu | <i>Vibrator hopper</i> | Menjaga kelembapan produk dan pembersihan <i>hopper</i> secara rutin |
| 9. | Pipa dan Jalur Transportasi | Jalur perpindahan material antar alat | Korosi atau kebocoran | Paparan lingkungan korosif dan umur peralatan | Kehilangan material dan kontaminasi lingkungan | Inspeksi berkala dan material tahan korosi | Penggantian pipa yang mengalami korosi dan <i>coating</i> pelindung |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|------------------|---------------------------------------|----------------------------|--|--|-------------------------------|---|
| 10. | Unit Pengemasan | Pengisian produk ke kantong 50 kg | Berat kemasan tidak sesuai | Timbangan tidak terkalibrasi | Ketidaksesuaian spesifikasi produk dan kerugian perusahaan | <i>Weight controller</i> | Kalibrasi timbangan secara rutin |
| 11. | Unit Pengemasan | Penjahitan dan <i>sealing</i> kemasan | Kemasan bocor | Jahitan tidak rapat atau kerusakan kantong | Kehilangan produk saat distribusi | <i>Quality control</i> produk | Pemeriksaan kualitas jahitan dan penggunaan kantong standar |

Referensi : Velmurugan et al., 2014; Aoulmi et al., 2019; Liu, 2015; Primantara et al., 2025

6.3 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Penukar Panas

Tabel 6. 3 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Penukar Panas

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|--------------------------------------|--|---------------------------------|--|---|---|---|
| 1. | <i>Heat Exchanger</i> Amonia (HE-01) | Memanaskan amonia cair dari 30°C menjadi 105°C hingga berubah fase menjadi gas | Temperatur <i>outlet</i> rendah | <i>Fouling</i> pada permukaan perpindahan panas, suplai steam kurang | Amonia tidak sepenuhnya menguap sehingga mengganggu reaksi di reaktor | <i>Temperature indicator</i> dan <i>flow controller</i> | Membersihkan heat exchanger secara berkala dan memastikan suplai steam stabil |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|--|--|---|---|--|---|--|
| 2. | <i>Heat Exchanger</i> Amonia (HE-01) | Pemanasan amonia | Temperatur <i>outlet</i> terlalu tinggi | Kerusakan <i>control valve</i> atau <i>temperature controller</i> | Tekanan meningkat dan berpotensi merusak pipa/peralatan | <i>High temperature alarm</i> | Kalibrasi instrumen dan pengecekan <i>control valve</i> secara rutin |
| 3. | <i>Heat Exchanger</i> Amonia (HE-01) | Pemanasan amonia | Tekanan terlalu tinggi | Penyumbatan aliran keluar atau <i>overpressure steam</i> | Risiko kebocoran dan kerusakan <i>heat exchanger</i> | <i>Pressure safety valve (PSV)</i> | Pemeriksaan jalur aliran dan inspeksi PSV secara berkala |
| 4. | <i>Heat Exchanger</i> Amonia (HE-01) | Pemanasan amonia | Kebocoran fluida | Korosi, <i>gasket</i> rusak, <i>tube</i> pecah | Kehilangan bahan baku dan potensi paparan amonia beracun | <i>Leak detector</i> dan inspeksi berkala | Penggantian <i>gasket</i> dan pemeriksaan ketebalan <i>tube</i> |
| 5. | <i>Heat Exchanger</i> Asam Sulfat (HE-02) | Memanaskan asam sulfat dari 30°C menjadi 105°C | Temperatur <i>outlet</i> rendah | Fouling dan perpindahan panas tidak optimal | Temperatur umpan reaktor tidak sesuai kondisi operasi | <i>Temperature controller</i> | <i>Cleaning heat exchanger</i> dan pengecekan utilitas pemanas |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|------------------------------------|--|-----------------------------------|--|---|--|--|
| 6. | Heat Exchanger Asam Sulfat (HE-02) | Pemanasan asam sulfat | Korosi pada <i>tube</i> | Sifat korosif asam sulfat dan material tidak sesuai | Kebocoran fluida dan kerusakan alat | Material tahan korosi dan inspeksi berkala | Menggunakan material <i>corrosion resistant</i> dan <i>coating</i> pelindung |
| 7. | Heat Exchanger Asam Sulfat (HE-02) | Pemanasan asam sulfat | Aliran fluida rendah | Penyumbatan pipa atau kerusakan pompa | Kapasitas produksi menurun | <i>Flow indicator</i> dan alarm | Pemeriksaan jalur perpipaan dan <i>maintenance</i> pompa |
| 8. | Jaket Pendingin Reaktor Saturator | Mengontrol temperatur reaktor pada 105–106°C | Temperatur reaktor terlalu tinggi | Laju <i>cooling water</i> kurang atau aliran tersumbat | Reaksi tidak terkendali dan risiko penggumpalan kristal | <i>Temperature controller</i> dan <i>alarm</i> | Memastikan aliran <i>cooling water</i> stabil dan membersihkan jalur pendingin |
| 9. | Jaket Pendingin Reaktor Saturator | Pendinginan reaktor | Kebocoran <i>cooling water</i> | Korosi atau kerusakan sambungan | Kontaminasi proses dan penurunan efisiensi pendinginan | Pressure test dan inspeksi rutin | Penggantian <i>gasket</i> /pipa yang rusak |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|-----------------------------|--|---------------------------------|--|--|--|---|
| 10. | Kondensor (CD-01) | Mengkondensasikan uap keluar saturator | Kondensasi tidak sempurna | Temperatur <i>cooling water</i> terlalu tinggi atau <i>fouling</i> | Uap keluar ke lingkungan dan kehilangan produk | <i>Temperature indicator</i> dan <i>cooling water controller</i> | Pembersihan kondensor dan <i>monitoring</i> temperatur <i>cooling water</i> |
| 11. | Kondensor (CD-01) | Kondensasi uap proses | Tekanan kondensor tinggi | Penumpukan gas <i>non-condensable</i> | Penurunan efisiensi kondensasi | <i>Vent system</i> dan <i>pressure indicator</i> | <i>Purging</i> gas <i>non-condensable</i> secara berkala |
| 16. | <i>Steam Heater</i> (AH-03) | Memanaskan udara pengering dari 30°C menjadi 115°C | Temperatur udara rendah | <i>Steam supply</i> kurang atau <i>fouling</i> | Pengeringan produk tidak optimal | <i>Temperature controller</i> | Pemeriksaan <i>steam trap</i> dan <i>cleaning heater</i> |
| 17. | <i>Steam Heater</i> (AH-03) | Pemanasan udara pengering | Temperatur udara terlalu tinggi | Kegagalan sistem kontrol | Produk dapat rusak atau menggumpal | <i>High temperature alarm</i> | Kalibrasi alat kontrol temperatur secara berkala |

Referensi : Isah et al., 2019; Yousif et al, 2005;

6.4 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Reaksi

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|--------------------------|--|---|--|--|---|---|
| 1. | Reaktor Saturator (R-01) | Reaksi netralisasi dan kristalisasi amonium sulfat pada suhu 105°C dan tekanan 1 atm | Temperatur terlalu tinggi | Laju reaksi terlalu cepat, aliran <i>cooling water</i> kurang, kegagalan jaket pendingin | Penguapan berlebih, pembentukan kerak, kerusakan peralatan | <i>Temperature controller</i> , alarm suhu tinggi | Meningkatkan kontrol laju <i>cooling water</i> dan inspeksi sistem pendingin secara rutin |
| 2. | Reaktor Saturator (R-01) | Proses reaksi dan kristalisasi | Temperatur terlalu rendah | <i>Cooling water</i> berlebih, suplai reaktan kurang | Reaksi tidak optimal dan kristalisasi terganggu | <i>Temperature indicator</i> | Pengaturan laju <i>cooling water</i> dan <i>monitoring</i> suhu secara kontinu |
| 3. | Reaktor Saturator (R-01) | Operasi reaktor | Tekanan terlalu tinggi | Penyumbatan saluran gas/uap, pembentukan kristal berlebih | Risiko kebocoran dan kerusakan reaktor | <i>Pressure safety valve</i> (PSV), <i>pressure alarm</i> | Pemeriksaan jalur outlet dan pembersihan kristal secara berkala |
| 4. | Reaktor Saturator (R-01) | Reaksi amonia dan asam sulfat | Rasio NH ₃ dan H ₂ SO ₄ tidak sesuai | <i>Gangguan flow control</i> atau kerusakan flow meter | Produk <i>off-spec</i> dan efisiensi reaksi menurun | <i>Flow controller</i> dan <i>flow indicator</i> | Kalibrasi <i>flow meter</i> dan pengecekan <i>control valve</i> |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|--------------------------|---|---|---|---|----------------------------------|---|
| 5. | Reaktor Saturator (R-01) | Pembentukan kristal amonium sulfat | Konsentrasi kristal terlalu tinggi (>50%) | Pengadukan kurang baik atau pengeluaran <i>slurry</i> terhambat | Penggumpalan kristal dan penyumbatan outlet bawah reaktor | Agitasi dan <i>level control</i> | Menjaga konsentrasi <i>slurry</i> dan melakukan <i>flushing</i> berkala |
| 6. | <i>Sparger</i> Amonia | Distribusi gas amonia ke dalam saturator | <i>Sparger</i> tersumbat | Endapan kristal atau korosi | Distribusi amonia tidak merata dan reaksi tidak sempurna | <i>Pressure indicator</i> | Pembersihan <i>sparger</i> secara berkala |
| 6. | Sistem Pengaduk Udara | Pengadukan <i>slurry</i> di dalam saturator | Pengadukan tidak optimal | Kompresor udara bermasalah atau aliran udara rendah | Kristal menggumpal dan pengendapan tidak merata | <i>Air flow indicator</i> | Pemeriksaan kompresor dan jalur udara secara rutin |
| 7. | Jalur Umpan Asam Sulfat | Distribusi asam sulfat ke dalam reaktor | Kebocoran asam sulfat | Korosi pipa atau sambungan <i>flange</i> rusak | Bahaya korosi dan keselamatan kerja | Material tahan korosi dan APD | Inspeksi ketebalan pipa dan penggantian gasket |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----------|-----------------------------|--|---------------------------|---|---|----------------------------------|--|
| 8. | Reaktor Saturator (R-01) | Pengendalian level larutan 70–80% volume | Level terlalu tinggi | Laju umpan terlalu besar atau outlet slurry tersumbat | Overflow reaktor dan gangguan operasi | Level controller dan level alarm | Pengaturan feed flow dan pemeriksaan outlet slurry |
| 9. | Reaktor Saturator (R-01) | Pengendalian level larutan | Level terlalu rendah | Laju umpan kurang atau kebocoran sistem | Reaksi tidak stabil dan pembentukan kristal terganggu | Level indicator | Monitoring level secara kontinu |
| 10. | Kondensor (CD-01) | Mengkondensasikan uap dari saturator | Kondensasi tidak sempurna | Cooling water kurang atau fouling kondensor | Kehilangan uap dan penurunan efisiensi proses | Temperature controller | Pembersihan kondensor dan pengecekan cooling water |
| 11. | Tangki Mother Liquor (T-03) | Penampungan dan recycle mother liquor | Level terlalu tinggi | Recycle berlebih atau pompa transfer bermasalah | Overflow mother liquor | Level alarm | Pengaturan recycle flow dan inspeksi pompa |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|-----|---|---|------------------------|--|--|---------------------|--|
| 12. | Pompa <i>Recycle</i> <i>Mother</i> <i>Liquor</i> | Mengalirkan <i>mother liquor</i> kembali ke saturator | Pompa gagal beroperasi | Kerusakan motor atau <i>cavitation</i> | Gangguan keseimbangan larutan di reaktor | <i>Standby pump</i> | <i>Maintenance</i> pompa dan memastikan NPSH cukup |

6.5 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Pemisah

Tabel 6. 4 Analisa *Troubleshooting* pada Unit Pemisah

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|--|--|------------------------|---|--|-----------------------------------|---|
| 1. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Memisahkan kristal amonium sulfat dari <i>mother liquor</i> menggunakan gaya sentrifugal | Putaran terlalu rendah | Kerusakan motor, gangguan listrik, slip pada sistem transmisi | Pemisahan tidak optimal dan kadar air kristal tinggi | <i>Speed controller</i> dan alarm | Pemeriksaan motor dan sistem transmisi secara berkala |
| 2. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Pemisahan kristal dan <i>mother liquor</i> | Putaran terlalu tinggi | Kerusakan <i>speed control</i> | Kerusakan basket dan getaran berlebih | <i>Over speed protection</i> | Kalibrasi <i>speed controller</i> dan inspeksi basket |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|--|-----------------------------------|------------------------------------|--|---|---|--|
| 3. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Pemisahan <i>slurry</i> | Vibrasi berlebihan | Ketidakeimbangan beban, penumpukan <i>cake</i> pada basket | Kerusakan <i>bearing</i> dan penurunan umur alat | <i>Vibration indicator</i> | Pembersihan basket dan <i>balancing</i> secara rutin |
| 4. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Pemisahan kristal | Filter basket tersumbat | Penumpukan kristal halus atau <i>fouling</i> | Laju filtrasi menurun dan <i>mother liquor</i> terbawa produk | <i>Differential pressure monitoring</i> | Membersihkan filter basket secara berkala |
| 5. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Pemisahan kristal | <i>Cake</i> tidak terbang sempurna | Kerusakan <i>cake pusher</i> atau penumpukan kristal | Penyumbatan alat dan kapasitas menurun | Inspeksi mekanik berkala | Pemeriksaan sistem <i>pusher</i> dan pembersihan rutin |
| 6. | <i>Centrifuge Separator</i> (CF-01,02,03) | Pemisahan kristal | Kebocoran <i>slurry</i> | <i>Seal</i> rusak atau sambungan longgar | Kehilangan produk dan area kerja kotor | <i>Mechanical seal</i> dan inspeksi rutin | Penggantian seal dan pengencangan sambungan |
| 7. | Bearing <i>Centrifuge</i> | Menjaga kestabilan putaran basket | <i>Bearing overheat</i> | Pelumasan kurang atau beban berlebihan | Kerusakan <i>bearing</i> dan penghentian operasi | <i>Temperature monitoring</i> | Pelumasan berkala dan penggantian <i>bearing</i> aus |

| No | Component | Description | Deviation | Cause | Consequences | Safeguard | Recommendation |
|----|--|-------------------------------------|---------------------|---|---|---|---|
| 9. | Sistem Kelistrikan <i>Centrifuge</i> | Menyuplai daya <i>centrifuge</i> | Gangguan listrik | <i>Konsleting</i> atau <i>overload</i> | Operasi <i>centrifuge</i> berhenti mendadak | MCC <i>protection</i> dan <i>emergency</i> <i>shutdown</i> | Pemeriksaan panel listrik dan sistem <i>grounding</i> |

Referensi : Huada *Centrifuge*

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan langkah akhir dalam perancangan suatu pabrik yang bertujuan untuk mengetahui kelayakan suatu pabrik untuk didirikan. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan berdasarkan beberapa parameter, yaitu:

1. *Profit on Sales* (POS)
2. *Return on Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk mengevaluasi parameter-parameter tersebut, perlu dilakukan perhitungan terhadap beberapa komponen utama, yaitu:

1. Penentuan Modal Investasi (*Total Capital Investment*), yang terdiri atas:
 - *Fixed Capital Investment* (FCI)
 - *Working Capital Investment* (WCI)
2. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*), yang terdiri atas:
 - *Manufacturing Cost*
 - *General Expense*

7.1 Penaksiran Harga Peralatan

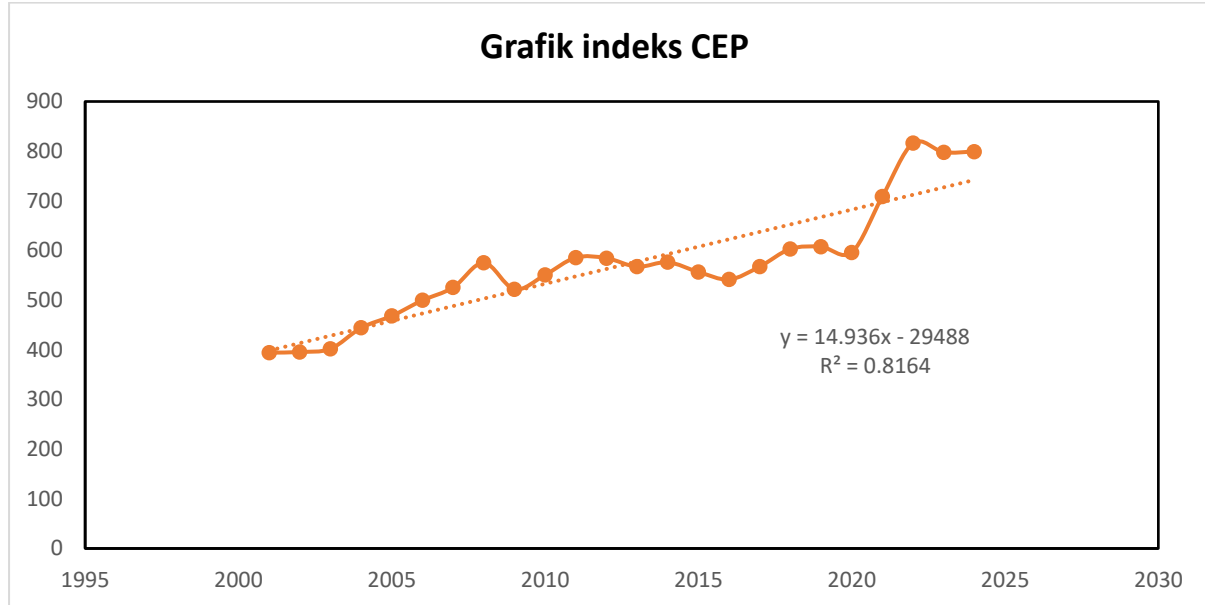
Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan dari tahun ke tahun mengikuti kondisi ekonomi. Oleh karena itu, harga peralatan saat ini dapat ditaksir berdasarkan harga peralatan pada tahun-tahun sebelumnya menggunakan indeks harga. Indeks yang umum digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Harga peralatan pada tahun perancangan dapat dihitung menggunakan persamaan:

Tabel 7. 1 Indeks CEPCI Tahun 2004 sampai dengan 2016

| Tahun | CEPCI |
|--------------|--------------|
| 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 | 576.3 |
| 2015 | 556.8 |
| 2016 | 541.7 |
| 2017 | 567.5 |
| 2018 | 603.1 |
| 2019 | 607.5 |
| 2020 | 596.2 |
| 2021 | 708.8 |
| 2022 | 816 |
| 2023 | 797.9 |
| 2024 | 799.1 |

Sumber : <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>

Data tersebut dapat dipolakan pada grafik sebagai berikut :



Gambar 7. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan asumsi kenaikan indeks bersifat linier, maka dapat diperoleh persamaan regresi linear dari data-data tersebut sebagai berikut:

$$y = 14,936x - 29488$$

Sehingga, nilai indeks pada tahun 2026 dapat dihitung sebagai berikut:

$$y = 14,936 (2026) - 29488$$

$$y = 772,336$$

Harga alat-alat pada tahun 2026 dapat dihitung dengan persamaan (Bassel, 1978) halaman 237:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Keterangan :

E_x = Harga alat pada tahun referensi

N_x = Indeks CEPCI pada tahun perancangan

N_y = Indeks CEPCI pada tahun referensi

Apabila kapasitas alat yang digunakan berbeda dengan kapasitas alat referensi, maka harga alat dapat dikoreksi menggunakan metode faktor kapasitas (*capacity factor method*).

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Keterangan :

Ea = Harga alat dengan indeks diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 800.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Pendirian pabrik : 2030

Harga amonia : Rp 6.500/kg

Harga asam sulfat : Rp 1.600/kg

Kurs mata uang : Rp 17.685/US\$

7.3 Perhitungan Biaya

7.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah keseluruhan dana yang dibutuhkan untuk mendirikan serta menjalankan operasional suatu pabrik. Komponen *Capital Investment* meliputi :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment adalah modal yang diperlukan untuk membangun fasilitas pabrik beserta seluruh sarana pendukungnya. Komponen *Fixed Capital Investment* meliputi:

a. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Biaya pembelian seluruh peralatan proses yang digunakan dalam pabrik.

b. *Installation Cost*

Biaya pemasangan seluruh peralatan proses.

c. *Piping Cost*

Biaya pengadaan dan pemasangan sistem perpipaan.

d. *Instrumentation and Control Cost*

Biaya pengadaan dan pemasangan instrumen pengendalian proses.

e. *Insulation Cost*

Biaya pemasangan sistem insulasi pada peralatan dan perpipaan.

f. *Electrical Cost*

Biaya pengadaan dan instalasi sistem kelistrikan.

g. *Building Cost*

Biaya pembangunan gedung produksi dan bangunan penunjang.

h. *Utility Cost*

Biaya pembangunan unit utilitas seperti penyediaan air, steam, udara tekan, bahan bakar, dan listrik.

i. *Environmental Cost*

Biaya pembangunan fasilitas pengendalian pencemaran lingkungan.

j. *Land and Yard Improvement*

Biaya pembelian lahan serta pengembangan area pabrik.

k. *Engineering and Construction Cost*

Biaya jasa perancangan teknik, pengawasan konstruksi, dan pembangunan pabrik.

l. *Contractor's Fee*

Biaya jasa kontraktor pelaksana pembangunan pabrik.

m. *Contingency Cost*

Biaya cadangan untuk mengantisipasi perubahan harga maupun biaya tak terduga selama pembangunan pabrik.

2. **Working Capital Investment (WCI)**

Working Capital Investment adalah modal kerja yang dibutuhkan untuk mengoperasikan pabrik hingga perusahaan mulai memperoleh pendapatan dari hasil penjualan produk. Komponen dalam *Working Capital Investment* meliputi:

a. *Raw Material Inventory*

Raw Material Inventory merupakan dana yang dialokasikan untuk menyediakan persediaan bahan baku agar proses produksi dapat berlangsung secara kontinu tanpa terganggu oleh keterlambatan suplai bahan baku.

b. *In Process Inventory*

In Process Inventory merupakan biaya yang tertanam pada bahan yang masih berada dalam proses produksi dan belum menjadi produk jadi.

c. *Product Inventory*

Product Inventory merupakan dana yang dibutuhkan untuk menyimpan produk yang telah selesai diproduksi sebelum didistribusikan atau dipasarkan ke konsumen.

d. *Extended Credit*

Extended Credit merupakan dana yang dialokasikan untuk menutupi penjualan secara kredit yang belum dilunasi oleh pelanggan.

e. *Available Cash*

Available Cash merupakan dana tunai yang tersedia untuk mendukung kebutuhan operasional harian pabrik, seperti pembayaran gaji, biaya utilitas, dan pengeluaran operasional lainnya.

3. **Manufacturing Cost**

Manufacturing Cost adalah keseluruhan biaya yang timbul dan berkaitan dengan produksi di dalam pabrik. Biaya ini mencakup *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, dan *Fixed Manufacturing Cost*.

- ***Direct Manufacturing Cost***

Direct Manufacturing Cost adalah biaya yang langsung berkaitan dengan proses produksi di pabrik. Komponen biaya ini meliputi:

f. *Raw Material*

Raw Material merupakan biaya yang digunakan untuk pengadaan bahan baku utama dan bahan penunjang yang diperlukan dalam proses produksi.

g. *Labor Cost*

Labor Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk membayar tenaga kerja yang terlibat secara langsung dalam kegiatan produksi.

h. *Supervisory Expense*

Supervisory Expense merupakan biaya yang di alokasiakan untuk menggaji tenaga kerja yang bertugas melakukan pengawasan terhadap jalannya proses produksi.

i. *Maintenance Cost*

Maintenance Cost merupakan biaya yang diperlukan untuk pemeliharaan dan perbaikan peralatan agar dapat beroperasi dengan baik.

j. *Plant Supplies Cost*

Plant Supplies Cost merupakan biaya untuk pengadaan bahan-bahan penunjang operasi pabrik seperti pelumas, gasket, dan perlengkapan lainnya.

k. *Royalties and Patents*

Royalties and Patents merupakan biaya yang dikeluarkan untuk penggunaan lisensi, hak paten, atau teknologi tertentu yang digunakan dalam proses produksi.

l. *Cost of Utilities*

Cost of Utilities merupakan biaya yang diperlukan untuk penyediaan utilitas seperti listrik, air, steam, bahan bakar, dan udara tekan.

• ***Indirect Manufacturing Cost***

Indirect Manufacturing Cost adalah biaya yang tidak secara langsung berkaitan dengan proses produksi, namun tetap diperlukan untuk mendukung kelancaran operasional pabrik.

Komponen biaya ini meliputi:

a. *Payroll Overhead*

Payroll Overhead merupakan biaya tambahan tenaga kerja seperti tunjangan, asuransi, dan fasilitas kesejahteraan karyawan.

b. *Laboratory Cost*

Laboratory Cost merupakan biaya yang diperlukan untuk kegiatan pengendalian mutu bahan baku, produk antara, dan produk akhir.

c. *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya operasional pabrik yang tidak termasuk dalam biaya produksi langsung, seperti biaya kesehatan, keamanan, dan pergudangan.

d. *Packaging and Shipping*

Packaging and Shipping merupakan biaya yang diperlukan untuk pengemasan dan distribusi produk kepada konsumen.

• ***Fixed Manufacturing Cost***

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya produksi yang relatif tetap dan tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi pabrik. Komponen biaya ini meliputi:

a. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan nilai aset dan peralatan pabrik selama umur ekonomisnya.

b. *Property Taxes*

Property Taxes merupakan pajak yang dikenakan terhadap aset dan properti yang dimiliki perusahaan.

c. *Insurance*

Insurance merupakan biaya yang dikeluarkan untuk perlindungan aset pabrik terhadap berbagai risiko yang mungkin terjadi.

3. General Expense

General Expense merupakan biaya yang tidak berhubungan langsung dengan kegiatan produksi, tetapi diperlukan untuk mendukung operasional perusahaan secara keseluruhan. *General Expense* terdiri atas beberapa komponen sebagai berikut:

a. *Administration Cost*

Administration Cost merupakan biaya yang diperlukan untuk kegiatan administrasi dan pengelolaan perusahaan. Komponen biaya ini meliputi:

▪ *Management Salaries*

Management Salaries merupakan biaya yang digunakan untuk membayar gaji karyawan manajerial dan staf administrasi yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi.

▪ *Legal Fees and Auditing*

Legal Fees and Auditing merupakan biaya yang dikeluarkan untuk jasa hukum, konsultasi, serta pemeriksaan laporan keuangan oleh auditor.

▪ *Office Supplies and Communication*

Office Supplies and Communication merupakan biaya yang diperlukan untuk pengadaan perlengkapan kantor dan sarana komunikasi perusahaan.

b. *Sales Expense*

Sales Expense merupakan biaya yang berkaitan dengan kegiatan pemasaran dan penjualan produk, termasuk promosi, distribusi, dan pelayanan kepada pelanggan.

c. *Research*

Research merupakan biaya yang digunakan untuk kegiatan penelitian dan pengembangan guna meningkatkan kualitas produk maupun efisiensi proses produksi.

d. *Finance*

Finance merupakan biaya yang berkaitan dengan kegiatan pendanaan perusahaan, seperti pembayaran bunga pinjaman dan biaya administrasi keuangan lainnya.

7.4 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui kelayakan suatu pabrik, diperlukan analisa terhadap parameter-parameter ekonomi yang dapat menggambarkan tingkat keuntungan dan pengembalian investasi. Apabila nilai parameter ekonomi yang diperoleh memenuhi kriteria yang ditetapkan, maka pabrik dinilai layak untuk didirikan dan dioperasikan.

A. *Percent Profit on Sales* (POS)

Percent Profit on Sales (POS) menunjukkan besarnya keuntungan yang diperoleh terhadap total penjualan produk. Parameter ini digunakan untuk mengetahui kemampuan pabrik dalam menghasilkan laba dari hasil penjualan produk.

$$\text{POS} = \frac{\text{profit}}{\text{sales}} \times 100\%$$

B. *Percent Return on Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) menunjukkan tingkat keuntungan yang diperoleh dibandingkan dengan modal tetap yang diinvestasikan. Semakin besar nilai ROI, semakin menarik investasi yang ditanamkan pada pabrik tersebut.

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

C. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi dari keuntungan yang diperoleh pabrik. Nilai POT yang semakin kecil menunjukkan bahwa modal investasi dapat kembali dalam waktu yang lebih cepat.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{profit} + (0,1 \times \text{FCI})} \times 100\%$$

D. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan kondisi ketika total pendapatan sama dengan total biaya produksi sehingga pabrik tidak memperoleh keuntungan maupun kerugian. Nilai BEP menunjukkan kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar pabrik dapat beroperasi secara ekonomis (James Couper, 2003).

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

Keterangan :

Fa = *fixed manufacturing cost*

Ra = *regulated cost*

Va = *variable cost*

Sa = penjualan produk

E. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan titik dimana pendapatan yang diperoleh hanya mampu menutupi biaya variabel dan sebagian biaya tetap sehingga pabrik tidak layak untuk terus beroperasi. Apabila kapasitas produksi berada di bawah titik ini, maka pabrik sebaiknya dihentikan operasinya.

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

F. *Rate of Return* (ROR)

Rate of Return (ROR) merupakan tingkat pengembalian investasi yang mempertimbangkan nilai waktu uang selama umur operasi pabrik. Nilai ROR diperoleh dengan metode discounted cash flow sehingga dapat digunakan untuk menilai kelayakan investasi secara lebih akurat.

7.5 Hasil Perhitungan

7.5.1 Capital Investment

a. Fixed Capital Investment

Tabel 7. 2 *Fix Capital Investment Pabrik Amonium Sulfat*

| <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> | Jumlah(US\$) |
|---------------------------------------|----------------------|
| <i>Direct Plant Cost</i> | 84.869.684,74 |
| <i>Contractor's fee</i> | 2.546.090,542 |
| <i>Contingency</i> | 8.486.968,474 |
| Total FCI | 95.902.743,76 |

b. Working Capital Investment

Tabel 7. 3 *Working Capital Investment Pabrik Amonium Sulfat*

| <i>Working Capital Investment (WCI)</i> | Jumlah(US\$) |
|---|---------------------|
| <i>Raw Material Inventory</i> | 12022213.74 |
| <i>Inprocess Inventory</i> | 61467.06923 |
| <i>Product Inventory</i> | 17702515.94 |
| <i>Extended Inventory</i> | 24674223.15 |
| <i>Available Cash</i> | 17702515.94 |
| Total WCI | 72162935.83 |

c. Total Capital Investment

*Total Capital Investment = Fixed Cost Investment + Plant start up + Interest during +
Working Capital Investment*

Total Capital Investment = 182,240.918.6 USD

7.5.2 *Production Cost*

a. *Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost

Tabel 7. 4 *Direct Manufacturing Cost* Pabrik Amonium Sulfat

| <i>Direct Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|----------------------------------|---------------------|
| Bahan baku | 132244351.2 |
| <i>Labor</i> | 41334.46424 |
| Supervisi | 6106.870229 |
| <i>Maintenance</i> | 7657598.814 |
| <i>Plant Supplies</i> | 1148639.822 |
| <i>Royalties & pantent</i> | 6785411.366 |
| utilitas | 6413384.724 |
| Total | 154296827.2 |

Indirect Manufacturing Cost

Tabel 7. 5 *Indirect Manufacturing Cost* Pabrik Amonium Sulfat

| <i>Indirect Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|------------------------------------|---------------------|
| <i>Payroll overhead</i> | 84322.30704 |
| <i>laboratory</i> | 49601.35708 |
| <i>Plant overhead</i> | 396810.8567 |
| <i>Packaging & shipping</i> | 10856658.18 |
| <i>Transportation</i> | 10856658.18 |
| Total | 22244050.89 |

Fixed Manufacturing Cost

Tabel 7. 6 *Fixed Manufacturing Cost* Pabrik Amonium Sulfat

| <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|---------------------------------|----------------------|
| Depresiasi | 5.754.164,625 |
| <i>property taxes</i> | 11.508.329,25 |
| <i>Insurance</i> | 959.027,4376 |
| Total | 18.221.521,31 |

Total Manufacturing Cost

Tabel 7. 7 *Total Manufacturing Cost* Pabrik Amonium Sulfat

| <i>Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|------------------------------------|---------------------|
| <i>Direct manufacturing cost</i> | 154296827.2 |
| <i>Indirect manufacturing cost</i> | 22244050.89 |
| <i>Fixed manufacturing cost</i> | 18186797.18 |
| Total | 194727675.3 |

b. General Expense

Tabel 7. 8 *General Expense* Pabrik Amonium Sulfat

| <i>General Expense</i> | Jumlah(US\$) |
|-----------------------------------|---------------------|
| Administrasi | 672617.4724 |
| <i>Sales expense</i> | 13630937.27 |
| <i>Research & development</i> | 7599660.729 |
| <i>Finance</i> | 7289636.752 |
| Total | 29192852.23 |

7.5.3 Analisa Kelayakan

a. Keuntungan / Profit

| | | |
|--------------------------|---|---------------------|
| Keuntungan sebelum pajak | = | 474.952.927,09 US\$ |
| Keuntungan setelah pajak | = | 35.621.945.32 US\$ |

b. Percent Return on Investment (ROI)

ROI sebelum pajak = 26,06 %

ROI setelah pajak = 19,54 %

c. Pay Out Time (POT)

POT setelah pajak = 8 tahun

d. Break Event Point (BEP)

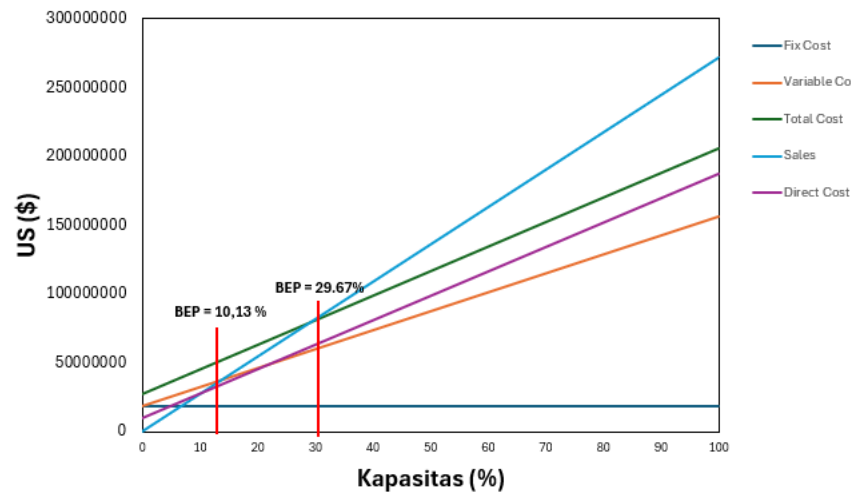
BEP = 29,6 %

e. Shut Down Point (SDP)

SDP = 10.13 %

f. Rate of Return (ROR)

Trial IRR = 34,06 %



Gambar 7. 2 Grafik Analisis Kelayakan Ekonomi Pabrik Ammonium Sulfat

DAFTAR PUSTAKA

- Aerospace Specification Metal. (2017). *ASM material data sheet stainless steel AISI 316*. ASM Inc. <http://www.asm.matweb.com/search/SpecificMaterial.asp?bassnum=MQ316A>
- American Society of Mechanical Engineers. (2021). *ASME boiler and pressure vessel code*. ASME.
- Aoulmi, Z., Bekhouche, H., & Amer, D. (2019). Maintenance of bucket elevator (Case of the cement plant of El Malabiod, Algeria). *Insights in Mining Science and Technology*, 1(2). <https://doi.org/10.19080/IMST.2019.01.555556>
- Aries, R. S., & Newton, R. R. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. McGraw-Hill.
- Badan Kepegawaian Negara Republik Indonesia. (2022). *Peraturan Badan Kepegawaian Negara Nomor 17 Tahun 2022 tentang Organisasi dan Tata Kerja Sekretariat Badan Pertimbangan Aparatur Sipil Negara*.
- Badan Pusat Statistik. (2010). *Tabel data penduduk Indonesia*. <https://www.bps.go.id>
- Badan Pusat Statistik. (2016). *Tabel data ekspor dan impor komoditi*. <https://www.bps.go.id>
- Bank Indonesia. (2018). *Kurs dollar terhadap rupiah*. <https://www.bi.go.id>
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design*. Wiley.
- ChemEngOnline. (2018). *Plant cost index*. <http://www.chemengonline.com/pci-home>
- Chopey, J. M., & Hicks, T. G. (1984). *Handbook of chemical engineering calculations*. McGraw-Hill.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1999). *An introduction to chemical engineering design* (Vol. 6, 3rd ed.). Pergamon Press.
- Couper, J. R. (2003). *Process engineering economics*. Marcel Dekker.
- Desai, R. N., & Shah, M. B. (2013). Problems experienced in ammonia storage tank at GNFC, Bharuch. *Indian Journal of Fertilisers*, 60–68.
- Environmental Protection Agency. (1980). *Standards of performance for new stationary sources: Ammonium sulfate manufacture*.

- Foust, A. A. (1960). *Principles of unit operations* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- Froment, G. F., & Bischoff, K. B. (1990). *Chemical reactor analysis and design* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- Hougen, O. A., Watson, K. M., & Ragatz, R. A. (1959). *Chemical process principles* (2nd ed.). Wiley.
- Huada Centrifuge. (n.d.). *Decanter centrifuge common problems and solutions*. Retrieved June 10, 2026, from <https://www.huadacentrifuge.com>
- Imafuku, M. (1999). *Kurita handbook of water treatment* (2nd ed.). Kurita Water Industries Ltd.
- International Plant Nutrition Institute. (2017). *Nutrient source specifics No. 12*.
- Isah, A., Sodiki, J. I., & Nkoi, B. (2019). Performance assessment of shell and tube heat exchanger in an ammonia plant. *European Journal of Engineering Research and Science*, 4(3), 37–44. <https://doi.org/10.24018/ejers.2019.4.3.1145>
- Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia. (2016). *Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia Nomor P.68/Menlhk/Setjen/Kum.1/8/2016 tentang Baku Mutu Air Limbah Domestik*.
- Kementerian Lingkungan Hidup Republik Indonesia. (1996). *Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor Kep-48/MENLH/11/1996 tentang Baku Tingkat Kebisingan*.
- Kementerian Lingkungan Hidup/Badan Pengendalian Lingkungan Hidup Republik Indonesia. (2025). *Peraturan Menteri Lingkungan Hidup/Badan Pengendalian Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 11 Tahun 2025 tentang Baku Mutu Air Limbah dan Standar Teknologi Pengolahan Air Limbah untuk Air Limbah Domestik*.
- Kern, D. Q. (1988). *Process heat transfer*. McGraw-Hill.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (1998). *Kirk-Othmer encyclopedia of chemical technology* (4th ed., Vol. 1). John Wiley & Sons.
- Lampson, M. (2022). Storing sulfuric acid presents major problems. *Environmental Science & Engineering Magazine*.

- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering* (3rd ed.). John Wiley & Sons.
- Liu, A. (2015). Common trouble & troubleshooting of screw conveyor. *LinkedIn Pulse*. <https://www.linkedin.com/pulse/common-trouble-troubleshooting-screw-conveyor-adela-liu/>
- Matche. (2018). *Equipment cost*. <http://matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>
- Maxwell, C. (2020, May 28). Cost indices. *Towering Skills*. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
- Otoritas Jasa Keuangan. (2017). *Peraturan Otoritas Jasa Keuangan Nomor 57/POJK.04/2017 tentang Penerapan Tata Kelola Perusahaan Efek yang Melakukan Kegiatan Usaha sebagai Penjamin Emisi Efek dan Perantara Pedagang Efek*.
- Pangestu, M., & Aulia, R. (2007). *Obligasi*. Gramedia Pustaka Utama.
- Peace Software. (2017). *Ammonia thermodynamic calculator*. <http://peacesoftware.com>
- Pemerintah Provinsi Jawa Timur. (2009). *Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 10 Tahun 2009 tentang Baku Mutu Air Limbah bagi Industri dan/atau Kegiatan Usaha Lainnya di Jawa Timur*.
- Pemerintah Provinsi Jawa Timur. (2013). *Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 tentang Baku Mutu Air Limbah bagi Industri dan/atau Kegiatan Usaha Lainnya*.
- Pemerintah Provinsi Jawa Timur. (2016). *Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 121 Tahun 2016 tentang Upah Minimum Kabupaten/Kota di Jawa Timur Tahun 2017*.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1999). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Peraturan Menteri Pertanian Republik Indonesia. (2007). *Peraturan Menteri Pertanian Nomor 40/Permentan/OT.140/04/2007 tentang Rekomendasi Pemupukan N, P, dan K pada Padi Sawah Spesifik Lokasi*.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineering* (4th ed.). McGraw-Hill.

- PT Pertamina (Persero). (2020). *Spesifikasi produk BBM, BBN & LPG. Supply & Distribution Management*.
- PT Petrokimia Gresik. (2005). *Operating manual ammonium sulphate unit*.
- PT Petrokimia Gresik. (2017). *Laporan kerja praktek PT Petrokimia Gresik Unit ZA I/III*.
- PT Pupuk Indonesia. (2016). *Annual report 2016*.
- PT Pupuk Indonesia. (2025, September 22). *Stok pupuk terjaga, penuhi kebutuhan petani di Pulau Kalimantan!* [Instagram post]. Instagram. <https://www.instagram.com/p/DO5Qsu5k37g/>
- Rafianza, M., Harfi, R., & Setiadi, B. (2024). Analisis perencanaan sistem hydrant pada gudang pabrik PT X dengan luas 2340 m². *Presisi*, 26(2), 32–40.
- Republik Indonesia. (1970). *Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja*.
- Republik Indonesia. (1982). *Peraturan Pemerintah Nomor 4 Tahun 1982 tentang Ketentuan-Ketentuan Pokok Pengelolaan Lingkungan Hidup*.
- Republik Indonesia. (1986). *Peraturan Pemerintah Nomor 29 Tahun 1986 tentang Analisis Mengenai Dampak Lingkungan*.
- Republik Indonesia. (2021). *Peraturan Pemerintah Nomor 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*.
- Riddick, J. (2014). Hazards of sulphuric acid. *Loss Prevention Bulletin*, 236, 3–5.
- Severn, W. H., Degler, H. E., & Milles, J. C. (1964). *Steam, air, and gas power*. John Wiley & Sons.
- Smith, J. M., & Van Ness, H. C. (2001). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (6th ed.). McGraw-Hill.
- Standar Nasional Indonesia. (2005). *SNI 02-1760-2005: Baku mutu pupuk ammonium sulfat*.
- Ullmann's. (1996). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry* (5th ed.). Wiley-VCH.
- Ulrich, G. D. (1984). *A guide to chemical engineering process design and economics*. John Wiley & Sons.

- Undang-Undang Republik Indonesia. (2004). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 3 Tahun 2004 tentang Perindustrian*.
- Undang-Undang Republik Indonesia. (2007a). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal*.
- Undang-Undang Republik Indonesia. (2007b). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas*.
- Venugopal, B., Kumar, R., & Kuloor, N. R. (1967). Neutralization of ammonia and sulfuric acid to ammonium sulphate in a sparger reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 6(1), 139–146.
- Velmurugan, G., Palaniswamy, E., Sambathkumar, M., Vijayakumar, R., & Sakthimuruga, T. (2014). Conveyor belt troubles (Bulk material handling). *International Journal of Emerging Engineering Research and Technology*, 2(3), 21–30.
- Vogel, A. (1979). *Vogel's qualitative inorganic analysis* (5th ed.). Longman.
- Weber, A. (1929). *Theory of the location of industries*. University of Chicago Press.
- World Bank. (2024). *Ammonium sulphate exports by country (HS code 310221), 2024*. World Integrated Trade Solution (WITS). <https://wits.worldbank.org/trade/comtrade/en/country/ALL/year/2024/tradeflow/Exports/partner/WLD/product/310221>
- Yaws, C. L. (1999). *Thermodynamics and physical property data*. McGraw-Hill.

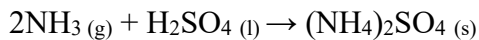
LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 800.000 ton/tahun
 Pabrik beroperasi dalam setahun : 330 hari
 Maka, kapasitas produksi
 Kapasitas harian : 2.424,24 ton/hari
 Kapasitas per jam : 101,01 ton/jam atau 101.010,1 kg/jam

Spesifikasi Produk (SNI 02-1760-2005)

| Komponen | % | kg/jam | Fraksi (x) |
|---|------------|-------------------|------------|
| H ₂ SO ₄ | 0.1 | 101.010101 | 0.001 |
| H ₂ O | 0.15 | 151.5151515 | 0.0015 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 99.75 | 100757.5758 | 0.9975 |
| Total | 100 | 101010.101 | 1 |

A. Mekanisme Reaksi



Konversi reaksi = 98%

Dasar perhitungan :

- Kondisi *steady state*
- Satuan neraca massa : kg/jam

B. Ketentuan-Ketentuan Umum

Keterangan simbol yang dipakai:

$M_{(b)}$ = laju massa total pada arus (b)

M_{Ai} = laju massa komponen (A) pada arus (i)

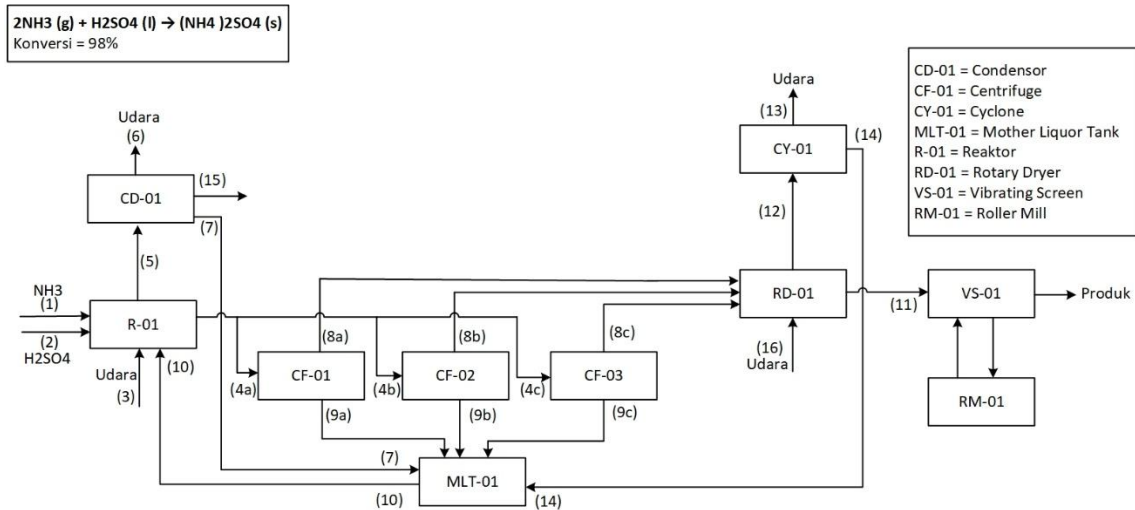
| f | Keterangan |
|---|---|
| S | Asam sulfat (H ₂ SO ₄) |
| A | Amonia (NH ₃) |
| W | Air (H ₂ O) |

| | |
|----|---|
| ZA | Amonium sulfat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ |
| O | Oksigen |
| N | Nitrogen |

Berat molekul (kg/kgmol)

- Amonia (NH_3) = 17
- Asam sulfat (H_2SO_4) = 98
- Air (H_2O) = 18
- Amonium sulfat $((\text{NH}_4)_2\text{SO}_4)$ = 132

B. Diagram Alir Neraca Massa



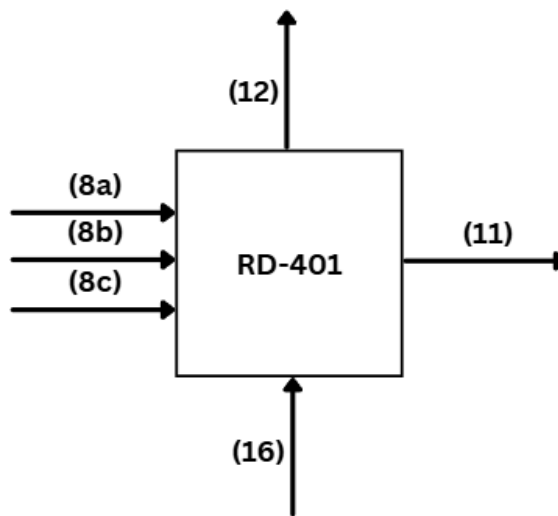
Keterangan arus :

1. Amonia dari tangki penyimpanan masuk reaktor
2. Asam sulfat dari tangki penyimpnan masuk reaktor
3. Udara pengaduk
4. Produk keluaran reaktor masuk centrifuge $[(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4, \text{H}_2\text{SO}_4, \text{H}_2\text{O}]$
5. Udara masuk kondensor
6. Udara keluar proses
7. Kondensat masuk Mother Liquor Tank (MLT-01)
8. Produk masuk rotary dryer
9. Filtrat masuk mother liquor tank

- 10. Produk mother liquor tank masuk ke reaktor
- 11. Produk keluar rotary dryer
- 12. Produk halus masuk cyclone
- 13. Udara keluar dari cyclone
- 14. Produk halus masuk mother liquor tank
- 15. Udara keluar dari kondensor
- 16. Udara pengering masuk rotary dryer

C. Perhitungan Neraca Massa

1. Neraca Massa di *Rotary Dryer*



Dalam hal ini senyawa yang ingin diuapkan adalah air.

Neraca massa total $= M_{8(a,b,c)} + M_{16} = M_{11} + M_{12} \dots\dots\dots (1)$

Keterangan :

- $M_{8a, 8b, 8c}$ = Produk masuk *rotary dryer*
- M_6 = Udara pemanas
- M_{11} = Produk keluar *rotary dryer*
- M_{12} = Produk halus masuk *cyclone*

Dari arus 11 (spesifikasi produk) :

$M_{11} = 101.010,101 \text{ kg/jam}$

Neraca Amonium Sulfat

ZA yang terbawa ke arus 12 sebesar 0,5% (PT. Petrokimia Gresik)

$$\begin{aligned}
 M_{ZA8} &= M_{ZA11} + M_{ZA12} \dots\dots\dots (2) \\
 M_{ZA8} &= 100.757,5758 + M_{ZA12} (0.005) \\
 M_{ZA8} &= 100.757,5758 + M_{ZA12} (0.005) \\
 0.995 (M_{ZA8}) &= 100.757,5758 \\
 \mathbf{M_{ZA8}} &= \mathbf{101.263,8952 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

Subtitusi M_{ZA8} ke persamaan (2)

$$\begin{aligned}
 M_{ZA12} &= M_{ZA8} - M_{ZA11} \\
 \mathbf{M_{ZA12}} &= \mathbf{506,3194762 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

Neraca Asam Sulfat

$$\begin{aligned}
 M_{S8} &= M_{S11} + M_{S12} \dots\dots\dots (3) \\
 &= 101,010101 + M_{S8} (0.005) \\
 M_{S8} (0.995) &= 101,010101 \\
 \mathbf{M_{S8}} &= \mathbf{101,5176895 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

Substitusi M_{S8} ke persamaan (3)

$$\begin{aligned}
 M_{S12} &= M_{S8} - M_{S11} \\
 \mathbf{M_{S12}} &= \mathbf{0,507588447 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

Arus 8

$$\begin{aligned}
 M_8 &= M_{ZA8} + M_{S8} + M_{W8} \\
 M_8 &= 101.365,4129 + 0.2M_8 \\
 0.8 M_8 &= 101.365,4129 \\
 0.8 M_8 &= 126.706,7662 \\
 M_{W8} &= 0.2 M_8 \\
 \mathbf{M_{W8}} &= \mathbf{25.341,35323 \text{ kg/jam}}
 \end{aligned}$$

$$M_8 = 126.706,7662 \text{ kg/jam}$$

Jika udara masuk excess 2% dari bahan yg mau dikeringkan

$$M_{16} = 129.240,9015 + (m \text{ udara kering} \times 0.026)$$

$$m \text{ udara kering} = \text{udara masuk} / 1+H$$

$$m \text{ udara kering} = 125.965,7909 \text{ kg/jam}$$

Arus 16

$$M_{O16} = 26.452,81609 \text{ kg/jam}$$

$$M_{N16} = 99.512,97482 \text{ kg/jam}$$

$$M_{W16} = 3.275,110564 \text{ kg/jam}$$

$$M_8 + M_{16} = M_{11} + M_{12}$$

$$255947.6676 = 101.010,101 + M_{12}$$

$$M_{12} = 154.937,5666 \text{ kg/jam}$$

$$M_{O16} ; M_{N12} = M_{O12} ; M_{N12}$$

$$M_{O12} = 26.452,81609 \text{ kg/jam}$$

$$M_{N12} = 99.512,97482 \text{ kg/jam}$$

$$M_{12} = M_{ZA12} + M_{S12} + M_{O12} + M_{N12} + M_{W12}$$

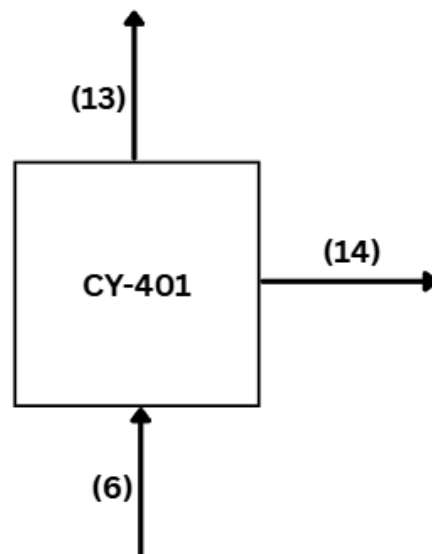
$$M_{W12} = 28.464,94864 \text{ kg/jam}$$

Dikarenakan *centrifuge* yang digunakan pada proses berjumlah 3, arus 8 akan dibagi 3 menjadi 8a, 8c, dan 8d

Neraca Massa *Rotary Dryer*

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | | Arus Keluar (kg/jam) | |
|---|---------------------|--------------------|-------------|-------------|----------------------|------------|
| | 8a | 8b | 8c | 16 | 11 | 12 |
| NH ₃ | 0 | | | 0 | 0 | |
| H ₂ SO ₄ | 33.83922982 | 33.83922982 | 33.83922982 | 0 | 101.010101 | 0.50758845 |
| H ₂ O | 8447.117744 | 8447.117744 | 8447.117744 | 3275.110564 | 151.5151515 | 28464.9486 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 33754.63174 | 33754.63174 | 33754.63174 | 0 | 100757.5758 | 506.319476 |
| O ₂ | | | | 26452.81609 | 0 | 26452.8161 |
| N ₂ | | | | 99512.97482 | | 99512.9748 |
| Total | 42235.58872 | 42235.58872 | 42235.58872 | 129240.9015 | 101010.101 | 154937.567 |
| | | 255947.6676 | | | 255947.6676 | |

2. Neraca Massa di *Cyclone*



Pada *cyclone*, terjadi pengumpulan debu dimana komposisi debu yang terkumpul di *cyclone* sama dengan komposisi debu keluar *cyclone*.

$$\text{Neraca total} = M_{12} = M_{13} + M_{14} \dots\dots\dots (5)$$

Keterangan :

$$M_{12} = \text{Produk halus masuk } \textit{cyclone}$$

M_{13} = Gas buang keluar *cyclone*
 M_{14} = Debu dari *cyclone* masuk *mother liquor*

Neraca amonium sulfat

$$M_{ZA12} = M_{ZA13} + M_{ZA14} \dots\dots\dots (6)$$

$$M_{ZA14} = M_{ZA12}$$

$$M_{ZA14} = \mathbf{506,3194762 \text{ kg/jam}}$$

Neraca asam sulfat

$$M_{S12} = M_{S13} + M_{S14} \dots\dots\dots (7)$$

$$M_{S14} = M_{S12}$$

$$M_{S14} = \mathbf{0,507588447 \text{ kg/jam}}$$

Neraca Air

$$M_{W12} = M_{W13} + M_{W14} \dots\dots\dots (8)$$

$$M_{W14} = M_{W12} - M_{13}$$

$$M_{W13} =$$

$$M_{W16} = 3.275,110564$$

$$M_{W14} = \mathbf{25.189,83808 \text{ kg/jam}}$$

Neraca Udara

$$M_{O12} = M_{O13} + M_{O14}$$

$$M_{O12} = \mathbf{26.452,81609 \text{ kg/jam}}$$

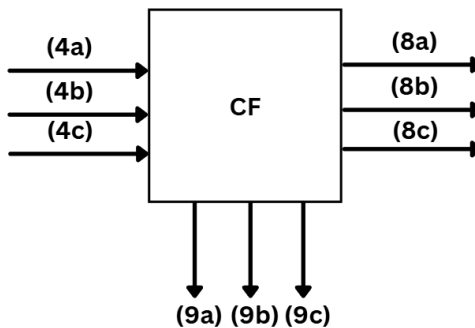
$$M_{N12} = M_{N12} + M_{N13}$$

$$M_{N12} = \mathbf{99.512,97482 \text{ kg/jam}}$$

Neraca Massa *Cyclone*

| Komponen | Arus Masuk | Arus Keluar (kg/jam) | | |
|---|---------------------|----------------------|---------------------|--------------|
| | (kg/jam) | 12 | 13 | 14 |
| NH ₃ | | | | |
| H ₂ SO ₄ | 0,507588447 | | | 0,507588447 |
| H ₂ O | 28.464,94864 | 3.275,110564 | | 25.189,83808 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 506,3194762 | | | 506,3194762 |
| O ₂ | 26.452,81609 | 26.452,81609 | | |
| N ₂ | 99.512,97482 | 99.512,97482 | | |
| Total | 154.937,5666 | 129.240,9015 | | 25.696,66514 |
| | 154.937,5666 | | 154.937,5666 | |

3. Naraca Massa di *Centrifuge*



Cake dryness centrifuge sebesar 80%.

$$\text{Neraca total} = \Sigma M_4 = \Sigma M_8 + \Sigma M_9 \dots\dots\dots (9)$$

Keterangan :

M₄ = Produk keluaran reaktor masuk *centrifuge* [(NH₄)₂SO₄, H₂SO₄, H₂O]

M₈ = Produk masuk rotary dryer

M₉ = Filtrat masuk *mother liquor tank*

Terdapat 3 buah *centrifuge* dengan kapasitas yang sama, yaitu *centrifuge* CF-01,CF-02, dan CF-03. Maka variabel yang diketahui yaitu M₈ dibagi 3

CF-01

$$M_8 \text{ (a)} = 42.235,58872 \text{ kg/jam}$$

$$M_{S8} \text{ (a)} = 33,83922982 \text{ kg/jam}$$

$$M_{W8} \text{ (a)} = 8.447,117744 \text{ kg/jam}$$

$$M_{ZA8} \text{ (a)} = 33.754,63174 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan massa seyawa za:massa *mother liquor* = 1:1 (PT Petrokimia Gresik)

$$M_8 \text{ (a)} = M_9 \text{ (b)}$$

$$M_9 \text{ (a)} = 42.235,58872 \text{ kg/jam}$$

Substitusi nilai M_9 ke persamaan (9), sehingga M_4

$$M_4 \text{ (a)} = 84.471,17744 \text{ kg/jam}$$

$$M_{S9} \text{ (a)} = 0,068 \times M_9$$

$$M_{S9} \text{ (a)} = 2.872,020033 \text{ kg/jam}$$

$$M_{ZA9} \text{ (a)} = 0,472 \times M_9$$

$$M_{ZA9} \text{ (a)} = 24.158,75675 \text{ kg/jam}$$

$$M_W \text{ (a)} = 0,36 \times M_9$$

$$M_{W9} \text{ (a)} = 15.204,81194 \text{ kg/jam}$$

Maka laju alir komponen-komponen pada arus 4 adalah sebagai berikut :

$$M_{S4} \text{ (a)} = M_{S8} + M_{S9}$$

$$M_{S4} \text{ (a)} = 2.905,859263 \text{ kg/jam}$$

$$M_{ZA4} \text{ (a)} = M_{ZA8} + M_{ZA9}$$

$$M_{ZA4} \text{ (a)} = 57.913,38849 \text{ kg/jam}$$

$$M_{W4} \text{ (a)} = M_{W8} + M_{W9}$$

$$M_{W4} \text{ (a)} = 23.651,92968 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa *Centrifuge* 01

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | Arus Keluar (kg/jam) | |
|---|------------------------|----------------------|--------------|
| | 4a | 8a | 9a |
| NH ₃ | | | |
| H ₂ SO ₄ | 2.905,859263 | 33,83922982 | 2.872,020033 |
| H ₂ O | 57.913,38849 | 8.447,117744 | 15.204,81194 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 23.651,92968 | 33.754,63174 | 24.158,75675 |
| O ₂ | | | |
| N ₂ | | | |
| Total | 84.471,17744 | 42.235,58872 | 42.235,58872 |
| | 84.471,17744 | 84.471,17744 | |

Centrifuge B dan C

Jika ketiganya kapasitas *centrifuge* sama, maka *centrifuge* A = B = C

Neraca Massa Centrifuge 02

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | Arus Keluar (kg/jam) | |
|---|------------------------|----------------------|--------------|
| | 4b | 8b | 9b |
| NH ₃ | | | |
| H ₂ SO ₄ | 2.905,859263 | 33,83922982 | 2.872,020033 |
| H ₂ O | 57.913,38849 | 8.447,117744 | 15.204,81194 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 23.651,92968 | 33.754,63174 | 24.158,75675 |
| O ₂ | | | |
| N ₂ | | | |
| Total | 84.471,17744 | 42.235,58872 | 42.235,58872 |
| | 84.471,17744 | 84.471,17744 | |

Neraca Massa Centrifuge 03

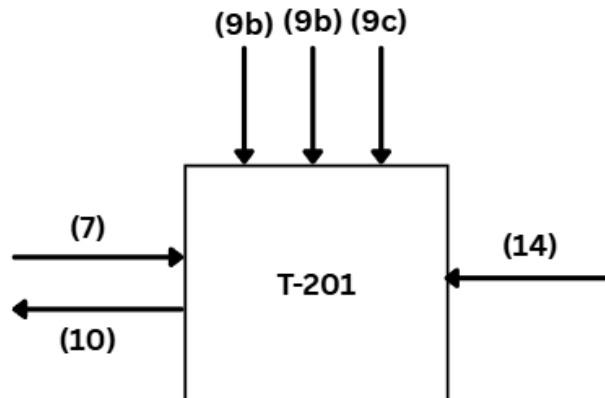
| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | Arus Keluar (kg/jam) | |
|----------|------------------------|----------------------|----|
| | 4c | 8c | 9c |

| | | | |
|---|---------------------|---------------------|--------------|
| NH ₃ | | | |
| H ₂ SO ₄ | 2.905,859263 | 33,83922982 | 2.872,020033 |
| H ₂ O | 57.913,38849 | 8.447,117744 | 15.204,81194 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 23.651,92968 | 33.754,63174 | 24.158,75675 |
| O ₂ | | | |
| N ₂ | | | |
| Total | 84.471,17744 | 42.235,58872 | 42.235,58872 |
| | 84.471,17744 | 84.471,17744 | |

Maka akumulasi dari *centrifuge* 1,2, dan 3 yaitu:

$$\begin{aligned} \Sigma M_8 &= M_8 (a) + M_8 (b) + M_8 (c) \\ \Sigma M_8 &= 126.706,7662 \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{S8} &= M_{S8} (a) + M_{S8} (b) + M_{S8} (c) \\ \Sigma M_{S8} &= \mathbf{101,5176895} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{W8} &= M_{W8} (a) + M_{W8} (b) + M_{W8} (c) \\ \Sigma M_{W8} &= \mathbf{25.341,35323} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{ZA8} &= M_{ZA8} (a) + M_{ZA8} (b) + M_{ZA8} (c) \\ \Sigma M_{ZA8} &= \mathbf{101.263,8952} \quad \text{kg/jam} \\ \\ \Sigma M_9 &= \mathbf{126.706,7662} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{S9} &= \mathbf{8.616,060098} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{W9} &= \mathbf{45.614,43582} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{ZA9} &= \mathbf{72.476,27024} \quad \text{kg/jam} \\ \\ \Sigma M_4 &= \mathbf{253.413,5323} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{S4} &= \mathbf{8.717.577788} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{W4} &= \mathbf{70.955,78905} \quad \text{kg/jam} \\ \Sigma M_{ZA4} &= \mathbf{173.740,1655} \quad \text{kg/jam} \end{aligned}$$

4. Neraca Massa di *Mother Liquor Tank*



$$\text{Neraca total} = M_{9a} + M_{9b} + M_{9c} + M_{14} + M_7 = M_{10} \dots\dots\dots (14)$$

Keterangan :

- M_{10} = Produk *mother liquor tank* masuk ke reaktor
- $M_{9a, 9b, 9c}$ = Filtrat masuk *mother liquor tank*
- M_{14} = Debu dari *cyclone* masuk *mother liquor tank*
- M_7 = Kondensat masuk ke *mother liquor tank*

Arus 7 hasil perhitungan neraca massa kondensor (kondensat masuk ke *mother liquor tank*)

| Komponen | Arus 7 (kg/jam) |
|---|--------------------|
| NH ₃ | 529,64712 |
| H ₂ SO ₄ | 0 |
| H ₂ O | 1.510,1011 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 0 |
| O ₂ | 0 |
| N ₂ | 0 |
| Total | 2.039,74822 |

Neraca amonium sulfat

Berdasarkan persamaan (14), maka persamaan neraca amonium sulfat

$$M_{ZA10} = M_{ZA9 \text{ total (a,b,c)}} + M_{ZA14} + M_{ZA7}$$

$$M_{ZA10} = 72.982,58972 \text{ kg/jam}$$

Neraca amonia

Berdasarkan persamaan (14), maka persamaan neraca amonium sulfat

$$M_{A10} = M_{A9 \text{ total (a,b,c)}} + M_{A14} + M_{A7} \dots\dots\dots (15)$$

$$M_{A10} = 529,64712 \text{ kg/jam}$$

Neraca asam sulfat

Berdasarkan persamaan (14), maka persamaan neraca asam sulfat

$$M_{S10} = M_{S9 \text{ total (a,b,c)}} + M_{S14} + M_{S7} \dots\dots\dots (16)$$

$$M_{S10} = 8.616,567687 \text{ kg/jam}$$

Neraca air

Berdasarkan persamaan (14), maka persamaan neraca air

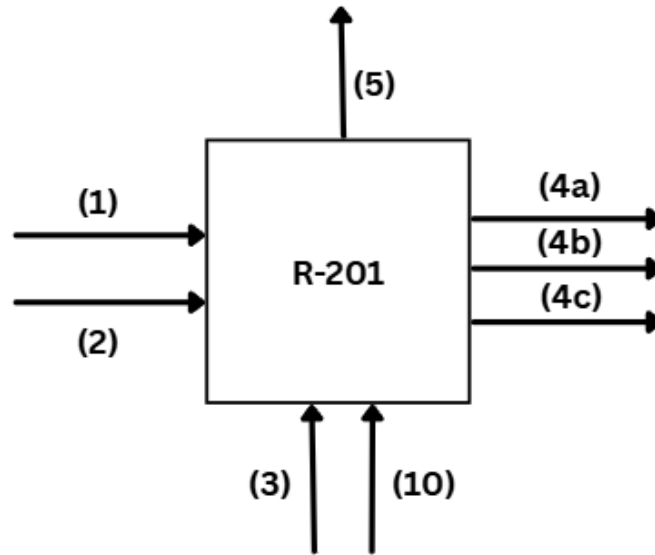
$$M_{W10} = M_{W9 \text{ total (a,b,c)}} + M_{W14} + M_{W7} \dots\dots\dots (17)$$

$$M_{W10} = 72.314,37499 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | | | Arus Keluar (kg/jam) |
|---|---------------------|-------------|-----------------|-------------|------------|----------------------|
| | 9a | 9b | 9c | 14 | 7 | 10 |
| NH ₃ | | 0 | 0 | | 529.64712 | 529.64712 |
| H ₂ SO ₄ | 2872.020033 | 2872.020033 | 2872.020033 | 0.507588447 | 0 | 8616.56769 |
| H ₂ O | 15204.81194 | 15204.81194 | 15204.81194 | 25189.83808 | 1510.1011 | 72314.375 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 24158.75675 | 24158.75675 | 24158.75675 | 506.3194762 | 0 | 72982.5897 |
| O ₂ | 0 | 0 | 0 | | | |
| N ₂ | 0 | 0 | 0 | | 0 | |
| Total | 42235.58872 | 42235.58872 | 42235.58872 | 25696.66514 | 2039.74822 | 154443.18 |
| | | | 154443.2 | | | 154443.2 |

5. Neraca Massa di Reaktor



$$\text{Neraca total} = M_1 + M_2 + M_3 + M_{10} = M_{4a} + M_{4b} + M_{4c} + M_5 \dots \quad (18)$$

Keterangan :

- M_1 = Amonia dari tangki penyimpanan masuk reaktor
- M_2 = Asam sulfat dari tangki penyimpanan masuk reaktor
- M_3 = Udara pengaduk
- M_{10} = Produk *mother liquor tank* masuk ke reaktor
- $M_{4a, 4b, 4c}$ = Produk keluaran reaktor masuk *centrifuge*
- M_5 = Udara dan uap masuk kondensor

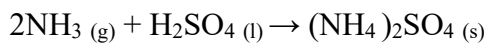
Neraca amonia

Berdasarkan persamaan (18), maka persamaan neraca amonia

$$\begin{aligned} M_{A1} + M_{A2} + M_{A3} + M_{A10} &= M_{A4 \text{ total (a,b,c)}} + M_{A5} + M_{A\text{reaksi}} \\ M_{A1} &= M_{A5} + M_{A\text{reaksi}} \dots \dots \dots \quad (19) \end{aligned}$$

Amonia yang bereaksi ($M_{A\text{reaksi}}$) dihitung berdasarkan reaksi pembentukan ZA yang berlangsung secara stoikiometris dengan konversi reaksi 98% dan perbandingan reaktan amonia : asam sulfat = 2 : 1.

Reaksi yang terjadi:



| | | |
|---|---|---|
| Mol | = | Massa ZA hasil reaksi/ BM ZA |
| Massa ZA hasil reaksi | = | ZA keluar reaktor – ZA recovery |
| Massa ZA hasil reaksi | = | $MZ_{A4} - MZ_{A10}$ |
| Massa ZA hasil reaksi | = | 100.757,5758 kg/jam |
| Mol ZA hasil reaksi | = | 763,3149679 kmol/jam |
| Mol NH ₃ yang bereaksi | = | 2 x mol ZA hasil reaksi |
| Mol NH ₃ yang bereaksi | = | 1.526,629936 kmol/jam |
| $M_{Areaksi}$ | = | mol NH ₃ yang bereaksi x BM NH ₃ |
| $M_{Areaksi}$ | = | 25.952,70891 kg/jam |
| Konversi | = | 98 % |
| Mol NH ₃ yang dibutuhkan | = | (100/konversi) x mol NH ₃ yang bereaksi |
| Mol NH ₃ yang dibutuhkan | = | 1.557,785649 kmol/jam |
| M_{A1} | = | mol NH ₃ yang dibutuhkan/ BM NH ₃ |
| M_{A1} | = | 26.482,35603 kg/jam |
| Konsentrasi NH ₃ pada arus 1 = 99,5% | | |
| M_1 (total NH ₃ +H ₂ O) | = | $M_{A1}/ 99.5\%$ |
| M_1 (total NH ₃ +H ₂ O) | = | 26.615,43319 kg/jam |
| Kandungan air pada NH ₃ | | |
| M_{W1} | = | $M_1 - M_{A1}$ |
| M_{W1} | = | 133,077166 kg/jam |

Komposisi NH₃ (spesifikasi bahan baku)

| Komponen | Massa (%) | Massa (Kg) |
|-------------------------------------|------------|---------------------|
| NH ₃ (M _{A1}) | 99.5 | 26.482,35603 |
| H ₂ O (M _{W1}) | 0.5 | 133,077166 |
| Total (M₁) | 100 | 26.615,43319 |

Substitusi M_{A1} dan M_{Areaksi} ke persamaan (19) sehingga diperoleh laju amonia pada arus 5 (amonia sisa)

$$M_{A5} = M_1 - M_{Areaksi}$$

$$M_{A5} = 529,6471206 \quad \text{kg/jam}$$

Neraca asam sulfat

Berdasarkan persamaan (18), maka persamaan neraca amonia

$$M_{S1} + M_{S2} + M_{S3} + M_{S10} = M_{S4} + M_{S5} + M_{Sreaksi}$$

$$M_{S2} = M_{S4} - M_{S10} + M_{Sreaksi} \dots\dots\dots (20)$$

Asam sulfat yang bereaksi (M_{Sreaksi}) dihitung berdasarkan reaksi pembentukan amonium sulfat

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} = 1 \times \text{mol ZA}$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} = 763,3149679 \quad \text{kmol/jam}$$

$$M_{Sreaksi} = \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} \times \text{BM H}_2\text{SO}_4$$

$$M_{Sreaksi} = 74.804,86685 \quad \text{kg/jam}$$

Substitusi M_{Sreaksi} ke persamaan (M_{S2} = M_{S4} - M_{S10} + M_{Sreaksi})

$$M_{S2} = 74.905,87695 \quad \text{kg/jam}$$

Konsentrasi H₂SO₄ pada arus 2 = 98%

$$M_2 \text{ (total H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O)} = M_{S2}/98\%$$

$$M_2 \text{ (total H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O)} = 76.434,56832 \quad \text{kg/jam}$$

Kandungan air pada H₂SO₄

$$M_{W2} = M_2 - M_{S2}$$

$$M_{W2} = 1.528,691366 \quad \text{kg/jam}$$

Komposisi H₂SO₄ (spesifikasi bahan baku)

| Komponen | Massa (%) | Massa (Kg) |
|---|------------|---------------------|
| H ₂ SO ₄ (M _{S2}) | 98 | 74.905,87695 |
| H ₂ O (M _{W2}) | 2 | 1.528,691366 |
| Total (M₂) | 100 | 76.434,56832 |

Neraca air

Berdasarkan persamaan (18), maka persamaan neraca air

$$M_{W1} + M_{W2} + M_{W3} + M_{W10} = M_{W4} + M_{W5} \dots\dots\dots (21)$$

Substitusi nilai M_{W1}, M_{W2}, M_{W3}, M_{W4}, M_{W10} ke persamaan (21)

$$M_{W5} = M_{W1} + M_{W2} + M_{W10} - M_{W4}$$

$$M_{W5} = 4.811,516107 \quad \text{kg/jam}$$

Kebutuhan udara pengaduk

Laju volume udara pengaduk dianggap sama dengan laju volume gas amonia dengan pertimbangan agar gas amonia tidak terdorong oleh udara pengaduk dengan waktu tinggal yang sama.

$$\text{Laju v udara pengaduk} = \text{Laju v amonia masuk}$$

$$V_3 = V_1$$

$$V_1 = M_1 / \rho$$

$$M_1 = 26.615,43319 \quad \text{kg/jam}$$

$$\rho \text{ amonia} = 0,77 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\rho \text{ amonia} = 0,77 \quad \text{gr/liter}$$

$$\begin{aligned}
 V_1 &= 34.565.497,65 && \text{liter/jam} \\
 V_3 = V_1 &= 34.565.497,65 && \text{liter/jam} \\
 M_1 &= V_3 \times \rho \text{ udara}
 \end{aligned}$$

Laju massa udara yang dibutuhkan sebagai pengaduk tergantung densitas udara pengaduk. Densitas udara pengaduk dihitung berdasarkan kondisi tekanan dan suhu udara pengaduk yaitu $P = 2 \text{ atm}$, $T = 33^\circ\text{C}$. Pada kondisi standar udara memiliki volume 22,4 L (25°C , 1 atm).

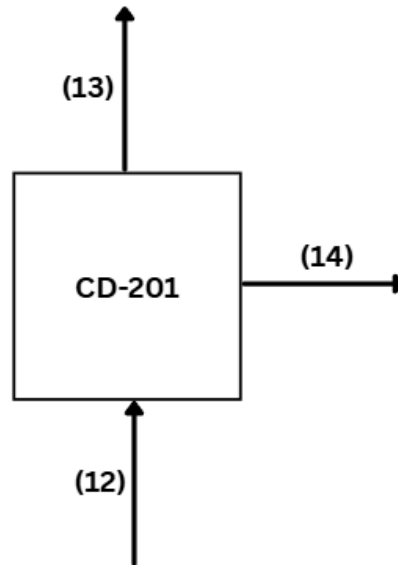
$$\frac{P_0 V_0}{T_0} = \frac{P_n V_n}{T_n}$$

$$\begin{aligned}
 V_n &= 11,5005 && \text{liter} \\
 \rho \text{ udara} &= 2,507712723 \\
 \text{Massa udara} &= 86680,33823 && \text{kg/jam} \\
 \text{M udara kering} &= 84889,1766 && \text{kg/jam} \\
 \text{MO3;MO5} &= 17826,72709 && \text{kg/jam} \\
 \text{MN3; MN5} &= 67062,44952 && \text{kg/jam} \\
 \text{MW3} &= 1791,161626 && \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Arus Masuk (kg/jam) | | | | Arus Keluar (kg/jam) | | | |
|---|---------------------|--------------------|-------------|-------------|----------------------|--------------------|-------------|------------|
| | 1 | 2 | 3 | 10 | 4a | 4b | 4c | 5 |
| NH ₃ | 26482.35603 | | | | | | | 529.647121 |
| H ₂ SO ₄ | | 74905.87695 | | 8616.567687 | 2905.859263 | 2905.85926 | 2905.859263 | |
| H ₂ O | 133.077166 | 1528.691366 | 1791.161626 | 72314.37499 | 23651.92968 | 23651.9297 | 23651.92968 | 4811.51611 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | | | | 72982.58972 | 57913.38849 | 57913.3885 | 57913.38849 | |
| O ₂ | | | 17826.72709 | | | | | 17826.7271 |
| N ₂ | | | 67062.44952 | | | | | 67062.4495 |
| Total | 26615.43 | 76434.56832 | 86680.33823 | 153913.5324 | 84471.17744 | 84471.1774 | 84471.17744 | 90230.3398 |
| | | 343643.8721 | | | | 343643.8721 | | |

6. Neraca Massa di Kondensor



$$\text{Neraca total} = M_5 = M_6 + M_7 + M_{15} \dots\dots\dots (22)$$

Keterangan :

M_5 = Udara dan uap masuk kondensor

M_6 = Udara keluar kondensor

M_7 = Kondensat masuk ke mother liquor tank

M_{15} = *Purge stream*

Neraca amonia

$$M_{A5} = M_{A7} = 529,6471206 \text{ kg/jam}$$

Neraca air

$$MW5 = MW7 = 1510.1011 \text{ kg/jam}$$

$$MW_{15} = MW5 - MW7$$

$$MW_{15} = 3301.415007 \text{ kg/jam}$$

Neraca udara

$$MU5 = MU6 = 67062.44952 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Kondensor

| Komponen | Arus Masuk | Arus Keluar (kg/jam) | | | |
|---|--------------------|----------------------|-------------|--------------------|-------------|
| | (kg/jam) | 5 | 6 | 7 | 15 |
| NH ₃ | 529.6471206 | | | 529.6471206 | |
| H ₂ SO ₄ | | | | | |
| H ₂ O | 4811.516107 | | | 1510.1011 | 3301.415007 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | | | | | |
| O ₂ | 17826.72709 | 17826.72709 | | | |
| N ₂ | 67062.44952 | 67062.44952 | | | |
| Total | 90230.33983 | 84889.1766 | 2039.748221 | 3301.415007 | |
| | 90230.33983 | | | 90230.33983 | |

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

B. Rumus dan Data yang Dibutuhkan

1. Kapasitas Panas (Cp)

Cp gas

Cp gas dihitung dengan menggunakan persamaan :

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

Sedangkan panas gas yang masuk atau keluar sistem dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Q = m \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|--------|----------|-------------|-------------|-------------|
| NH ₃ (A) | 33.573 | -0.0126 | 0.000089 | -7.18E-08 | 1.8569E-11 |
| H ₂ O (W) | 33.93 | -0.0084 | 0.0000299 | -1.78E-08 | 3.6934E-12 |
| H ₂ SO ₄ (S) | 9.486 | 3.337795 | -0.000381 | 0.000000213 | -4.6878E-11 |
| N ₂ | 29.342 | -0.0035 | 0.000010076 | -4.311E-09 | 2.59E-13 |
| O ₂ | 29.526 | -0.00889 | 0.000038083 | -3.26E-08 | 8.86E-12 |

(Yaws, 1999)

Cp cairan

Cp cairan dihitung dengan menggunakan persamaan :

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

Sedangkan panas cairan yang masuk atau keluar sistem dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Q = m \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|--------|-----------|-------------|
| NH ₃ (A) | -182.157 | 3.3618 | 0.014398 | 0.000020371 |
| H ₂ O (W) | 92.053 | -0.04 | -0.000211 | 5.347E-07 |
| H ₂ SO ₄ (S) | 26.004 | 0.703 | -0.00139 | 0.00000103 |
| Udara (U) | 18.296 | 0.472 | -0.00134 | 0.00000131 |

(Yaws, 1999)

Cp padat

Cp padat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Cp = A + BT + CT^2$$

Sedangkan panas padatan yang masuk atau keluar sistem dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Q = m \int_{T_{ref}}^T Cp dT$$

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|-------|------------|
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (ZA) | 32.2016 | 0.534 | -0.0000428 |
| H ₂ SO ₄ (S) | -34.353 | 0.702 | -0.000612 |
| H ₂ O (W) | 9.695 | 0.075 | -0.0000156 |

(Yaws, 1999)

Dengan :

A,B,C,D = tetapan

Cp = kapasitas panas (kkal/mol K)

m = massa yang masuk atau keluar sistem (kg/jam)

Q = panas yang masuk atau keluar sistem (kkal/jam)

T_{ref} = 25°C (298,15 K)

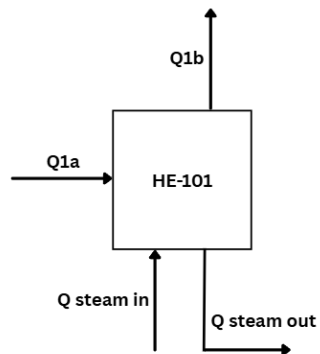
T = suhu (K)

C. Perhitungan Neraca Panas

Basis perhitungan = 1 jam

T referensi = 25 °C (298,15 K)

1. Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia (HE-01)



Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pemanas

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan baku ammonia

$$\text{Neraca panas total} = Q_{1a} + Q_{\text{steam in}} = Q_{1b} + Q_{\text{steam out}} \quad (1)$$

Keterangan :

Q_{1a} = Panas laten penguapan NH_3 dari cair jenuh menjadi gas jenuh

Q_{1b} = Panas sensibel NH_3 keluar HE-101

$Q_{\text{steam in}}$ = Panas *steam* masuk HE-101

$Q_{\text{steam out}}$ = Panas kondensat keluar HE-101

Q Input

- Perhitungan Q_{1a} (Panas Laten)

$$T_{\text{in}} = -33 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 240,15 \quad \text{K}$$

$$Q = n \times C_{\text{pdt}}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | H Vap (kJ/mol) | Q Vap (kJ/jam) | Q vap (kkal/jam) |
|--------------------------|--------------------|-----------------|-------------------|-------------------|---------------------|
| NH_3 (l) | 26482.35603 | 1557.785649 | 22.74588685 | 35433.21611 | 8468.538649 |
| H_2O (l) | 133.077166 | 7.393175887 | 44.8528906 | 331.6053092 | 79.2536689 |
| Total | 26615.43319 | | | | 8547.792318 |

- Perhitungan $Q_{\text{steam in}}$

Steam yang digunakan yaitu *Low Pressure Steam* (LPS)

$$P = 4,7 \quad \text{atm}$$

$$T_{\text{steam in}} = 150 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{steam in}} = 423,15 \quad ^\circ\text{C}$$

Berdasarkan data steam tabel, didapat HS

$$H_{\text{s vapor}} = 2.745,4 \quad \text{kJoule/kg}$$

$$H_{\text{s vapor}} = 656,1506 \quad \text{kkal/kg}$$

$$\begin{aligned}
 Q_s &= M_{\text{steam}} \times H_s \text{ vapor} \\
 Q_s &= M_{\text{steam}} \times 656,1506 \quad (2)
 \end{aligned}$$

Q Output

- Perhitungan Q_{1b} (panas *sensible*)

$$T_{\text{out}} = 70 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 343.15 \quad \text{K}$$

$$Q = n \times C_{pdt}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|----------------------|--------------------|-----------------|-------------------|---------------|-------------------|
| NH ₃ (g) | 26482.35603 | 1557.785649 | 1643.146616 | 2559670.217 | 611761.1819 |
| H ₂ O (g) | 133.077166 | 7.393175887 | 1519.475472 | 11233.74942 | 2684.866111 |
| Total | 26615.43319 | | | | 614446.048 |

- Perhitungan Q *steam out*

Steam yang digunakan yaitu *Low Pressure Steam* (LPS)

$$P = 4,7 \quad \text{atm}$$

$$T_{\text{steam out}} = 105 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{steam out}} = 378,15 \quad ^\circ\text{C}$$

Berdasarkan data steam tabel, didapat HS

$$H_s \text{ liquid} = 440,13 \quad \text{kJoule/kg}$$

$$H_s \text{ liquid} = 105,19107 \quad \text{kkal/kg}$$

$$Q_s = M_{\text{steam}} \times H_s \text{ liquid}$$

$$Q_s = M_{\text{steam}} \times 105,19107 \quad (3)$$

Perhitungan Kebutuhan *Steam*

Substitusi persamaan (2) dan (3) ke persamaan (1)

$$\begin{aligned}
 Q_{1a} + Q_{\text{steam in}} &= Q_{1b} + Q_{\text{steam out}} \\
 Q_{1a} - Q_{1b} &= M_{\text{steam}} \times -551,19853 \\
 -92943.51109 &= M_{\text{steam}} \times -551,19853 \\
 M_{\text{steam}} &= 1099.23 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

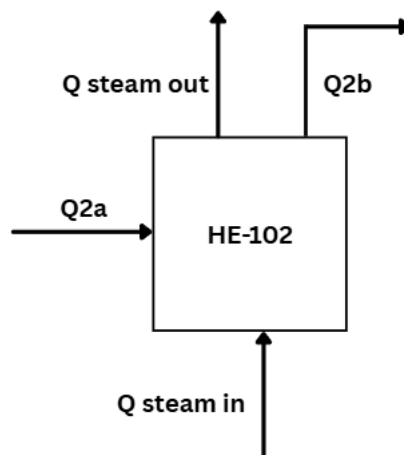
Perhitungan $Q_{\text{steam in}}$ dan $Q_{\text{steam out}}$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam in}} &= 721528.2553 \quad \text{kkal/jam} \\
 Q_{\text{steam out}} &= 115629.9996 \quad \text{kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas *Heat Exchanger 1 (HE-01)*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-----------------------|--------------------|------------------------|--------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q_{1a} | 8547.792318 | Q_{1b} | 614446.048 |
| $Q_{\text{steam in}}$ | 721528.2553 | $Q_{\text{steam out}}$ | 115629.9996 |
| Total | 730076.0476 | | 730076.0476 |

2. Neraca Panas *Heat Exchanger Asam Sulfat (HE-02)*



Tujuan : Menghitung kebutuhan *steam* pemanas

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan baku asam sulfat

$$\text{Neraca panas total} = Q_{2a} + Q_{\text{steam in}} = Q_{2b} + Q_{\text{steam out}} \quad (4)$$

Keterangan :

Q_{2a} = Panas H_2SO_4 dan H_2O masuk HE-02

Q_{2b} = Panas H_2SO_4 dan H_2O keluar HE-02

$Q_{\text{steam in}}$ = Panas *steam* masuk HE-02

$Q_{\text{steam out}}$ = Panas kondensat keluar HE-02

Q input

- Perhitungan Q_{2a} (panas asam sulfat masuk HE)

$$T_{\text{in}} = 30 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 303,15 \quad \text{K}$$

$$Q = n \times C_{pdt}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | C_{pdt} (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|-----------------------------|---------------------------|-------------------------|---|-----------------------|-------------------------|
| H_2SO_4 (l) | 74.905,87695 | 764,3456832 | 701,6578669 | 536.309,1616 | 128.177,8896 |
| H_2O (l) | 1.528,691366 | 34,92729813 | 377,4863816 | 32.058,89847 | 7.662,076734 |
| Total | 76.434,56832 | | | | 135.839,9664 |

- Perhitungan $Q_{\text{steam in}}$

Steam yang digunakan yaitu *Low Pressure Steam* (LPS)

$$P = 4,7 \quad \text{atm}$$

$$T_{\text{in}} = 150 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 423,15 \quad \text{K}$$

Diperoleh data dari *steam table*:

$$h_{s \text{ vap1}} (4.7 \text{ atm}, 150^\circ\text{C}) = 2.746,4 \quad \text{kJoule/kg}$$

$$= 656.3896 \quad \text{kJoule/kg}$$

$$Q_s = M_{\text{steam}} \times H_{\text{vapor}}$$

$$Q_s = M_{\text{steam}} \times 656,6764 \text{ kkal/kg} \quad (5)$$

Q Output

- **Q steam out**

$$P = 4,7 \text{ atm}$$

$$T_{\text{out}} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 378,15 \text{ K}$$

Diperoleh dari *steam table* :

$$H_{s \text{ liq } 1} (4.7 \text{ atm}, 150 \text{ }^\circ\text{C}) = 440,13$$

$$H_{s \text{ liq } 2} (5.4 \text{ atm}, 155 \text{ }^\circ\text{C}) = 105,19107$$

$$Q = M_{\text{steam}} \times H_{\text{liquid}}$$

$$Q = M_{\text{steam}} \times 105,19107$$

- **Perhitungan arus Q2b (asam sulfat keluar HE)**

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 105 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T = 378,15 \text{ K}$$

$$Q = n \times C_{pdt}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|------------------------------------|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|----------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 74.905,87695 | 764,3456832 | 11.617,63068 | 8.879.885,862 | 2.122.292,721 |
| H ₂ O (l) | 1.528,691366 | 84,92729813 | 6.021,087234 | 511.354,6706 | 122.21,7663 |
| Total | 76.434,56832 | | | | 2.244.506,487 |

Perhitungan Kebutuhan Steam

Substitusi persamaan (5) dan (6) ke persamaan (4)

$$Q_{2a} + Q_s = Q_{2b} + Q$$

$$568.368,0601 + (M_{steam} \times 2745,4) = 15.670.982,26 + (M_{steam} \times 632,1)$$

$$Q_{2a} - Q_{2b} = Q_s - Q$$

$$-2.108.666,521 = M_{steam} \times -551,19853$$

$$M_{steam} = 3.825,602584 \text{ kg/jam}$$

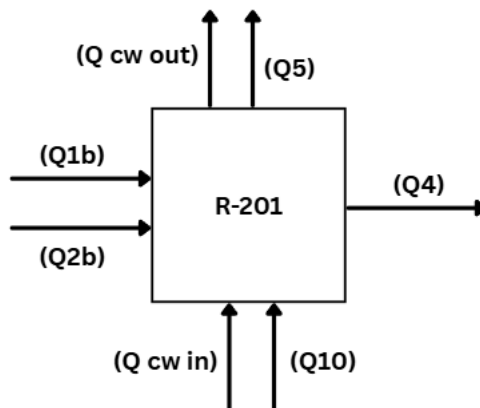
$$Q_{steam \text{ in}} = 2.551.085,75 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{steam \text{ out}} = 402.419,2292 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-----------------------|----------------------|------------------------|----------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q _{2a} | 135.839,9664 | Q _{2b} | 2.244.506,487 |
| Q _{steam in} | 2.551.085,75 | Q _{steam out} | 402.419,2292 |
| Total | 2.646.925,716 | | 2.646.925,716 |

3. Neraca Panas Saturator (R-01)



Tujuan : Menghitung panas reaksi dan kebutuhan *cooling water*
 Mereaksikan gas amonia dan asam sulfat cair untuk menghasilkan kristal
 Fungsi : amonium sulfat

$$\text{Neraca panas total : } Q_{1b} + Q_{2b} + Q_3 + Q_{10} + Q_{cw \text{ in}} = Q_4 + Q_5 + Q_{rx} + Q_{cw \text{ out}} \quad (7)$$

Keterangan :

- Q_{1b} = Panas gas NH₃ masuk reaktor
- Q_{2b} = Panas H₂SO₄ cair masuk reaktor
- Q_{10} = Panas *mother liquor* masuk reaktor
- Q_4 = Panas produk keluaran reaktor ke *centrifuge*
- Q_5 = Panas gas NH₃ dan air keluar reaktor ke kondesor
- Q_{rx} = Panas reaksi pembentukan amonium sulfat
- $Q_{cw \text{ in}}$ = Panas *cooling water* masuk
- $Q_{cw \text{ out}}$ = Panas *cooling water* keluar

Q Input

- Perhitungan Q_{1b} (panas amonia masuk reaktor)

- P = 1 atm
- T = 70 °C
- T = 343,15 K
- Q = n x Cpdt

| Komponen | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|----------------------|-----------------|-------------------|---------------|---------------------|
| NH ₃ (g) | 88,82947647 | 1.643,146616 | 145.959,8537 | 34.884,40502 |
| H ₂ O (g) | 183,4119448 | 1.519,475472 | 278.689,9514 | 66.606,89838 |
| Total | | | | 101.491,3034 |

- Perhitungan Q_{2b}

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 T &= 105 \quad ^\circ\text{C} \\
 T &= 378,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_{pdT}
 \end{aligned}$$

| Komponen | n (kmol/jam) | C _{pdT} (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|------------------------------------|-----------------|-------------------------------|---------------|----------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 764,3456832 | 11.617,63068 | 8.879.885,862 | 2.122.292,721 |
| H ₂ O (l) | 84,92729813 | 6.021,087234 | 511.354,6706 | 122.213,7663 |
| Total | | | | 2.244.506,487 |

- Perhitungan Q₃

$$\begin{aligned}
 T &= 33 \quad ^\circ\text{C} \\
 T &= 306,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_{pdT}
 \end{aligned}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | C _{pdT} (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|--------------------|---------------------|-----------------|-------------------------------|---------------|---------------------|
| O ₂ (g) | 14.083,.1144 | 440,0973249 | 235,9002458 | 103.819,0671 | 24.812,75704 |
| N ₂ (g) | 52.979,33512 | 1.892,119111 | 232,6056195 | 440.117,5381 | 105.188,0916 |
| Total | 67.062,44952 | | | | 130.000,8486 |

- Perhitungan Q₁₀

$$\begin{aligned}
 T &= 70 \quad ^\circ\text{C} \\
 T &= 343,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_{pdT}
 \end{aligned}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------------|-------------------------|---------------------------|-----------------------|-------------------------|
| NH ₃ (l) | 529,64712 | 31,15571294 | 3.956,550256 | 123.269,144 | 29.461,32542 |
| H ₂ SO ₄ (l) | 8.616,567687 | 87,92416007 | 6.439,806478 | 566.214,5756 | 135.325,2836 |
| H ₂ O (l) | 72.314,37499 | 4.017,465277 | 3.385,062502 | 13.599.371,06 | 3.250.249,684 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 72.982,58972 | 552,8984069 | 58.955,942058 | 4.951.726,096 | 1.183.462,537 |
| Total | 154.443,1795 | | | | 4.598.4998,83 |

- Perhitungan Q_{CW in}

$$T_{CW \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{CW \text{ in}} = 303,15 \text{ K}$$

$$Q = n \times CpdT$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kJ/kmol) | Cpdt (kkal/kmol) |
|----------------------|---------------------------|-------------------------|---------------------------|-----------------------------|
| H ₂ O (l) | belum diketahui | belum diketahui | 377,4863816 | 90,2192452 |

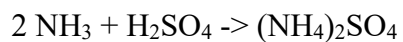
$$Q_{CW \text{ in}} = \text{mol H}_2\text{O} \times 377,4863816 \text{ kJ/kmol} \quad (8)$$

Q Output

- Perhitungan Q reaksi

$$Q_{rx} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_f 298,15 + \Delta H \text{ produk} \quad (9)$$

Reaksi yang terjadi :



ΔH reaktan

$$T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 298,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 378,15 \text{ K}$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = \sum (\text{NH}_3, \text{H}_2\text{SO}_4, \text{ZA}, \text{H}_2\text{O}) n \times \text{CpdT}$$

| Komponen | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|-----------------|-------------------|----------------|-----------------------|
| NH ₃ (l) | 1.557,785649 | -7.943,680987 | -12.374.552,24 | -2.957.517,985 |
| H ₂ SO ₄ (l) | 763,3149679 | -11.617,63068 | -8.867.911,392 | -2.119.430,823 |
| H ₂ O (l) | 0 | -6.021,087234 | 0 | 0 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (l) | 0 | -12.496,70737 | 0 | 0 |
| Total | | | | -5.076.948,808 |

$$\Delta H \text{ reaktan} = -5.076.948,808 \text{ Kjoule/jam}$$

ΔH_f 298,15 reaksi

ΔH_f 298,15 reaksi diketahui dari (Perry, 1999)

$$\Delta H_f 298,15 \text{ H}_2\text{SO}_4 = -194,55 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f 298,15 \text{ NH}_3 = -11,02 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f 298,15 (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = -282,23 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{Mol NH}_3 \text{ bereaksi} = 1.526,629936 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = 763,3149679 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = 763,3149679 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f 298,15 \text{ reaksi} = n\Delta H_f \text{ ZA} - (n\Delta H_f \text{ NH}_3 + n\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta H_f 298,15 \text{ reaksi} = -50.103,99449$$

ΔH produk

$$T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 298,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 378,15 \text{ K}$$

$$\Delta H \text{ produk} = \sum (\text{NH}_3, \text{H}_2\text{SO}_4, \text{ZA}, \text{H}_2\text{O}) n \times \text{cpdT}$$

| Komponen | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|-----------------|-------------------|----------------|-----------------------|
| NH ₃ (l) | 31,15571297 | -7.943,680987 | -247.491,0448 | -59.150,3597 |
| H ₂ SO ₄ (l) | 0 | -11.617,63068 | 0 | 0 |
| H ₂ O (l) | 0 | -6.021,087234 | 0 | 0 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 1.316,213375 | -16.628,55114 | -21.886.721,41 | -51.309.926,418 |
| Total | | | | -5.290.076,778 |

Substitusi ΔH reaktan, ΔH produk, dan ΔH_f 298,15 reaksi ke persamaan (9)

$$Q_{rx} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_f 298,15 + \Delta H \text{ produk}$$

$$Q_{rx} = -10.417.129,58 \text{ kkal/jam}$$

Perhitungan Q₄

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T = 378,15 \text{ K}$$

$$Q = \sum (\text{NH}_3, \text{H}_2\text{SO}_4, \text{ZA}, \text{H}_2\text{O}) n \times \text{CpdT} + Q_{sol}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|-------------------|-----------------|-------------------|---------------|-----------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 8.717,577788 | 88,95487539 | 11.617,63068 | 1.033.444,8 | 246.993,3286 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 173.740,1655 | 1.316,21337 | 16.628,55114 | 21.886.721 | 5.230.926,418 |

| | | | | | |
|----------------------|---------------------|-------------|--------------|------------|----------------------|
| H ₂ O (l) | 70.955,78905 | 3.941,98828 | 6.021,087234 | 23.735.055 | 5.672.678,219 |
| Total | 253.413,5323 | | | | 11.150.597,97 |

| | | | |
|----------------------|---|---------------|----------|
| Q _{sol} | = | -2,74 | kkal/mol |
| Q _{sol} | = | -3.606,424647 | kkal/jam |
| Q _{4 total} | = | 11.146.991,54 | |

- Perhitungan Q₅

| | | | |
|----------------|---|---------------------------------------|----|
| T | = | 105 | °C |
| T | = | 378,15 | K |
| Q ₅ | = | Q sensibel amonia & air + Q laten air | |

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|----------------------|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|----------------------|
| NH ₃ (g) | 529,6471206 | 31,15571297 | 2.957,334261 | 92.137,8574 | 22.020,94792 |
| H ₂ O (g) | 4.811,516107 | 267,3064504 | 2.710,149162 | 724.440,3526 | 173.141,2443 |
| O ₂ (g) | 17.826,72709 | 557,0852214 | 2.378,499387 | 1.325.026,858 | 316.681,419 |
| N ₂ (g) | 67.062,44952 | 2.395,087483 | 2.330,968102 | 5.582.872,525 | 1.334.306,533 |
| Total | 90.230,33983 | | | | 1.846.150,145 |

Q laten air

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | H Vap (kJ/mol) | Q Vap (kJ/jam) | Q Vap (kkal/jam) |
|------------------------|-------------------|-----------------|-------------------|-------------------|---------------------|
| H ₂ O laten | .811,516107 | 267.,064504 | .9,26970138 | .0497,04448 | 2.508,793632 |

| | | | |
|----------------|---|---------------|----------|
| Q ₅ | = | 1.848.658,938 | kkal/jam |
|----------------|---|---------------|----------|

- Perhitungan Q_{CW out}

| | | | |
|---------------------|---|----------|----|
| T _{CW Out} | = | 40 | °C |
| T _{CW Out} | = | 313,15 | K |
| Q _{CW out} | = | n x CpdT | |

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kJ/kmol) |
|----------------------|-----------------|-----------------|----------------|
| H ₂ O (l) | belum diketahui | belum diketahui | 1.130,992966 |

$$Q_{CW\ out} = n_{H_2O} \times 1.130,99296\text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan Kebutuhan *Cooling Water*

Substitusi persamaan nilai Q_{1b}, Q_{2b}, Q₁₀, Q_{cw in}, Q₄, Q₅, Q_{rx}, Q_{cw out} ke persamaan (7)

$$\begin{aligned} Q_{1b} + Q_{2b} + Q_{10} + Q_{cw\ in} &= Q_4 + Q_5 + Q_{rx} + Q_{cw\ out} \\ -12.483.358,8 &= n_{H_2O} \times -753,5065844 \\ n_{H_2O} &= 24945.40618\text{ kmol/jam} \\ \text{Laju alir CW} &= 449017.3112\text{ kg/jam} \end{aligned}$$

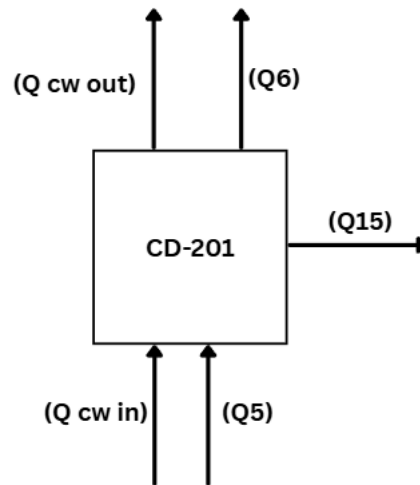
Substitusi mol CW ke persamaan (8) dan (10)

$$\begin{aligned} Q_{cw\ in} &= \text{mol } H_2O \times 377.4863816 \\ Q_{cw\ in} &= 9416551.115\text{ kJ/jam} \\ Q_{cw\ in} &= 2250555.716\text{ kkal/jam} \\ \\ Q_{cw\ out} &= \text{mol } H_2O \times 1.130,992966 \\ Q_{cw\ out} &= 28213078.92\text{ kJ/jam} \\ Q_{cw\ out} &= 6742925.862\text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Saturator (R-01)

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------------|--------------------|---------------------|--------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Aru's | Q (kkal/jam) |
| Q _{1b} | 101491.3034 | Q ₄ | 11150597.97 |
| Q _{2b} | 2244506.487 | Q ₅ | 1848658.938 |
| Q ₃ | 130000.8486 | Q _{rx} | -10417129.58 |
| Q ₁₀ | 4598498.83 | Q _{cw out} | 6742925.862 |
| Q _{cw in} | 2250555.716 | | |
| Total | 9325053.186 | | 9325053.186 |

4. Neraca Panas Kondensor (CD-01)



Tujuan : Menghitung kebutuhan *cooling water* pada kondensor

Fungsi : Mengkondensasikan gas amonia dan air dari reaktor untuk dialirkan menuju ML Tank

$$\text{Neraca panas total} = Q_5 + Q_{\text{steam in}} = Q_6 + Q_{15} + Q_7 + Q_{\text{steam out}} \quad (11)$$

Keterangan :

Q₅ = Panas gas NH₃, H₂O, dan udara keluar reaktor ke kondensor

- Q_6 = Panas udara keluar kondensor
 Q_7 = Panas kondensat NH_3 dan air menuju ML Tank
 Q_{15} = Panas *purge stream*
 $Q_{\text{CW in}}$ = Panas *cooling water* masuk kondensor
 $Q_{\text{CW out}}$ = Panas *cooling water* keluar kondensor

Q Input

- Perhitungan Q_5

- T_{Q_5} = 105 °C
 T_{Q_5} = 378,15 K
 Q_5 = Q sensibel NH_3 + Q sensibel H_2O + Q laten H_2O + Q udara

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|--------------------------|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|----------------------|
| NH_3 (g) | 529,6471206 | 31,15571297 | 2.956,820273 | 92.121,84374 | 22.017,12065 |
| H_2O (g) | 4.811,516107 | 267,3064504 | 2.710,149162 | 724.440,3526 | 173.141,2443 |
| O_2 (g) | 17.826,72709 | 557,0852214 | 2.378,499387 | 1.325.026,858 | 316.681,419 |
| N_2 (g) | 67.062,44952 | 2.395,087483 | 2.330,968102 | 5.582.872,525 | 1.334.306,533 |
| Total | 90.230,33983 | | | | 1.846.150,145 |

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | H Vap (kJ/mol) | Q Vap (kJ/jam) | Q Vap (kkal/jam) |
|----------------------------|-------------------|-----------------|-------------------|-------------------|---------------------|
| H_2O laten | 4.811,516107 | 267,3064504 | 39,26970138 | 10.497,044 | 2.508,793632 |

$Q_5 \text{ total} = 1.848.658,938 \text{ kJ/jam}$

- Perhitungan $Q_{\text{CW in}}$

- $T_{\text{CW in}}$ = 30 °C
 $T_{\text{CW in}}$ = 303,15 K
 $Q_{\text{CW in}}$ = n x Cpdt

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kj/kmol) |
|----------------------|-----------------|-----------------|----------------|
| H ₂ O (l) | belum diketahui | Belum diketahui | 377,4863816 |

Maka, $Q_{CW\ in}$ dapat di rumuskan :

$$Q_{CW\ in} = n_{H_2O} \times 377,4863816 \text{ kj/kmol} \quad (12)$$

Q Output

- Perhitungan Q_7 (Panas kondensat NH₃ dan air menuju ML Tank)

$$T_{Q_7} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{Q_7} = 358,15 \text{ K}$$

$$Q_7 = Q_{\text{sensibel NH}_3} + Q_{\text{sensibel H}_2\text{O}} + Q_{\text{laten NH}_3} + Q_{\text{laten H}_2\text{O}}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|----------------------|---------------------|--------------|----------------|--------------|---------------------|
| NH ₃ (l) | 529,6471206 | 31,15571297 | 5.527,944609 | 172.227,0556 | 41.162,26628 |
| H ₂ O (l) | 1.510,1011 | 83,89450556 | 4.512,396238 | 378.565,2512 | 90.477,09504 |
| Total | 2.039,748221 | | | | 131.639,3613 |

Panas kondensasi

$$\Delta H_l = 355,88 \text{ kj/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.651,9 \text{ kj/kg}$$

$$\Delta H_{\text{kondensasi}} = -2.296,02 \text{ kj/kg}$$

| Komponen | Q kond (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|------------------|-----------------|-----------------------|
| NH ₃ | -1.216.080,382 | -290.643,2112 |
| H ₂ O | -3.467.222,328 | -828.666,1363 |
| Total | | -1.119.309,348 |

$$Q_7 \text{ total} = -987.669,9862 \text{ kkal/jam}$$

- Perhitungan Q_6 (panas udara keluar kondensor)

$$T_{Q_6} = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{Q_6} = 378,15 \text{ K}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|--------------------|--------------------|-----------------|-------------------|---------------|--------------------|
| O ₂ (g) | 17.826,72709 | 557,0852214 | 2378.499387 | 1325026.858 | 316681.419 |
| N ₂ (g) | 67.062,44952 | 2.395,087483 | 2330.968102 | 5582872.525 | 1334306.533 |
| Total | 84.889,1766 | | | | 1650987.952 |

- Perhitungan Q_{15} (panas *purge stream*)

$$T_{Q_{15}} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{Q_{15}} = 358.15 \text{ K}$$

$$Q_{15} = Q \text{ sensibel H}_2\text{O} + Q \text{ laten H}_2\text{O}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kj/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|----------------------|---------------------|-----------------|-------------------|------------------|---------------------|
| H ₂ O (l) | 3.301,415007 | 183,411944 8 | 4.512,396238 | 827.627,3 698 | 197.802,9414 |
| Total | 3.301,415007 | | | | 197.802,9414 |

Panas kondensasi

| Komponen | H (kj/kg) | Q kond (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|------------------|-----------|-----------------|----------------------|
| H ₂ O | -2.256,9 | -134.117.343,5 | -32.054.045,1 |
| Total | | | -32.054.045,1 |

$$Q_{15} \text{ total} = -31.856.242,16 \text{ kkal/jam}$$

- Perhitungan $Q_{CW \text{ out}}$

$$T_{CW\ out} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{CW\ out} = 313,15 \text{ K}$$

$$Q_{CW\ out} = n \times C_p dT$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | Cpdt (kj/kmol) |
|----------------------|-----------------|-----------------|----------------|
| H ₂ O (l) | belum diketahui | Belum diketahui | 1.130,992966 |

$$Q_{CW\ out} = n_{H_2O} \times 1.130,992966 \text{ kj/kmol}$$

Substitusi Q₅, Q₆, Q₁₅<Q₇, Q_{CW in}, dan Q_{CW out} ke persamaan (11)

$$Q_5 + Q_{\text{steam in}} = Q_6 + Q_{15} + Q_7 + Q_{\text{steam out}}$$

$$-138.249.285,8 = n_{H_2O} \times -753,5065844$$

$$n_{H_2O} = 183.474,5557 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa}_{CW} = 10.193,03205 \text{ kg/jam}$$

Substitusi ni H₂O ke persamaan (12) dan (13)

$$Q_{CW\ in} = 69.259.154,17 \text{ kj/jam}$$

$$Q_{CW\ in} = 10.193,03205 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{CW\ out} = 207.508.456 \text{ kj/jam}$$

$$Q_{CW\ out} = 49.594.520,98 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Kondensor

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------------|--------------------|---------------------|--------------------|
| Arus | Q (Kkal/Jam) | Arus | Q (Kkal/Jam) |
| Q ₅ | 1848658.938 | Q ₆ | 1650987.952 |
| Q _{CW in} | 16552937.85 | Q ₇ | -987669.9862 |
| | | Q ₁₅ | -31856242.16 |
| | | Q _{CW out} | 49594520.98 |
| Total | 18401596.79 | Total | 18401596.79 |

5. Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Tujuan : Menghitung suhu keluar arus 8 dan 9

Fungsi : Memisahkan produk kristal amonium sulfat dari MLT

$$\text{Neraca panas total} : Q_4 = Q_8 + Q_9 \quad (14)$$

Keterangan :

Q_4 = Panas produk keluar reaktor menuju *centrifuge*

Q_8 = Panas produk keluar *centrifuge* menuju *rotary dryer*

Q_9 = Panas produk keluar *centrifuge* menuju MLT

Q Input

- Perhitungan Q_4

$$P = 1 \quad \text{atm}$$

$$T = 105 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T = 378,15 \quad \text{K}$$

$$Q = \sum (\text{NH}_3, \text{H}_2\text{SO}_4, \text{ZA}, \text{H}_2\text{O}) n \times \text{CpdT} + Q_{\text{sol}}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|----------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 8.717,577788 | 88,95487539 | 11.617,63068 | 1.033.444,89 | 246.993,3286 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 173.740,1655 | 1.316,213375 | 16.628,55114 | 21.886.721,41 | 5.230.926,418 |
| H ₂ O (l) | 70.955,78905 | 3.941,98828 | 6.021,087234 | 23.735.055,31 | 5.672.678,219 |
| Total | 253.413,5323 | | | | 11.150.597,97 |

$$Q_{\text{sol}} = -2,74 \quad \text{kkal/mol}$$

$$Q_{\text{sol}} = -3.606,424647 \quad \text{kkal/jam}$$

$$Q_{4 \text{ total}} = 11.146.991,54$$

Q Output

- Perhitungan Q_9

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 K &= 105 \quad \text{°C} \\
 T &= 378,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_{pd}T
 \end{aligned}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|--------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 8.616,06009 | 87,9189806 | 11610,78526 | 1020808,404 | 243973,2086 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (l) | 72.476,2702 | 549,0626533 | 16.628,55114 | 9124394,481 | 2180730,281 |
| H ₂ O (l) | 45.614,4358 | 2.534,135323 | 6.017,628114 | 15249483,97 | 3644626,668 |
| Total | 126.706,7662 | | | | 6069330,157 |

- Perhitungan Q₈

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 T &= 105 \quad \text{°C} \\
 T &= 378,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_{pd}T
 \end{aligned}$$

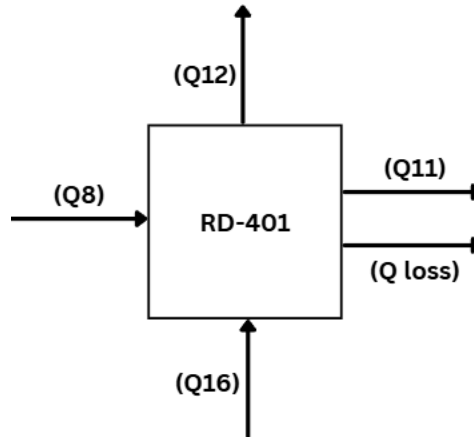
| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|----------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 101,5176895 | 1,03589479 | 11.617,63068 | 12.034,6431 | 2.876,279701 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 101.263,8952 | 767,1507215 | 16.628,55114 | 12.756,605 | 3.048.828,596 |
| H ₂ O (l) | 25.341,35323 | 1.407,852957 | 6.021,087234 | 8.476.805,46 | 2.025.956,507 |
| Total | 126.706,7662 | | | | 5.077.661,383 |

Neraca Panas *Centrifuge*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|----------------|-----------------|----------------|-----------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q ₄ | 11.146.991,54 | Q ₈ | 5077661,383 |

| | | |
|--------------|----------------------|----------------------|
| Total | 11.146.991,54 | 11.146.991,54 |
|--------------|----------------------|----------------------|

6. Neraca Panas *Rotary Dryer* (RD-01)



Tujuan : Menghitung panas udara dan suhu keluaran produk kristal

Fungsi : Menurunkan kadar air yang terkandung dalam produk amonium sulfat

$$\text{Neraca panas total} : Q_8 + Q_{16} = Q_{11} + Q_{12} + Q_{\text{loss}} \quad (1)$$

Keterangan:

- Q_8 = produk masuk rotary dryer
- Q_{16} = udara pengering masuk *rotary dryer*
- Q_{11} = produk *rotary dryer*
- Q_{12} = udara dan produk halus terhisap cyclone

Q Input

- Perhitungan Q_8

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 T &= 105 \quad ^\circ\text{C} \\
 T &= 378,15 \quad \text{K} \\
 Q &= n \times C_p dT
 \end{aligned}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|--|---------------------------|-------------------------|---------------------------|-----------------------|-------------------------|
| H ₂ SO ₄ (l) | 101,5176895 | 1,03589479 | 11.617,63068 | 12.034,6431 | 2.876,27970 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 101.263,8952 | 767,1507215 | 16.628,55114 | 12.756.605 | 3.048.828,59 |
| H ₂ O (l) | 25.341,35323 | 1.407,852957 | 6.021,087234 | 8.476.805,46 | 2.025.956,50 |
| Total | 126.706,7662 | | | | 5.077.661,383 |

Q Output

- Perhitungan Q₁₁

| | | | |
|---|---|--------|-----|
| P | = | 1 | atm |
| T | = | 100 | °C |
| T | = | 373,15 | K |

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------------|-------------------------|---------------------------|-----------------------|-------------------------|
| H ₂ SO ₄ (s) | 101,010101 | 1,030715316 | 9.909,265881 | 10.213,63212 | 2.441,058076 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 100.757,5758 | 763,3149679 | 15.494,75625 | 11.827.379,37 | 2.826.743,669 |
| H ₂ O (s) | 151,5151515 | 8,417508418 | 2.481,79747 | 20.890,55109 | 4.992,841712 |
| Total | 101.010,101 | | | | 2.834.177,569 |

- Perhitungan Q₁₂

| | | | |
|---|---|--------|-----|
| P | = | 1 | atm |
| T | = | 100 | °C |
| T | = | 373,15 | K |

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------------|-------------------------|---------------------------|-----------------------|-------------------------|
| H ₂ SO ₄ (s) | 0,507588447 | 0,005179474 | 9.909,26588 | 51,32478451 | 12,2666235 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 506,3194762 | 3,835753607 | 15.494,7562 | 59.434,06719 | 14.204,74206 |

| | | | | |
|----------------------|---------------------|--------------|--------------------------|---------------------|
| H ₂ O (s) | 28.464,94864 | 1.581,386036 | 2.481,797473.924.679,863 | 937.998,4872 |
| Total | 28.971,77571 | | | 952.215,4958 |

- Perhitungan massa komponen udara pengering (arus Q₁₆)

$$T \text{ udara keluar} = 100 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ udara keluar} = 373,15 \quad \text{K}$$

Menghitung panas hilang dalam pengeringan (Q_{loss})

$$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{actual}} - Q_{\text{teoritis}}$$

$$Q_{\text{teoritis}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$Q_{\text{teoritis}} = 1.291.268,31 \quad \text{kkal/jam}$$

$$Q_{\text{actual}} = \text{beban panas teoritis untuk pengeringan} / \text{efisiensi}$$

efisiensi termal untuk pengeringan kristal amonium sulfat dengan *rotary dryer* adalah 50-60% (Perry, 1984)

$$Q_{\text{actual}} = 2.152.113,863 \quad \text{kkal/jam}$$

substitusi nilai Q_{actual} dan Q_{teoritis} ke dalam persamaan (2)

$$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{actual}} - Q_{\text{teoritis}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 860845.545 \quad \text{kkal/jam}$$

Substitusi nilai Q diketahui ke persamaan (1)

$$Q_8 + Q_{16} \text{ udara masuk} = Q_{11} + (Q_{12} + Q_{\text{udara keluar}}) + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{ud masuk}} - Q_{\text{ud keluar}} = Q_{11} + Q_{12} + Q_{\text{loss}} - Q_8$$

$$Q_{\text{ud masuk}} - Q_{\text{ud keluar}} = -430.422,7725 \quad \text{kkal/jam}$$

Menghitung panas udara keluar

$$Q_{\text{udara keluar}} = M_{\text{udara keluar}} \times H \quad (3)$$

dengan,

$$H = 1,005 + 1,88Y \times (T - 25) + \lambda \times Y$$

humiditas udara pada suhu 75C

$$\begin{aligned} Y &= (\text{RH } 10\%) \\ Y &= 0,015 \\ T &= \text{suhu udara keluar RD} \\ T &= 89 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \lambda &= \text{panas penguapan udara} \\ \lambda &= 2442,3 \end{aligned}$$

Substitusi ke persamaan (3)

$$\begin{aligned} Q_{\text{udara keluar}} &= M_{\text{udara keluar}} \times H \\ Q_{\text{udara keluar}} &= 12.944.156,5 \quad \text{kkal/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Temperatur udara pengering masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{udara masuk}} &= M_{\text{udara kering}} \times H \\ Q_{\text{udara masuk}} - Q_{\text{udara keluar}} &= -430.422,7725 \quad \text{kkal/jam} \\ Q_{\text{udara masuk}} &= 12.513.733,73 \quad \text{kkal/jam} \end{aligned}$$

Substitusi ke persamaan (4)

$$\begin{aligned} Q_{\text{udara masuk}} &= M_{\text{udara kering}} \times H \\ \text{dimana,} \\ H &= (1,005 + 1,88Y) \times (T - 25) + \lambda \times Y \\ Y &= 0,026 \\ T &= \text{suhu udara masuk RD} \\ \lambda &= 2442,3 \end{aligned}$$

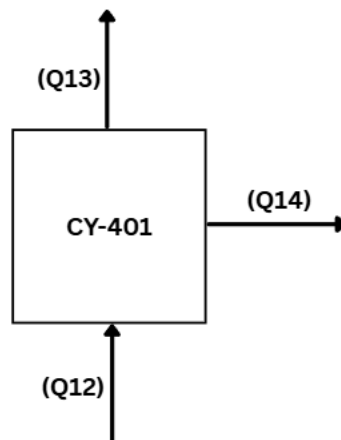
$$\begin{aligned} Q_{\text{udara masuk}} &= M_{\text{udara kering}} \times H \\ 12513733,73 &= 125.965,7909 \times (1,005 + 1,88 \times Y) \times (T - 25) + 2442,3 \times Y \\ &= 125.965,7909 \times (1,005 + 1,88 \times Y) \times (T - 25) + 2442,3 \times Y \\ &132.813,1841 \\ T - 25 &= 94,22029276 \\ T &= 119,2202928 \quad ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

T udara masuk RD = 392,3702928 K

Neraca Panas Rotary Dryer

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-----------------|----------------------|---------------------------|----------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q ₈ | 5.077.661,383 | Q ₁₁ | 2.834.177,569 |
| Q ₁₆ | 12.513.733,73 | Q ₁₂ | 952.215,4958 |
| | | Q ₁₂ udara out | 12.944.156,5 |
| | | Q _{loss} | 860.845,545 |
| Total | 17.591.395,11 | | 17.591.395,11 |

7. Neraca Panas Cyclone (CY-01)



Tujuan : Menghitung panas keluaran *cyclone*

Fungsi : Memisahkan kristal ZA untuk di *recycle* ke MLT

Neraca panas total : $Q_{12} = Q_{13} + Q_{14}$

Keterangan :

Q₁₂ = panas udara kering dan partikulat padatan masuk *cyclone*

Q₁₃ = panas gas keluar *cyclone*

Q₁₄ = panas padatan keluar *cyclone* ke MLT

Q Input

- Perhitungan Q₁₂

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T = 373,15 \text{ K}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|---------------------|
| H ₂ SO ₄ (s) | 0,507588447 | 0,005179474 | 9.909,265881 | 51,32478451 | 12,2666235 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 506,3194762 | 3,835753607 | 15.494,75625 | 59.434,06719 | 14.204,74206 |
| H ₂ O (s) | 28.464,94864 | 1.581,386036 | 2.481,79747 | 3.924.679,863 | 937.998,4872 |
| Total | 28.971,77571 | | | | 952.215,4958 |

$$Q_{\text{udara arus 12}} = 12.944.156,5 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{12 \text{ Total}} = 13.896.371,99 \text{ kkal/jam}$$

Q Output

- Perhitungan Q₁₄

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T = 373,15 \text{ K}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|---------------------|-----------------|-------------------|---------------|---------------------|
| H ₂ SO ₄ (s) | 0,507588447 | 0,005179474 | 9.909,265881 | 51,32478451 | 12,2666235 |
| H ₂ O (s) | 506,3194762 | 3,835753607 | 15.494,75625 | 59.434,06719 | 14.204,74206 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 28.464,94864 | 1.581,386036 | 2.481,79747 | 3.924.679,863 | 937.998,4872 |
| Total | 28.971,77571 | | | | 952.215,4958 |

- Perhitungan Q₁₃

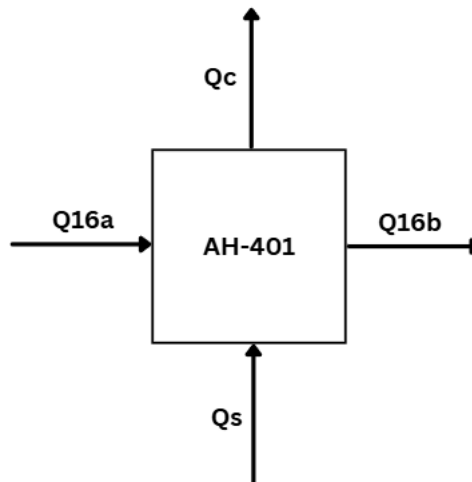
Nilai Q_{12} udara sama dengan Q_{13} udara keluar *cyclone*, maka :

$$Q_{13} = 12.944.156,5 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas *Cyclone*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|--------------|----------------------|---------------|----------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q_{12} | 13.896.37,99 | Q_{13} | 12.944.156,5 |
| | | Q_{14} | 952.215,4958 |
| Total | 13.896.371,99 | | 13.896.371,99 |

8. Neraca Panas *Air Heater*



Tujuan : Memanaskan udara sekitar sebagai udara pemanas di *rotary dryer*

Fungsi : Memanaskan udara sebagai media pemanas di *rotary dryer*

Neraca panas total : $Q_{16a} + Q_{\text{steam in}} = Q_{16b} + Q_{\text{steam out}}$

Keterangan:

Q_{16a} = Panas udara masuk *heater*

Q_{16b} = Panas udara keluar *heater*

Q_s = Panas *steam* masuk HE

$$Q_c = \text{Panas kondensat keluar HE}$$

Q Input

- Perhitungan Q_{16a}

$$P = 1 \quad \text{atm}$$

$$T = 33 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T = 306,15 \quad \text{K}$$

$$Q_{16a} = M \text{ udara kering} \times H$$

dimana,

$$H = (1,005 + 1,88Y) \times (T - 25) + \lambda \times Y$$

$$Y = 0,0126$$

$$T = \text{suhu udara masuk heater}$$

$$\lambda = 2442,3$$

$$Q_{16a} = 4.912.978,745 \quad \text{kkal/jam}$$

- Perhitungan $Q_{\text{steam in}}$

Steam yang digunakan yaitu *Low Pressure Steam* (LPS)

$$P = 4,7 \quad \text{atm}$$

$$T_{\text{steam out}} = 150 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{steam out}} = 423,15 \quad ^\circ\text{C}$$

$$H_s \text{ vapor} = 2.745,4$$

$$Q_s = m_{\text{steam}} \times H_s \text{ vapor}$$

$$Q_s = m_{\text{steam}} \times 2746,4$$

Q Output

- Perhitungan Q_{16b}

$$P = 1 \quad \text{atm}$$

$$T = 119,2202928 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T = 392,3702928 \quad \text{K}$$

$$Q_{16a} = M \text{ udara kering} \times H$$

dimana,

$$H = (1,005 + 1,88Y) \times (T - 25) + \lambda \times Y$$

$$Y = 0,026$$

$$T = \text{suhu udara masuk heater}$$

$$\lambda = 2.442,3$$

$$Q_{16b} = 12.513.733,73 \text{ kkal/jam}$$

- Perhitungan $Q_{\text{steam out}}$

Steam yang digunakan yaitu Low Pressure Steam (LPS)

$$P = 4,7 \text{ atm}$$

$$T_{\text{steam out}} = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{steam out}} = 423,15 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H_s \text{ vapor} = 2.745,4$$

$$Q_s = m_{\text{steam}} \times H_s \text{ vapor}$$

$$Q_s = m_{\text{steam}} \times 440.13 \text{ kj/kam}$$

Perhitungan Kebutuhan *Steam*

$$Q_{16a} + Q_{\text{steam in}} = Q_{16b} + Q_{\text{steam out}}$$

$$-31.802.322,1 = m_{\text{steam}} \times -2.113,3$$

$$m_{\text{steam}} = 13789.50517 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{\text{steam in}} = m_{\text{steam}} \times H_s \text{ vapor}$$

$$Q_{\text{steam in}} = 37871497.01 \text{ kj/jam}$$

$$Q_{\text{steam in}} = 9051287.785 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{steam out}} = m_{\text{steam}} \times H_s \text{ vapor}$$

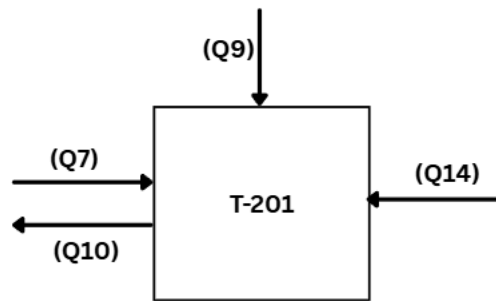
$$Q_{\text{steam out}} = 6069174.912 \text{ kj/jam}$$

$$Q_{\text{steam out}} = 1450532.804 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Air Heater

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-----------------------|--------------------|------------------------|--------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q _{16a} | 4.912.978,745 | Q _{16b} | 12.513.733,73 |
| Q _{steam in} | 9051287.785 | Q _{steam out} | 1450532.804 |
| Total | 13964266.53 | | 13964266.53 |

9. Neraca Panas Mother Liquor Tank (MLT-01)



Tujuan : Menghitung panas semua arus masuk ke MLT

Fungsi : Mencampur produk keluaran semua alat untuk *recycle*

Persamaan Neraca Panas :

$$Q_{\text{input}} = Q_{\text{output}}$$

$$Q_7 + Q_{14} + Q_9 = Q_{10}$$

Keterangan :

Q_7 = Panas kondensat amonia dan air dari kondensor

Q_{14} = Panas produk dari *cyclone*

Q_9 = Panas produk keluar *centrifuge*

Q_{10} = Panas ML keluar *tank*

Q Input

- Perhitungan Q₇

$$Q_{7 \text{ total}} = -987.669,9862 \text{ kkal/jam}$$

- Perhitungan Q₁₄

$$Q_{14} = 952.215,4958 \text{ kkal/jam}$$

- Perhitungan Q₉

$$Q_9 = 6069330.157 \text{ kkal/jam}$$

Q Output

- Perhitungan Q₁₀

$$T = 70 \text{ C}$$

$$T = 343,15 \text{ K}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | n (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Q (kj/jam) | Q (kkal/jam) |
|---|-------------------|-----------------|-------------------|---------------|-------------------|
| NH ₃ (l) | 529,64712 | 31,15571294 | 3.956,550256 | 123.269,144 | 29.461,32542 |
| H ₂ SO ₄ (l) | 8.616,567687 | 87,92416007 | 6.439,806478 | 566.214,5756 | 135.325,2836 |
| H ₂ O (l) | 72.314,37499 | 4.017,465277 | 3.385,062502 | 13.599.371,06 | 3.250.249,684 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (s) | 72.982,58972 | 552,8984069 | 8.955,942058 | 4.951.726,096 | 1.183.462,537 |
| Total | | | | | 4598498.83 |

- Perhitungan kebutuhan panas (Q)

$$Q = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$Q = -1435376.837 \text{ kkal/jam}$$

Q bernilai negatif yang menyatakan bahwa sistem kelebihan panas dan harus membuang panas. Sehingga, membutuhkan pendingin

$$Q_{cooling} = 1435376.837 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas *Mother Liquor Tank*

| <i>Input</i> | | <i>Output</i> | |
|-----------------|-------------------------|----------------------|-------------------------|
| Arus | Q (kkal/jam) | Arus | Q (kkal/jam) |
| Q ₇ | -987.669,9862 | Q ₁₀ | 4.598.498,83 |
| Q ₁₄ | 952.215,4958 | Q _{cooling} | 1435376.837 |
| Q ₉ | 6069330.157 | | |
| Total | 6033875.667 | | 6033875.667 |

LAMPIRAN C SPESIFAKSI ALAT

1. Tangki Asam Sulfat (T-02)

Fungsi : Menyimpan asam sulfat pada kondisi tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

A. Menentukan dimensi tangki

Menentukan kapasitas tangki:

Karena lokasi berdekatan dengan pabrik asam sulfat, maka asam sulfat akan disimpan untuk jangka 3 hari.

- Menghitung kebutuhan asam sulfat selama 3 hari:

Tangki asam sulfat (T-02) dibuat menjadi 2 tangki

$$\begin{aligned} M &= 38.217,28416 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 3 \text{ hari} \\ &= 2.751.644,459 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1,84 \text{ g/cm}^3 \times 1000 \\ &= 1.840 \text{ kg/m}^3 \\ &= 114,8712 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume asam sulfat} &= M / \rho \\ &= 1.495,458945 \text{ kg/m}^3 \\ &= 52.811,68402 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan volume tangki dilebihi 10% dari volume larutan :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 58.092,85242 \text{ ft}^3 \\ &= 10.346,33702 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Dari Appendix E, item 3, Brownell and Young (1959)

Kapasitas tangki yang mendekati volume asam sulfat 10.346,33702 bbl adalah menggunakan kapasitas volume 10.960 bbl

Maka, dimensi tangki :

$$\begin{aligned} \text{Dimensi tangki (D)} &= 70 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 24 \text{ ft} \\ \text{Jumlah } courses &= 3 \\ \text{Allowable vertical weld joint} &= 0.15625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Butt-welded courses} &= 96 \quad \text{in} \\ \text{Butt-welded courses} &= 8 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

B. Menghitung tebal dan panjang *shell course*

Menurut Brownell and Young (1959), tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17.

Persamaan 3.16:

$$T_s = \frac{p \times d}{2 \times f \times E}$$

$$d = 12 \times D$$

Persamaan 3.17:

$$t_s = \frac{p \times (H - 1) \times 12 \times D}{144 \times 2 \times f \times E} + C$$

$$t_s = \text{tebal shell}$$

$$\rho = \text{densitas asam sulfat pada suhu } 30 \text{ }^\circ\text{C} \text{ yaitu } 113,038545 \text{ lb/ft}^3$$

$$H = \text{tinggi course (ft)}$$

$$D = \text{diameter dalam tangki (ft)}$$

$$f = \text{tekanan maksimum yang diijinkan (lb/in}^2\text{)}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan}$$

$$p = \text{internal pressure tangki (lb/in}^2\text{)}$$

$$c = \text{corrosion allowance}$$

Tipe pengelasan *single-welded butt joint with backing strip* (Brownell and Young, 1959):

$$\text{Efisiensi pengelasan maksimal, } E = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi, } c = 0,125$$

$$\text{Tekanan maksimum (f)} = 84.100 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi *Stainless Steel* SS 316 dengan tekanan maksimum 30.000 lb/in²

$$t_s = \frac{96.491,808 \times (H-1)}{7.344.000} + 0,125$$

$$t_s = 0,013138863 \times (H-1) + 0.125$$

Panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan:

$$L = \frac{(\pi \times d - \text{weld length})}{(12 \times n)}$$

n = jumlah *plate* dalam suatu *course*

$$n = \frac{\pi \times d}{\text{lebar plate}}$$

$$n = 18,3166$$

$$n = 19 \text{ plate}$$

Course 1:

$$t1 = 0,427193843 \text{ in}$$

Maka, ketebalan *plate course 1*:

$$d1 = (12 \times D) + t1$$

$$d1 = 840,4271938 \text{ in}$$

$$L = 11,57224842 \text{ ft}$$

Maka, perancangan pada *plate 1* :

$$d1 = 840,4271938 \text{ in}$$

$$L1 = 12 \text{ ft}$$

Course 2:

$$t2 = 0,322082941 \text{ in}$$

Maka, ketebalan *plate course 2*

$$d2 = (12 \times D) + t2$$

$$d2 = 840,3220829 \text{ in}$$

$$L = 11,57080084 \text{ ft}$$

Maka, perancangan pada *plate 2* :

$$d2 = 840,3220829 \text{ in}$$

$$L2 = 12 \text{ ft}$$

Course 3:

$$t_3 = 0,216972039 \text{ in}$$

Maka, ketebalan *plate course 3*

$$d_3 = (12 \times D) + t_3$$

$$d_3 = 840,216972 \text{ in}$$

$$L = 11,56935326 \text{ ft}$$

Maka, perancangan pada *plate 3* :

$$d_3 = 840,216972 \text{ in}$$

$$L_3 = 12 \text{ ft}$$

C. Menentukan tebal *head* tangki

Menurut Brownell and Young (1959) hal. 58 dan 65, untuk *conical roof* memiliki tebal *roof* = $\frac{3}{4}$ dan tebal *bottom* = $\frac{5}{16}$.

Dengan :

$$D = \text{diameter tangki (ft)}$$

$$p = \text{internal pressure (psi)}$$

$$p = 16,17 \text{ psi (dikalikan 10\% sebagai faktor keamanan)}$$

$$\sin \theta = 0,0861863$$

$$\theta = 4,944250366$$

$$\tan \theta = \frac{H}{0,5 \times D}$$

$$H = 3,01 \text{ ft}$$

Sehingga tinggi total tangki:

$$\text{Tinggi tangki} = 24 \text{ ft} + 3,01 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 27,01 \text{ ft}$$

Tebal *head* tangki dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$t_h = \frac{(p \times D)}{[2 \times \cos \theta \times (f \times E) - (0,6 \times p)]} + c$$

$$t_h = 0,0950177443 \text{ in}$$

D. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran

Pipa pemasukan

Diketahui :

Viskositas asam sulfat 98% pada suhu 30 °C = 18 cp (Kern Fig.14, 1965)

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dengan :

$D_i, \text{ opt}$ = diameter optimum pipa (in)

Q_f = laju alir volumetrik (ft³/s)

ρ = densitas fluida

Diperoleh :

$$Q_f = 1,344741954 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 8,256188256 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan pipa standar dengan ukuran :

Nominal diameter = 10 in

OD = 10.75 in

Schedule number = 60

ID = 9.75 in

Pipa pengeluaran

$$Q_f = 1,222492686 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 7,909570088 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan pipa standar dengan ukuran :

Nominal diameter = 8 in

OD = 8.625 in

Schedule number = 80

ID = 7.625 in

Resume Tangki Asam Sulfat

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------------------|---|
| Nama | : Tangki penyimpanan asam sulfat |
| Kode | : T-02 |
| Fungsi | : Menyimpan asam sulfat pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C |
| Tipe | : Silinder tegak dengan dasar rata (<i>flat bottom</i>) dan atap berbentuk <i>conical</i> (<i>conical roof</i>) |
| Jumlah tangki | : 2 |
| Bahan konstruksi | : <i>Stainless steel</i> AISI 316 |
| Kapasitas tangki | : 10.346,33 bbl |
| Tinggi shell | : 24 ft |
| Tinggi total tangki | : 27,01 ft |
| Jumlah course | : 3 |
| Lebar plate standar | : 12 ft |
| Diameter pipa pengeluaran | : 8 in |
| Diameter pipa pemasukan | : 10 in |
| Kondisi operasi | : T = 30 C dan P = 1 atm |

2. Pompa Asam Sulfat (P-02)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku asam sulfat dari tangki ke reaktor

Tipe : Pompa centrifugal

A. Bahan Konstruksi Pompa

Digunakan bahan pipa yaitu *Stainless Steel* AISI 316

B. Menentukan Tenaga Pompa

Menghitung kapasitas pompa

Jumlah pompa adalah 2 buah pompa untuk mengalirkan asam sulfat ke reaktor.

| | | | |
|---------------------------|---|--------------|---------------------|
| Laju alir | = | 76.434,56832 | kg/jam |
| Laju alir | = | 46,808105 | lb/s |
| Densitas campuran | = | 1,8261 | gr/cm ³ |
| Densitas campuran | = | 113,9997708 | lb/ft ³ |
| Kapasitas debit pemompaan | | | |
| (Q _f) | = | 0,410598238 | ft ³ /s |
| Q _f | = | 41,85679496 | m ³ /jam |
| Viskositas | = | 18 | cp |
| Viskositas | = | 0,012096 | lb/ft.s |

Menghitung diameter *inside optimal pompa*

Asumsi aliran turbulen, untuk perkiraan $Di > in$ ($Nre > 2100$), maka:

$$Di \text{ optimal} = 3,9 \times Qf^{0,45} \times p^{0,13}$$

$$Di \text{ opt} = 4,836150535 \text{ in}$$

Dimensi pipa diperoleh dari Kern, Tabel 11 Hal. 844 (1988):

$$D \text{ nominal} = 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft}$$

$$Outside \text{ diameter} = 6.625 \text{ in} = 0.552083333 \text{ ft}$$

$$Inside \text{ diameter} = 5.761 \text{ in} = 0.480083333 \text{ ft}$$

$$Cross \text{ sect, are} = 26.1 \text{ in}^2 = 0.18125 \text{ ft}^2$$

Faktor keamanan pompa 10%, maka :

$$Q_f = 1.1 \times Q_f$$

$$Q_f = 0.451658062 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menghitung energi kinetik fluida

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$v = 2.491906547 \text{ ft/s}$$

$$v = 0.759533115 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan *reynold*

$$Nre = \rho \times D \frac{v}{\mu}$$

$$Nre = 11274.845$$

Nilai $Nre > 10.000$ merupakan aliran turbulen

Menghitung faktor friksi

Berdasarkan Peter Timmerhaus (1991) hal. 482, penentuan faktor friksi dapat dihitung menggunakan rumus:

Diketahui, $E = 0,00015$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0003$$

Berdasarkan nilai Nre dan ε/D , diperoleh:

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.030666163 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Menghitung panjang ekivalen pipa

Dalam perancangan pemipaan direncanakan menggunakan:

| Komponen | Jumlah | L/D | Le (ft) |
|--------------------------------|--------|-----|---------------|
| Pipa lurus vertikal | - | - | 20 |
| Pipa lurus horizontal | - | - | 30 |
| <i>Elbow</i> standar (90) | 3 | 30 | 6.18 |
| <i>Gate Valve (fully open)</i> | 2 | 13 | 1.785 |
| Control valve | 1 | 160 | 10.986 |
| Sharp Edge Entrance (K=0,5) | 2 | 21 | 2.884 |
| Shrap Edge Exit (K=1) | 1 | 42 | 2.884 |
| Heater | 1 | 95 | 6.523 |
| Jumlah | | | 81.242 |

(Foust, Appendix C-2a, C-2d, 1960 : 718-720)

Menghitung tenaga pompa per satuan massa

Menghitung energi yang hilang akibat gesekan menggunakan persamaan D'Arcy:

$$\Sigma F = \frac{(f \times v^2 \times \Sigma Le)}{(2 \times Din \times gc)}$$

Keterangan:

- f = faktor friksi
v = kecepatan linear cairan (ft/s)
Le = panjang ekuivalen pipa (ft)
gc = percepatan gravitasi = 32,174 ft/s²
Din = diameter dalam pipa (ft)

- f = 0.030666163
v = 2.491906547 ft/s
Le = 81.242 ft
gc = 32.174 lbf.ft/lbf.s²
ID = 0.5 ft
ΣF = 0.480837675 ft.lbf/lbf

Menghitung *static head*

Karena kecepatan linier fluida di titik 1 dan 2 relatif sama, maka nilai v1 = v2.

Sehingga, Δv = 0

$$Velocity\ head = \frac{(\Delta v^2)}{(2\alpha gc)} = 0$$

$$Velocity\ head = 0$$

Menghitung *potensial head*

$$Potential\ Head = \frac{(\Delta Z \times g)}{gc}$$

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 Z &= \text{Ketinggian pipa} \\
 Z1 &= 3,2808 \text{ ft} \\
 Z2 &= 22,965 \text{ ft} \\
 \text{Potensial head} &= 19,6842 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Menghitung tenaga pompa per satuan massa (-wf)

$$\begin{aligned}
 -wf &= -z1 \frac{g}{gc} - \frac{P1}{\rho} + z2 \frac{g}{gc} + \frac{P2}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha cgc} + \Sigma F \\
 -wf &= 20,16503767 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Menghitung efisiensi dan power pompa

Dari *figure 1436* buku Peters (1991), jika diketahui:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir} &= 0.410598238 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Laju alir} &= 184.301125 \text{ gal/menit} \\
 \mu \text{ Campuran} &= 18 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 48\%$$

Sehingga, power pompa:

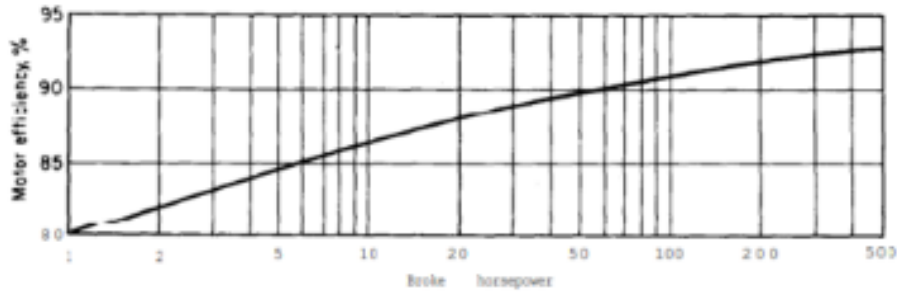
$$\text{BHP} = \frac{(-wf \cdot p \cdot Qf)}{550}$$

$$\text{BHP} = 1,887774402 \text{ HP}$$

$$\text{BHP} = \frac{BHP}{\eta p}$$

$$\text{BHP actual} = 3,93286 \text{ HP}$$

Power motor pompa



Berdasarkan grafik tersebut dan berdasarkan BHP aktual, diperoleh:

$$\text{Efisiensi motor} = 84\%$$

Maka,

$$\text{Power motor pompa} = \frac{\text{power pompa}}{\eta_m}$$

$$\text{Power motor pompa} = 4,6819 \text{ HP}$$

Resume Spesifikasi Pompa Asam Sulfat (P-02)

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------------------|---|
| Nama | : Pompa asam sulfat |
| Kode | : P-02 |
| Fungsi | : Mengalirkan asam sulfat cair dari tangki penyimpanan ke saturator |
| Tipe | : <i>Centrifugal pump</i> |
| Kapasitas | : 184,30 gal/menit |
| Diameter pompa | : 4,6 in |
| Diameter nominal | : 6 in |
| Outside diameter | : 6,625 in |
| Inside diameter | : 5,761 in |
| Sc number | : 40ST 40S |
| Flow area | : 26,1 ft ² |
| Total friksi | : 0,03 ft.lbf/lbm |
| Head Pompa (-wf) | : 20,165 ft.lbf/lbm |
| Daya pompa | : 3,9 HP |

Tenaga motor pompa : 4,6 HP

3. Saturator (R-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi netralisasi antara ammonia dengan asam sulfat

Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan yang digunakan dalam perancangan reaktor adalah *Stainless Steel* AISI 316 dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap korosi
- Kondisi pada reaktor adalah suhu 105°C dan tekanan 1 atm. Kondisi operasi ini tidak membutuhkan bahan khusus (misal tekanan tinggi) sehingga cukup menggunakan bahan *stainless steel* AISI 316.

Menghitung Difusivitas Gas dalam larutan

Menurut Coulson, persamaan 8.22, hal 349 (1983), difusivitas NH₃ dalam cairan :

$$DL = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}}$$

Keterangan

| | | |
|----------------|---|---|
| DL | = | difusivitas gas A dalam larutan B (m ² /s) |
| ϕ | = | faktor asosiasi untuk larutan |
| M | = | berat molekul pelarut |
| μ | = | viskositas pelarut (kg/m.s) |
| T | = | suhu reaktor (K) |
| V _m | = | volume molal A pada normal <i>boiling point</i> |

Jika diketahui :

| | | | |
|---|---|---------|-------|
| T | = | 378.15 | K |
| μ | = | 0.00265 | kg/ms |

$$\begin{aligned}
 V_m &= 0.0258 && \text{m}^3/\text{kmol} \\
 \emptyset &= 1 \\
 M &= 98 && \text{kg}/\text{kmol}
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan difusivitas NH_3 dalam H_2SO_4 :

$$\begin{aligned}
 DL &= 1.48716\text{E-}06 && \text{m}^2/\text{s} \\
 DL &= 0.005353773 && \text{m}^3/\text{h}
 \end{aligned}$$

Menghitung Koefisien Transfer Massa dalam Fase Cair

Menurut (Wilkinson, 1995; Calderbank & Moo-Young, 1961) nilai koefisien transfer massa A dalam fase cair dihitung dengan :

$$KL = 0.42 \times \left(\frac{\mu_l \times g}{\rho_l} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\rho_l \times DL}{\mu_l} \right)^{0.5}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 KL &= \text{koefisien transfer massa A ke dalam fase cair (m/s)} \\
 \mu_l &= \text{viskositas pelarut (kg/m.s)} \\
 \rho_l &= \text{densitas pelarut (kg/m}^3\text{)} \\
 g &= \text{percepatan gravitasi bumi (9,8 m/s}^2\text{)} \\
 DL &= \text{difusivitas gas A dalam larutan B} \\
 KL &= \text{koefisien transfer massa A ke dalam fase cair (m/s)}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung densitas *liquid* :

Densitas H_2SO_4 99,5%, didapatkan dengan interpolasi dari tabel 2-101, hal 108 (Perry, 1999):

$$\begin{aligned}
 \rho_{99.5\%} &= 1.7574 && \text{gr}/\text{cm}^3 \\
 \rho_{99.5\%} &= 1757.4 && \text{kg}/\text{cm}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga di dapatkan :

$$\begin{aligned}
 KL &= 0.010235463 && \text{m/s} \\
 KL &= 36.84766761 && \text{m/hr}
 \end{aligned}$$

Menghitung Konsentrasi H₂SO₄ (CB)

$$\begin{aligned} \text{CB} &= \frac{\rho l \times V \times 1000 \times 0,98}{\text{BM} \times V} \\ \text{CB} &= 17.574 \quad \text{mol/l} \\ \text{CB} &= 17.574 \quad \text{kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Hatta Number (MH)

$$\begin{aligned} \text{MH} &= \left(\frac{k \times \text{CB} \times \text{DL}}{KL^2} \right)^{0.5} \\ \text{MH} &= 3.685155541 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan didapatkan harga $\text{MH} > 2$ maka reaksi berlangsung cepat

Menghitung Volume *Slurry Bubble Column* di Zona Reaksi

Direncanakan akan dipakai 1 buah reaktor dalam perancangan. Adapun data yang diperlukan:

$$U_g = \frac{m \times R \times T}{\text{BM} \times P}$$

Keterangan :

| | | |
|----|---|--|
| m | = | laju alir umpan ammonia (gr/s) |
| R | = | konstanta gas (82,06 cm ³ .atm/mol.K) |
| T | = | suhu reaktor (K) |
| BM | = | berat molekul NH ₃ , gr/mol |
| P | = | tekanan operasi, atm |

Jika diketahui :

| | | | |
|---|---|-------------|----------------------------|
| m | = | 26615.43 | kg/jam |
| m | = | 7393.175887 | gr/s |
| R | = | 82.06 | cm ³ .atm/mol.K |
| T | = | 378.15 | K |
| P | = | 1 | atm |

Sehingga didapatkan :

$$U_g = 6747575.283 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$U_g = 6.747575283 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menentukan Tegangan Muka

Menurut Coulson-Richardson's (1983) halaman 351, tegangan muka dapat dicari dengan persamaan 8.23 dan 8.24 :

$$\sigma = \left[\frac{Pch(\rho_l - \rho_g)}{M} \right]^4 \times 10^{-12}$$

Keterangan :

$$\sigma = \text{tegangan muka (dyne/cm)}$$

$$\rho_L = \text{densitas cairan (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_g = \text{densitas uap jenuh (kg/m}^3\text{)}$$

$$M = \text{berat molekul}$$

$$Pch = \text{Sudgen's Parachor (tabel 8.7 (Coulson,1983))}$$

$$x = \text{fraksi mol}$$

Tegangan muka NH_3

$$\text{Struktur} = 1 \text{ gugus N} + 3 \text{ gugus H}$$

$$Pch = 63.8$$

$$\rho_L = 625 \text{ kg/m}^3$$

Untuk menghitung dapat menggunakan data densitas ammonia pada suhu 105°C dan tekanan 1 atm (1,01325 bar) yang didapatkan dari www.peacesoftware.de dengan menggunakan data *thermodynamic calculator* didapatkan densitas sebagai berikut :

peace software

Berndt Wischnewski Richard-Wagner-Str. 49 10585 Berlin

Tel.: 030 - 3429075 FAX : 030 34704037 email: webmaster@peacesoftware.de Ust-ID: DE135577379

| Property | Value | Unit |
|------------------------|----------------|-------------------------|
| Medium : | ammonia | |
| state of aggregation : | gas | |
| Pressure : | 1.01325 | [bar] |
| Temperature : | 105 | [Celsius] |
| Density : | 0.55136534375 | [kg / m ³] |

$$\rho_g = 0.5513 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga di dapatkan *surface tension* :

$$\sigma_1 = 30.16296934 \text{ dyne/cm}$$

Tegangan muka H₂SO₄ (σ_2)

$$\text{Struktur} = 1 \text{ gugus S} + 2 \text{ gugus O} + 2 \text{ gugus OH}$$

$$P_{ch} = 147.8$$

$$\rho_L = 1.7574 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_L = 1757.4 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga di dapatkan *surface tension* :

$$\sigma_2 = 49.34872332 \text{ dyne/cm}$$

Maka tegangan permukaan campuran :

$$\sigma_m = 19.18575398 \text{ dyne/cm}$$

$$\sigma_m = 0.019185754 \text{ N/m}$$

Menghitung *Inside Diameter Slurry Bubble Column Reactor*

Dalam prakteknya, digunakan $H_r/D = 1.5$ dan $\theta = 45$

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{T}{3}$$

Keterangan :

- D = diameter *slurry bubble coloumn reactor*
- V_r = volume zona reaksi
- H_r = tinggi zona reaksi

Jika diketahui :

- H_r/D = 1.5
- H_r = 1.5D
- V_r = 1.308333333 x D³
- D = (V_r/3.925)^(1/3) x V_r^{1/3}

Menghitung Kecepatan *Superficial Gas*

$$U_{sg} = \frac{U_g}{A}$$

Keterangan :

- U_{sg} = kecepatan *superficial gas*
- U_g = kecepatan volumetrik gas
- A = luas penampang

Untuk menghitung penampang luas digunakan rumus :

- A = $\frac{\pi}{4} \times D^2$
- A = $(\pi/4) \times (0.75 \times v_r^{1/3})^2$
- A = $\pi/4 \times 0.83596 \times V_r^{-2/3}$

Dalam perancangan digunakan 1 reaktor, sehingga :

$$U_{sg} = 10.28230194 \times V_r^{-2/3}$$

Menghitung *Gas Hold Up*

Gas hold up merupakan friksi volume gas terhadap volume total gas-cair. Menurut (Froment et al., 1990), *hold up gas* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\mathcal{E}_g = 1,2 \times \left(\frac{\mu L}{\delta}\right)^{0.25} \times \left(\frac{\delta g}{\rho L}\right)^{-\frac{1}{8}} \times U_s g^{\frac{3}{4}}$$

Keterangan :

| | | |
|-----------------|---|--|
| \mathcal{E}_g | = | <i>gas hold up</i> (mg ³ /mr ³) |
| μL | = | viskositas (kg/m.s) |
| σ | = | tegangan muka (dm) |
| ρL | = | densitas cair (kg/m ³) |
| g | = | percepatan gravitasi bumi (9.8 m/s) |
| U_{sg} | = | kecepatan <i>superficial gas</i> |

Sehingga di dapatkan *gas hold up* :

$$\mathcal{E}_g = 13.17191655 \times V_r^{-0.5}$$

Menghitung Diameter Gelembung

Menurut Froment, dkk (1990), untuk menentukan diameter gelembung dapat menggunakan persamaan berikut :

$$d_b = \sqrt{\frac{6,25 \times \delta L}{\rho L \times g} \times \left[\frac{U_s g}{\sqrt[4]{\delta L \times \frac{g}{\rho L}}} \right]^{-0,5}} \times \left[\frac{\delta L^3 \times \rho L}{\mu L^4 \times g} \right]^{-\frac{1}{8}}$$

Keterangan :

| | | |
|------------|---|-------------------------------------|
| d_b | = | diameter gelembung (m) |
| σL | = | tegangan permukaan cairan (N/m) |
| ρL | = | densitas cair (kg/m ³) |
| μL | = | viskositas (kg/m.s) |
| g | = | percepatan gravitasi bumi (9.8 m/s) |
| U_{sg} | = | kecepatan <i>superficial gas</i> |

Sehingga di dapatkan diameter gelembung:

| | | |
|------------|---|---------------------------------|
| bagian I | = | 1.79085E-05 |
| bagian II | = | 0.111920269 x Vr ^{1/3} |
| bagian III | = | 0.083164676 |
| db | = | 0.000408276 x Vr ^{1/6} |

Menghitung *Interfacial Area*

Menurut Froment, dkk (1990), *interfacial area* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$AV = \frac{6 \times \varepsilon g}{db}$$

Keterangan :

| | | |
|----|---|---|
| Av | = | intefacial area (m ²) |
| db | = | diameter gelembung (m) |
| εg | = | gas hold up (mg ³ /mr ³) |

Sehingga, didapatkan nilai *interfacial area* :

$$Av = 193573.8905 \times Vr^{-2/3}$$

Menghitung koefisien transfer massa melalui lapisan gas

$$kg = \frac{2 \times DL \times \pi^2}{3 \times db \times R \times T}$$

Keterangan :

| | | |
|----|---|--|
| kg | = | koefisien transfer massa melalui lapisan gas (mol.m/L.atm.s) |
| DL | = | difusivitas gas amonia dalam larutan asam sulfat (m ² /s) |
| db | = | diameter gelembung (m) |
| R | = | konstanta gas (0.0821 L.atm/mol.K) |
| T | = | Suhu (K) |

Sehingga, didapatkan nilai *interfacial area* :

$$kg = 0.000771196 \times V_r^{-1/6}$$

Menentukan NA

$$NA = \frac{PA + \frac{a}{b} \times \frac{DAL}{DBL} \times H \times CBL}{\frac{1}{kg} + \frac{H}{KL}}$$

Keterangan :

- NA = transfer massa rata-rata (mol/s)
 CBL = konsentrasi H₂SO₄ dalam reaktor (mol/lit)
 koefisien transfer massa melalui lapisan gas
 kg = (mol.m/L.atm.s)
 KL = koefisien transfer massa A ke dalam fase cair (m/hr)
 DL = difusivitas gas ammonia dalam larutan asam sulfat
 PA = tekanan parsial A (atm)
 H = konstanta Henry (atm.lt/mol)

Menghitung Tekanan Parsial A

$$PA = \frac{\text{mol NH}_3}{\text{mol NH}_3 + \text{mol H}_2\text{O}} \times P \text{ total}$$

| Komponen | Massa (Kg/Jam) | Fraksi (X) |
|--|--------------------|------------|
| NH ₃ (A) | 26482.35603 | 0.102345 |
| H ₂ SO ₄ (S) | 83522.44464 | 0.322786 |
| H ₂ O (W) | 75767.30515 | 0.292815 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ (ZA) | 72982.58972 | 0.282053 |
| Total | 258754.6955 | 1 |

$$PA = 0.21719627 \text{ atm}$$

Sehingga, didapatkan nilai transfer massa rata rata:

$$NA = \frac{1}{7.73 V_r^{\frac{1}{6}} + 0.000772}$$

Neraca Massa H₂SO₄

Menurut Froment (1990), neraca massa komponen H₂SO₄ dapat didekati dengan persamaan berikut :

$$V_r = \frac{L(CBin - CBout)}{NA \times AV \times (1 - \epsilon g)}$$

$$\frac{L(CBin - CBout)}{V_r} = NA \times AV \times (1 - \epsilon g)$$

Jika :

$$L(CBin - CBout) = \text{Produk (NH}_4\text{)}_2\text{SO}_4$$

$$L(CBin - CBout) = 1316.213375 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\text{Error} = \text{Ruas kiri} - \text{ruas kanan} = 0$$

Menebak nilai V_r

$$V_r = 173.50305 \quad \text{m}^3$$

Hitung V_r

$$V_r^{(-2/3)} = 0.032146122$$

$$V_r^{(1/6)} = 2.361662601$$

$$V_r^{-1/6} = 0.42343051$$

$$V_r^{-0.5} = 0.075918295$$

$$V_r^{(-2/3)} = 0.032146122$$

Hitung Na, Av, dan ϵg

$$Na = 0.665424285$$

$$AV = 6222.649933$$

$$\epsilon g = 0.99998944$$

| $\frac{L(C_{Bin} - C_{Bout})}{V_r}$ | = | $\frac{N_A \cdot A_v \cdot V_r \cdot (1 - \epsilon_g)}{V_r}$ | Error |
|-------------------------------------|---|--|---------|
| 7.586110876 | | 7.586440461 | -0.0003 |

Setelah diketahui volume pada zona rekasi maka persamaan yang masih mengandung fungsi V_r dapat dihitung:

$$\begin{aligned}
 D &= 0.914310831 \times V_r^{(1/3)} \\
 D &= 5.099523167 \quad \text{m} \\
 H_r &= 1.5D \\
 H_r &= 15.2985695 \quad \text{m} \\
 U_{sg} &= 10.28230194 \times V_r^{(-2/3)} \\
 U_{sg} &= 0.330536134 \quad \text{m/s} \\
 \mathcal{E}_g &= 0.99998944 \quad \text{mg}^3/\text{m}^3 \\
 db &= 0.000408276 \times V_r^{1/6} \\
 db &= 0.000964209 \quad \text{m} \\
 db &= 0.964209253 \quad \text{mm} \\
 db &= 1 \quad \text{mm} \\
 AV &= 6222.649933 \quad \text{m}^2 \\
 kg &= 0.000771196 \times V_r^{(-1/6)} \\
 kg &= 0.000326548 \quad \text{mol/L.atm.s} \\
 Na &= 0.665424285 \quad \text{mol./L.s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Waktu Tinggal Reaksi dan Waktu Tinggal Kristalisasi

$$\begin{aligned}
 \text{Reaksi} &= 2\text{NH}_3(\text{g}) + \text{H}_2\text{SO}_4(\text{l}) \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4(\text{aq}) \\
 1/\text{KL} &= 97.69953524 \\
 1/\text{kg} &= 3062.337568
 \end{aligned}$$

Tahanan lapisan gas > tahanan lapisan cair, maka persamaan laju reaksi yang berlaku (Levenspiel 3rd halaman 525, 1999) :

$$-r_A = \frac{\frac{DBL}{DAL} \times \frac{CB}{b} + \frac{PA}{HA}}{\frac{1}{HA \times Kg} + \frac{1}{KL}}$$

Keterangan :

| | | |
|-----|---|---|
| -rA | = | kecepatan reaksi (mol/m ³ .s) |
| KL | = | koefisien transfer massa antara cairan dengan cairan-gas (m/hr) |
| Kg | = | koefisien transfer massa antara gas dengan gas-cairan (mol/lit.atm.s) |
| Na | = | Transfer massa rata-rata (mol/s) |
| -rA | = | 0.116796842 mol/L.s |

Sehingga waktu tinggal reaksinya adalah

$$t = CAO \times \frac{Xa}{-rA}$$

$$t = 558.3334158 \text{ s}$$

$$t = 9.30555693 \text{ menit}$$

Jadi waktu tinggal di zona reaksi adalah 8,8 menit

Menghitung Waktu Tinggal dan Volume *Slurry Bubble Coloumn* di Zona Kristalisasi

Growth rate kristal = 3,0 µm/menit (Chopey and Hicks, 1984 hal 673), didapat dari percobaan kristalisasi *Mixed Suspension Mixed Product Removal* (MSMPR), yang memproduksi Kristal Amonium Sulfat dengan data data sebagai berikut :

| Screen number | Tyler mesh | Weight fraction retained ΔW_i | Summary of crystal size distribution analysis | | | | |
|---------------|------------|---------------------------------------|---|---|------------------------------|-------|-----------|
| | | | Screen size, μm | Average screen size L_i , μm | ΔL_i , μm | n_i | $\ln n_i$ |
| 1 | 24 | 0.081 | 701 | — | — | — | — |
| 2 | 28 | 0.075 | 589 | 645 | 112 | 0.297 | -1.21 |
| 3 | 32 | 0.120 | 495 | 542 | 94 | 0.954 | -0.047 |
| 4 | 35 | 0.100 | 417 | 456 | 78 | 1.61 | 0.476 |
| 5 | 42 | 0.160 | 351 | 384 | 60 | 5.60 | 1.72 |
| 6 | 48 | 0.110 | 295 | 323 | 56 | 6.94 | 1.94 |
| 7 | 60 | 0.102 | 248 | 272 | 47 | 12.8 | 2.55 |
| 8 | 65 | 0.090 | 208 | 228 | 40 | 22.6 | 3.12 |
| 9 | 80 | 0.060 | 175 | 192 | 33 | 30.6 | 3.42 |
| 10 | 100 | 0.040 | 147 | 161 | 28 | 40.7 | 3.71 |
| 11 | 115 | 0.024 | 124 | 136 | 23 | 49.4 | 3.90 |
| 12 | 150 | 0.017 | 104 | 114 | 20 | 68.3 | 4.22 |
| 13 | 170 | 0.010 | 88 | 96 | 16 | 84.1 | 4.43 |
| 14 | 200 | 0.005 | 74 | 81 | 14 | 80.0 | 4.38 |
| — | finer | 0.006 | — | — | — | — | — |
| Total 1.000 | | | | | | | |

Penelitian menghasilkan data dari contoh 100 cc *slurry* yang mengandung 21 gr padatan yang diambil dari 75m³ MSMPR. Solid density = 1,77 gr/cm³

Dari percobaan tersebut bila Kristal yang diinginkan ukuran 30 mesh sehingga besarnya 542 μm . Besarnya kristal (L) yang diinginkan adalah 542 μm , maka untuk MSMPR, besar ukuran partikel rata-rata adalah sama dengan 3G τ , maka:

$$\begin{aligned}
 L &= 3G\tau \\
 542 \mu\text{m} &= 3(3.0 \mu\text{m}/\text{menit}) \cdot \tau \\
 \tau &= 60.22222222 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Jadi, waktu tinggal di zona kristalisasi yaitu 60,222 menit.

Menghitung Volume *Slurry Bubble Column* Di Zona Kristalisasi

Basis 100 gr sampel *slurry* (50 gr kristal dan 50 gr *mother liquor*)

Untuk kristal :

$$\begin{aligned}
 V \text{ 50 gr kristal} &= 50 \text{ gr}/\text{solid density} \\
 \text{solid density} &= 1.77 \\
 V \text{ 50 gr kristal} &= 28.24858757 \text{ cm}^3
 \end{aligned}$$

Untuk *mother liquor*:

| | | |
|----------------------|---|-----------------------------|
| v 50 gr mother liuor | = | 50 gr/mother liquor density |
|----------------------|---|-----------------------------|

Dimana densitas *mother liquor* dapat dicari dengan menggunakan persamaan (Yaws, 1999):

$$\rho \frac{gr}{ml} = A \times B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

| Komponen | A | B | n | Tc | Xi | ρ (gr/cm3) | xi. ρ (gr/cm3) |
|--------------|---------|---------|--------|--------|----------|--------------------|------------------------|
| NH3 | 0.23689 | 0.25471 | 0.2887 | 405.65 | 0.0034 | 0.251748 | 0.000863 |
| H2SO4 | 0.42169 | 0.19356 | 0.2857 | 952 | 0.0558 | 0.569253 | 0.031759 |
| H2O | 0.3471 | 0.274 | 0.2857 | 647.13 | 0.4682 | 0.430187 | 0.201425 |
| (NH4(2SO4 | | | | | 0.4726 | 1.77 | 0.836419 |
| Total | | | | | 1 | | 1.070466 |

$$V \text{ 50 gr mlt} = 46.70862016 \text{ cm}^3$$

Sehingga volume untuk 100 gr *slurry*

$$V \text{ 100 gr slurry} = 74.95720773 \text{ gr/ml}$$

$$\text{Slurry density} = 1.334094519 \text{ gr/ml}$$

Maka kecepatan volumetris kristalisasi yaitu :

$$\text{kecepatan kristalisasi} = \text{Produk slurry} \times \text{slurry density}$$

$$\text{kecepatan kristalisasi} = 130.2307767 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka, volume *slurry bubble column* di zona kristalisasi dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_k = \text{kecepatan kristalisasi} \times \text{waktu tinggal}$$

$$V_k = 130.713113 \text{ m}^3$$

Menghitung Dimensi Reaktor

Menghitung volume total reaktor

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= \text{volume di zona reaksi} + \text{volume di zona kristalisasi} \\ V \text{ cairan} &= 304.216163 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Diketahui volume cairan dalam reaktor sebesar 80% dari volume total, maka :

$$V \text{ reaktor} = 380.2702037 \quad \text{m}^3$$

Desain reaktor

Direncanakan bahan yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{Stainless Steel AISI 316} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 84100 \quad \text{psi} \\ \text{Joint efficiency factor (E)} &= 0.85 \\ \text{Corrosion allowance (C)} &= 0.125 \quad \text{in} \end{aligned}$$

(ASM Material Data Sheet Stainless Steel AISI 316, 2018)

Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= V \text{ silinder} + V \text{ kerucut} \\ V \text{ silinder} &= \pi/4 \times D^2 \times h \text{ lar silinder} \\ V \text{ silinder} &= 20.41403218 \times h \text{ larutan silinder} \\ V \text{ kerucut} &= 1/3 \times \pi/4 \times D^2 \times (\tan 45 \times (D/2)) \\ V \text{ kerucut} &= 28.10359359 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= V \text{ silinder} + V \text{ kerucut} \\ 304.216163 &= 20.41403218 \times h \text{ larutan silinder} \\ h \text{ lar silinder} &= 14.90230643 \quad \text{m} \\ h \text{ lar kerucut} &= 4.130040555 \quad \text{m} \\ h \text{ total} &= 19.03234699 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \text{tinggi larutan} \times \text{densitas} \times \text{percepatan gravitasi} \\ P \text{ hidrostatik} &= 248831.308 \quad \text{Pa} \\ P \text{ hidrostatik} &= 36.08999525 \quad \text{Psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan tekanan total dlebihkan 10%, maka :

$$P \text{ desain} = 1,1 \times (\text{Poperasi} + \text{Phidrostatik})$$

$$P \text{ desain} = 55.86899478 \text{ Psi}$$

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$t_{dr} = \frac{P \times r}{f \times E - (0.6 \times P)} + C$$

(Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Inside Diameter (ID)} &= 5.099523167 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 200.768737 \text{ in} \\ \text{Inside radius (r)} &= 2.549761583 \text{ m} \\ \text{Inside radius (r)} &= 100.3843685 \text{ in} \\ t_s &= 0.20349206 \text{ in} \\ t_s &= 5.168698329 \text{ mm} \end{aligned}$$

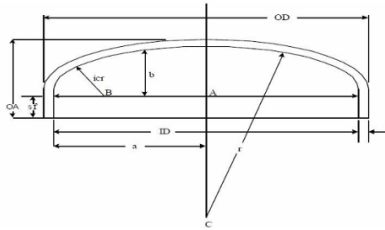
Berdasarkan Tabel 5.6 halaman 88 Brownell and Young (1959) maka tebal dinding reactor tangki standar yang digunakan adalah 0,1875 in (3/16 in), sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= 201.1757212 \text{ in} \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 5.109860558 \text{ m} \\ \text{Outside Radius (R)} &= 100.5878606 \text{ in} \\ \text{Outside Radius (R)} &= 2.554930279 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{kerucu}} \\ V \text{ silinder} &= 20.41403218 \times h \text{ silinder} \\ V \text{ kerucut} &= 28.10359359 \text{ m} \\ 380.2702037 &= 20.41403218 \times h \text{ silinder} \\ h \text{ silinder} &= 18.62788304 \text{ m} \\ h \text{ kerucut} &= 4.130040555 \text{ m} \\ h \text{ reaktor} &= 22.75792359 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Head



Bentuk tutup atas (*head*) reaktor dipilih torispherical dished head yang bahannya sama dengan bahan konstruksi reaktor.

$$OD = 201.1757212 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 halaman 90 Brownell and Young (1957), maka digunakan OD standar sebagai berikut :

$$I_{cr} = 3$$

$$r_i = 102$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_i}{I_{cr}}} \right)$$

(Brownell and Young, Eq. 7.76 halaman 138, 1959)

$$w = 0.792874646 \text{ in}$$

Menghitung tebal *head* :

$$t_h = \frac{P \times icr \times w}{2 \times f \times E - (0.2P)} + C$$

$$t_h = 0.125929578 \text{ in}$$

$$t_h = 3.198611272 \text{ mm}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 halaman 88 Brownell and Young (1959) maka tebal dinding reaktor tangki standar yang digunakan adalah 0,1875 in (3/16 in) dengan harga sf 1-2, dipilih sf = 2.

$$sf = 2$$

Menghitung tinggi *head* :

$$\begin{aligned}
 a &= \textit{inside radius (r)} \\
 a &= 100.3843685 \quad \text{in} \\
 AB &= a - \text{icr} \\
 AB &= 97.38436852 \quad \text{in} \\
 BC &= r_i - \text{Icr} \\
 BC &= 99 \quad \text{in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
 AC &= 17.81248911 \quad \text{in} \\
 b &= r_i - AC \\
 b &= 84.18751089 \quad \text{in} \\
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 \text{Tinggi head} &= 89.38612216 \quad \text{in} \\
 \text{Tinggi head} &= 2.270407503 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi kerucut} + \text{Tinggi head} \\
 \text{Tinggi reaktor} &= 25.0283311 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Lubang dan Jumlah *Sparger*

Diameter pipa gas yang digunakan adalah 10in, nilai C diperoleh dari Perry = 0,95, dan nilai $(\Delta Vh/Vh)$ sebagai desain variable ditentukan sebesar 0,05.

$$D_p = \frac{0,95 \times (N \times C)^{0.5} \times Dh}{\left(\frac{\Delta Vh}{Vh}\right)^{0.25}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 D_p &= \text{diameter pipa (mm)} \\
 Dh &= \text{diameter lubang } \textit{sparger} \text{ (mm)}
 \end{aligned}$$

| | | |
|-----------|---|--|
| N | = | jumlah lubang <i>sparger</i> |
| C | = | koefisien <i>sparger</i> |
| Vh | = | kecepatan rata-rata melalui <i>sparger</i> |
| Dp | = | 254 mm |
| D orifice | = | 1 mm |
| N | = | 16826.02847 |

Resume Spesifikasi Saturator

| Spesifikasi | Keterangan |
|--------------------------------|---|
| Nama | : Reaktor |
| Kode | : R-01 |
| Fungsi | : Tempat berlangsungnya reaksi netralisasi antara amonia dengan asam sulfat |
| Jenis | : <i>Slurry bubble column</i> |
| Jumlah | : 1 |
| Bahan | : <i>Stainless Steel</i> AISI 316 |
| Jumlah | : 1 buah |
| Temperatur operasi | : 105°C |
| Tekanan | : 1 atm |
| <i>Inside</i> diameter reaktor | : 5.09 m |
| Tebal dinding | : 5.168 mm |
| Volume | : 173.503 m ³ |
| | Tinggi reaktor |
| <i>Head</i> | : 2.270 m |
| Silinder | : 18.627 m |
| Kerucut | : 4.13 m |
| Total | : 25.028 m |
| | <i>Sparger</i> |

Diameter *orifice* : 1 mm
 Jumlah lubang *orifice* : 16826 buah

4. Centrifuge (CF-01)

Fungsi : untuk memisahkan kristal amonium sulfat dengan *mother liquor*

Tipe : *continous decanter*

Bahan konstruksi : *stainless steel 304 grade 3*

Kondisi operasi : tekanan operasi 1 atm

Laju alir massa masuk *centrifuge*

Komponen yang masuk ke dalam *centrifuge*

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ_i (kg/m ³) | V (m ³ /jam) |
|---|--------------------|-------------------------------|-------------------------|
| H ₂ SO ₄ | 8717.577788 | 1840 | 4.737814015 |
| H ₂ O | 70955.78905 | 997 | 71.16929694 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 173740.1655 | 1770 | 98.15828558 |
| Total | 253413.5323 | | 174.0653965 |

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volume campuran}}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1455,85244 \text{ kg/m}^3$$

Konversi laju volumetrik ke gal/min:

$$Q = 766,3925344 \text{ gal/min}$$

Karena kapasitas terlalu besar untuk 1 unit, maka digunakan 3 unit *centrifuge*.

Menghitung *flowrate* per *centrifuge*:

$$Q_{\text{unit}} = 255.4641 \text{ gal/min}$$

Menghitung *solid loading* per unit:

$$m_{\text{solid, unit}} = 57913.38849 \text{ kg/jam}$$

$$m_{\text{solid, unit}} = 57.91338849 \text{ ton/jam}$$

Diperoleh dari Perry 7th edition tabel 18-12, maka spesifikasi *screw spiral* di dalam alat untuk mendorong padatan:

Tipe screw = *helical conveyor*
 Diameter = 54 in
 Kecepatan putar = 1000 rpm
 Daya = 250 hp
Gaya centrifugal maks = 770

Dari Perry 7th edition tabel 18-15, diperoleh metode separasi, tipe rotor, dan tipe *centrifuge* berdasarkan kapasitas. Kapasitas berdasarkan laju alir volumetrik tiap *centrifuge*:

Q = 766.3925344 gal/min
 Q = 45983.55206 gal/h

Metode pemisahan : Sedimentasi
Rotor type : *Solid bowl*
Tipe centrifuges : *Continuous decanter*
Liquid discharge : *Continuous*

Resume Spesifikasi *Centrifuge*

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------------------|---|
| Nama | : <i>Centrifuge</i> |
| Kode | : CF-01 |
| Fungsi | : Untuk memisahkan amonium sulfat dengan <i>mother liquor</i> |
| Tipe | : <i>Continuous decanter</i> |
| Bahan konstruksi | : <i>Stainless steel</i> tipe 304 grade 3 |
| Kapasitas | : 45.983,5 gal/h |
| Diameter | : 54 in |
| Kecepatan putar | : 1000 rpm |
| Daya | : 250 hp |

| | | |
|----------------------------------|---|-----|
| Gaya centrifugal maksimal | : | 770 |
| Jumlah | : | 3 |

5. Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Untuk mengurangi kadar air pada kristal amonium sulfat

Diketahui dari neraca massa *rotary dryer*:

$$m \text{ udara} = 129240.9015 \text{ kg/jam}$$

$$m \text{ udara} = 284927.4151 \text{ lb/jam}$$

Kondisi operasi

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T \text{ udara masuk, } T_{G1} = 119.2202928 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ udara masuk, } T_{G1} = 246.596527 \text{ F}$$

$$T \text{ udara keluar, } T_{G2} = 89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ udara keluar, } T_{G2} = 192.2 \text{ F}$$

$$T \text{ feed masuk, } T_{S1} = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ feed masuk, } T_{S1} = 221 \text{ F}$$

$$T \text{ feed keluar, } T_{S2} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ feed keluar, } T_{S2} = 212 \text{ F}$$

| <i>Hot</i> | | <i>cold</i> | <i>differences</i> |
|-------------|--------------------|-------------|--------------------|
| 246.596527 | <i>higher temp</i> | 192.2 | 54.39652697 |
| 192.2 | <i>lower temp</i> | 212 | -19.8 |
| 54.39652697 | <i>differences</i> | -19.8 | 74.19652697 |

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

$$\text{LMTD} = 17.22809302 \text{ F}$$

$$\text{LMTD} = 264.943385 \quad \text{K}$$

Perhitungan koefisien volumetrik *heat transfer*

$$U_a = 240 \times G^{0.67} / D \quad (\text{Ulrich, tabel 4-10})$$

$$U_a = 2290.161416 \quad \text{J/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Perhitungan dimensi *dryer*

$$\text{Material masuk} = 126706.7662 \quad \text{kg/jam}$$

$$\text{Material masuk} = 279340.603 \quad \text{lb/jam}$$

$$\text{Udara masuk} = 129240.9015$$

$$\text{Udara masuk} = 284927.4151 \quad \text{lb/jam}$$

Nilai G didapatkan pada buku (Ulrich, tabel 4-10) bernilai 0,5 - 5 kg/m².s, dipilih 3 kg/m².s.

$$G = 3 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G = 2212.083 \quad \text{lb/jam ft}^2$$

$$S = 128.805029 \quad \text{ft}^2$$

$$S = 11.9725079 \quad \text{m}^2$$

$$D = (4S/\pi)^{0.5}$$

$$D = 12.80948241 \quad \text{ft}$$

$$D = 3.904330238 \quad \text{m}$$

Perhitungan panjang *dryer*

Perhitungan panjang L

$$Q = 5077661.383 \quad \text{kcal}$$

$$Q = 21245445.12 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q = 5901512.532 \quad \text{J/s}$$

Berdasarkan buku Perry eq. 12-52, yang umumnya memiliki jumlah *flight* (sirip pengangkat bahan) per putaran sebesar 2,4 hingga 3,0 D dan beroperasi pada kecepatan *perifer shell* sebesar 60–75 ft/menit:

$$Q = (0.5 G^{0.67}/D) \times V \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$V = (\pi \times D^2 \times L) / 4$$

$$Q = U_a \times ((\pi \times D^2 \times L) / 4) \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$20445601.01 = 232028.4685 \quad L$$

$$L = 25.43443298 \quad m$$

$$L = 83.44630242 \quad ft$$

Berdasarkan buku Perry halaman 12-54, rasio L/D (panjang terhadap diameter) yang terbukti paling efisien dalam praktik industri komersial berada pada rentang 4 hingga 10.

$$L/D = 6.358608245$$

Perhitungan jumlah putaran

Pada buku Perry, eq. 12-52, kecepatan peripherial :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan peripherial} &= 60 \quad \text{ft/mnt} \\ \text{Kecepatan peripherial} &= 0.3048 \quad \text{m/s} \\ \text{Kecepatan peripherial} &= 18.288 \quad \text{m/menit} \\ \text{Kecepatan putar (N)} &= \text{kecepatan peripherial}/\pi.D \\ \text{Kecepatan putar (N)} &= 1.491729302 \quad \text{rpm} \end{aligned}$$

Menghitung tenaga *dryer*

Menurut Ullrich, tabel 4-10 *equipment power direct dryer* dapat di hitung dengan rumus :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= 8D^2 \\ \text{HP} &= 122.57 \quad \text{HP} \end{aligned}$$

Menentukan jumlah *flight*

Berdasarkan buku perry, eq 12-52 jumlah *flight* 2,4-3D

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } flight &= 3D \\ \text{Jumlah } flight &= 30.742 \\ \text{Jumlah } flight &= 31 \text{ flight} \end{aligned}$$

Perhitungan *time of passes*

Perhitungan *time of passes* menggunakan persamaan (12-55) (Perry,19)

$$\theta = (0.23 L/SN^{0.9D}) \pm (0.6 BLG/F)$$

$$B = 5(Dp)^{-0.5}$$

$$\begin{aligned} Dp \text{ (ukuran partikel)} &= 6 \quad \text{mesh} \\ Dp \text{ (ukuran partikel)} &= 0.132 \quad \text{in} \\ Dp \text{ (ukuran partikel)} &= 3000 \quad \text{mikron} \end{aligned}$$

Menurut buku Perry, halaman 12-56, slope rotary dryer berkisar 0-8cm/m

$$\text{Slope dryer (s)} = 4 \quad \text{cm/m}$$

$$\text{Slope dryer (s)} = 0.04 \quad \text{ft/ft}$$

$$\text{Slope dryer (s)} = 4 \quad \%$$

(Ulrich, tabel 4-10)

$$B = 5(Dp)^{0.5}$$

$$B = 0.091287093$$

$$F = \text{feed /area of dryer}$$

$$F = 2168.708824 \quad \text{lb/h.ft}^2$$

$$\theta = (0.23 L/SN^{0.9D}) + (0.6 BLG/F)$$

≡

$$\theta = 22 \quad \text{menit}$$

Perhitungan kemiringan

$$\Delta h \text{ (beda tinggi inlet \& outlet)} = \text{slope (\%)/100} \times L$$

$$\Delta h \text{ (beda tinggi inlet \& outlet)} = 1.01 \quad \text{m}$$

$$\text{sudut kemiringan} = \tan^{-1} (\text{slope})$$

$$\text{sudut kemiringan} = 2.29 \quad ^\circ$$

Penentuan bahan konstruksi

Pada buku (Ulrich, tabel 4-10), terdapat berbagai jenis bahan dan maskimal temperatur padatan, dipilih *carbon steel* karena maksimal temperatur solidnya 450 C.

Resume Spesifikasi Rotary Dryer

| Spesifikasi | Keterangan |
|----------------------------|----------------------------------|
| Nama | : Rotary Dryer |
| Kode | : RD-01 |
| Fungsi | : Meringkakan amonium sulfat |
| Jenis | : Direct rotary dryer |
| Jumlah | : 1 |
| Bahan | : Carbon Steel |
| Diameter | : 3.9 m |
| Panjang | : 25.43 m |
| Tekanan | : 1 atm |
| Overall heat transfer area | : 128.3316 J/m ³ .s.K |
| Sudut kemiringan | : 2.29° |
| Jumlah putaran | : 1.49 rpm |
| Time of passage | : 90 menit |
| Flight | : 31 flight |
| Power motor | : 122.57 hp |

ii. Cyclone (CY-01)

Fungsi : Untuk mengurangi kadar air pada kristal amonium sulfat

Menentukan distribusi ukuran padatan dan memilih jenis cyclone

Umpan berukuran lebih kecil dari 10 μ m, maka dipilih jenis *cyclone high efficiency design*.

Menghitung *flow rate* dan diameter *cyclone*

Massa umpan = 129240.9015 kg/jam

Komposisi umpan *cyclone*

| Komponen | Massa (kg/jam) |
|---|--------------------|
| NH ₃ | 0 |
| H ₂ SO ₄ | 0.507588447 |
| H ₂ O | 28464.94864 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 506.3194762 |
| O ₂ | 26452.81609 |
| N ₂ | 99512.97482 |
| Total | 154937.5666 |

Menghitung densitas campuran padat

| Komponen | Massa | ρ (kg.m ³) | V (m ³) |
|---|--------------------|-----------------------------|---------------------|
| H ₂ SO ₄ | 0.507588447 | 1800 | 0.002819936 |
| H ₂ O | 25189.83808 | 917 | 27.46983433 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 506.3194762 | 1700 | 0.297834986 |
| Total | 25696.66514 | 4417 | 27.77048925 |

ρ camp = 925.3227378 kg/m³

Menghitung densitas udara

$$\rho = \frac{BM \times P}{R \times T} \quad \text{kg/jam}$$

Dimana :

BM = Berat molekul campuran (kg/kmol)

P = Tekanan (Jk⁻¹)

R = Ketetapan gas

T = Suhu (K)

| Komponen | Massa (kg') | kmol | Xi | BM*Xi |
|------------------|--------------------|--------------------|-------------|--------------------|
| O ₂ | 26452.81609 | 826.6505029 | 0.181178275 | 5.072991701 |
| N ₂ | 99512.97482 | 3554.034815 | 0.778943332 | 21.8104133 |
| H ₂ O | 3275.110564 | 181.9505869 | 0.039878393 | 1.27610857 |
| Total | 129240.9015 | 4562.635905 | 1 | 28.15951357 |

P = 1 atm
R = 0.08206 m³.atm/mol.K
T = 373.15 K
BM = 28.15951357 kg/kmol

Maka densitas udara

BM = 0.919623774 kg/m³

Menghitung *flow rate cyclone*

Flow rate gas = massa umpan/densitas
Flow rate gas = 1672.754055 m³/h
Flow rate gas = 0.464653904 m³/s

Kecepatan *inlet* berkisar antara 9 – 27 m/s, kecepatan inlet optimum adalah 15 m/s (Coulson, 1999).

A inlet = *flowrate*/kecepatan optimum
A inlet = 0.030976927 m³/s
A inlet = 0.5 x 0.2dc
0.0309769 = 0.1 Dc²
Dc² = 0.309769269
Dc = 0.556569196 m

Diketahui Dc standar adalah 0.203 m (Coulson,199), karena masih masuk dalam standar maka digunakan 1 *cyclone*

Menghitung *scaling factor*

Perhitungan ukuran *cyclone* dan kondisi operasi dilakukan dengan menggunakan persamaan penskalaan 10.8 (Coulson,1999).

$$d_2 = d_1 \left[\left(\frac{Dc_2}{Dc_1} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Keterangan :

| | | |
|--------|---|---|
| d_1 | = | diameter rata-rata partikel yang terpisahkan pada kondisi standar, pada efisiensi pemisahan yang dipilih |
| d_2 | = | diameter rata-rata partikel yang terpisahkan pada desain yang diusulkan, pada efisiensi pemisahan yang sama |
| dc_1 | = | diameter <i>cyclone</i> standar = 8 inci (203 mm) |
| dc_2 | = | diameter <i>cyclone</i> yang diusulkan (mm) |
| Q_1 | = | laju alir standar (223 m ³ /jam) |
| Q_2 | = | laju alir pada desain yang diusulkan (m ³ /jam) |

Keterangan :

| | | | |
|-----------------------|---|-------------|---------------------|
| dc_1 | = | 0.203 | m |
| dc_2 | = | 0.5565692 | m |
| Q_1 | = | 223 | m ³ /h |
| Q_2 | = | 1672.754055 | m ³ /h |
| $\Delta\rho_1$ | = | 2000 | kg/m ³ |
| $\Delta\rho_2$ | = | 926.2423616 | kg/m ³ |
| μ_1 | = | 0.0018 | mN s/m ² |
| μ_2 | = | 0.020862151 | mN s/m ² |
| <i>Scaling factor</i> | = | 28.80639549 | |

Menghitung Efisiensi

Jika ukuran partikel masuk adalah $\pm 10 \mu\text{m}$

$$d_2 = 500 \mu\text{m}$$

$$d_1 = d_2 / \text{scaling factor}$$

$$d_1 = 17.35725666 \text{ } \mu\text{m}$$

Dari grafik 10.45 (Coulson, 1999) didapatkan efisiensi :

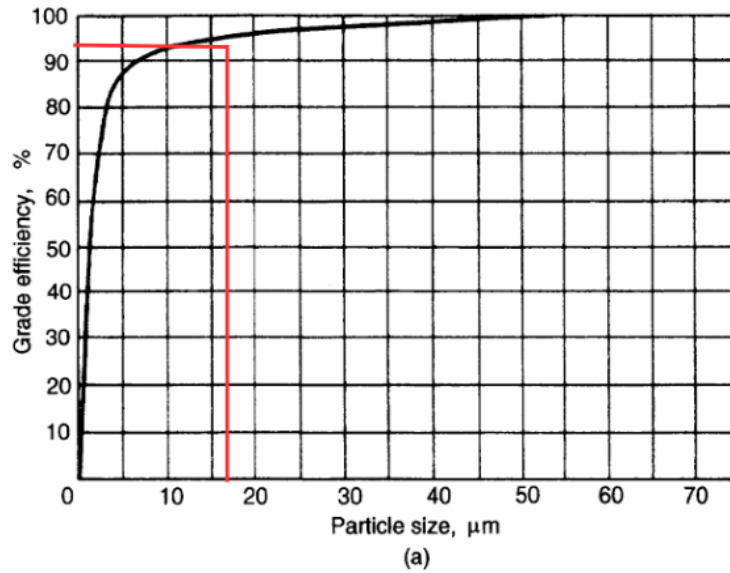
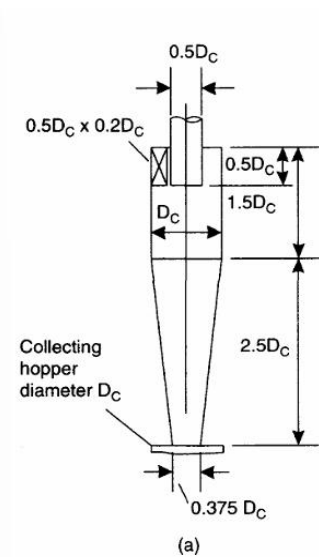


Figure 10.45. Performance curves, standard conditions (a) High efficiency cyclone

Menghitung dimensi *cyclone*

Dimensi *high efficiency cyclone* dihitung dengan menggunakan standar design Stairmand, 1951 pada gambar 10.44 (Coulson, 1999).



| Komponen | | Hasil (m) | Hasil (mm) |
|-----------------------------|----------|---------------|-----------------|
| Diameter <i>cyclone</i> | dc | 0.5565692 m | 556.5691955 mm |
| <i>Inlet width</i> | 0.5 dc | 0.278284598 m | 278.2845978 mm |
| <i>Inlet height</i> | 0.2dc | 0.111313839 m | 111.3138391 mm |
| <i>Vortex finder</i> | | | |
| <i>diameter</i> | 0.5 dc | 0.278284598 m | 278.2845978 mm |
| <i>Vortex finder length</i> | 0.5dc | 0.278284598 m | 278.2845978 mm |
| Tinggi silinder | 1.5 dc | 0.834853793 m | 834.8537933 mm |
| Tinggi <i>cone</i> | 2.5 dc | 1.391422989 m | 1391.4229889 mm |
| <i>Dust outlet</i> | 0.375 dc | 0.208713448 m | 208.7134483 mm |

Menghitung *pressure drop*

Perhitungan *pressure drop* menggunakan persamaan 10.9 (Coulson, 1999).

$$\Delta P = \frac{\rho_f}{203} \left\{ u_1^2 \left[1 + 2\phi^2 \left(\frac{2rt}{re} - 1 \right) \right] + 2u_2^2 \right\}$$

Keterangan :

| | | |
|------------|---|--|
| ΔP | = | tekanan <i>cyclone</i> (mbar) |
| ρ_f | = | densitas gas (kg/m ³) |
| u_1 | = | kecepatan debu masuk (m/s) |
| u_2 | = | kecepatan debu keluar (m/s) |
| rt | = | jarak <i>circle</i> menuju garis tengah <i>inlet</i> (m) |
| rs | = | jarak dari pipa keluar (m) |
| ϕ | = | faktor |

Mencari nilai ψ dan rt/re

Nilai ϕ dapat diperoleh dengan *plotting* pada grafik 10.47, data yang diperlukan untuk *plotting* pada grafik adalah ψ dan rt/re .

$$\psi = fc \frac{As}{Al}$$

| | | |
|--------|---|--|
| ψ | = | Parameter dari gambar 10.47 |
| f_c | = | Faktor gesekan , untuk gas biasanya diambil sebesar 0,005. |
| A_s | = | Luas permukaan <i>cyclone</i> yang terkena aliran fluida berputar (m^2) |
| A_l | = | Luas penampang saluran masuk (<i>inlet duct</i>), dalam m^2 |

Resume Spesifikasi Cyclone

| Spesifikasi | Keterangan |
|-------------------------------|--|
| Nama | : <i>Cyclone</i> |
| Kode | : CY-01 |
| Fungsi | : Memisahkan partikel padatan amonium sulfat yang terbawa aliran gas pengering |
| Jenis | : <i>Cyclone high efficiency design</i> |
| Jumlah | : 1 |
| Bahan | : <i>Stainless Steel AISI 316</i> |
| Diameter <i>cyclone</i> | : 0.5565 m |
| <i>Inlet width</i> | : 0.2782 m |
| <i>Inlet height</i> | : 0.1113 m |
| <i>Vortex finder diameter</i> | : 0.2782 m |
| <i>Vortex finder length</i> | : 0.2782 m |
| Tinggi silinder | : 0.8348 m |
| Tinggi <i>cone</i> | : 1.3914 m |
| <i>Dust outlet</i> | : 0.2087 m |
| <i>Flow rate</i> | : 0.4646 m^3/s |
| <i>Pressure drop</i> | : 6.3321 mbar |
| Efisiensi | : 93 % |

LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi : 800.000 ton/tahun
Satu tahun operasi : 330 hari operasi
Rencana penditian : 2030
Kurs mata uang : Rp 17.685/US\$

Perhitungan ekonomi meliputi:

A. Total Capital Investment

1. *Fixed Capital Investment*
2. *Working Capital Investment*

B. Manufacturing Cost

1. *Direct Manufacturing Cost*
2. *Indirect Manufacturing Cost*
3. *Fixed Manufacturing Cost*

C. General Expense

1. *Administrasi*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

D. Analisa Kelayakan

1. *Keuntungan/Profit*
2. *Return On Investment (ROI)*
3. *Pay Out Time (POT)*
4. *Break Event Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*
6. *Rate of Return (ROR)*

Perkiraan Harga Alat

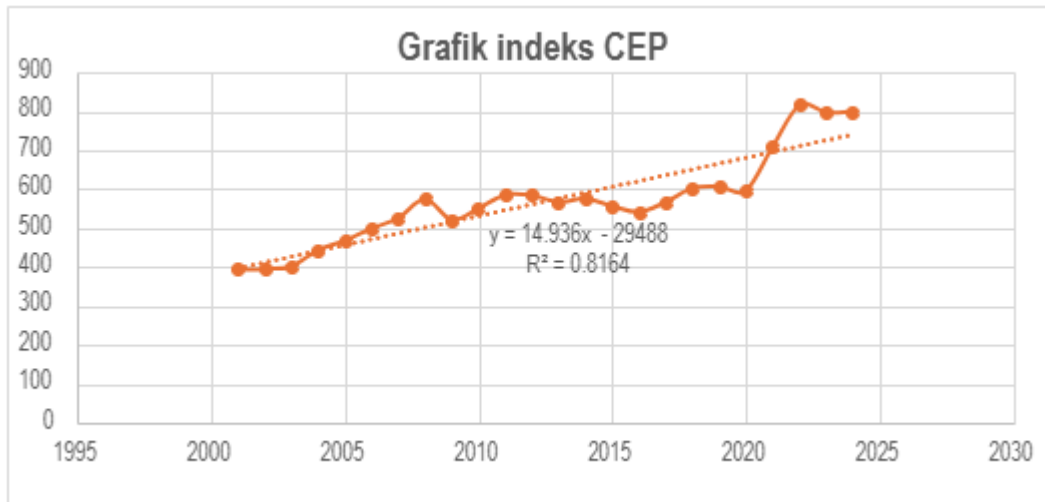
Harga peralatan proses mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang diperkirakan dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Harga indeks tahun 2026 dicari dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 hingga tahun 2024.

| Tahun | CEPCI |
|--------------|--------------|
| 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 | 576.3 |
| 2015 | 556.8 |
| 2016 | 541.7 |
| 2017 | 567.5 |
| 2018 | 603.1 |
| 2019 | 607.5 |
| 2020 | 596.2 |
| 2021 | 708.8 |
| 2022 | 816 |

| | |
|------|-------|
| 2023 | 797.9 |
| 2024 | 799.1 |

Data di atas dapat diplotkan pada grafik sebagai berikut :



Sehingga diperoleh persamaan regresi liniernya :

$$y = 14,936x - 29488$$

Nilai indeks pada tahun 2026 dapat dihitung sebagai berikut :

$$y = 14,936 (2026) - 29488 = 772,336$$

Total Capital Investmen

Fixed Capital Investment

Harga alat-alat pada tahun 2026 dapat dihitung dengan persamaan :

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

Keterangan :

Ex : Harga alat pada tahun 2026

Ey : Harga alat pada tahun yang tertera di literatur

Nx : Nilai indeks pada tahun 2018

Ny : Nilai indeks pada tahun yang tertera di literatur

Harga alat untuk jenis yang sama namun kapasitasnya berbeda, dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries dan Newton, 1955})$$

Keterangan :

Ea : Harga alat dengan kapasitas diketahui

Ca : Kapasitas alat a

Eb : Harga alat dengan kapasitas dicari

Cb : Kapasitas alat b

Dengan demikian dapat diketahui harga alat berbagai alat proses.

| Kode | Nama Alat | Jumlah | Indeks | | Harga | | Harga Alat Total |
|--------------------------------|------------------------------------|--------|------------------------|--------------------------|---------------------------|-----------------------------|------------------|
| | | | Tahun diketahui (2014) | Tahun pembangunan (2026) | Tahun diketahui 2014 US\$ | Tahun Pembangunan 2023 US\$ | |
| T-101 | Tangki Asam Sulfat | 2 | 576.1 | 772.336 | 842800 | 1129881.584 | 2259763.17 |
| T-102 | Tangki Amonia | 2 | 576.1 | 772.336 | 842800 | 1129881.584 | 2259763.17 |
| P-101 | Pompa sentrifugal amonia | 1 | 576.1 | 772.336 | 5500 | 7373.455997 | 7373.456 |
| P-102 | Pompa sentrifugal asam sulfat | 1 | 576.1 | 772.336 | 5500 | 7373.455997 | 7373.456 |
| R-201 | Reaktor | 1 | 576.1 | 772.336 | 850000 | 1139534.109 | 1139534.11 |
| CD-201 | Kondensor | 1 | 576.1 | 772.336 | 24000 | 32175.08072 | 32175.0807 |
| | <i>Air compressor</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 48100 | 64484.22427 | 64484.2243 |
| H-301, H-302, H-303, H-501 | <i>Hopper</i> | 4 | 576.1 | 772.336 | 24000 | 32175.08072 | 128700.323 |
| CF-301, CF-302, CF-303 | <i>Centrifuge</i> | 3 | 576.1 | 772.336 | 322800 | 432754.8356 | 1298264.51 |
| T-201 | <i>Agitated mother liquor tank</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 144000 | 193050.4843 | 193050.484 |
| BC-301, BC-501, BC-502, BC-503 | <i>Belt conveyor</i> | 4 | 576.1 | 772.336 | 21900 | 29359.76115 | 117439.045 |
| SC-301 | <i>Screw conveyor</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 12700 | 17025.98021 | 17025.9802 |
| RD-401 | <i>Rotary dryer</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 183800 | 246407.4931 | 246407.493 |
| CY-401 | <i>Cyclone</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 4500 | 6032.827634 | 6032.82763 |
| | <i>Fan</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 14200 | 19036.92276 | 19036.9228 |
| RM-401 | <i>Roll crusher</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 111000 | 148809.7483 | 148809.748 |
| SL-501 | <i>silo</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 250000 | 335157.0908 | 335157.091 |
| BE-401, BE-501 | <i>Bucket elevator</i> | 2 | 576.1 | 772.336 | 21900 | 29359.76115 | 58719.5223 |

| | | | | | | | |
|---------------------------|-------------------------------|---|-------|---------|--------|-------------|------------|
| | <i>Blower udara pengering</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 113800 | 152563.5077 | 152563.508 |
| | <i>Blower udara reaktor</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 74700 | 100144.9387 | 100144.939 |
| HE-101, HE-102, AH-401 | <i>Heat exchanger</i> | 3 | 576.1 | 772.336 | 38000 | 50943.8778 | 152831.633 |
| VS-501 | <i>Vibrating screen</i> | 1 | 576.1 | 772.336 | 48000 | 64350.16143 | 64350.1614 |

a. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

| Jenis Harga | Biaya (US\$) |
|--|---------------------|
| Harga Alat | 8.809.000,848 |
| Biaya Pengangkutan ke Pelabuhan (15% EC) | 1.321.350,127 |
| Asuransi Pengangkutan (1% EC) | 88.090,00848 |
| Biaya Provinsi Bank (1% EC) | 88.090,00848 |
| Transportasi Darat ke Pelabuhan (15% EC) | 1.321.350,127 |
| Ekspedisi muatan kapal laut (1% EC) | 88.090,00848 |
| Pajak Bea Masuk Barang (20% EC) | 1.761.800,17 |
| Total PEC | 13.477.771,3 |

b. **Biaya Pemasangan Alat (Installation Cost)**

Insullation Cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses. Menurut Aries dan Newton (1955), biaya pemasangan alat besarnya 43% PEC, terdiri atas material 11% dan buruh 32%. Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia.

$$\text{Materil} = 11\% \times \text{PEC}$$

$$\text{Materil} = 1482554.843$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$1 \text{ jam tenaga asing} = 20 \text{ US}$$

1 jam tenaga Indonesia :

$$1 \text{ jam tenaga indonesia} = \frac{\text{UMR Kab. Gresik}}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}} \times 4 \text{ Minggu}}$$

$$1 \text{ jam tenaga indonesia} = \frac{\text{Rp } 5.195.401}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}} \times 4 \text{ Minggu}}$$

$$\begin{aligned}
1 \text{ jam tenaga} &= 32471.25625 && \text{Rp} \\
A &= (\text{US\$ } 20 \times 5\%) + \left(\frac{\text{Rp } 32.471 \times 97\%}{\text{Kurs USD saat ini}} \right) \\
A &= 2.781007552 \\
\text{Jumlah man hour} &= 32\% \times (\$ \text{ PEC/A}) \\
\text{Jumlah man hour} &= 1550836.067
\end{aligned}$$

Perbandingan manhour indonesia : asing yaitu 3:1

$$\begin{aligned}
\text{Ongkos tenaga asing} &= 5\% \times \text{Jumlah Man Hour} \times \$20 \times 1 \\
\text{Ongkos tenaga asing} &= 1550836.067 \\
\text{Ongkos tenaga indonesia} &= 95\% \times \text{Jumlah Man Hour} \times \text{harga 1 jam tenaga} \\
&\quad \text{indonesia} \times 3 \\
\text{Ongkos tenaga indonesia} &= 8115303.745
\end{aligned}$$

| Total Biaya Instalasi | Biaya (US\$) |
|------------------------------|----------------------|
| Material | 1.482.554,843 |
| Buruh Tenaga Asing | 1.550.836,067 |
| Buruh Tenaga Indonesia | 8.115.303,745 |
| Total | 11.148.694,65 |

c. Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari Tabel. 17 Hal. 78 diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan *solid-fluid* biaya pemipaan sebesar 36% PEC, terdiri dari material 21% PEC dan ongkos buruh 15% PEC (100% tenaga Indonesia)

| Total Biaya Pemipaan | Biaya |
|-----------------------------|----------------------|
| Material (21% PEC) | 2.830.331,973 |
| Labor (15 % PEC) | 2.021.665,695 |
| Total | 4.851.997,667 |

d. Biaya Instrumentasi (*Intrumentation Cost*)

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (control). Dari Tabel 19, Aries dan Newton Hal.97 diperoleh bahwa untuk *extensive control*, besarnya biaya instrumentasi adalah 30% PEC, terdiri dari material 24% PEC dan buruh 6% PEC. Proses instrumentasi menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia.

| | | |
|------------------------|---|--|
| Material | = | 24% x PEC |
| Material | = | 3.234.665,112 USD |
| Buruh | = | 6% x PEC |
| Buruh (6% PEC) | = | 808.666,2779 USD |
| A | = | 2,781007552 |
| Jumlah <i>Man Hour</i> | = | 6% x (\$PEC/A) |
| Jumlah <i>Man Hour</i> | = | 290.781,7626 |
| Ongkos buruh asing | = | 5% x Jumlah <i>Man Hour</i> x \$20 x 1 |
| Ongkos buruh asing | = | 290.781,7626 |
| Ongkos buruh indonesia | = | 1.521.619,452 |

| Biaya Instrumentasi | Jumlah(US\$) |
|----------------------------------|----------------------|
| Material | 3.234.665,112 |
| Tenaga asing | 290.781,7626 |
| Tenaga indonesia | 1.521.619,452 |
| Total Biaya Instrumentasi | 5.047.066,326 |

e. Biaya Insulasi (*Insulation Cost*)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari Tabel 21, Aries dan Newton Hal.98, diperoleh besarnya biaya isolasi

adalah 8% PEC, terdiri dari material 3% PEC dan buruh 5% PEC (100% tenaga indoensia).

| Biaya Insulasi | Jumlah (US\$) |
|-----------------------------|----------------------|
| Material (3% PEC) | 404.333,1389 |
| <i>Labor</i> (5 % PEC) | 673.888,5649 |
| Total Biaya Insulasi | 1.078.221,704 |

f. Biaya Kelistrikan (*Electrical Cost*)

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari Tabel.26, Peters dan Timmerhaus Hal.210, diperoleh besarnya biaya listrik adalah 10-40% (diambil dari 15% PEC).

| Biaya Kelistrikan | Jumlah(US\$) |
|--------------------------------|---------------------|
| Biaya Kelistrikan | 1886887.982 |
| Total Biaya Kelistrikan | 1886887.982 |

g. Bangunan (*Building*)

Perincian luas bangunan pabrik ditampilkan pada tabel berikut.

| Bangunan | Luas (m²) |
|-------------------------|-----------------------------|
| Pos Keamanan | 120 |
| Ruang Kontrol | 500 |
| Gudang & <i>Packing</i> | 1.200 |
| Kantor | 4.500 |
| Mushola | 600 |
| Kantin | 300 |
| Poliklinik | 150 |
| Laboratorium | 500 |
| Unit Proses | 4.500 |
| Bengkel | 900 |

| | |
|------------------------|---------------|
| Daerah Utilitas | 5.000 |
| Unit Pengolahan Limbah | 1.500 |
| Total | 19.770 |

| | | | |
|--|---|---|----------------|
| luas bangunan di perkirakan | = | 19.770 | m ² |
| Harga rata rata bangunan diperkirakan | = | Rp 6.000.000 | |
| Biaya bangunan | | | |
| Biaya bangunan | = | luas bangunan x $\frac{\text{harga bangunan}}{\text{kurs USD}}$ | |
| Biaya bangunan | = | 6.707.379,135 | U\$ |
| <i>Process and auxiliary cost</i> | = | 46% x PEC | |
| <i>Process and auxiliary cost</i> | = | 6.199.774,797 | U\$ |
| Total biaya bangunan | = | biaya bangunan + <i>process and auxiliary cost</i> | |
| Total biaya bangunan | = | 12.907.153,93 | U\$ |

h. Tanah (*Land and Yard Improvement*)

Perincian luas tanah pabrik adalah sebagai berikut.

| Bangunan | Luas (m ²) |
|-------------------------|------------------------|
| Pos Keamanan | 120 |
| Ruang Kontrol | 500 |
| Gudang & <i>Packing</i> | 1.200 |
| Kantor | 4.500 |
| Mushola | 600 |
| Kantin | 300 |
| Poliklinik | 150 |
| Laboratorium | 500 |
| Unit Proses | 4.500 |
| Bengkel | 900 |
| Daerah Utilitas | 5.000 |

| | |
|------------------------|---------------|
| Unit Pengolahan Limbah | 1.500 |
| Perluasan | 15.000 |
| Parkir | 2.500 |
| Total | 37.270 |

| | | | |
|---------------------------------------|---|---|----------------|
| luas tanah di perkirakan | = | 37.270 | m ² |
| Harga rata rata tanah diperkirakan | = | Rp 6.000.000 | |
| Biaya tanah | | | |
| Biaya tanah | = | luas tanah x $\frac{\text{harga tanah}}{\text{kurs USD}}$ | |
| Biaya tanah | = | 12.644.614,08 | US\$ |
| Biaya perbaikan | = | 4% x PEC | |
| Biaya perbaikan | = | 539.110,8519 | |
| Total biaya tanah | = | 13.183.724,93 | US\$ |

i. Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain air pendingin, steam, bahan bakar, dan udara kering. Dari Tabel. 31, Aries dan Newton Hal. 109, diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% untuk pemakain rata-rata pabrik beroperasi normal.

| | | |
|----------------|---|-------------------|
| Biaya utilitas | = | 40% x PEC |
| Biaya utilitas | = | 5.391.108,519 USD |

j. Lingkungan (*Environmental*)

Environmental Cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik baik yang di dalam maupun di luar pabrik, pembuatan dan pemeliharaan taman. Menurut Peter dan Timmerhaus, biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10-30% PEC. Dalam hal ini biaya lingkungan ditetapkan sebesar 10% PEC.

| | | |
|------------------|---|-------------------|
| Biaya lingkungan | = | 12% x PEC |
| Biaya lingkungan | = | 1.617.332,556 USD |

Physical Plant Cost (PPC)

| <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | Jumlah(US\$) |
|---|----------------------|
| <i>Purchased Equipment Cost</i> | 13.477.771,3 |
| Instalasi | 11.148.694,65 |
| Pemipaan | 4.851.997,667 |
| Instrumentasi | 5.047.066,326 |
| Insulasi | 1.078.221,704 |
| Kelistrikan | 2.021.665,695 |
| Bangunan | 12.907.153,93 |
| Tanah | 13.183.724,93 |
| Utilitas | 5.391.108,519 |
| <i>Environmental</i> | 1.617.332,556 |
| Total PPC | 70.724.737,28 |

k. *Engineering and Construction*

Engineering and Construction Cost adalah biaya *design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Dari Tabel 4, Aries dan Newton, Hal.4, untuk *physical cost* lebih dari US\$ 5.000.000 maka biaya *Engineering and Construction* sebesar 20% PPC.

$$\text{Engineering and Construction} = 20\% \times \text{PPC}$$

$$\text{Engineering and Construction} = 14.144.947,46 \text{ US\$}$$

Direct Plant Cost

| <i>Direct Plant Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|-------------------------------------|----------------------|
| PPC | 70.724.737,28 |
| <i>Engineering and Construction</i> | 14.144.947,46 |
| Total | 84.869.684,74 |

l. *Contactor's Fee*

Contactor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. *Contactor's fee* diperkirakan sebesar 2-8% DPC (Timmerhaus, 2003).

$$\begin{aligned} \text{Contractor's fee} &= 3\% \times \text{DPC} \\ \text{Contractor's fee} &= 2.546.090,542 \text{ U\$} \end{aligned}$$

m. Contingency

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10-25% DPC. Dalam hal ini ditetapkan 10% karena pabrik amonium sulfat termasuk golongan pabrik dengan resiko sedang (Aries dan Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 10\% \times \text{DPC} \\ \text{Contingency} &= 8.486.968,474 \text{ U\$} \end{aligned}$$

Fixed Capital Investment (FCI)

| <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> | Jumlah(US\$) |
|--|----------------------|
| <i>Direct Plant Cost</i> | 84.869.684,74 |
| <i>Contractor's fee</i> | 2.546.090,542 |
| <i>Contingency</i> | 8.486.968,474 |
| Total FCI | 95.902.743,76 |

Dengan :

- ***Plant Start Up***

Berdasarkan Peter & Timmerhaus (1991), diperoleh bahwa besarnya biaya start-up pabrik adalah sebesar 10% FCI.

$$\begin{aligned} \text{Plant start up} &= 10\% \times \text{FCI} \\ \text{Plant start up} &= 9.590.274,376 \text{ USD} \end{aligned}$$

- ***Interest During Construction***

Bunga Bank dihitung 5% pertahun dari FCI selama masa Pembangunan (BI).

$$\begin{aligned} \text{Interest during construction} &= 5\% \times \text{FCI} \\ \text{Interest during construction} &= 4795137,188 \end{aligned}$$

1. Working Capital Investment

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

- **Raw Material Inventory**

Persediaan bahan baku selama 30 hari (Aries & Newton, 1955)

| Bahan Baku | Kebutuhan (kg) | Harga (US\$/Kg) | Biaya (US\$) |
|-------------------------------------|----------------|-----------------|--------------------|
| NH ₃ | 19163111.90 | 0.367543116 | 7043269.853 |
| H ₂ SO ₄ | 55032889.19 | 0.090472152 | 4978943.89 |
| Total raw material inventory | | | 12022213.74 |

- **In Process Inventory**

Inprocess Inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Besarnya diperkirakan 0,5% dari *manufacturing cost* (Aries dan Newton, 1955).

$$1 \text{ siklus operasi} = 5 \text{ jam}$$

$$\text{In process Inventory} = 0,5 \times \frac{1 \text{ siklus operasi}}{24 \text{ jam/hari}} \times \frac{1}{330 \text{ hari/tahun}} \times \text{manufacturing cost}$$

$$\text{In process Inventory} = 17702515.94 \text{ US\$}$$

- **Product Inventory**

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan sebanding dengan 30 hari *manufacturing* (Aries dan Newton, 1955).

$$\text{Product Inventory} = \frac{30}{330} \times \text{Manufacturing Cost}$$

$$\text{Product Inventory} = 24674223.15 \text{ US\$}$$

- **Extended Credit**

Extended Credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan sebanding dengan 14 hari *sales value* (Aries dan Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \textit{Extended Credit} &= \frac{30}{330} \times \textit{Sales Value} \\ \textit{Extended Credit} &= 24674223.15 \text{ U\$} \end{aligned}$$

- ***Available Cash***

Available Cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, *service*, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan 30 hari *manufacturing cost* (Aries dan Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \textit{Available Cash} &= \frac{14}{330} \times \textit{Manufacturing cost} \\ \textit{Available Cash} &= 6.361.222,019 \text{ USD} \end{aligned}$$

Working Capital Investment (WCI)

| <i>Working Capital Investment (WCI)</i> | Jumlah(US\$) |
|--|----------------------|
| <i>Raw Material Inventory</i> | 3.334.848,461 |
| <i>Inprocess Inventory</i> | 47.330,52097 |
| <i>Product Inventory</i> | 6.361.222,019 |
| <i>Extended Inventory</i> | 9.595.531,224 |
| <i>Available Cash</i> | 6.361.222,019 |
| Total WCI | 25.700.154,24 |

Total Capital Investment

$$\begin{aligned} \textit{Total Capital Investment} &= \textit{FCI} + \textit{Plant start up} + \textit{Interest during} + \textit{WCI} \\ \textit{Total Capital Investment} &= 182240918.8 \text{ U\$} \end{aligned}$$

Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi.

1. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan secara khusus dalam pembuatan suatu produk.

b. Bahan Baku

| | | |
|--|---|---|
| Kapasitas produksi | : | 800.000 ton/tahun |
| Satu tahun produksi | : | 330 hari |
| Pendirian pabrik | : | 2030 |
| Kebutuhan bahan baku untuk satu tahun produksi : | | |
| Amonia | : | 210.794.230,89 kg |
| Asam Sulfat | : | 605.361.781,1 kg |
| Harga Amonia | : | 77.475.968,38 US\$ |
| Harga Asam Sulfat | : | 54.768.382,79 US\$ |
| Total biaya bahan baku | = | 77.475.968,38 US\$ + 54.768.382,79 US\$ |
| | = | 132.244.351,2 US\$ |

c. Labor Cost

| Jabatan | Jumlah (orang) | Gaji | | |
|--|---------------------------|--|--------------------------------|--------------------------------|
| | | perbulan per orang (Rp) | Total Gaji Perbulan | Total Gaji Pertahun |
| Karyawan proses | 28 | 8000000 | 224000000 | 2688000000 |
| karyawan utilitas | 28 | 7500000 | 210000000 | 2520000000 |
| karyawan laboratorium | 8 | 7000000 | 56000000 | 672000000 |
| karyawan K3 & HSE | 4 | 7000000 | 28000000 | 336000000 |
| Karyawan pengendalian proses | 4 | 7500000 | 30000000 | 360000000 |
| karyawan teknik & pemeliharaan mekanik | 4 | 7500000 | 30000000 | 360000000 |
| Karyawan instrumen listrik | 4 | 7500000 | 30000000 | 360000000 |
| karyawan SM & Umum | 3 | 7000000 | 21000000 | 252000000 |

| | | | | |
|---------------------------------|---|---------|--------------------|--------------------|
| Karyawan bagian pembelian | 3 | 7000000 | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan penunjang medis | 3 | 6000000 | 18000000 | 216000000 |
| Karyawan pemasaran & distribusi | 3 | 7000000 | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan administrasi | 3 | 7000000 | 21000000 | 252000000 |
| karyawan kas | 3 | 7000000 | 21000000 | 252000000 |
| Total (Rp) | | | 731000000 | 8772000000 |
| Total (USD) | | | 41334,46424 | 496013,5708 |

d. Supervisi

| Jabatan | Jumlah (orang) | Gaji perbulan per orang (Rp) | Total Gaji Perbulan | Total Gaji Pertahun |
|--------------------|-----------------------|-------------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| Kepala seksi | 12 | 9000000 | 108000000 | 1296000000 |
| Total (Rp) | | | 108000000 | 1296000000 |
| Total (USD) | | | 6106,870229 | 73282,44275 |

e. *Maintenance*

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses, besarnya 2-10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\text{Maintenance cost} = 8\% \times \text{FCI}$$

$$\text{Maintenance cost} = 7.657.598,814 \text{ USD}$$

f. *Plant Supplies*

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* per tahun karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries dan Newton, 1955).

$$\text{Plant supplies} = 15\% \times \text{maintenance cost}$$

$$\text{Plant supplies} = 1.148.639,822 \text{ USD}$$

g. *Royalties and Patent*

Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa biaya *royalties dan patent* ditentukan sebesar 1-5% dari harga jual produk.

Direncanakan harga jual amonium sulfat adalah :

| | | | |
|---------------------------|---|------------------------|-----------|
| Harga jual (Rp) | = | 6.000 | /kg |
| Harga jual (US \$) | = | 0,339270568 | /kg |
| Harga jual (US \$) | = | 339,2705683 | /ton |
| Kapasitas | = | 800.000 | ton/tahun |
| Hasil penjualan per tahun | = | 271.416.454,6 | USD |
| Royalties & patent | = | 2,5% x sales per tahun | |
| Royalties & patent | = | 6.785.411,366 | USD |

h. Utilitas

Utilitas cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan *steam*, pengolahan air, penyediaan listrik, dan lain-lain. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25-50% dari nilai bangunan dan *contingency* (Aries dan Newton, 1955).

| | | |
|----------------|---|---------------------------------------|
| Biaya utilitas | = | 30% x (biaya bangunan + contingency) |
| Biaya utilitas | = | 6.413.384,724 USD |

Direct Manufacturing Cost

| <i>Direct Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|---|----------------------|
| Bahan baku | 132.244.351,2 |
| <i>Labor</i> | 41.334,46424 |
| Supervisi | 6.106,870229 |
| <i>Maintenance</i> | 7.657.598,814 |
| <i>Plant Supplies</i> | 1.148.639,822 |
| <i>Royalties & pantent</i> | 6.785.411,366 |
| utilitas | 6.413.384,724 |
| Total | 154.296.827,2 |

2. *Indirect Manufacturing Cost*

a. *Payroll Overhead*

Payroll overhead merupakan biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan keamanan, besarnya 15-20% dari *labor cost*. Dalam hal ini ditetapkan 15% dari *labor cost* (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Payroll overhead} &= 17\% \times \text{labor cost} \\ \text{Payroll overhead} &= 84.322,30704 \text{ USD} \end{aligned}$$

b. Laboratory

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium besarnya 10-20% dari *labor cost*. Dalam hal ini, ditetapkan 10% dari *labor cost* karena amonium sulfat tergolong produk yang tidak membutuhkan banyak analisa (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Laboratorium} &= 10\% \times \text{labor cost} \\ \text{Laboratorium} &= 49.601,35708 \text{ USD} \end{aligned}$$

c. Plant Overhead

Plant overhead cost adalah biaya yang diperlukan untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi yaitu biaya pembelian, pergudangan, biaya kesehatan, pendirian fasilitas kesehatan, bonus produksi. Besarnya 50-100% dari labor cost (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Plant overhead} &= 75\% \times \text{labor cost} \\ \text{Plant overhead} &= 396.810,8567 \text{ USD} \end{aligned}$$

d. Packaging and Shipping

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat dan kimia produk serta nilainya sedangkan shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya 4-36% harga penjualan produk (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Packaging dan shipping} &= 4\% \times \text{hasil penjualan} \\ \text{Packaging dan shipping} &= 10.856.658,18 \text{ USD} \end{aligned}$$

e. Transportation Cost

Biaya transportasi diperkirakan 4% dari penjualan produk selama satu tahun.

$$\begin{aligned} \text{transportation cost} &= 4\% \times \text{hasil penjualan 1 tahun} \\ \text{transportation cost} &= 10.856.658,18 \text{ USD} \end{aligned}$$

Indirect Manufacturing Cost

| <i>Indirect Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|---|----------------------|
| <i>Payroll overhead</i> | 84.322,30704 |
| <i>laboratory</i> | 49.601,35708 |
| <i>Plant overhead</i> | 396.810,8567 |
| <i>Packaging & shipping</i> | 10.856.658,18 |
| <i>Transportation</i> | 10.856.658,18 |
| Total | 22.244.050,89 |

3. Fixed Manufacturing Cost

a. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8 – 10% FCI (Aries & Newton, 1955, hal. 180).

$$\begin{aligned} P &= \text{FCI} \\ \text{Nilai sisa (SV)} &= 10\% \times \text{FCI} \\ \text{Umur pabrik (n)} &= 15 \text{ tahun} \\ \text{Depresiasi} &= \frac{P - SV \times P}{n} \\ \text{Depresiasi} &= 5.7431.99,111 \text{ US\$} \end{aligned}$$

b. Property Taxes

Property taxes adalah pajak yang dibayar oleh perusahaan, besarnya 12% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Property taxes} &= 12\% \times \text{FCI} \\ \text{Property taxes} &= 11.486.398,22 \text{ US\$} \end{aligned}$$

c. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya besarnya 1% dari FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ \text{Asuransi} &= 957.199,8518 \text{ US\$}\end{aligned}$$

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

| <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|---------------------------------|----------------------|
| Depresiasi | 5.743.199,111 |
| <i>property taxes</i> | 11.486.398,22 |
| <i>Insurance</i> | 957.199,8518 |
| Total | 18.186.797,18 |

Total Manufacturing Cost

| <i>Manufacturing Cost</i> | Jumlah(US\$) |
|------------------------------------|----------------------|
| <i>Direct manufacturing cost</i> | 154.296.827,2 |
| <i>Indirect manufacturing cost</i> | 22.244.050,89 |
| <i>Fixed manufacturing cost</i> | 18.186.797,18 |
| Total | 194.727.675,3 |

A. General Expense

General expense merupakan macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan di luar *manufacturing cost*.

1. Administrasi

| Jabatan | Jumlah | Gaji/Bulan | Total Gaji/Bulan | Total Gaji/Tahun |
|---------------------------------|---------------|-------------------|-------------------------|-------------------------|
| Direktur Utama | 1 | Rp45000000, | 45000000 | 540000000 |
| Sekretaris | 1 | Rp12000000, | 12000000 | 144000000 |
| Staff Ahli | 2 | Rp10000000, | 20000000 | 240000000 |
| <i>Research and Development</i> | 3 | Rp8000000, | 24000000 | 288000000 |

| | | | | |
|---|----|-------------|--------------------|--------------------|
| Direktur Administrasi & Keuangan | 1 | Rp20000000, | 20000000 | 240000000 |
| Direktur Produksi & Teknik | 1 | Rp22000000, | 22000000 | 264000000 |
| Kepala Bagian | 5 | Rp11000000, | 55000000 | 660000000 |
| Kepala Seksi | 12 | Rp9000000, | 108000000 | 1296000000 |
| Karyawan Utilitas | 28 | Rp7500000, | 210000000 | 2520000000 |
| Karyawan Proses | 28 | Rp8000000, | 224000000 | 2688000000 |
| Karyawan Laboratorium | 8 | Rp7000000, | 56000000 | 672000000 |
| Karyawan K3 dan HSE | 4 | Rp7000000, | 28000000 | 336000000 |
| Karyawan Pengendalian Proses | 4 | Rp7500000, | 30000000 | 360000000 |
| Karyawan Teknik & Pemeliharaan Mekanik | 4 | Rp7500000, | 30000000 | 360000000 |
| Karyawan Instrumen Listrik | 4 | Rp7500000, | 30000000 | 360000000 |
| Karyawan SDM & Umum | 3 | Rp7000000, | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan Bagian Pembelian | 3 | Rp7000000, | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan Penunjang Medis | 3 | Rp6000000, | 18000000 | 216000000 |
| Karyawan Pemasaran & Distribusi | 3 | Rp7000000, | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan Administrasi | 3 | Rp7000000, | 21000000 | 252000000 |
| Karyawan Kas | 3 | Rp7000000, | 21000000 | 252000000 |
| <i>Cleaning Service</i> | 8 | Rp5200000, | 41600000 | 499200000 |
| Satpam | 8 | Rp5200000, | 41600000 | 499200000 |
| Sopir | 8 | Rp5200000, | 41600000 | 499200000 |
| Total (Rp) | | | 960200000 | 11522400000 |
| Total (US \$) | | | 54294,59994 | 651535,1993 |

▪ ***Legal Fee and Auditing***

| Legal Fee and Auditing | Jumlah(US\$) |
|--|---------------------|
| Supervisi | 73.282,44275 |
| <i>Labor</i> | 496.013,5708 |
| <i>Maintenance</i> | 20.356,2341 |
| Subtotal | 589.652,2477 |
| <i>Legal Fee and Auditing (1% sub total)</i> | 5.896,522477 |

- **Peralatan Kantor**

| | | | |
|---------------------------------|---|--------------|------|
| Disediakan setiap tahun sebesar | = | 60.000.000 | Rp |
| Disediakan setiap tahun sebesar | = | 3.392,705683 | US\$ |

Total Biaya Administrasi

| Biaya Administrasi | Jumlah(US\$) |
|---------------------------------|---------------------|
| <i>Management salaries</i> | 651.535,1993 |
| <i>Legal fee and auditing</i> | 5.896,522477 |
| Peralatan kantor | 3.392,705683 |
| Total Biaya Administrasi | 660.824,4275 |

2. Sales Expense

Besarnya *sales expense* bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, *advertisement*, dan lain lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5-22% *manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955).

| | | |
|----------------------|---|-------------------------|
| <i>Sales expense</i> | = | 7% x manufacturing cost |
| <i>Sales expense</i> | = | 136.030.937,27 US\$ |

3. Research and Development

Research and development cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2% *sales price* (Aries & Newton, 1955).

| | | |
|---------------------------------|---|------------------------|
| <i>Research and development</i> | = | 2,8% x hasil penjualan |
| <i>Research and development</i> | = | 7.599.660,729 US\$ |

4. Finance

Besarnya *finance* 2-4% dari *FMC* (Aries & Newton, 1955).

| | | |
|----------------|---|--------------------|
| <i>Finance</i> | = | 4% x FMC |
| <i>Finance</i> | = | 7.599.660,729 US\$ |

Total General Expense

| <i>General Expense</i> | Jumlah(US\$) |
|-----------------------------------|---------------------|
| <i>Administrasi</i> | 672617,4724 |
| <i>Sales expense</i> | 13630937,27 |
| <i>Research & development</i> | 7599660,729 |
| <i>Finance</i> | 7289636,752 |
| Total | 29192852,23 |

B. Analisa Kelayakan

1. Sales and Profit

| | | | |
|--------------------------|---|--|-----------|
| Produksi | = | 800.000 | ton/tahun |
| Sales | = | 271.416.454,6 | US\$ |
| Sales | = | Rp 4.800.000.000.000 | |
| Biaya produksi | = | Total manufacturing cost + general expense | |
| Biaya produksi | = | 223.920.527,5 | US\$ |
| Biaya produksi | = | Rp 3.960.030.000.000 | |
| Keuntungan sebelum pajak | = | 47.495.927,09 | US\$ |
| Keuntungan sebelum pajak | = | Rp 839.965.000.000 | |

Pajak di Indonesia untuk wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap adalah sebesar 25% dari Penghasilan (UU No.36 tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan Pasal 17 ayat 2a).

| | | | |
|--------------------------|---|----------------------------------|------|
| Pajak pendapatan | = | 25 % | |
| Pajak pendapatan | = | 11.873.981,77 | US\$ |
| Pajak pendapatan | = | Rp 209.991.000.000 | |
| Keuntungan setelah pajak | = | Keuntungan sebelum pajak - pajak | |
| Keuntungan setelah pajak | = | 35.621.945,32 | US\$ |
| Keuntungan setelah pajak | = | Rp 629.974.000.000 | |

2. *Percent Profit on Sales (PoS)*

Profit on Sales adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual.

$$PoS = \frac{\text{profit}}{\text{harga}}$$

$$\text{PoS sebelum pajak} = 17,49928064 \%$$

$$\text{PoS setelah pajak} = 13,12446048 \%$$

3. *Return on Investment (RoI)*

RoI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$RoI = \frac{\text{annual net profit}}{\text{total capital investment}} \times 100\%$$

$$\text{RoI sebelum pajak} = 26,06216398 \%$$

$$\text{RoI setelah pajak} = 19,54662298 \%$$

4. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* oleh profit sebelum dikurangi depresiasi.

| Tahun | Kapasitas produksi (%) | Sales (ton/tahun) | Selling price (\$/ton) | Revenue (pendapatan kotor) (\$) | Biaya Operasional (\$) |
|-------|------------------------|-------------------|------------------------|---------------------------------|------------------------|
| 1 | 88% | 704000 | 339.270568 | 238846480.1 | 197050064.2 |
| 2 | 92% | 736000 | 339.270568 | 249703138.3 | 206006885.3 |
| 3 | 96% | 768000 | 339.270568 | 260559796.4 | 214963706.4 |
| 4 | 100% | 800000 | 339.270568 | 271416454.6 | 223920527.5 |
| 5 | 100% | 800000 | 339.270568 | 271416454.6 | 223920527.5 |
| 6 | 100% | 800000 | 339.270568 | 271416454.6 | 223920527.5 |
| 7 | 100% | 800000 | 339.270568 | 271416454.6 | 223920527.5 |
| 8 | 100% | 800000 | 339.270568 | 271416454.6 | 223920527.5 |

| | | | | | |
|----|------|--------|-----------------|-------------|-----------------|
| 9 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 10 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 11 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 12 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 13 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 14 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |
| 15 | 100% | 800000 | 339.270568 3 | 271416454.6 | 223920527. 5 |

| <i>Income (pendapatan bersih) (\$)</i> | <i>Depresiasi (\$)</i> | <i>Profit before tax (\$)</i> | <i>Tax 25% (\$)</i> | <i>Profit after tax (\$)</i> | <i>Cash Flow</i> |
|--|----------------------------|-----------------------------------|-------------------------|--------------------------------------|------------------|
| 41796415.84 | 5743199.11 | 36053216.73 | 9013304.18 | 27039912.5 | 32783111.7 |
| 43696252.92 | 5743199.11 | 37953053.81 | 9488263.45 | 28464790.4 | 34207989.5 |
| 45596090 | 5743199.11 | 39852890.89 | 9963222.72 | 29889668.2 | 35632867.3 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |
| 47495927.09 | 5743199.11 | 41752727.98 | 10438182 | 31314546 | 37057745.1 |

| <i>Tahun</i> | <i>Cashflow (\$)</i> | <i>Bunga 5%</i> | <i>Cumulative cashflow (\$)</i> |
|--------------|----------------------|-----------------|---------------------------------|
| -2 | -50252992.22 | 0 | -50252992.22 |
| -1 | -50252992.22 | -2512649.611 | -103018634 |
| 0 | -100505984.4 | -5150931.702 | -208675550.2 |
| 1 | 32783111.66 | -10433777.51 | -186326216 |
| 2 | 34207989.47 | -9316310.802 | -161434537.4 |
| 3 | 35632867.28 | -8071726.869 | -133873397 |
| 4 | 37057745.09 | -6693669.848 | -103509321.7 |
| 5 | 37057745.09 | -5175466.086 | -71627042.71 |

| | | | |
|----|-------------|--------------|--------------|
| 6 | 37057745.09 | -3581352.136 | -38150649.75 |
| 7 | 37057745.09 | -1907532.488 | -3000437.149 |
| 8 | 37057745.09 | -150021.8575 | 33907286.09 |
| 9 | 37057745.09 | 1695364.304 | 72660395.48 |
| 10 | 37057745.09 | 3633019.774 | 113351160.4 |
| 11 | 37057745.09 | 5667558.018 | 156076463.5 |
| 12 | 37057745.09 | 7803823.173 | 200938031.7 |
| 13 | 37057745.09 | 10046901.59 | 248042678.4 |
| 14 | 37057745.09 | 12402133.92 | 297502557.4 |
| 15 | 37057745.09 | 14875127.87 | 349435430.4 |

5. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat produksi berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama dengan biaya pengeluaran. Kondisi ini dapat dikatakan pabrik tidak untung dan tidak rugi. Dengan *Break Even Point* dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

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

Keterangan :

Fa = Fixed manufacturing cost

Va = Variabel cost

Ra = Regulated cost

Sa = Sales

Variabel Cost

| <i>Variabel cost</i> | Biaya (US \$) |
|-------------------------------|----------------------|
| Bahan baku | 132.244.351,2 |
| <i>Packaging dan shipping</i> | 10.856.658,18 |
| Utilitas | 6.413.384,724 |
| <i>Royalties & patent</i> | 6.785.411,366 |
| Total | 156.299.805,5 |

Regulated Cost

| <i>Regulated cost</i> | Biaya (US \$) |
|-------------------------|----------------------|
| <i>Labor</i> | 496.013,5708 |
| <i>Payroll overhead</i> | 84.322,30704 |
| Supervisi | 73.282,44275 |
| <i>Laboratory</i> | 49.601,35708 |
| <i>General expense</i> | 29.192.852,23 |
| <i>Maintenance</i> | 20.356,2341 |
| <i>Plant supplies</i> | 1.148.639,822 |
| <i>Plant overhead</i> | 396.810,8567 |
| Total | 31.461.878,82 |

$$\text{BEP} = 29,67490758 \%$$

6. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point terjadi ketika garis penjualan melewati garis *fixed cost*. Dapat dikatakan pabrik tidak dapat memenuhi *fixed cost*, maka perusahaan harus berhenti beroperasi.

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

$$\text{SDP} = 10,13881794 \%$$

7. *Discounted Cash Flow – Rate of Return (DCF- ROR) (i)*

Evaluasi kelayakan dengan menggunakan *Discounted Cash Flow* dilakukan dengan menghitung nilai waktu dari cash flow. Prosedur *trial-and error* digunakan untuk menentukan nilai ROR yang dapat digunakan untuk *cash flow* tahunan sehingga nilai investasi awal dikurangi cash flow setiap tahun selama umur pabrik dan nilai sisa serta *working capital* menjadi nol.

| Tahun | Cashflow | Discounted factor | PV |
|--------------|-----------------|--------------------------|--------------|
| 0 | -100505984,4 | 1 | -100505984.4 |
| 1 | 32783111,66 | 0.742899147 | 24354545.67 |

| | | | |
|--------------|-------------|-------------|---------------------|
| 2 | 34207989,47 | 0.551899142 | 18879360.04 |
| 3 | 35632867.28 | 0.410005402 | 14609668.06 |
| 4 | 37057745.09 | 0.304592663 | 11287517.26 |
| 5 | 37057745.09 | 0.226281629 | 8385486.94 |
| 6 | 37057745.09 | 0.168104429 | 6229571.092 |
| 7 | 37057745.09 | 0.124884637 | 4627943.048 |
| 8 | 37057745.09 | 0.09277669 | 3438094.941 |
| 9 | 37057745.09 | 0.068923724 | 2554157.797 |
| 10 | 37057745.09 | 0.051203376 | 1897481.648 |
| 11 | 37057745.09 | 0.038038944 | 1409637.497 |
| 12 | 37057745.09 | 0.028259099 | 1047218.493 |
| 13 | 37057745.09 | 0.020993661 | 777977.7251 |
| 14 | 37057745.09 | 0.015596173 | 577958.988 |
| 15 | 37057745.09 | 0.011586383 | 429365.239 |
| Total | | | -2.72994E-07 |

Trial IRR = 34,60777342 %

Analisa BEP dan SDP secara grafis ditunjukkan pada Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi berikut

