

**PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT  
DARI AMMONIA DAN ASAM SULFAT  
KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Danang Adi S

Nama : Balkis Monalisa A.N

No. Mahasiswa : 06 521 003

No. Mahasiswa : 06 521 026

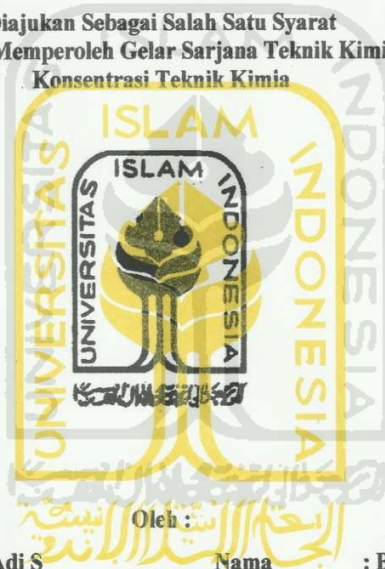
**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2011**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI**  
**AMMONIA DAN ASAM SULFAT**  
**KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia



Nama : Danang Adi S  
No. Mahasiswa : 06 521 003

Nama : Balkis Monalisa A.N  
No. Mahasiswa : 06 521 026

Yogyakarta, Februari 2011

Dosen Pembimbing

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Diana ST, M.Sc.', is written over the printed name.

Diana ST, M.Sc.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI**  
**AMMONIA DAN ASAM SULFAT**  
**KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Oleh :

Nama	: Danang Adi Setyawan	Nama	: Balkis Monalisa A.N
No. Mahasiswa	: 06 521 003	No. Mahasiswa	: 06 521 026

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Tim Penguji,

Diana, ST., M.Sc.  
Ketua

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.  
Anggota I

Dyah Retno Sawitri, ST.  
Anggota II

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Drs. Hj. Kamariah Anwar, MS.

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Danang Adi S Nama : Balkis Monalisa A.N  
No. Mahasiswa : 06 521 003 No. Mahasiswa : 06 521 026

Yogyakarta, Februari 2011

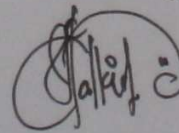
Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.  
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan



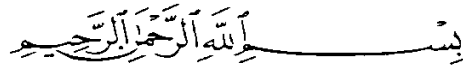
Danang Adi S

Tanda Tangan



Balkis Monalisa A.N

## KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr.Wb.

Puji syukur saya panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir dengan judul “ Pra Rancangan Pabrik Ammonium Sulfat dari Ammonia dan Asam Sulfat dengan Kapasitas 100.000 Ton/ Tahun “ dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjanaan di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Tujuan utama prarancangan pabrik kimia ini adalah untuk melatih mahasiswa dalam menerapkan Chemical Engineering Tool dan berpikir dalam proses perancangan suatu pabrik. Oleh karena itu perhitungan – perhitungan dalam prarancangan ini hanya dimaksudkan untuk mencari spesifikasi alat yang memenuhi persyaratan- persyaratan teknis, kondisi operasi yang optimum, perkiraan kebutuhan energi dan perhitungan evaluasi ekonominya. Sehingga diperoleh suatu kesimpulan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar – besarnya, kepada :

1. Kepada Allah SWT, Orang tua dan keluarga yang telah memberikan dorongan spritual dan material.
2. Bapak Gumbolo Hadi Susanto, Ir., M.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Diana, ST., M.Sc., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Buat seluruh teman – teman teknik kimia/tekstil khususnya angkatan 06 yang selalu membantu dan memberikan semangat.
6. Untuk seluruh pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

Disadari dengan sepenuhnya, bahwa tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang positif untuk perbaikan tugas akhir ini sangat diharapkan penyusun dari semua pihak. Semoga laporan tugas akhhir ini bermanfaat.

Amiin.....

Wassallamu alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Februari 2011

Penyusun

## HALAMAN PERSEMBAHAN



*“Demi waktu. Sesungguhnya manusia benar-benar berada dalam kerugian, kecuali orang-orang yang beriman dan mengerjakan amal sholeh, nasehat-menasehati dalam kebenaran dan nasehat menasehati dalam kesabaran”*

*(QS Al Ashri 103:1-3)*

*Kupersembahkan karya kecil ini  
Untuk kedua orang tuaku, adik-adikku, keluargaku  
Dan orang yang terdekat dalam hatiku...*

*Hamba bersyukur kepada Allah SWT sang pemilik seluruh alam yang telah memberikan kemudahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini..*

*Terima kasih kepada kedua orang tua, mama Nurhidayat W dan papa Utama yang selalu mendoakan, memberi dukungan, selalu ada baik dalam sedih maupun senang, dan selalu memberikan bantuan dalam hal financial..*

*Kepada adik-adikku Lutfhi Falasufah A.N, Marsha Tabaruch A.N, Aulia Faqih Ulum A.N yang telah bersemangat untuk selalu mendukung kakakmu ini.*

*Buat teman-teman yang pernah satu atap denganku, Endah, Risa, Lisa, Fira, Timi. Dan buat teman-teman anak Tekim 06 Septi, Rere, Leni, Kiki, Tita, Tami, Dika, Aji, Aang, Faqih, Bayu, Dian, yang selalu mendukungku, berbagi ilmu. Kebersamaan bersama kalian semua tidak akan pernah terlupakan..*

*Buat partnerku Danang Adi S, terima kasih atas semuanya. Tetaplah berusaha, dan kita pasti akan sukses. Ayo Semangat!!*

***Jangan takut dengan tantangan, karena tantangan ada hanya untuk dikalahkan!!***

***Balkis***

## HALAMAN PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Tiap-tiap yang berjiwa akan merasakan mati. Dan sesungguhnya pada hari kiamat sajalah akan disempurnakan pahalamu. Barangsiapa yang dijauhkan dari neraka dan dimasukkan dalam syurga maka sungguh ia telah beruntung. Kehidupan dunia itu tidak lain hanya kesenangan yang memperdayakan (Ali Imran : 185).

Kupersembahkan karya kecil ini  
Untuk kedua orang tuaku, adik-adikku, keluargaku  
Dan orang yang terdekat dalam hatiku...

Hamba bersyukur kepada Allah SWT sang pemilik seluruh alam yang telah memberikan kemudahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini..

Terima kasih kepada kedua orang tua, ibu Khadriyanti Naraswati dan ayah Sunardi yang selalu mendoakan, memberi dukungan, dan selalu memberikan bantuan dalam hal financial.. Kepada adik-adikku Danita Septi Indah Pertiwi, Intan Kusuma Wardani, yang juga memberi dukungan, dan hiburan-hiburan yang membuat kakakmu ini menjadi lebih bersemangat.

Buat teman-teman angkatan 06 Endah, Risa, Fira, Timi, Septi, Rere, Leni, Kiki, Tita, Tami, Dika, Aji, Aang, Faqih, Bayu, Dian, yang saling bertukar pikiran. Terima kasih teman-teman semua. Semoga kita semua menjadi orang-orang yang bermanfaat..

Buat partnerku Balkis Monalisa A.N, yang selalu memberikan semangat, dan doa. Pokoknya terima kasih atas semuanya. Semoga kita menjadi orang yang selalu beruntung dan bahagia..

**Danang**



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI .....</b>	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....</b>	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>v</b>
<b>HALAMAN PERSEMBAHAN .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xv</b>
<b>ABSTRAKSI.....</b>	<b>xvi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tinjauan Pustaka .....	2

## **BAB II PERANCANGAN PRODUK**

2.1 Spesifikasi Produk.....	7
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	8
2.3 Pengendalian Kualitas .....	10

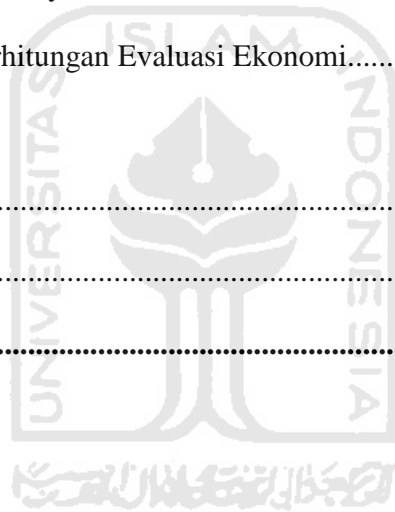
## **BAB III PERANCANGAN PROSES**

3.1 Uraian Proses.....	14
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	14
3.1.2 Tahap Reaksi Netralisasi.....	15
3.1.3 Tahap Pemurnian .....	16
3.1.4 Tahap Pengeringan Produk.....	17
3.1.5 Tahap Pengemasan .....	18
3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	18
3.3 Perencanaan Produksi .....	35
3.3.1 Kapasitas Perancangan.....	35
3.3.2 Perancangan Bahan Baku dan Alat Proses.....	38

## **BAB IV PERANCANGAN PABRIK**

4.1 Lokasi Pabrik .....	40
4.2 Tata Letak Pabrik .....	41
4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses .....	47
4.4 Alir Proses dan Material.....	52
4.4.1 Perhitungan Neraca Masa .....	52
4.4.2 Perhitungan Neraca panas .....	58
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	63
4.5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air .....	63
4.5.2 Unit Pengolahan Steam.....	70
4.5.3 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	70
4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan .....	70
4.5.5 Unit Penyedia dan Penyaluran Listrik .....	70
4.5.6 Spesifikasi Alat Utilitas .....	71
4.6 Organisasi Perusahaan .....	85
4.6.1 Bentuk Organisasi Perusahaan.....	85
4.6.2 Struktur Organisasi .....	86

4.6.3 Tugas dan Wewenang .....	90
4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	102
4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji .....	105
4.7 Evaluasi Ekonomi .....	115
4.7.1 Penaksiran Harga .....	115
4.7.2 Perhitungan Harga dan Biaya .....	119
4.7.3 Analisa Kelayakan .....	121
4.7.4 Hasil Perhitungan Evaluasi Ekonomi.....	124
<b>BAB V PENUTUP</b>	
5.1 Kesimpulan .....	133
5.2 Saran.....	135
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>136</b>
<b>LAMPIRAN</b>	



## DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Nilai Import Ammonium Sulfat di Indonesia tahun 2004-2008.....	36
Tabel 4.1	Areal Bangunan Pabrik.....	46
Tabel 4.2	Neraca Massa Total .....	52
Tabel 4.3	Neraca Massa Reaktor .....	53
Tabel 4.4	Neraca Massa Centrifuge.....	53
Tabel 4.5	Neraca Massa Rotary Dryer .....	54
Tabel 4.6	Neraca Massa Condenser.....	55
Tabel 4.7	Neraca Massa Separator .....	55
Tabel 4.8	Neraca Massa Bag Filter.....	56
Tabel 4.9	Neraca Massa Dislouting Drum .....	57
Tabel 4.10	Neraca Massa Tangki Mother Liquor.....	57
Tabel 4.11	Neraca Panas Total .....	58
Tabel 4.12	Neraca Panas Reaktor.....	59
Tabel 4.13	Neraca Panas Condenser .....	59
Tabel 4.14	Neraca Panas Rotary Dryer .....	60

Tabel 4.15 Neraca Panas Heater.....	60
Tabel 4.16 Kebutuhan Air Total.....	63
Tabel 4.17 Unit Penyediaan dan Penyaluran Listrik.....	71
Tabel 4.18 Jadwal Kerja Shift tiap Regu.....	103
Tabel 4.19 Jabatan dan Keahlian.....	105
Tabel 4.20 Jumlah Karyawan.....	109
Tabel 4.21 Penggolongan Gaji dan Upah Menurut Jabatan.....	112
Tabel 4.22 Harga Indeks.....	116
Tabel 4.23 Modal Tetap.....	124
Tabel 4.24 Biaya Produksi.....	126
Tabel 4.25 Modal Kerja.....	127
Tabel 4.26 Pengeluaran Umum.....	128

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1	Nilai Import Ammonium Sulfat .....	36
Gambar 4.1	Tata Letak Pabrik Ammonium Sulfat.....	45
Gambar 4.3	Diagram Alir Kualitatif .....	61
Gambar 4.4	Diagram Alir Kuantitatif .....	62
Gambar 4.5	Skema Pengolahan Air Sungai .....	84
Gambar 4.6	Diagram Struktur Organisasi .....	90
Gambar 4.7	Nilai Indeks Harga.....	119
Gambar 4.8	Nilai BEP dan SDP.....	132

## ABSTRACT

Ammonium sulfate is made by reacting ammonia and sulfuric acid gas phase and liquid Slurry Bubble Column reactor (Bubble Reactor). The isothermal reaction at 106 °C temperature and pressure of 1 atmosphere. Exothermic reaction that required taking the heat when the reactor cooling jacket fitted using water cooling medium. Ammonium Sulfate Plant is designed for a capacity of 100.000 tons / year which operated continuously for 330 days a year. Raw materials required Ammonia has a purity of 99.5% as much as 3312,57 kg / hour, and Sulfuric Acid with a purity of 98% as much as 9538,43 kg / hour. Reaction products are separated by using Centrifuge and rotary drier to remove the liquid content in the product. Results Ammonium Sulfate product with a purity of 99.75% 12594,70 kg / hour, the content of Sulphuric Acid 0.1% as 12,63 kg / hour, and 0.15% water as much as 18,94 kg / hr.

The factory plans was established in Penajam Paser Utara, East Kalimantan with a total area of 50.000 m<sup>2</sup>, and total workforce of 234 people. The utility takes the form of water by 363.597,63 kg / hour, 3.418,12 kVA electricity, compressed air as much as 625 kg / hour, fuel as much as 879,90 kg / hour.

For the establishment and operation of this plant needed capital equipment amounting to Rp 201.386.900.198, working capital of Rp 104.946.765.245, production costs amounted to Rp 301.723.102.594, general expenses amounted to 111.311.480.455, profit before tax by Rp 81.965.416.952, profit after tax of Rp 40.982.708.476, Return On Investment (ROI) before tax is 40,70 %, and ROI after tax 20,35 %, ,Pay Out Time (POT) before tax of 1,97 years and after tax is 3,29 years, amounted of Break Even Point (BEP) is 44,05 % capacity, and Shut Down Point (SDP) at 26,18% capacity, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) is 27,62 %.

Based on the economic evaluation, the plant Ammonium Sulphate of Ammonia and Sulfuric Acid with a capacity of 100.000 tons / year is interesting for further investigation.



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Negara Indonesia merupakan negara agraris, dimana sektor pertanian memegang peranan penting dalam perekonomian negara. Berkembangnya sektor pertanian semakin meningkatkan kebutuhan akan pupuk, sementara negara Indonesia juga mempunyai sumber daya alam yang melimpah berupa bahan-bahan yang dapat diolah menjadi pupuk. Salah satu pupuk tersebut adalah pupuk ammonium sulfat yang biasa disebut ZA.

Ammonium sulfat yang mempunyai rumus  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  dikenal pula dengan nama ZA (*Zwafel Ammonium*). Ammonium sulfat ini dihasilkan dengan reaksi antara ammonia dalam bentuk uap dengan asam sulfat dalam bentuk cair. Sebagian besar (97%) ammonium sulfat digunakan sebagai pupuk nitrogen yang cocok untuk beberapa jenis tanaman dan sisanya (3%) digunakan dalam bidang industri seperti untuk pengolahan air, fermentasi, bahan tahan api dan penyamakan.

Saat ini pabrik yang memproduksi pupuk ini baru ada satu, yaitu PT. PETROKIMIA Gresik, yang berkapasitas 650 ribu ton/tahun, sedangkan pertumbuhan konsumsi kebutuhan akan pupuk ini terus meningkat yang diprediksikan akan meningkat menjadi 750 ribu ton/tahun pada tahun 2013. Untuk mengatasi peningkatan kebutuhan akan pupuk ZA dan mengurangi kebutuhan

impor ZA serta mengurangi ketergantungan terhadap negara lain, disamping membuka lapangan kerja baru dalam rangka turut memberikan kesempatan kerja.

Dalam menentukan kapasitas produksi yang menguntungkan digunakan beberapa pertimbangan, yaitu:

- 1) Prediksi kebutuhan amonium sulfat di Indonesia,
- 2) Ketersediaan bahan baku.

Berdasarkan data dari BPS (Biro Pusat Statistik), menunjukkan impor ammonium sulfat tiap tahun mengalami peningkatan secara signifikan. Hal ini jika dilihat dari pengkonsumsiaan ammonium sulfat yang terus berkembang sebagai pupuk berwarna gelap coklat kemerahan, *electroplating*, *medicine*, dan lain-lain.

## 1.2. Tinjauan Pustaka

Amonium sulfat digunakan sebagai pupuk untuk memberikan unsur hara Nitrogen dan Belerang pada tanaman sebagai berikut :

### A. Unsur hara Nitrogen

1. Membuat tanaman menjadi lebih hijau segar, banyak mengandung butir hijau daun yang penting dalam fotosintetis.
2. Mempercepat pertumbuhan tanaman (tinggi, jumlah anakan, cabang dan sebagainya).
3. Menambahkan kandungan protein hasil panen.

## B. Unsur hara Belerang

1. Membuat pembentukan butir hijau daun (*chlorophyl*), sehingga daun menjadi lebih hijau.
2. Menambahkan kandungan protein dan vitamin hasil panen.
3. Memacu pertumbuhan anakan produktif.
4. Berperan sebagai sintesa minyak yang berguna bagi proses penguapan zat gula.

Disamping digunakan sebagai pupuk, amonium sulfat juga digunakan dalam bidang industri seperti untuk pengolahan air, fermentasi, bahan tahan api dan penyamakan.

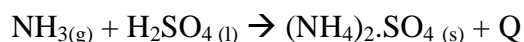
Proses pembuatan ammonium sulfat terdiri dari berbagai macam proses antara lain sebagai berikut :

1. Reaksi *Netralisasi* atau Proses Reaksi Fase Gas–Liquid ammonia dan asam sulfat.
2. Ammonium sulfat dari *Coal Carbonazition Process*.
3. Reaksi antara *Gypsum* dan *Amonium Carbamat*.
4. Proses Lain.

### **1. Reaksi *Netralisasi* atau Proses Reaksi Fase Gas–Liquid Ammonia dan Asam Sulfat.**

Kebanyakan dari produksi ammonium sulfat dibuat dari netralisasi dengan mereaksikan ammonia dan asam sulfat kuat pada tekanan atmosfer.

Reaksi tersebut adalah sebagai berikut:



Reaksinya adalah eksotermis ( $\Delta H_f^0 = -65,64$  Kkal/mol). Panas yang timbul ini dikendalikan dengan penambahan air pendingin pada reaktor. Pada unit atmosfer pendinginan dapat dilakukan dengan pendinginan air melalui vessel.

## 2. Ammonium Sulfat dari *Coal Carbonazition Process*

Pada tahun 1920 an, proses karbonasi batu bara ini sangatlah populer dikalangan industri. Tapi pada perkembangannya proses ini makin lama makin berkurang seiring dengan meningkatnya instalasi *oil-gas process* dan penggunaan minyak serta gas alam untuk pemanasan. Di lain pihak batu bara yang dikarbonasi tetap digunakan untuk memproduksi ammonium sulfat.

Untuk memproduksi ammonium sulfat dari batu bara ada tiga cara, yaitu langsung, tidak langsung, dan semi langsung. Pada proses langsung, mula-mula semua gas didinginkan untuk penghilangan sejumlah besar *tar* sebelum dialirkan ke saturator tipe *bubble* atau *spray*. Kristal ammonium sulfat dipisahkan dari *liquornya*, kemudian dicuci didalam *centrifuge*, dikeringkan, kemudian dibawa ke penyimpanan. Untuk proses langsung ini memiliki banyak sekali kelemahan terutama pada impuritas produk yang dikarenakan kontaminasi dari *tar*, *pyridine*, ataupun komponen organik lainnya yang nantinya akan mengakibatkan harga ammonium sulfat yang dijual di pasaran menjadi jauh berkurang, dan juga klorid dari minyak ataupun air yang digunakan akan menyebabkan ammonium klorida dan menyebabkan korosif, kecuali telah dipasang peralatan khusus pencegah korosif. Namun proses ini juga memiliki kelebihan yaitu biaya investasi dan

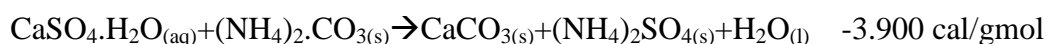
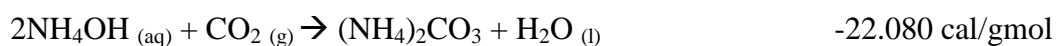
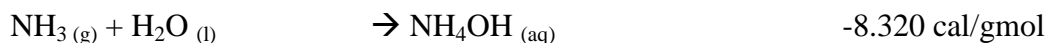
operasi yang rendah, karena keterbatasan dari proses langsung ini, maka mulailah dicari metode baru yaitu proses tidak langsung. Pada proses ini gas panas dari oven mula-mula didinginkan dengan sirkulasi *wash liquor* dan *scrubbing air*. *Liquor* yang telah dikombinasikan kemudian dipisahkan dengan ammonia bebas didalam *stripping*, kemudian setelah di *stripper*, *liquor* tersebut diolah dengan larutan biasa untuk pemisahan ammonium kloridanya. Setelah itu, barulah dialirkan ke dalam saturator yang kemudian dibentuk ammonium sulfat.

Untuk proses semi langsung, gas didinginkan dan kemudian dihilangkan *tarnya* serta untuk memproduksi kondensatnya yang mengandung cukup banyak ammonia. Untuk proses semi langsung ini diproduksi dengan hasil ammonium sulfat yang lebih murni dan dengan *yield recovery* ammonia yang lebih tinggi.

### 3. Ammonium Sulfat dari Gypsum dan Amonium Carbonat

Di negara Inggris, Austria dan India, ammonium sulfat diproduksi dengan reaksi antara kalsium sulfat dan amonium carbonat. Metode ini dikenal juga sebagai *Merseburg Process*, yang menggunakan gypsum dan kalsium sulfat anhidrit.

Reaksi yang terjadi adalah:



Proses ini digunakan pada negara-negara yang memiliki sumber kalsium sulfat, tetapi tidak memiliki sulfur untuk memproduksi ammonium sulfat. Baik

produk dari proses ini dapat digunakan pada industri semen atau juga dapat digunakan pada pabrik kalsium ammonium nitrat.

#### 4. Proses lain

Ammonium sulfat dapat dibuat dengan mengabsorpsi gas sulfur pada pelarut organik dan menghasilkan sulfit/kaya *liquor* dengan udara untuk memproduksi sulfat. Kemudian ditambahkan ammonia untuk menghasilkan ammonium sulfat. Setelah itu dipisahkan dari *solventnya*, di *centrifugasi*, dikeringkan kemudian di *bagging*. *Solvent* yang digunakan biasanya adalah *Xylidine* atau *Monomethyanilin*.

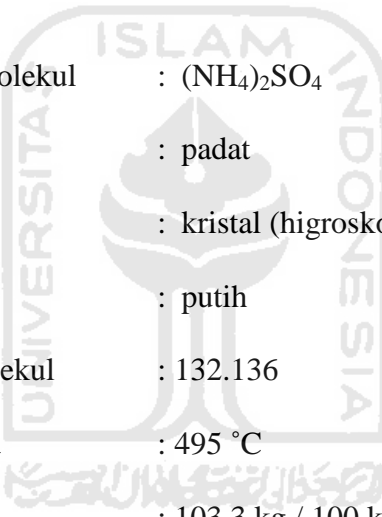
Pada prarancangan pabrik pembuatan ammonium sulfat ini dipilih proses nomor satu, hal ini karena selain *yield* yang dihasilkan sangat tinggi juga pada proses ini untuk menghasilkan derajat kemurnian produk pengoperasiannya lebih fleksibel yaitu dengan pemisahan padat cair. Kondisi operasi pabrik pada tekanan atmosfer dan suhu yang tidak terlalu tinggi. Peralatan yang dibutuhkan tidak rumit sehingga tidak banyak membutuhkan tenaga ahli.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Amonium Sulfat



Rumus Molekul	: $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
Wujud	: padat
Fase	: kristal (higroskopis)
Warna	: putih
Berat Molekul	: 132.136
Titik beku	: 495 °C
Kelarutan	: 103.3 kg / 100 kg H <sub>2</sub> O

#### Spesifikasi produk

##### Komposisi (%-wt/wt)

Ammonium Sulfat	= 99.75 %
Air	= 0.15 %
Asam Sulfat	= 0.1%

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### 2.2.1.1 Asam Sulfat

Rumus Molekul :  $\text{H}_2\text{SO}_4$

Fase : cair (  $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T = 35^\circ\text{C}$  )

Warna : kecoklatan

Berat Molekul : 98.0734

Titik didih :  $336.85^\circ\text{C}$

Titik beku :  $10.31^\circ\text{C}$

Bau : menyengat

Densitas :  $2012.335 \text{ kg/m}^3$  ( $35^\circ\text{C}$ ,  $1 \text{ atm}$ )

Viskositas :  $0.0166 \text{ kg/m.dtk}$  ( $35^\circ\text{C}$ ,  $1 \text{ atm}$ )

Kelarutan : Larut sempurna dalam air

Komposisi :

-  $\text{H}_2\text{SO}_4$  : min 98-98,5%

-  $\text{H}_2\text{O}$  : max 1,5-2,0 %

#### 2.2.1.2 Ammonia

Rumus Molekul :  $\text{NH}_3$

Fase : cair (  $P = 13 \text{ atm}$ ,  $T = 35^\circ\text{C}$  )

Warna : jernih

Berat Molekul : 17.031



Titik didih	: -33.43 °C
Titik beku	: -77.74 °C
Bau	: khas
Densitas	: 0.67384 kg/m <sup>3</sup> (35 °C, 1atm)
Komposisi (% massa)	:
	- Ammonia : min 99,5%
	- Air : max 0,5%

## 2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

### 2.2.2.1 Udara

Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Komposisi (% massa)	
Gas Nitrogen (N <sub>2</sub> )	= 78 %
Gas Oksigen (O <sub>2</sub> )	= 21 %
Gas Lain – lain	= 1 %
	(CO <sub>2</sub> , Ar, He, dan gas lainnya)

### 2.2.2.2 Air

Rumus kimia	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18 g/mol
Berat jenis	: 0,998 g/ml
Titik didih	: 100 °C
Titik beku	: 0 °C
Suhu kritis	: 374,13 <sup>0</sup> C
Tekanan kritis	: 217,7 atm

Viskositas	: 0,82 cP
Densitas	: 1,02 g/cm <sup>3</sup>
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kapasitas panas pada 30°C	: 75,45 Joule/mol.K
Panas pembentukan pada 25°C	: -285,830 kcal/gmol

### 2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku, bahan penunjang, proses produksi sampai menjadi produk. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Ammonium Sulfat ini meliputi:

#### a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila

setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan ammonium sulfat di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

- Air, untuk keperluan utilitas, pendingin dan kebutuhan steam.
- Zeolit, sebagai pengisi di kation dan anion exchanger.
- Larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_3$ , sebagai pengisi di tangki deaerator.
- Larutan  $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2(\text{H}_2\text{O})$ , sebagai pengisi di tangki deaerator.
- Kaporit, sebagai bahan pembuat larutan desinfektan untuk keperluan rumah tangga.
- Larutan  $\text{NaCl}$ , untuk meregenerasi kation exchanger.
- Larutan  $\text{NaOH}$ , untuk meregenerasi anion exchanger.
- $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , mencegah kerak dalam proses.
- Residual oil No.6, sebagai bahan bakar boiler.
- *Diesel oil* (Solar), sebagai bahan bakar diesel (Genzet).

c. Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/pengawasan bahan selama proses berlangsung.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diseting baik itu *flow meter* bahan baku atau produk, *level controler*, maupun *temperature controler*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *setting* semula baik secara manual atau otomatis

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

➤ ***Level Controler***

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, level yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum sesuai maka level tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh level yang diinginkan.

➤ ***Flow Controler***

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

➤ ***Temperature Controler***

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Temperatur yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum

sesuai maka suhu tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh temperatur yang diinginkan.

➤ ***Pressure Controller***

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses untuk mengendalikan tekanan di dalam alat sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut.

➤ ***Volume Recorder***

Merupakan alat yang dipasang pada aliran masuk bahan baku dan aliran keluar produk untuk merekam/mencatat volume cairan yang masuk di dalam alat sesuai dengan volume alat tersebut yang diinginkan.

➤ ***Level Indicator***

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses (tangki bahan baku dan produk) untuk mengecek dan mengukur volume cairan sesuai dengan volume alat tersebut yang diinginkan

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Pembuatan ammonium sulfat dengan proses fase *gas-liquid* ammonia dan asam sulfat (Proses Netralisasi) pada dasarnya dibagi menjadi lima tahap ;

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi netralisasi
3. Tahap pemurnian
4. Tahap pengeringan produk
5. Tahap pengepakan

##### 3.1.1 Tahap Persiapan Bahan baku

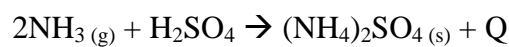
Tahap penyiapan bahan baku ini dimaksudkan untuk mempersiapkan bahan baku agar sesuai dengan kondisi reaktor. Bahan baku berupa ammonia cair dialirkan ke *expander* untuk menurunkan tekanan 13 atm menjadi 1.8 atm, kemudian dari *expander* gas ammonia dimasukkan ke dalam reaktor dengan menggunakan *sparger perforated plate*, yang didistribusikan melalui bagian *bottom* reaktor.

Asam sulfat cair didistribusikan oleh pipa yang sedikit terendam didalam larutan. Hal ini dimaksudkan agar asam sulfat cair yang bersifat korosif tidak mengenai dinding saturator secara langsung, sehingga mengakibatkan korositas

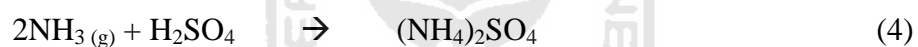
pada saturator. Asam sulfat cair akan cenderung dipermukaan larutan *mother liquor*, karena densitasnya lebih kecil daripada *mother liquor*.

### 3.1.2 Tahap Reaksi Netralisasi

Proses pembentukan ammonium sulfat merupakan reaksi netralisasi yang terjadi antara gas ammonia dan asam sulfat cair. Reaksi yang terjadi adalah:



Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Mekanisme ini adalah berdasarkan teori *Bronsted-Lowry* dimana asam merupakan *proton* donor dan basa merupakan *proton acceptor*. Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) akan terurai menjadi 2 buah *proton* ( $\text{H}^+$ ) dan sebuah basa *konjugate* ( $\text{SO}_4^{2-}$ ). Proton yang terbentuk akan bereaksi dengan basa ( $\text{NH}_3$ ) membentuk asam *konjugate*  $\text{NH}_4^+$ .

$\text{NH}_4^+$  ini akan bereaksi dengan basa *konjugate*  $\text{SO}_4^{2-}$  membentuk amonium sulfat atau  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ .

Reaksi berjalan di dalam reaktor pada suhu 105–106 °C dan tekanan 1 atm. Uap ammonia dan asam sulfat cair masuk ke dalam reaktor dengan perbandingan mol 2:1. Mol asam sulfat dibuat berlebih untuk menangkap semua gas ammonia yang masuk reaktor dan mencegah kebocoran ammonia, karena konversi reaksi

yang hanya 98% mengakibatkan tidak semua ammonia bereaksi pada perbandingan mol reaktan secara stokiometris.

Reaksi netralisasi sekaligus kristalisasi terjadi didalam reaktor. Uap jenuh amonia masuk ke bagian atas reaktor melalui *sparger* reaktor yang bermuara di *bottom cone* reaktor. Uap amonia masuk kedalam *sparger* melalui saluran yang berupa pipa *annulus*. Asam sulfat cair dimasukkan kedalam reaktor melalui pipa *outlet* didalam saturator pada bagian atas.

Kondisi operasi reaktor dipertahankan 105-106°C dengan menggunakan jaket pendingin dengan air sebagai medium pendingin, tekanan 1 atmosfer, tinggi larutan dalam reaktor dijaga 0,7–0,8% volume reaktor.

Pembentukan larutan ammonium sulfat oleh reaksi netralisasi diatas menyebabkan larutan *mother liquor* yang jenuh (*saturated*) menjadi lewat jenuh (*super saturated*) dan keadaan ini didukung dengan adanya panas hasil reaksi netralisasi yang digunakan untuk menguapkan kandungan air dalam larutan ammonium sulfat pada suhu 105-106°C. Larutan ammonium sulfat dalam kondisi lewat jenuh akan menghasilkan kristal. Kristal ini akan turun dan mengendap didasar reaktor. Untuk mengatasi adanya pengendapan ini dibutuhkan pengadukan yang cukup pada larutan yang terbentuk pada reaktor.

### 3.1.3 Tahap Pemurnian

Produk keluar dari reaktor berupa campuran kristal dan *mother liquor* dan dialirkan menuju *centrifuge* secara gravitasi. Penggunaan *centrifuge* tergantung dari *rate* produksi dan jumlah reaktor yang digunakan. Secara gravitasi pula *slurry*



masuk kedalam *centrifuge* yang sedang berputar. *Slurry* masuk melalui pipa *stasioner* yang merupakan corong pengumpan. Dalam *centrifuge* kristal dipisahkan dari *mother liquor*nya. Dengan adanya putaran *basket* yang cepat *slurry* akan terlempar ke dinding *basket* karena gaya sentrifugal.

Cairan akan mengalir keluar dinding *basket* yang dilapisi *filter* untuk menahan kristal. Dalam *centrifuge* terdapat *screen 30 US mesh* untuk memisahkan kristal dari larutannya.

Lapisan *cake ammonium sulfat* ini didorong keluar dengan *cake pusher* yang bergerak maju mundur secara periodik. Setiap gerakan *pusher* itu menggeser kristal ke arah bibir *basket*, kemudian akan jatuh kedalam *casing* dan masuk kedalam corong pengumpul. Kristal basah yang telah terpisah diangkut dengan *belt conveyor*. Filtrat yang berupa *mother liquor* selama *basket* berputar dikeluarkan melalui saluran tersendiri dan *mother liquor* tersebut ditampung dalam tangki *mother liquor* yang kemudian dikembalikan ke reaktor dengan menggunakan pompa.

#### **3.1.4 Tahap Pengeringan Produk**

Untuk mengeringkan produk kristal, kristal basah dari *belt conveyor* dimasukkan dalam *rotary dryer*. Pengeringan dilakukan dengan menggunakan udara panas secara *counter current* yang telah dilewatkan *filter* sehingga kandungan cairan maksimal dalam kristal adalah 0,25%. Udara yang dipakai sebagai media pemanas dibuat dari udara atmosfer dengan temperatur 35°C, kemudian dilewatkan *steam heater*. Udara panas tersebut, kemudian yang masuk

ke dalam *rotary dryer* untuk mengeringkan kristal ammonium sulfat sehingga kadar air dalam kristal yang semula 0.5% menjadi 0,25%.

Udara panas dan uap air ditarik ke udara dengan bantuan *fan*. Dengan adanya debu ammonium sulfat yang terikut dalam udara, maka pada *suction* dilengkapi dengan *bag filter* sebagai penangkap debu, yang kemudian debu-debu ammonium sulfat ditampung dalam *disoluting drum* yang ditambah dengan air dan dilarutkan kembali ke *mother liquor tank*. Udara yang dilepas *fan* sudah cukup bersih dan dibuang ke atmosfer.

### 3.1.5 Tahap Pengepakan

Keluar dari *rotary dryer*, kristal dilewatkan *belt conveyer* menuju *bucket elevator*, dan akhirnya ditampung dalam sebuah Silo. Dari Silo ini selanjutnya kristal akan masuk ke unit pengepakan dan ditampung digudang sebelum dipasarkan.

## 3.2 Spesifikasi Alat Proses

### 3.2.1 Reaktor (R)

Fungsi : Mereaksikan asam sulfat dalam umpan cair sebanyak 9538,755 kg/jam dengan amonia sebanyak 3312,917 kg/jam menjadi ammonium sulfat

Jenis Alat : Reaktor *Slurry Bubble Column* berupa *sparged vessel*.

*Kondisi Operasi :*

Isotermis

Suhu (T) = 106 °C

Tekanan (P) = 1 atm

*Spesifikasi :*

Bahan = Stainless steel SA 167

**Shell**

Diameter = 3,685 m

Tinggi = 4,039 m

Tebal = 0,375 in

**Head**

Jenis = Elliptical Dished Head

Tebal top = 1/2 in

Tebal bottom = 1/2 in

**Sparger**

Susunan hole = Triangular Pitch

Diameter hole = 3 mm

Hole pitch = 9 mm

**Jaket pendingin**

Tebal dinding jaket = 0,25 in

Tinggi jaket = 2,9 m

**Isolasi**

Bahan = Asbes

Tebal	= 1 in
Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 704.847

### 3.2.2 Centrifuge (CR)

Fungsi : Memisahkan padatan hasil pengkristalan di reaktor dari cairan yang masih terikut sebanyak 38990.21 kg/jam

Jenis Alat : *Helical conveyer centrifuge (solid bowl)*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 106 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas padatan = 25703,46 kg/jam

Bahan = Stainless steel

Diameter bowl = 30 in

Kecepatan bowl = 2700 RPM

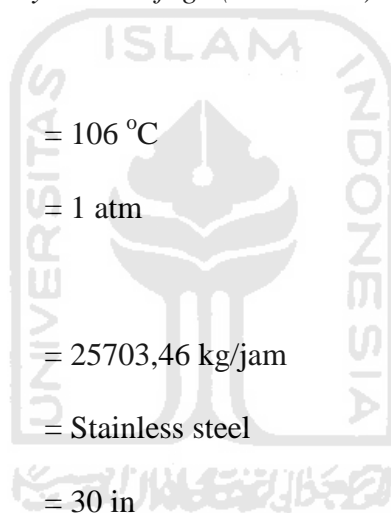
Panjang bowl = 90 in

Power motor = 1 Hp

Kapasitas conveyer = 1432,643 lb/mnt

Jumlah = 1

Harga = US \$ 133.648



### 3.2.3 Rotary Drier (RD)

Fungsi : Mengeringkan  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  sampai dengan kadar cairan 0,25%  
dengan udara panas

Jenis Alat : *Counter current direct head*

#### *Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 80 °C

Tekanan (P) = 1 atm

#### *Spesifikasi :*

Diameter drier = 3 m

Fluks masa udara = 4 kg/m<sup>2</sup>.dk

Panjang drier = 12,14 m

Vulome drier = 85,74135 m<sup>3</sup>

Jumlah flight = 18 buah

Tinggi flight = 0,3 m

Jarak flight = 0,523 m

Kecepatan putar = 11,667 RPM

Waktu tinggal = 1,115 jam

Power motor = 171 Hp

Bahan = Stainles steel

Tebal shell = 2 in

Jumlah = 1

Harga = US \$ 561.072

### 3.2.4 Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan air uap yang keluar dari atas reaktor sebanyak  
148,881 kg/jam.

Jenis Alat : *Shell and tube 1-2, floating roof, horizontal*

Medium pendingin = Air pada suhu 35 °C

Fluida di shell = Campuran hasil atas reaktor

Fluida di tube = Air

Beban panas = 8969,26 MJ/jam

Luas perpindahan panas = 442,45 m<sup>2</sup>

Bahan = Stainless steel

#### Shell side

Diameter dalam (ID) = 68 in

Jumlah baffle = 4

Jarak antar baffle = 34 in

#### Tube side

OD = 1,5 in, 16 BWG, L = 20 ft

Nt = 700, Triangular Pitch, 2 pass

Jumlah = 1

Harga = US \$ 95.990

### 3.2.5 Separator (SP)

Fungsi : Memisahkan campuran dari *condensor* sebelum diumpankan sebagai *recycle* ke reaktor (R)

Jenis Alat : *Vertical separating vessel (knock-out pots)*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 1.8 atm

*Spesifikasi :*

Bahan = Stainless steel

**Shell side**

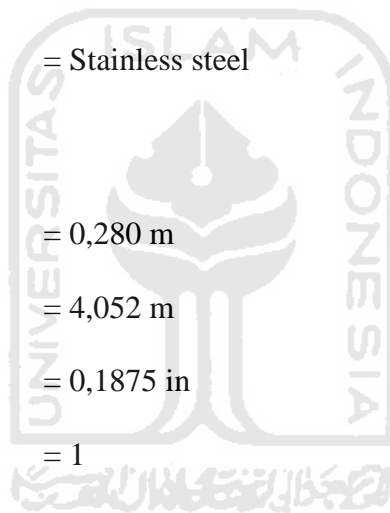
Diameter = 0,280 m

Tinggi = 4,052 m

Tebal = 0,1875 in

Jumlah = 1

Harga = US \$ 8.817



### 3.2.6 Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Mengangkut  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  dari *centrifuge* ke *rotary drier* sebanyak 13528,14 kg/jam

Jenis Alat : *Close belt conveyor*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 106 °C

Tekanan (P) = 1 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 14880,95 kg/jam
Bahan	= Stainless steel
Lebar belt	= 14 in
Panjang belt	= 131,26 ft
Power motor	= 4 Hp
Kecepatan belt	= 34,4238 ft/mnt
Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 32.067

**3.2.7 Belt Conveyor (BC-02)**

Fungsi : Mengangkut  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  dari *rotary drier* ke *bucket elevator* sebanyak 12626,26 kg/jam

Jenis Alat : *Close belt conveyor*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T)	= 80 °C
Tekanan (P)	= 1 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 13888,89 kg/jam
Bahan	= Stainless steel
Lebar belt	= 14 in
Panjang belt	= 16,4042 ft
Power motor	= 1,5 Hp



Kecepatan belt	= 32,1289 ft/mnt
Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 4.746

### 3.2.8 Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : Mengangkut  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  dari *belt conveyor* ke silo (S) sebanyak  
12626,26 kg/jam

Jenis Alat : *Centrifugal discharge buckets*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 80 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 13888,89 kg/jam

Bahan = Stainless steel

Jarak bucket = 12 in

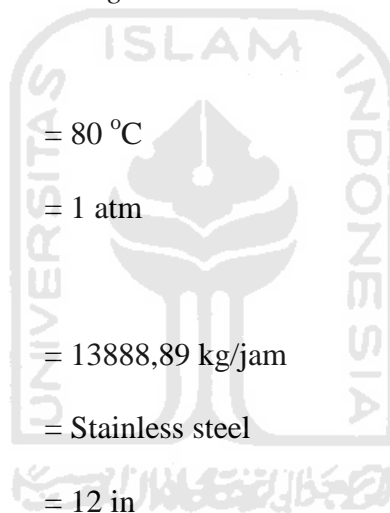
Tinggi elevator = 66 ft

Power motor = 1,5 Hp

Kecepatan = 43 RPM

Jumlah = 1

Harga = US \$ 14.240



### 3.2.9 Bag Filter (BF)

Fungsi : Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara yang mengalir sebanyak 142335,3 kg/jam.

Jenis Alat : *Bag filter*

Kecepatan volumetrik = 83114,49 ft/menit

Diameter bag = 8 in

Panjang bag = 8 ft

Jumlah bag = 54 buah

Luas total cloth = 8311,49 ft<sup>2</sup>

Jumlah = 1

Harga = US \$ 185.019

### 3.2.10 Disoluting Drum (DR)

Fungsi : Menampung sementara larutan ZA dari *Bag Filter* sebanyak 605,3064 kg/jam

Jenis Alat : Tangki *Clyndrical vessel* dengan dasar *conical*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 13 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 0,0553 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel

Diameter = 0,3196 m

Tinggi	= 0,7990 m
Tebal shell	= 0,1875 in
Tebal head	= 0,1875 in
Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 13.185

### 3.2.11 Expander (EXP)

Fungsi : Menurunkan tekanan amonia dari 13 atm menjadi 1,8 atm  
sebanyak 3329,565 kg/jam.

Jenis Alat : *Centrifugal 3 stage*

Jumlah stage

= 3

Bahan

= Stainless steel

Rasio tekanan

= 0,51734 per stage

Head

= 9916,74 ft-lbf/lbm

Daya motor

= 57 Hp, AC 440 V, 60 Hz, 2 phase, induksi

Jumlah

= 1

Harga

= US \$ 88.817

### 3.2.12 Heater (HE-01)

Fungsi : Memanaskan udara sebelum digunakan untuk pengering di *rotary dryer*

Jenis Alat : *Shell and tube 1-1, floating roof, horisontal*

Medium pemanas

= Steam Pada Suhu 120°C

Fluida di shell	= Udara
Fluida di tube	= Air
Beban panas	= 5998,7791 MJ/jam
Luas perpindahan panas	= 380,378 m <sup>2</sup>
Bahan	= Stainless steel

### Shell side

Diameter dalam (ID)	= 70 in
Jumlah baffle	= 3
Jarak antar baffle	= 1,777 m

### Tube side

OD = 2,5 in, 16 BWG, L = 20 ft
Nt = 396, Triangular Pitch, 1 pass

Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 95.990

### 3.2.13 Blower (BL)

Fungsi : Mengalirkan udara sebanyak 141699,8 kg/jam.

Jenis Alat : *Centrifugal blower*

Bahan	= Carbon steel
Rasio tekanan	= 1,4
Head	= 5830,252 ft-lbf/lbm

Putaran	= 9800 rpm
Daya motor	= 1500 Hp
Jumlah	= 1
Harga	= US \$ 53.375

### 3.2.14 Silo (S)

Fungsi : Menyimpan produk  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  sebanyak 12626,52 kg/jam untuk produksi selama 7 hari.

Jenis Alat : Tangki *Clyndrical vessel* dengan dasar *conical*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 1 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 778,389 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel

Diameter = 7,706 m

Tinggi = 19,265 m

Tebal shell = 0,25 in

Tebal head = 0,25 in

Jumlah = 1

Harga = US \$ 134.598

### 3.2.15 Tangki (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku amonia sebanyak 3325,272 kg/jam untuk kebutuhan 7 hari operasi pabrik.

Jenis Alat : Tangki *Horizontal pressure tank* dengan *Torispherical Dished Head*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 13 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 753,9674 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel SA 167

Diameter = 22 ft

Tinggi = 67 ft

Tebal shell = 2,5 in

Tebal head = 6 in

Jumlah = 1

Harga = US \$ 112.762

### 3.2.16 Tangki (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam sulfat sebanyak 9554,321 kg/jam untuk produksi selama 7 hari operasi pabrik.

Jenis Alat : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed dan conical roof*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 1 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 542,2709 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel SA 167

Diameter = 40 ft

Tinggi = 15 ft

Jumlah course = 4

Tebal shell

- Course 1 = 0,1875 in

- Course 2 = 0,25 in

- Course 3 = 0,375 in

- Course 4 = 0,5 in

Tebal head = 0,6875 in

Jumlah = 2

Harga = US \$ 418.140

**3.2.17 Tangki Mother Liquor (T-03)**

Fungsi : Menampung cairan dari *centrifuge* sebanyak 52916,21 kg/jam.

Jenis Alat : Tangki *silinder vertical* dengan *Torispherical Dished Head*

*Kondisi Operasi :*

Suhu (T) = 106 °C

Tekanan (P) = 1 atm

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 2,66349 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel SA 167

Diameter = 1,5 m

Tinggi = 1,5 m

Tebal shell = 0,1875 in

Tebal head = 0,1875 in

Jumlah = 1

Harga = US \$ 52.531

**3.2.18 Pompa (P-01)**

Fungsi : Memompa umpan amonia dari *Tank Truck* ke T-01 pada setiap periode *Loading Storage*,

Jenis Alat : *Single stage centrifugal pump, mixed flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas = 180,952 m<sup>3</sup>/jam

Head = 11,302 m

Putaran aktual = 3500 rpm

Putaran spesifik = 4143,475

Power motor = 10 Hp, 220 - 240 V, 3 fase



Jumlah = 2  
 Harga = @ US \$ 8.860

### 3.2.19 Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa umpan asam sulfat dari *Tank Truck* ke T-02 pada setiap periode *Loading Storage*.

Jenis Alat : *Multi stage centrifugal pump, Mixed flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 241,689 m <sup>3</sup> /jam
Head	= 4,1998 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 10061,71
Power motor	= 10 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 2
Harga	= @ US \$ 15.400

### 3.2.20 Pompa (P-03)

Fungsi : Memompa umpan asam sulfat dari tangki (T-02) ke reaktor.

Jenis Alat : *Multi stage centrifugal pump, Radial flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 7,133 m <sup>3</sup> /jam
Head	= 12,367 m
Putaran aktual	= 3500 rpm

Putaran spesifik	= 768,962
Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 2
Harga	= @ US \$ 4.219

### 3.2.21 Pompa (P-04)

Fungsi : Memompa larutan hasil reaksi di *reactor* (R) ke *centrifuge* (C)

Jenis Alat : *Single stage slurry pump, mixed flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 53,52 m <sup>3</sup> /jam
Head	= 28,62 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 2458,91
Power motor	= 2 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 2
Harga	= @ US \$ 7.383

### 3.2.22 Pompa (P-05)

Fungsi : Memompa larutan *Mother Liquor* dari tangki (T-03) ke reaktor

Jenis Alat : *Single stage centrifugal pump, mixed flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 40,04 m <sup>3</sup> /jam
Head	= 19,0176 m

Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 2283,106
Power motor	= 2 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 2
Harga	= @ US \$ 4.746

### 3.2.23 Pompa (P-06)

Fungsi : Memompa larutan dari *Disoluting drum* (DR) ke tangki *Mother Liquor* (T-03)

Jenis Alat : *Single stage centrifugal pump, radia flow*

*Spesifikasi :*

Kapasitas	= 0,264 m <sup>3</sup> /jam
Head	= 1,743 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 746,412
Power motor	= 5 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 2
Harga	= @ US \$ 1.793

## 3.3 Perencanaan Produksi

### 3.3.1 Kapasitas Perancangan

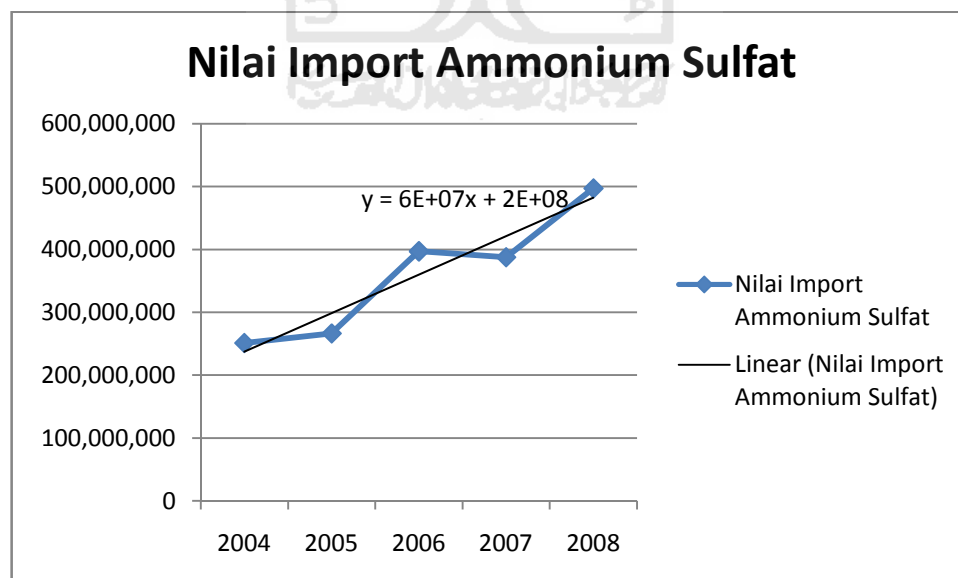
Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan ammonium sulfat di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal.

Kebutuhan ammonium sulfat dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan ammonium sulfat akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan ammonium sulfat sebagai bahan baku.

**Tabel 3.1. Nilai Import Amonium Sulfat di Indonesia tahun 2004 - 2008**

Tahun	Jumlah (kg)	(US\$)
2004	251.188.633	9.170.341
2005	266.266.999	18.478.504
2006	396.988.264	25.616.261
2007	387.484.956	25.552.114
2008	496.928.452	28.440.080

Sumber : Balai Pusat Statistik Yogyakarta



**Gambar 3.1 Nilai import Ammonium Sulfat**

Laju volume impor amonium sulfat di Indonesia dianggap linier,

$y = mx + c$ , dimana :

$$m = \frac{n(\sum xy) - \sum x \cdot \sum y}{n\sum x^2 - (\sum x)^2} \qquad c = \frac{\sum(x^2)\sum y - \sum x \cdot \sum(xy)}{n\sum x^2 - (\sum x)^2}$$

dengan  $x$  = tahun ke-

dan  $y$  = volume impor per tahun

Maka pabrik pupuk amonium sulfat yang akan didirikan mempunyai kapasitas yaitu sebesar 750.000 ton/tahun. Didapatkan dari semua tabel diatas diolah dan menghasilkan persamaan linier untuk memprediksi pada tahun 2013.

Untuk Impor :  $y = 6.10^7x - 2.10^8$

Pada tahun 2013 nilai import sebesar 750.000 ton, sehingga kekurangan amonium sulfat di Indonesia adalah 100.000 ton per tahun. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maka didirikan pabrik amonium sulfat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan ammonium sulfat di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan ammonium sulfat pada tahun 2013 sebesar 750.000 ton/tahun.

2. Ketersediaan bahan baku

Lokasi pabrik dipilih mendekati sumber bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi dan kehilangan bahan baku dalam transportasi.

Bahan baku amonia diperoleh dari pupuk Kalimantan Timur (PKT) Bontang, asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) diperoleh dari Petrokimia Gresik, Jawa Timur.

### 3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
  - Mencari daerah pemasaran.

#### b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

➤ Material (bahan baku)

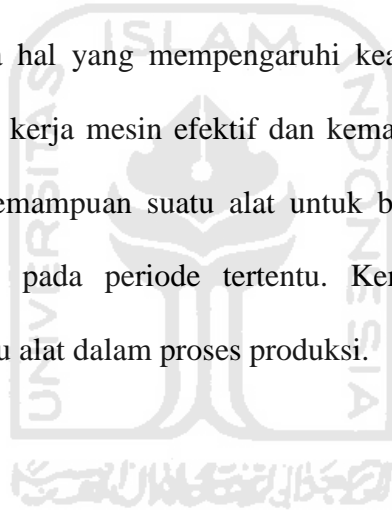
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

➤ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

➤ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

Dalam perencanaan berdirinya pabrik, perlu memperhatikan dan meninjau lokasi dan letak pabrik, hal ini sangat berpengaruh terhadap keberlangsungan produksi pabrik. Dalam menentukan lokasi dan letak pabrik harus dipertimbangkan beberapa kemungkinan sehingga dapat memberikan nilai tambah bagi perusahaan dan kepentingan rakyat baik dari segi teknik maupun ekonomi, lingkungan, sosial dan kemasyarakatan.

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pabrik direncanakan didirikan di Penajam Paser Utara, Kalimantan Timur dengan pertimbangan yaitu :

1. Merupakan daerah yang potensial untuk dikembangkan menjadi daerah kawasan industri.
2. Tersedia tanah yang cukup luas.
3. Tersedia sumber air yang cukup besar, sehingga mampu memenuhi kebutuhan air untuk keperluan utilitas.
4. Dekat dengan pelabuhan dan jalan raya yang lebar.



5. Dukungan penuh dari Pemerintah Daerah setempat, yaitu dengan berbagai kemudahan birokrasi dan keringanan perpajakan.

#### **4.2 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik diusahakan agar transportasi bahan baku dan produk mudah, serta terdapat daerah (zona) untuk keadaan darurat, keperluan olah raga, serta hal-hal lain yang dapat menunjang kelancaran produksi.

Tata letak letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya.

Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet proses*, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

### 1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

### 2. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

### 3. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan sistem pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

#### 4. Luas areal yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang-kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

#### 5. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

#### 6. Penempatan instalasi dan utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

#### 7. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

- 1) Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- a) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
  - b) Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
  - c) Fasilitas–fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, koperasi, kantin, *sport centre* dan masjid.
- 2) Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

- 3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.
- 4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

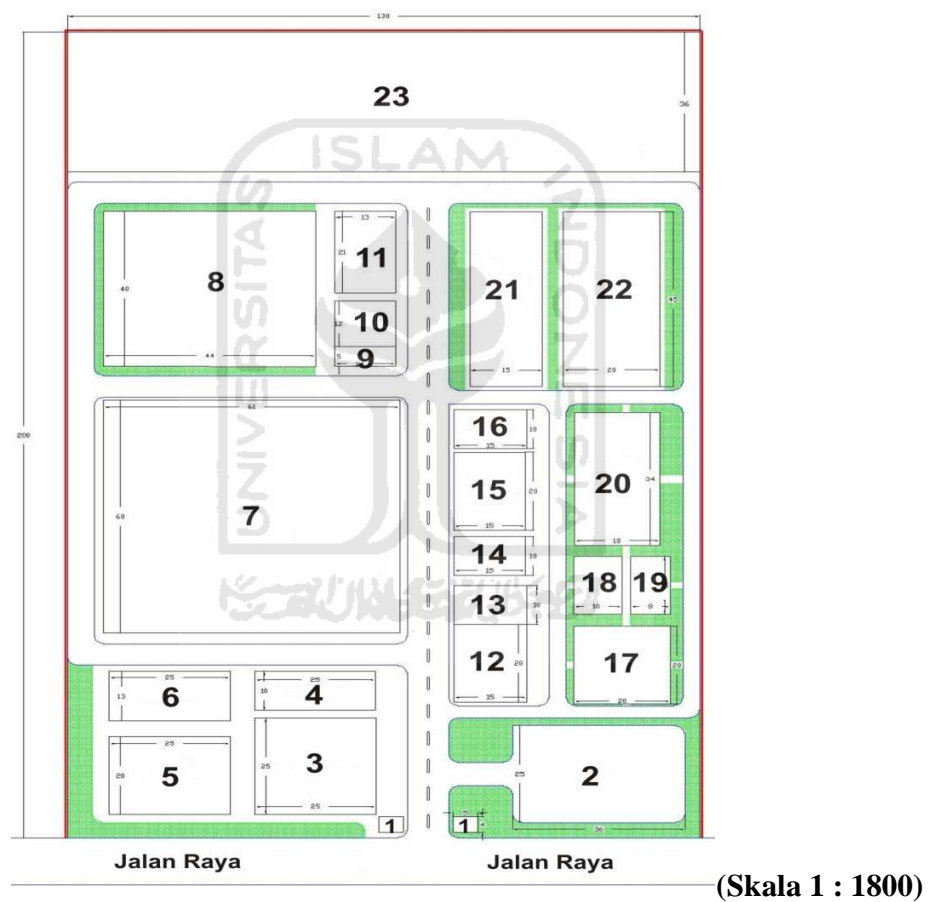
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.

- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.

Gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak pabrik (*plant lay out*) ammonium sulfat dari ammonia dan asam sulfat kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.



**Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Ammonium Sulfat**

**KETERANGAN :**

- |                             |                            |
|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan             | 13. Gudang Bahan Kimia     |
| 2. Parkir Tamu dan Karyawan | 14. Poliklinik             |
| 3. Kantor Utama             | 15. Unit Pemadam Kebakaran |
| 4. Parkir Direksi           | 16. Gudang Serba Guna      |
| 5. Kantor Produksi          | 17. Masjid                 |
| 6. Ruang Kontrol            | 18. Kantin                 |
| 7. Area Proses              | 19. Koperasi               |
| 8. Area Utilitas            | 20. Sport Centre           |
| 9. Gudang Alat              | 21. Mess Direksi dan Tamu  |
| 10. Bengkel                 | 22. Mess Karyawan          |
| 11. Parkir Truk             | 23. Perluasan              |
| 12. Laboratorium            |                            |

**Tabel 4.1 Areal Bangunan Pabrik Ammonium Sulfat**

No	Lokasi	Ukuran, m	Luas, m <sup>2</sup>
1	Pos Keamanan	( 4 x 8 ) x 2 Unit	64
2	Parkir Tamu dan Karyawan	( 32 x 55 )	1.760
3	Kantor Utama	( 35 x 35 )	1.225
4	Parkir Direksi	( 25 x 20 )	500
5	Kantor Produksi	( 30 x 35 )	1.050
6	Ruang Kontrol	( 30 x 20 )	600
7	Area Proses	( 87 x 82 )	7.134
8	Area Utilitas	( 60 x 57 )	3.420
9	Gudang Alat	( 7 x 15 )	105
10	Bengkel	( 20 x 18 )	360
11	Parkir Truk	( 27 x 20 )	540
12	Laboratorium	( 30 x 20 )	600
13	Gudang Bahan Kimia	( 20 x 15 )	300

14	Poliklinik	( 20 x 15 )	300
15	Unit Pemadam Kebakaran	( 20 x 30 )	600
16	Gudang Serba Guna	( 15 x 10 )	150
17	Masjid	( 28 x 28 )	784
18	Kantin	( 15 x 20 )	300
19	Koperasi	( 20 x 12 )	240
20	Sport Centre	( 30 x 41 )	1.230
21	Mess Direksi dan Tamu	( 25 x 55 )	1.375
22	Mess Karyawan	( 20 x 45 )	900
23	Jalan, Taman dan lain-lain		15.863
24	Perluasan	( 200 x 50 )	10.000
<b>Luas area terpakai</b>			<b>50.000</b>

### 4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau

lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

## 2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

## 3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

## 4. Lalu lintas manusia

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

## 5. Tata letak alat proses

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.



#### 6. Jarak antar alat proses

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

#### 7. *Maintenance*

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

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

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

### 1. *Over head* 1 x 1 tahun

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

### 2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

#### A. Umur alat

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

#### B. Bahan baku

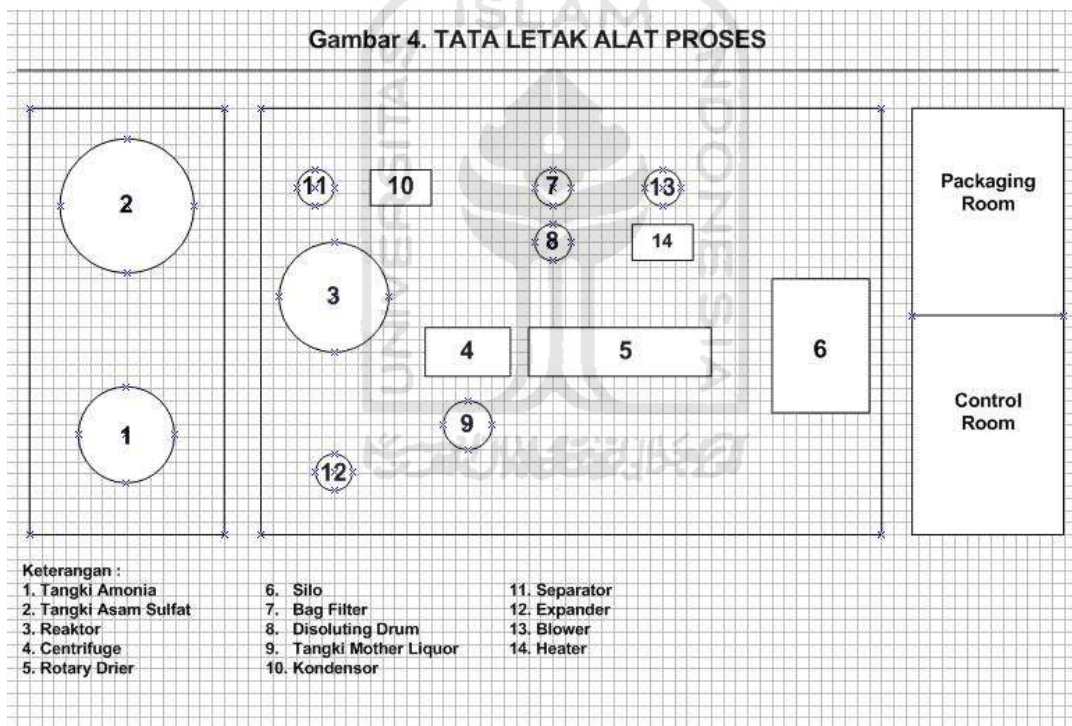
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai

- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Dibawah ini adalah Gambar tata letak alat proses :



**Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Ammonium Sulfat**

#### 4.4 Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

##### 4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Total

**Tabel 4.2. Neraca Massa Total**

<b>Komponen</b>	<b>Umpan (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
NH <sub>3</sub>	3377,799	64,8818
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9716,647	190,775
H <sub>2</sub> O	13000,76	13244,85
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13108,77	25703,46
<b>Total</b>	<b>39203,97</b>	<b>39203,97</b>

#### 4.4.1.2 Neraca Massa Per Alat

##### 1. Neraca Massa Reaktor

**Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Arus (kg/jam)					
	Input				Output	
	Arus 1	Arus 2	Arus 16	Arus 14	Arus 3	Arus 4
Ammonia	3.312,918		64,882			64,882
Asam Sulfat		9538,756		177,891	190,775	
Air	16,648	194,668		12789,445	13095,971	148,882
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				13108,766	25703,463	
Total	3329,565	9733,424	64,882	26076,102	38990,210	213,764
	39203,973				39203,973	

##### 2. Neraca Massa Centrifuge

**Tabel 4.4. Neraca Massa Centrifuge**

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Input	Output	
	Arus 3	Arus 5	Arus 6
Asam Sulfat	190,775	177,891	12,884

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Air	13095,971	12441,173
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	25703,463	12851,732	12851,732
Total	38990,210	25470,796	13519,414
	38990,210	38990,210	

### 3. Neraca Massa Rotary Dryer

Tabel 4.5. Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Arus (kg/jam)			
	Input		Output	
	Arus 6	Arus 8	Arus 7	Arus 9
Asam Sulfat	12,884		12,884	
Air	654,799	25226,858	18,939	25862,72
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12851,732		12594,697	257,035
Udara		141699,780		141699,780
Total	13519,418	166926,638	12626,52	167819,535
	180446,056		180446,056	

#### 4. Neraca Massa Condenser

**Tabel 4.6. Neraca Massa Condenser**

Komponen	Arus (kg/jam)	
	Input	Output
	Arus 4	Arus 15
Amonia	64,882	64,882
Air	148,882	148,882
Total	213,764	213,764

#### 5. Neraca Massa Separator

**Tabel 4.7. Neraca Massa Separator**

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Input	Output	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
Amonia	64,882	64,882	
Air	148,882		148,882
Total	213,764	64,882	148,882
	213,764	213,764	

## 6. Neraca Massa Bag Filter

**Tabel 4.8. Neraca Massa Bag Filter**

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Input	Output	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Air	25881,66	25881,66	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	257,035		257,035
Udara	141699,780	141699,780	
Total	167838,471	167581,44	257,035
	167838,471	167838,471	





## 7. Neraca Massa Disoluting Drum

Tabel 4.9. Neraca Massa Disoluting Drum

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Input		Output
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
Air		348,272	348,272
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	257,035		257,035
Total	257,035	348,272	605,306
	605,306		605,306

## 8. Neraca Massa Tangki Mother Liquor

Tabel 4.10. Neraca Massa Tangki Mother Liquor

Komponen	Arus (kg/jam)		
	Input		Output
	Arus 5	Arus 13	Arus 14
Asam Sulfat	177,89		177,891
Air	12441,173	348,272	12789,445
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12851,732	257,035	13108,766
Total	25470,80	605,306	26076,1
	26076,1		26076,1

---

#### 4.4.2 Perhitungan Neraca Panas

##### 4.4.2.1 Perhitungan Neraca Panas Total

Tabel 4.11. Neraca Panas Total

No	Arus Bahan / Alat	Kode Alat	Panas (MJ/jam)	
			Input	Output
1	Umpan Cair	-	258,023	
2	Umpan Gas	-	12.407,886	
3	Hasil reaksi fase cair	R		99.366,699
4	Hasil reaksi fase gas	R		9,519
5	Heat Loss	R		108.770
6	Beban panas jaket pendingin	R		234.034,557
7	Panas reaksi	R	122.399,707	
8	Gas keluar reaktor	-	12.123,934	
9	Refuk gas ke reaktor	-		3.154.678
10	Beban panas Condensor	CD		8.969,256
11	Umpan dari centrifuge	-	387,265	
12	Udara pengeringan	BI	18.028,080	
13	Produk keluar	RD		193,633
14	Udara hasil pengeringan	RD		18,221.713
15	Umpan udara segar	-	16.814,289	
16	Udara untuk pengeringan	-		18.028,080
17	Beban panas heater	H	1.213,792	
<b>TOTAL</b>			85.982,209	85.982,209

#### 4.4.2.2 Perhitungan Neraca Panas Per Alat

##### 1. Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.12. Neraca Panas Reaktor

No	Sumber panas/arus	Panas (MJ/jam)	
		Input	Output
1	Umpan gas (NH <sub>3</sub> )	258.0233	
2	Umpan cair (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	12407,8859	
3	Hasil reaksi fase cair		99366,6992
4	Hasil reaksi fase gas		9,5189
5	Heat loss		108,7703
6	Beban panas jaket pendingin		234034,5575
7	Panas reaksi	122399,7066	
		134549,5691	134549,5691

##### 2. Neraca Panas Kondenser

Tabel 4.13. Neraca Panas Kondenser

No	Sumber panas/arus	Panas (MJ/jam)	
		Input	Output
1	Top vapour reaktor	12123,9336	
2	Refluks ke reaktor		3154,6780
3	Beban panas Condensor		8969,2555
		12123,9336	12123,9336

### 3. Neraca Panas Rotary Drier

**Tabel 4.14. Neraca Panas Rotary Drier**

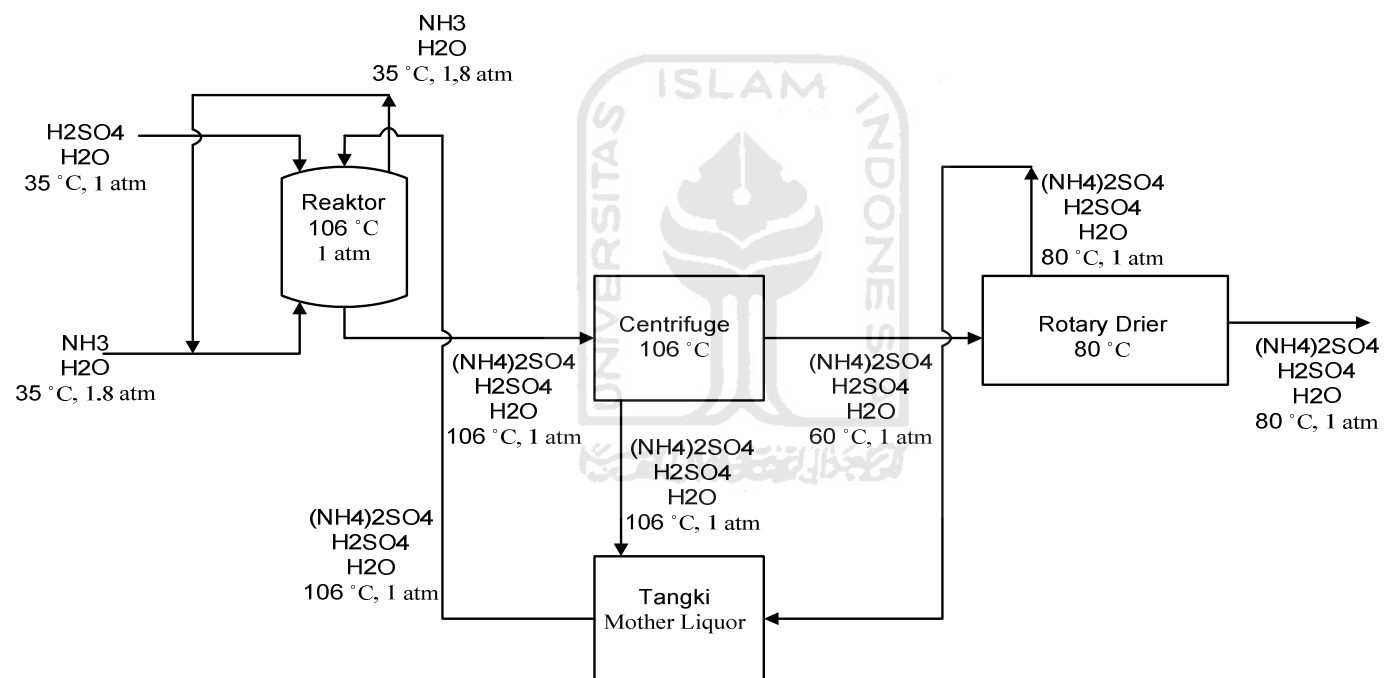
No	Sumber panas/arus	Panas (MJ/jam)	
		Input	Output
1	Umpan dari Centrifuge	387,2652	
2	Udara pengeringan	18028,0805	
3	Produk (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		193,6326
4	Udara hasil pengeringan		18221,7131
		18415,3457	18415,3457

### 4. Neraca Panas Heater

**Tabel 4.15. Neraca Panas Heater**

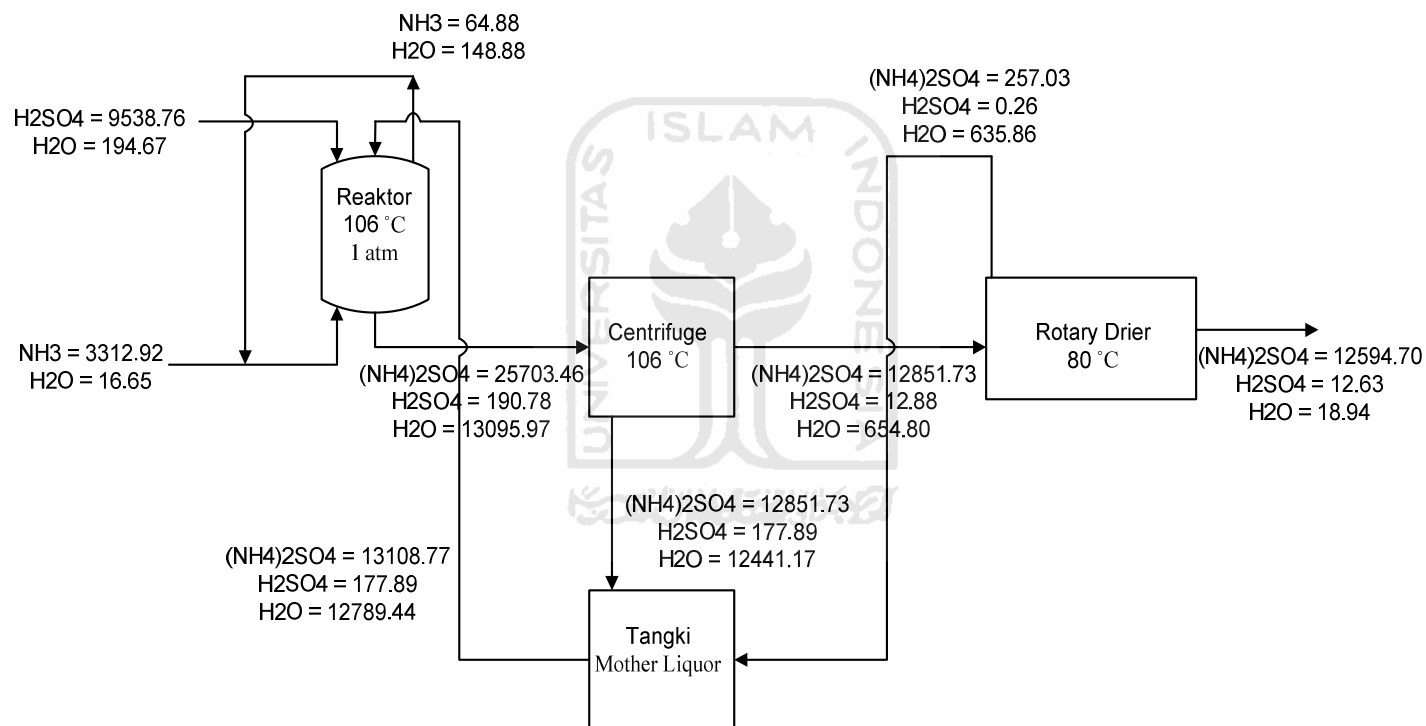
No	Sumber panas/arus	Panas (MJ/jam)	
		Input	Output
1	Umpan udara segar	16814,2887	
2	Udara untuk pengeringan		18028,0805
3	Beban panas Heater	1213,7917	
		18028,0805	18028,0805

**DIAGRAM ALIR KUALITATIF**  
**PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI AMMONIA DAN ASAM SULFAT**  
**KAPASITAS 100.000 TON PER TAHUN**



**Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif**

**DIAGRAM ALIR KUANTITATIF**  
**PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI AMMONIUM DAN ASAM SULFAT**  
**KAPASITAS 100.000 TON PER TAHUN**



**Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif**

#### 4.5. Pelayanan teknik (utilitas)

Utilitas merupakan suatu unit yang berfungsi untuk menunjang proses utama pabrik. Unit utilitas harus ada karena sangat penting keberadaannya dalam suatu pabrik. Unit-unit yang tersedia adalah :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit penyedia bahan bakar
4. Unit penyedia udara instrumen
5. Unit penyedia dan penyaluran listrik

##### 4.5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Jumlah kebutuhan air yang harus diolah dapat diklasifikasikan dalam Tabel 4.16 di bawah ini :

**Tabel 4.16 Kebutuhan Air Total (kg/jam)**

No	Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
1	Air Pendingin	342.026,9815
2	Air Proses	348,2718

3	Air untuk Steam	1.000.8040
4	Kebutuhan Umum	2.041,6667
5	Over Design 5 % Total	18.179,8802
	<b>T o t a l</b>	363.597,6042

#### A. Proses pengolahan air dari sungai

Proses pengolahan air sungai meliputi :

1. Pemisahan kotoran dari air sungai

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik, berupa kayu, sampah dan lain-lain.

2. Pengendapan lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai ke dalam bak air sungai, dan selanjutnya dialirkan ke bak penampung sementara yang ada di dalam pabrik. Pada fase ini, diharapkan lumpur, pasir dan lain-lain dapat mengendap.

3. Flokulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan



ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah tawas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)\cdot 18\text{H}_2\text{O}$  atau lebih dikenal dengan tawas, dengan fungsi sebagai koagulan.

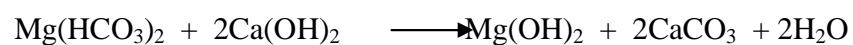
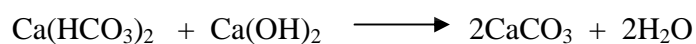
Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut.

Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari :

- a. Kesadahan sementara, yaitu air mengandung senyawa  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ . Untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang diperoleh dari  $\text{CaO}$  yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah :



$\text{Ca}(\text{OH})_2$  ditambahkan ke dalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi :

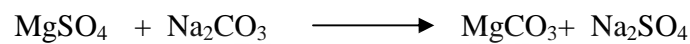
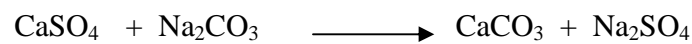


Dari reaksi di atas terlihat larutan kapur  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan

suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

- b. Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCO}_3$ .

Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  menurut reaksi



Pada proses pembentukan *flock* melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas  $\text{CO}_2$  yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas  $\text{CO}_2$  akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.

#### 4. Penyaringan *sand filter*

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya.

Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas *chlorine* untuk

membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

### **B. Ion Exchanger (Pertukaran Ion)**

Sistem pertukaran ion ini digunakan untuk memindahkan ion-ion mineral yang tidak diharapkan pada suatu sistem penjernihan air. Suatu *ion exchanger* memiliki batas kapasitas untuk penyimpanan dari ion-ion yang akan dibersihkan. Karena itu, setelah masa pemakaian pada waktu tertentu, *ion exchanger* ini akan menjadi jenuh, sehingga perlu diregenerasi dengan melakukan pencucian.

Proses air jernih/bersih yang dilewatkan ke *ion exchanger* ini digunakan untuk kebutuhan penyediaan steam, sehingga tidak menimbulkan kerak pada bagian unit tersebut.

Unit *ion exchanger* ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu :

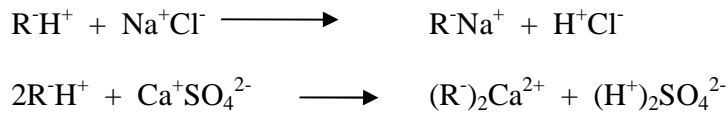
#### 1. Unit *kation exchanger*

*Kation exchanger* pada umumnya digunakan untuk mengeluarkan ion-ion yang tidak diinginkan dari larutan tanpa merubah konsentrasi total ion atau pH. Resin biasanya menggunakan ion  $\text{Na}^+$  untuk menyerap, karena ion

sodium biasanya mempunyai affinitas yang rendah sehingga mempunyai kemampuan untuk mengadsorpsi metal lain.

##### a. *Hydrogen exchanger in strongly acidic resin*

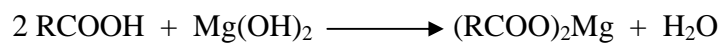
Contoh reksinya adalah :



Reaksi ini digunakan sebagai reaksi pertama pada proses dimineralisasi.

*b. Hydrogen exchanger in weakly acidic resin*

Contoh reaksi :



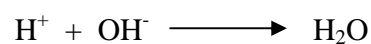
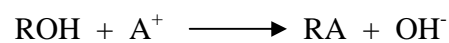
Karena resin punya afinitas yang besar untuk ion-ion *divalen*, *trivalen*, tetap mempunyai afinitas yang rendah untuk ion-ion *monovalen*, maka resin ini mempunyai kapasitas yang tinggi untuk memindahkan ion  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$  dari larutan, sedangkan untuk ion  $\text{Na}^+$  kapasitasnya kecil.

2. Unit *anion exchanger*

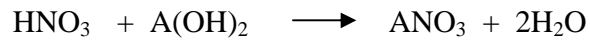
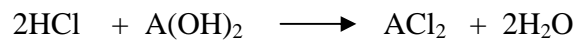
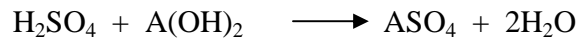
*Anion exchanger* dapat dihasilkan dari berbagai resin atau bentuk dari senyawa *styrene*, *divinyl benzen*. *Anion exchanger* merupakan gugus fungsi

dari amina. *Anion exchanger* jenis basa kuat hanya dapat mengambil ion dari asam kuat seperti HCl atau  $\text{HNO}_3$ .

Reaksi umum yang ada pada proses tersebut adalah :

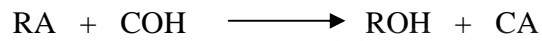


Contoh reaksi yang terjadi :



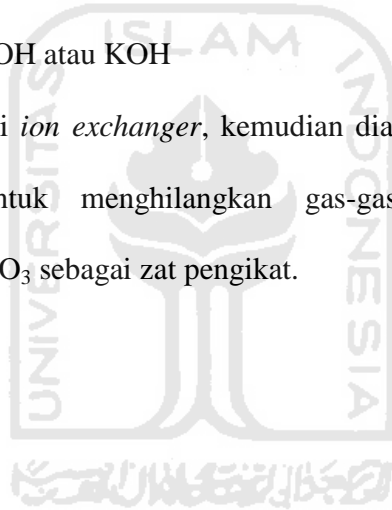
Untuk meregenerasi anion digunakan pencucian dengan basa kuat.

Reaksi yang terjadi :



COH misalnya : NaOH atau KOH

- Air yang keluar dari *ion exchanger*, kemudian dialirkan ke tangki deaerator dengan tujuan untuk menghilangkan gas-gas korosif dengan cara menambahkan  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  sebagai zat pengikat.



#### **4.5.2 Unit Pengolahan Steam**

Steam yang harus dibangkitkan adalah steam jenuh sebanyak 5004.02 kg/jam untuk keperluan pemanas pada *Heater*.

#### **4.5.3 Unit Penyedia Bahan Bakar**

Bahan bakar digunakan untuk memenuhi kebutuhan di Boiler dan generator diesel cadangan. Bahan bakar yang digunakan pada boiler adalah minyak berat *residual oil* no. 6 sebanyak 879,899 kg/jam untuk boiler, sedangkan bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar sebanyak 1071,08 kg/jam untuk menggerakkan generator pembangkit listrik cadangan selama 2 hari.

#### **4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan**

Udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan instrumen, dengan tekanan sebesar 4 atm. Total kebutuhan udara instrumen adalah sebesar 625 kg/jam , yang dipenuhi oleh kompresor.

#### **4.5.5 Unit Penyediaan dan Penyaluran Listrik**

Jumlah kebutuhan listrik yang harus disediakan dapat diklasifikasikan dalam dibawah ini :

**Tabel 4.17 Unit Penyediaan dan Penyaluran Listrik (kW)**

No	Kebutuhan	Daya (kW)
1	Penggerak alat-alat proses	1.320,5125
2	Penggerak alat-alat utilitas	591,71625
3	Keperluan alat instrumentasi dan kontrol	105,1725
4	Keperluan kantor, bengkel, laboratorium, dll	525,8629
	<b>T o t a l</b>	2.734,4871

Dengan faktor daya 0,8, maka total daya listrik yang dibutuhkan sebesar 3.418,108891 kW

Untuk memenuhi kebutuhan listrik digunakan listrik dari PLN, penggunaan listrik dari PLN sebesar 100% sedangkan untuk berjaga jaga sewaktu pasokan listrik PLN putus digunakan generator untuk listrik cadangan sebesar 5000 kW.

#### 4.5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

##### 1. Bak Pengendap Awal

Kode	: BU-01
Fungsi	: Menampung dan menyediakan air untuk diolah serta dengan waktu tinggal 2,5 jam sebanyak 56.411,5535 kg/jam

Jenis : Bak persegi panjang yang diperkuat dengan beton bertulang

Dimensi : Panjang : 11,6356 m  
Lebar : 5,8178 m  
Tinggi : 2,5 m

Volume : 169,2346606 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1 buah

## 2. Premix Tank (TU – 01)

Kode : TU - 01

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambah koagulan Tawas dan kapur.

Jenis : *Tangki Silinder Berpengaduk*

Dimensi : Diameter : 3,5942 m  
Tinggi : 3,5942 m

Volume : 36,4485 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1 buah





Volume	:	1.746,01 m <sup>3</sup>
Tinggi bak clarifier	:	4.8 m
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 4. Saringan Pasir

Kode	:	FU
Fungsi	:	Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier
Jenis	:	Tangki dengan saringan pasir
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tinggi : 3,6667 m</li> <li>• Lebar : 10,663 m</li> </ul>
Volume	:	22,3961 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 5. Bak Penampung Air Bersih

Kode	:	BU-02
------	---	-------

Fungsi	:	Menampung air bersih yang berasal dari saringan pasir dengan waktu tinggal 0.5 jam
Jenis	:	Bak empat persegi panjang
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Panjang : 9,556 m</li> <li>• Lebar : 9,556 m</li> <li>• Tinggi : 2,389 m</li> </ul>
Volume	:	218,1586 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>

## 6. Bak Penampung Air Kantor dan Rumah Tangga

Kode	:	BU-04
Fungsi	:	Mencampur Klorin dalam bentuk Kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dengan waktu tinggal 15 menit sebanyak 2041,667 kg/jam

Jenis	:	Tangki silinder berpengaduk
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"><li>• Diameter : 0,8042 m</li><li>• Tinggi : 1,2063 m</li></ul>
Volume	:	0.6125 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Diameter impeller	:	0,3217 m
Lebar baffle	:	0,0644 m
Power pengadukan	:	0,1617 Hp
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

## 7. Bak Distribusi Air Minum

Kode	:	BU-03
Fungsi	:	Menyimpan sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air

	minum, rumah tangga dan umum dengan waktu tinggal 5 jam sebanyak 2041,667 kg/jam
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Dimensi	: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Panjang : 1,8296 m</li> <li>• Lebar : 1,82965 m</li> <li>• Tinggi : 3,6593 m</li> </ul>
Volume	: 12,25 m <sup>3</sup>
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>

### 8. Bak Air Pendingin

Kode	: BU-04
Fungsi	: Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air

		pendingin dengan waktu tinggal 1 jam sebanyak 1.710.135 kg/jam
Jenis	:	Bak empat persegi panjang
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Panjang : 20,1724 m</li> <li>• Lebar : 20,1724 m</li> <li>• Tinggi : 5,0431 m</li> </ul>
Volume	:	2.052,16 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>

## 9. Cooling Tower

Kode	:	CTU
Fungsi	:	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 1.368.108 kg/jam

Jenis	:	<i>Induced Draft</i>
Jumlah air sirkulasi	:	1.368.108 kg/jam
Suhu masuk Cooling tower	:	45 °C
Suhu keluar Cooling tower	:	35 °C
Suhu wet bulb	:	77 °C
Power fan	:	43,414 Hp
Tenaga Motor	:	75 Hp
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 10. Kation Exchanger

Kode	:	KEU
Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Dimensi : • Diameter bed : 0.4567 m  
• Tinggi bed : 1,5682 m

Jumlah : 2 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285*

### 11. Anion Exchanger

Kode : AEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO<sub>4</sub>, NO<sub>3</sub>.

Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*

Dimensi : Diameter bed : 0,3538 m





Tinggi bed : 1,2010 m

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285*  
*Grade C*

## 12. Deaerator

Kode : DAU

Fungsi : Membebaskan gas CO<sub>2</sub>  
dan O<sub>2</sub> dari air yang  
telah dilunakkan dalam  
lunak dalam anion dan  
kation exchanger  
dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>  
dan larutan  
NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O.

Jenis : *Cold Water Vaccum*  
*Deaerator*

Volume : 2,4019 m<sup>3</sup>



Dimensi	:	• Diameter : 0,7911 m • Tinggi: 4,88895 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

### 13. Tangki Umpan Boiler

Kode	:	TU-03
Fungsi	:	Mencampur Kondensat Sirkulasi dan Make-Up Air Umpan Boiler sebelum diumpankan sebanyak 5004,02 kg/jam
Jenis	:	<i>Silinder vertikal</i>
Volume	:	1,5012 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	• Diameter : 1,0843 m • Tinggi : 1,6265 m
Jumlah	:	1 buah



Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

#### 14. Boiler

Kode : BLU  
Membuat steam Jenuh

Fungsi : pada tekanan 9 atm.

Tipe : *Water-tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas steam : 6004,284 kg/jam

Tekanan : 9 atm

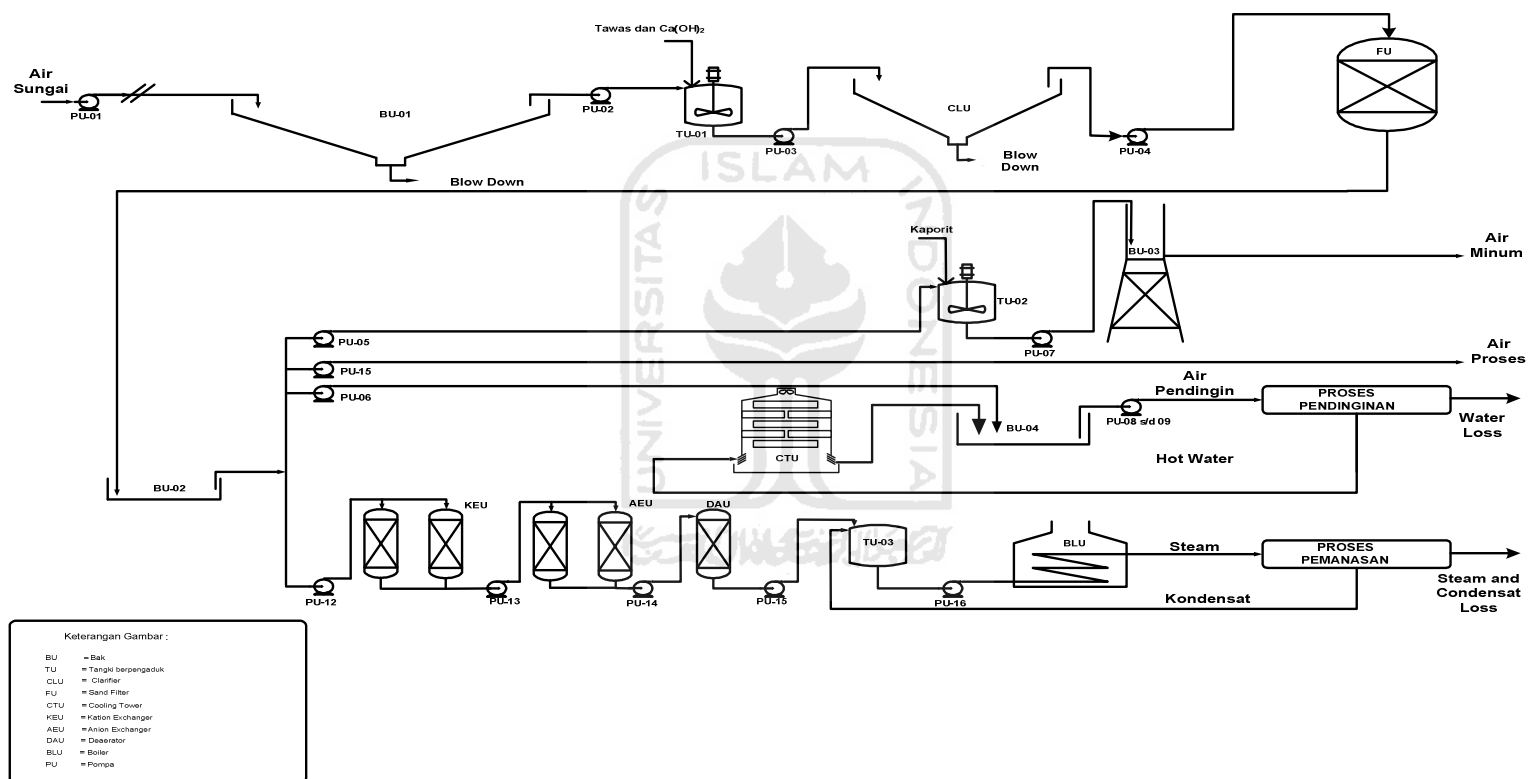
Suhu : 208°C

Bahan bakar : *Residual Oil no.6*

Kebutuhan bahan bakar : 879,8999 kg/jam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*





Gambar 4.5 Skema Pengolahan Air Sungai

## 4.6 Organisasi Perusahaan

### 4.6.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Pabrik ammonium sulfat ini direncanakan berbentuk perseroan terbatas. Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik.

Pabrik ini direncanakan akan dikelola oleh suatu badan usaha yang berbentuk perseroan terbatas (PT). Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS), yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari. Keuntungan memilih bentuk perseroan terbatas adalah :

1. Pemilik modal hanya bertanggung jawab terhadap sejumlah modal yang disetornya.
2. Campur tangan pemilik modal tidak terlalu besar, sehingga memberi kesempatan manajemen melakukan terobosan-terobosan demi kemajuan perusahaan.
3. Dapat mengumpulkan modal yang lebih besar dari publik.
4. Kepercayaan yang lebih besar dari publik, rekanan maupun pemerintah.

Perkembangan yang terjadi saat ini, banyak perusahaan besar yang mulai menggunakan sistem manajemen bentuk mendatar (*flat*), karena manajemen dengan rantai panjang memungkinkan perusahaan lama dalam mengambil keputusan, sehingga dengan sistem *flat* garis komando lebih pendek dan memangkas jalur-jalur

komando yang tidak efisien, oleh karena itu perusahaan ini juga mengarah pada manajemen *flat*.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat

menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

- 1) Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

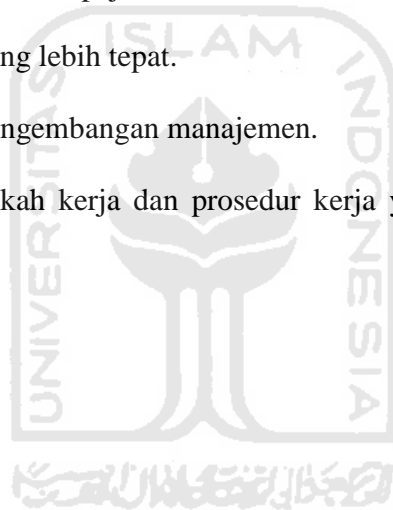
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.



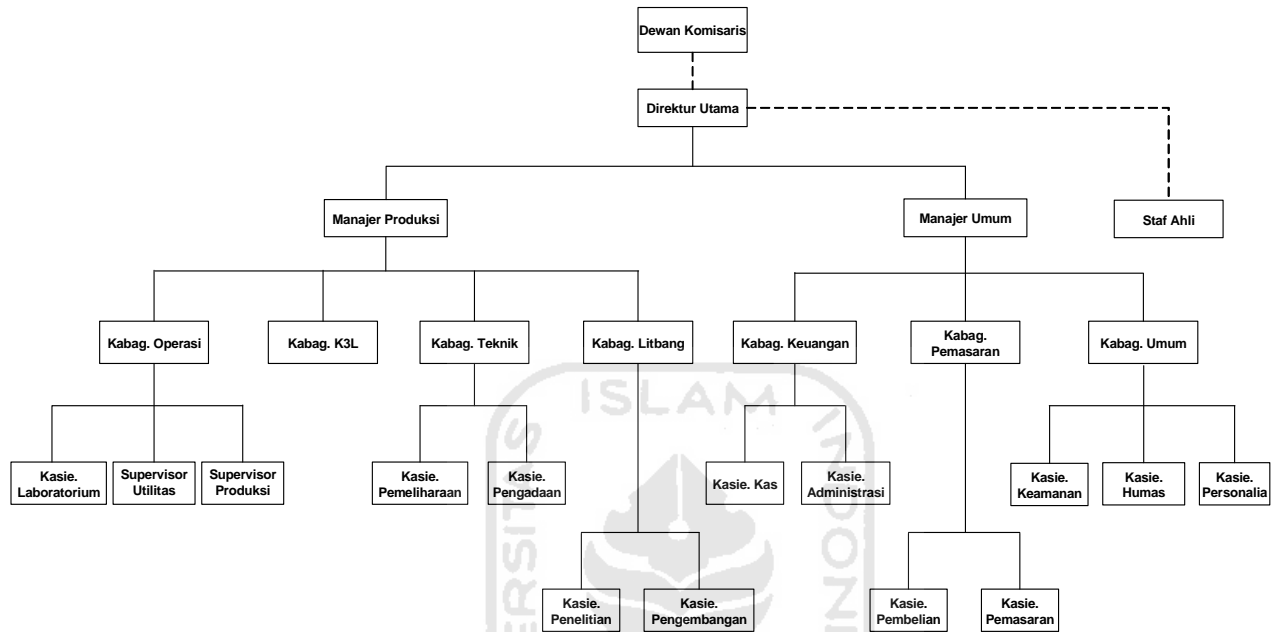
Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- a) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- b) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Berikut gambar struktur organisasi pabrik ammonium sulfat dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.



**Gambar 4.6 Diagram Struktur Organisasi**

### 4.6.3 Tugas dan Wewenang

#### 4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut, para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada

perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan Memberhentikan Direktur Utama.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **4.6.3.2 Dewan Komisaris**

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

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

#### **4.6.3.3 Direktur Utama**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan memperertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan menjalin hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum.

#### **4.6.3.4 Manajer**

Membantu direktur dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktur. Disini terdapat beberapa manajer, antara lain :

1. Manajer Produksi, tugasnya antara lain :
  - Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.
  - Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

2. Manajer Umum, tugasnya antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **4.6.3.5 Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi :

a) Supervisor Utilitas

Tugas Supervisor Utilitas :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi.
- Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

b) Supervisor Produksi

Tugas Supervisor produksi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

- a) Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- b) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- a) Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

- b) Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

### 3. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggungjawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a) Seksi Keselamatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b) Seksi Pengawasan dan Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengawasan dan Pengolahan Limbah antara lain :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.



#### 4. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi :

##### a) Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian yaitu : melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

##### b) Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan yaitu : merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

#### 5. Kepala bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

6. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a) Seksi Administrasi :

Tugas Seksi administrasi antara lain : menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

b) Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain :

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

7. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala bagian personalia dan umum bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu : mengatur hubungan dengan masyarakat dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### 4.6.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala Seksi akan membawahi operator. Setiap kepala seksi

bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### **4.6.3.7 Status Karyawan**

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### 4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

##### 1. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah: Direktur Utama, Manajer, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja : Senin – Jumat : jam 07.00 – 15.00

Sabtu : jam 07.00 – 12.00

Jam istirahat : Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Jumat : jam 11.00 – 13.00

##### 2. Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi.

Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- Shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift, dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

**Tabel 4.18** Jadwal Kerja Shift tiap Regu

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

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan : P = shift pagi

S = shift siang

M = shift malam

L = libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah presensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.



#### 4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

##### 4.6.5.1 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMP sampai lulusan Sarjana (S-1) atau (S-2). Perinciannya sebagai berikut :

**Tabel 4.19 Jabatan dan Keahlian**

No.	Jabatan	Keahlian
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi Sekretaris
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi

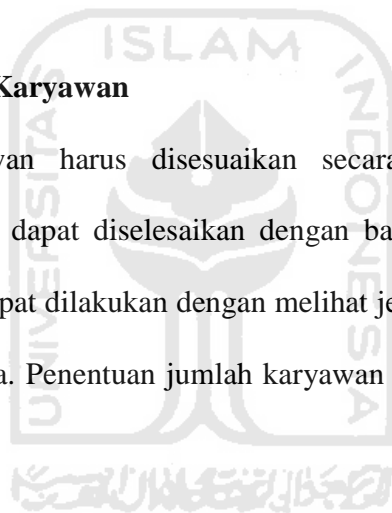
9	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
10	Kepala Bagian K3L	Sarjana Teknik Lingkungan
11	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
12	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
13	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
14	Kepala Seksi Keamanan	Ahli Madya / DIII
15	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
16	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
20	Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
21	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia
22	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia

23	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
24	Supervisor Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
25	Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
26	Karyawan Personalia	Ahli Madya / DIII
27	Karyawan Humas	Ahli Madya / DIII
28	Karyawan Keuangan/Kas	Ahli Madya / DIII
29	Karyawan Administrasi	Ahli Madya / DIII
30	Karyawan Pemasaran	Ahli Madya / DIII
31	Karyawan Pembelian	Ahli Madya / DIII
32	Karyawan Pengembangan	Ahli Madya / DIII
33	Karyawan Penelitian	Ahli Madya / DIII
34	Karyawan Pengawas Limbah	Ahli Madya / DIII
35	Karyawan K3	Ahli Madya / DIII
36	Karyawan Pengadaan Alat	Ahli Madya / DIII
37	Karyawan Laboratorium	Ahli Madya / DIII

38	Medis	Dokter
39	Paramedis	Sekolah Keperawatan
40	Satpam	SMU sederajat
41	Sopir	SMU sederajat
42	Pesuruh	SMU sederajat
43	Cleaning Service	SMU sederajat

#### 4.6.5.2 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut :



**Tabel 4.20 Jumlah Karyawan**

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>
Direktur Utama	1
Manajer Produksi	1
Manajer Umum	1
Staf Ahli	1
Kepala Bagian	7
Kepala Seksi	14
Supervisor	2
Sekretaris	5
Karyawan Personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keuangan/Kas	3
Karyawan Administrasi	3
Karyawan Pemasaran	3

Karyawan Pembelian	4
Karyawan Pengembangan	4
Karyawan Penelitian	3
Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	2
Karyawan K3	10
Karyawan Pengadaan Alat	3
Karyawan Pemeliharaan Alat	4
Karyawan Proses	42
Karyawan Laboratorium	8
Medis	7
Paramedis	10
Satpam	35
Sopir	20
Pesuruh	15

Cleaning Service	20
<b>Total</b>	<b>234</b>

#### 4.6.5.3 Penggolongan Gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a) Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b) Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c) Gaji lembur

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

Tabel 4.21 Penggolongan Gaji menurut Jabatan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	22.000.000,00	22.000.000,00
Manajer Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Manajer Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Staf Ahli	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Kepala Bagian	7	8.000.000,00	56.000.000,00
Kepala Seksi	14	5.000.000,00	70.000.000,00
Supervisor	2	3.500.000,00	7.000.000,00
Sekretaris	5	3.000.000,00	15.000.000,00
Karyawan Personalia	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Humas	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Keuangan/Kas	3	2.000.000,00	6.000.000,00



Karyawan Administrasi	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Pemasaran	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	2.000.000,00	8.000.000,00
Karyawan Pengembangan	4	2.000.000,00	8.000.000,00
Karyawan Penelitian	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	2	2.000.000,00	4.000.000,00
Karyawan K3	10	2.000.000,00	20.000.000,00
Karyawan Pengadaan Alat	3	2.000.000,00	6.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan Alat	4	2.000.000,00	8.000.000,00
Karyawan Proses	42	1.500.000,00	63.000.000,00
Karyawan Laboratorium	8	2.000.000,00	16.000.000,00
Medis	7	2.500.000,00	17.500.000,00
Paramedis	10	1.500.000,00	15.000.000,00
Satpam	35	1.500.000,00	52.500.000,00

Sopir	20	1.250.000,00	25.000.000,00
Pesuruh	15	1.000.000,00	15.000.000,00
Cleaning Service	20	1.000.000,00	20.000.000
<b>Total</b>	234		524.000.000,00

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada prarancangan pabrik Ammonium Sulfat dari Amonia dan Asam Sulfat ini dibuat analisa atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Event Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Const*) yang terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total penjualan / pendapatan
4. Analisa kelayakan

#### 4.7.1 Penaksiran Harga

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun evaluasi dapat ditaksir dengan harga peralatan pada tahun tertentu menggunakan indeks harga. Penaksiran harga tersebut sesuai dengan persamaan berikut :

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

Dengan :  $N_x$  = Harga alat pada tahun x

$N_y$  = Harga alat pada tahun y

$E_x$  = Indeks harga pada tahun x

$E_y$  = Indeks harga pada tahun  $y$

Harga indeks tahun 2013 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2013, dicari dengan persamaan regresi linier.

**Tabel 4.22 Harga Indeks**

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5

1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
<b>Total</b>	<b>8.277,6</b>

Sumber : (<http://www.che.com>, 2007)

Asumsi : Kenaikan harga Indeks berbanding lurus terhadap tahun.

Persamaan yang diperoleh adalah:

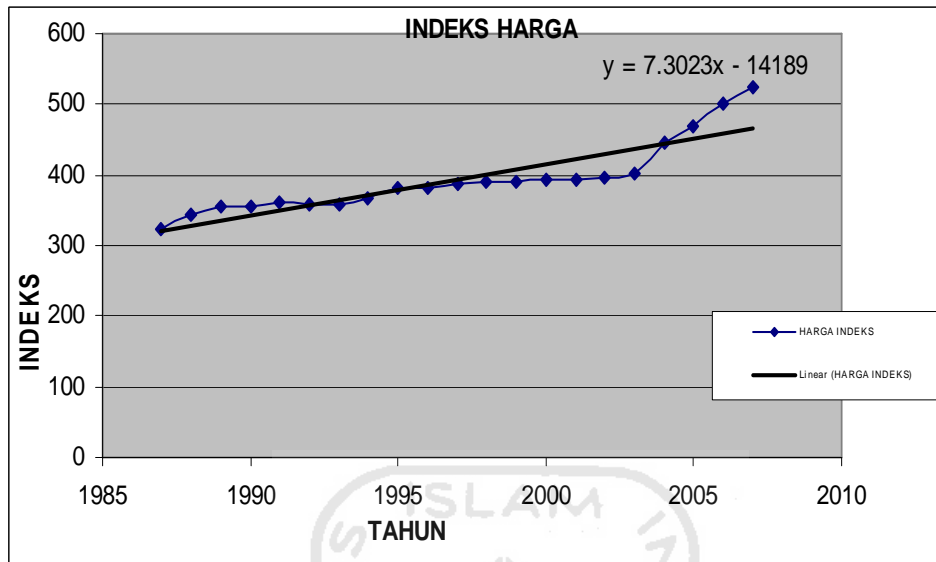
$$y = 7,3023 x - 14.189$$

Dengan menggunakan persamaan di atas diperoleh Indeks harga pada tahun evaluasi yaitu tahun pendirian pabrik. Pabrik direncanakan mulai didirikan pada tahun 2013.

Indeks harga pada tahun lain :

<b>Tahun</b>	<b>Indeks</b>
2008	474,0184
2009	481,3207
2010	488,623
2011	495,9253
2012	503,2276
2013	510,5299

Jadi indeks pada tahun 2013 = 510.5299



**Gambar 4.1 Nilai Indeks Harga**

## 4.7.2 Perhitungan Harga dan Biaya

### 4.7.2.1 Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari :

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FC*)

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

## 2. Modal kerja (*Working Capital Investment, WC*)

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

### 4.7.2.2 Manufacturing Cost

*Manufacturing cost* adalah biaya yang diperlukan untuk pembuatan suatu produk yang terdiri atas :

#### 1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost adalah pengeluaran yang langsung berkaitan dengan pembuatan produk, seperti bahan baku, buruh, bahan utilitas, dan lain sebagainya.

#### 2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena pengoperasian pabrik, seperti laboratorium, packaging, pengapalan, dan lain sebagainya.

#### 3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost adalah pengeluaran yang selalu ada dan tetap jumlahnya tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, seperti penyusutan alat, asuransi, dan lain sebagainya.



### 4.7.2.3 General Expense

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost, seperti administrasi, promosi penjualan produk, penelitian, dan lain sebagainya.

### 4.7.3 Analisa Kelayakan

#### 4.7.3.1. Percent Return On Investment (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pb}}{\text{FC}} \times 100\%$$

#### 4.7.3.2 Pay Out Time (POT)

POT adalah jumlah waktu berselang sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{FC}}{\text{Pb} + 0.1\text{FC}}$$

Dengan :     Pb     = Profit before tax  
               FC     = Fixed capital

#### 4.7.3.3 Break Event Point (BEP)

BEP adalah kapasitas produksi dimana jumlah penjualan produk sama dengan jumlah total biaya yang dikeluarkan. Pada kondisi ini pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0.3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7\text{Ra}} \times 100\%$$

#### 4.7.3.4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah kapasitas produksi dimana jumlah kerugian yang diderita perusahaan sama dengan fixed expense (pengeluaran tetap). Pada kondisi ini pabrik selayaknya tidak dioperasikan lagi karena jumlah kerugian pada saat pabrik beroperasi dan tidak beroperasi besarnya sama.

$$\text{SDP} = \frac{0.3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7\text{Ra}} \times 100\%$$

Dengan :     Fa     = Fixed expense  
               Ra     = Regulated expense  
               Va     = Variable expense  
               Sa     = Harga penjualan produk

#### 4.7.3.4. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

DCFRR adalah laju bunga bank maksimal dimana operasi suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. DCFRR ini dihitung dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

DCFRR dapat diperoleh dengan cara trial and error menggunakan persamaan berikut :

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

Dengan :

n = umur pabrik

WC = Working capital

FC = Fixed capital

SV = Salvage value

C = Annual Cash Flow

= Profit after tax + Depreciation + Finance

#### 4.7.4. Hasil Perhitungan Evaluasi Ekonomi

Asumsi :

1. Umur alat = 10 tahun
2. Waktu operasi dalam setahun = 330 hari = 8000 jam
3. Komposisi jumlah buruh = Asing : Domestik = 5 % : 95 %
4. Perbandingan manhour = Asing : Domestik = 1 : 3
5. Upah buruh asing = US\$ 25 /manhour
6. Upah buruh domestik = Rp 25000 / manhour
7. Kurs Rupiah terhadap US Dollar = Rp 9000 / US\$

##### 4.7.4.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.23 Modal Tetap

No	Komponen	Rp	US\$
1	Delivered Equipment Cost		3.922.790,57
2	Instalasi alat proses	1.516.997.173,59	349.308,56
3	Piping	711.092.425,12	602.973,11

No	Komponen	Rp	US\$
4	Instrumentation	142.218.485,02	336.833,25
5	Insulation	237.030.808,37	90.099,43
6	Electrical		227.229,02
7	Pembelian tanah dan perbaikan	40.000.000.000,00	
8	Bangunan dan perlengkapan	26.550.700.000,00	
9	Utilitas	1.130.210.742,27	2.150.073,21
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>70.228.249.634,38</b>	<b>7.729.307,15</b>
10	Engineering and Construction	14.057.649.926,88	1.545.861,43
<b>Direct Plant Cost (DPC)</b>		<b>84.345.899.561,25</b>	<b>9.275.168,59</b>
11	Contractor's Fee	4.217.294.978,06	463.758,43
12	Contingency	12.651.884.934,19	1.391.275,29
<b>FIXED CAPITAL INVESTMENT (FC)</b>		<b>101.215.079.473,51</b>	<b>11.130.202,30</b>
<b>FC dalam Rupiah</b>		<b>201.386.900.197,78</b>	

#### 4.7.4.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

**Tabel 4.24 Biaya Produksi**

No	Komponen	Rp	US\$
1	Bahan baku		17.628.006,05
2	Labor	6.288.000.000,00	
3	Supervision	1.257.600.000,00	
4	Maintenance	440.160.000,00	
5	Plant Supplies	66.024.000,00	
6	Royalties and Patent		2.750.000,00
7	Utilitas	26.100.167.092,50	
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>34.151.951.092,50</b>	<b>20.378.006,05</b>
8	Payroll Overhead	1.257.600.000,00	
9	Laboratory	943.200.000,00	
10	Plant Overhead	6.288.000.000,00	

No	Komponen	Rp	US\$
11	Packaging and Shipping		5.500.000,00
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>8.488.800.000,00</b>	<b>5.500.000,00</b>
12	Depreciation	10.121.507.947,35	1.113.020,23
13	Property Tax	2.024.301.589,47	222.604,0461
14	Insurance	1.021.150.794,74	111.302,023
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>13.157.960.331,56</b>	<b>1.446.926,299</b>
<b>MANUFACTURING COST (MC)</b>		<b>55.798.711.424,06</b>	<b>27.324.932,35</b>
<b>MC dalam Rupiah</b>		<b>301.723.102.593,41</b>	

#### 4.7.4.3 Modal Kerja (Working Capital)

Tabel 4.25 Modal Kerja

No	Komponen	Rp	US\$
1	Raw Material Inventory		1.469.000,50
2	In Process Inventory	34.874.194,64	17.078,083

No	Komponen	Rp	US\$
3	Product Inventory	4.649.892.618,67	2.277.077,696
4	Extended Credit		4.583.333,33
5	Available Cash	4.649.892.618,67	2.277.077,696
<b>WORKING CAPITAL (WC)</b>		<b>9.334.659.431,98</b>	<b>10.623.567,31</b>
<b>WC dalam Rupiah</b>		<b>104.946.765.244,29</b>	

#### 4.7.4.4 Pengeluaran Umum (General Expense)

Tabel 4.26 Pengeluaran Umum

No	Komponen	Rp	US\$
1	Administrasi	2.789.935.571,20	1.366.246,618
2	Sales Promotion	8.369.806.713,61	4.098.739,853
3	Research	2.789.935.571,20	1.366.246,618
4	Finance	11.521.706.862,15	2.706.555,327
<b>GENERAL EXPENSE (GE)</b>		<b>25.471.384.718,16</b>	<b>9.537.788,415</b>
<b>GE dalam Rupiah</b>		<b>111.311.480.454,77</b>	



$$\begin{aligned}
 \text{Total Cost} &= \text{MC} + \text{GE} \\
 &= \text{Rp } 301.723.102.593,41 + \text{Rp } 111.311.480.454,77 \\
 &= \text{Rp } 413.034.583.048,19
 \end{aligned}$$

#### 4.7.4.5 Analisa Keuntungan

$$\text{Sales Price (SA)} = \text{Rp } 495.000.000.000,00$$

$$\text{Profit Before Tax (Pb)} = \text{Rp } 81.965.416.951,81$$

$$\text{Profit Tax} = 50 \% \text{ Pb}$$

$$\text{Profit After Tax (Pa)} = \text{Rp } 40.982.708.475,91$$

#### 4.7.4.6 Analisa Kelayakan

##### Percent Return On Investment (ROI)

$$\text{ROI Before Tax} = 40,70 \%$$

$$\text{ROI After Tax} = 20,35 \%$$

##### Pay Out Time (POT)

$$\text{POT Before Tax} = 1,97 \text{ tahun}$$

$$\text{POT After Tax} = 3,29 \text{ tahun}$$

**Break Event Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)*****Fixed Expense (Fa)***

Depreciation	= Rp	20.138.690.019,78
Property tax	= Rp	4.027.738.003,96
Insurance	= Rp	2.031.869.001,98
Total Fa	= Rp	<u>26.180.297.025,71</u>

***Variable Expense (Va)***

Raw Material	= Rp	158.652.054.475,20
Patent and Royalties	= Rp	24.750.000.000,00
Utility	= Rp	26.100.167.092,50
Shipping & Packaging	= Rp	49.500.000.000,00
Total Va	= Rp	<u>259.002.221.567,70</u>

***Regulated Expense (Ra)***

Labor	= Rp	6.288.000.000,00
Supervision	= Rp	1.257.600.000,00

Maintenance	= Rp	440.160.000,00
Plant Supplies	= Rp	66.024.000,00
Laboratory	= Rp	943.200.000,00
Payroll Overhead	= Rp	1.257.600.000,00
Plant Overhead	= Rp	6.288.666.666,00
General Expense	= Rp	111.311.480.454,77
Total Ra	= Rp	127.852.064.454,77

Diperoleh :

BEP	=	44,05 %
SDP	=	26,18 %

### Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

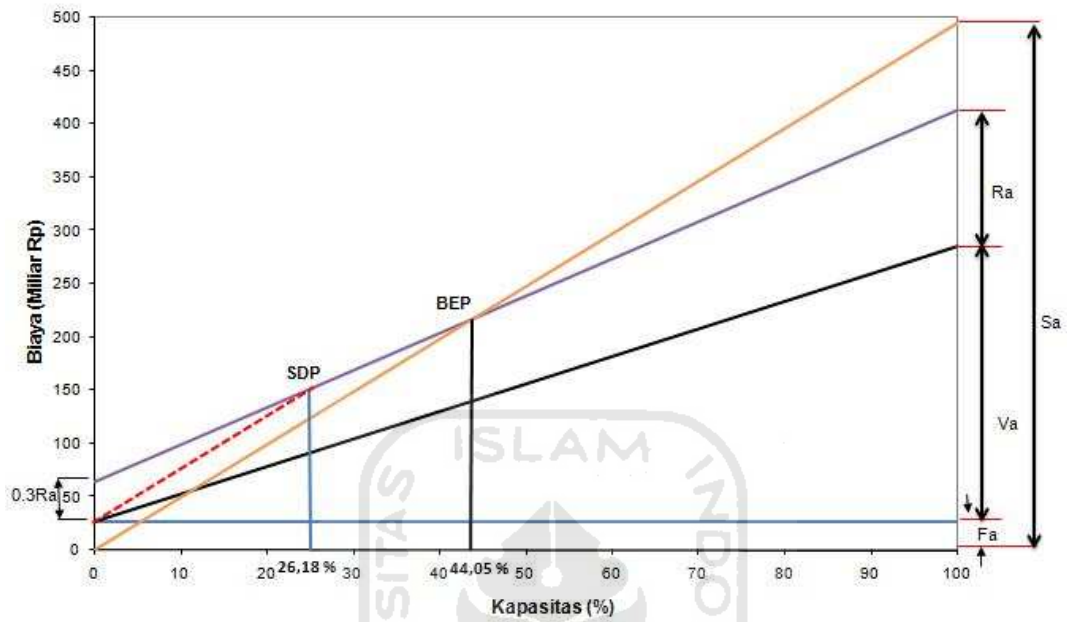
Asumsi : Cash flow (C<sub>j</sub>) tetap nilainya setiap tahun

Cash flow = Profit after taxes + Depreciation + Finance

= Rp 97.002.103.302,11

Dengan trial and error diperoleh :

DCFRR (i) = 27,62 %



Gambar 4.2 Nilai BEP dan SDP

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi (Suhu dan Tekanan Operasi) yang rendah dan pabriknya pernah dibuat sebelumnya, maka pabrik ammonium sulfat dari amonia dan asam sulfat ini tergolong sebagai pabrik beresiko rendah. Perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan :

1. Keuntungan yang diperoleh:
  - Sebelum pajak Rp. 81.965.416.951,81 /tahun
  - Sesudah pajak Rp. 40.982.708.475,91 /tahun
2. Return Of Investment (ROI):
  - Sebelum pajak = 40,70 %
  - Sesudah pajak = 20,35 %

Batasan ROI sebelum pajak dapat diterima menurut Aries and Newton 1955 adalah 11% - 44%.

3. Pay Out Time (POT):
  - Sebelum pajak = 1,97 tahun
  - Sesudah pajak = 3,29 tahun

Batasan POT sebelum pajak dapat diterima menurut Aries and Newton 1955 adalah 5 tahun.

4. Break Even Point ( BEP ) pada 44,05 % dan Shut Down Point ( SDP ) adalah 26,18%

Batasan BEP yang dapat diterima menurut Aries and Newton 1955 sebesar 40-60%.

5. Discounted Cash Flow Rate ( DCFR ) sebesar 27,62 %.

Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 6,5 %

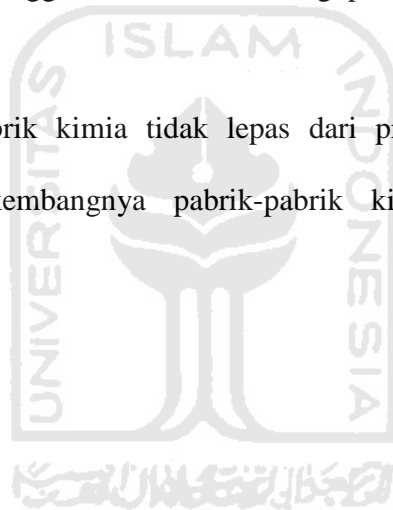
Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik ammonium sulfat dari amonia dan asam sulfat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.



## 5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses/alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical Engineering Design", Pergamon Press Ltd., Singapore.
- Faith, W.L., Keyes, P.B., and Clark, R.L., 1957, "Industrial Chemistry", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Kern, D.G. 1950, "Process Heat Transfer," Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1951, "Encyclopedia of Chemical Technology", Interscience Encyclopedia, Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1962, "Chemical Reaction Engineering", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965," Applied Process Design for Chemical and Petrochemical", vol. I-III, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc Adams, W.H., 1954," Heat Transmition", 3th ed., Mc Graw Hill Kogakusha, Tokyo.



McCabe, W.L. and Smith, J.C., 1985, "Unit Operations of Chemical Engineering",  
Mc Graw Hill Book Co., New York.

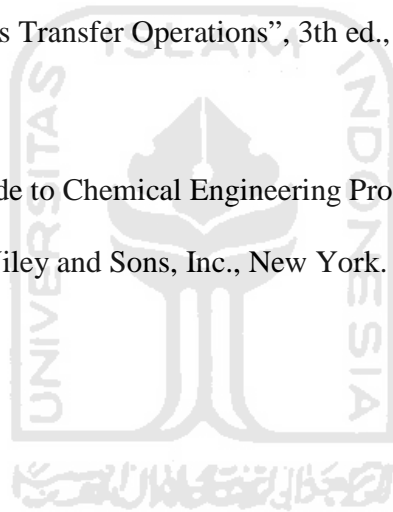
Perry, et al., 1984, "Perry's Chemical Engineering Handbook", 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw  
Hill Kogakusha Ltd., London.

Powell, S.T., 1954, "Water Condition for Industry", Mc Graw Hill Book Co., New  
York.

Treyball, R.E., 1985, "Mass Transfer Operations", 3<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co.,  
Singapore.

Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and  
Economic", John Wiley and Sons, Inc., New York.

[www.che.com](http://www.che.com), 2007



# LAMPIRAN



## R E A K T O R

Fungsi : Mereaksikan amonia sebanyak 3329.565 kg/jam dan asam sulfat sebanyak 9733.43 kg/jam sehingga dihasilkan ammonium sulfat sebanyak 12594.70 kg/jam.

Alat : Reaktor gelembung berupa kolom kosong dengan distributor gas berupa "*Perforated Plate*"

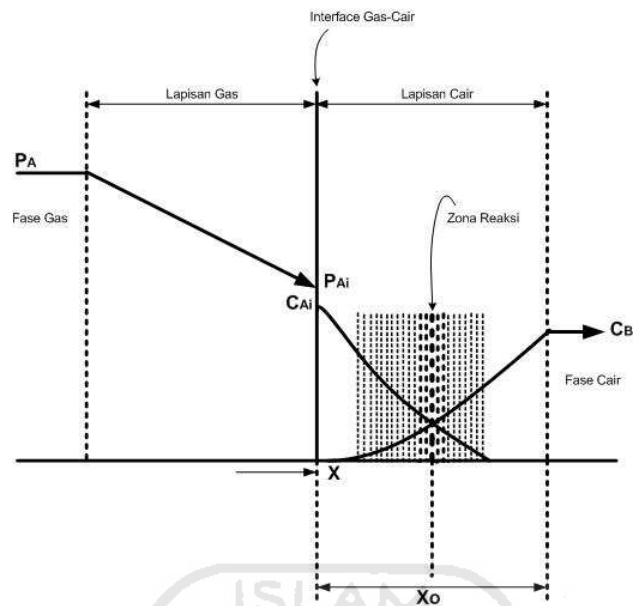
**Kondisi operasi :**

- a. Tekanan dalam reaktor : 1 atmosfer
- b. Suhu dalam reaktor : 105 – 106 °C

Pada tahun 1923 G.N Lewis, mengajukan empat kriteria untuk reaksi asam basa :

1. Reaksi asam dan basa adalah reaksi yang cepat.
2. Suatu asam kuat atau basa kuat dapat mengganti asam yang lebih lemah atau basa yang lebih lemah dari suatu senyawa.
3. Indikator dapat digunakan untuk menentukan titik ekuivalensi reaksi asam-basa
4. Asam dan basa dapat berfungsi sebagai katalis yang penting

Seperti halnya reaksi netralisasi yang lain, reaksi antara  $H_2SO_4$  dan  $NH_3$  berlangsung sangat cepat. Pembentukan fase lain dalam suatu reaksi kimia bisa mempengaruhi kecepatan reaksi. Dalam kasus dimana terjadi padatan, fenomena pembentukan inti kristal, agregasi, dan aglomerasi menentukan ukuran dan struktur partikel padatan.



**Gambar R-1** Mekanisme Reaksi reaktan gas-cair di film cairan

#### Mekanisme Reaksi :

Gas A berdifusi masuk ke bidang batas (interface gas-cair) melalui lapisan gas dan terus berdifusi masuk ke lapisan cairan. Karena kecepatan reaksi kimia berjalan cukup cepat maka reaksi terjadi di liquid-film, sehingga tidak ada A yang berdifusi masuk ke dalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan (tidak ada A yang masuk ke main body of liquid untuk bereaksi). (Levenspiel, 1972)

Dimana :

$P_A$  = Konsentrasi bahan didalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan

$P_{Ai}$  = Konsentrasi bahan didalam interface yang dinyatakan dengan tekanan

$C_{Ai}$  = Konsentrasi gas pada bidang batas gas-cair yang setimbang dengan konsentrasi gas.

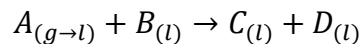
$C_B$  = Konsentrasi bahan asam sulfat didalam larutan.

Kesetimbangan pada interface dinyatakan dengan Henry law's :

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$$

Dimana :

$H_A$  = Koefisien Henry, Pa m<sup>3</sup>/mol



1. Zat A tidak dapat langsung beraksi dengan zat B, zat A mengubah dahulu ke dalam fase cairan agar dapat beraksi dengan zat B
2. Reaksi terjadi pada kondisi A cair dan B cair sehingga terbentuk produk C

Persamaan umum kecepatan reaksi partikel A :

$$-r_A^m = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot \alpha} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot \alpha \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A \quad (\text{Levenspiel, 1972})$$

Dengan :  $k_{Ag}$  = Koefisien Transfer Massa dalam lapisan gas

$\alpha$  = Luas Permukaan per satuan volume

$k_{Al}$  = Koefisien Transfer Massa dalam cairan

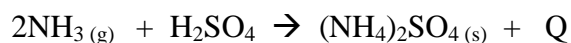
$kC_{B0}$  = Koefisien Transfer Massa dalam padatan

$X_B$  = Konversi mol

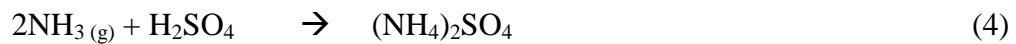
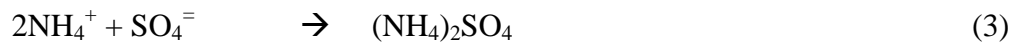
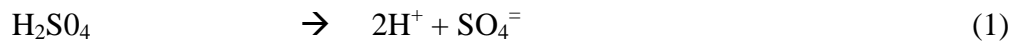
$f_l$  = Fraksi Mol Cairan

$P_A$  = Tekanan parsial NH<sub>3</sub> di bulk gas, atm

Proses pembentukan Ammonium sulfat merupakan reaksi netralisasi yang terjadi antara gas ammonia dan asam sulfat cair. Reaksi yang terjadi adalah:



Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Mekanisme ini adalah berdasarkan teori Bronsted – Lowry dimana asam merupakan proton donor dan basa merupakan proton akseptor

Dengan A : NH<sub>3</sub>, B : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan C : (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, maka langkah-langkah reaksi adalah sebagai berikut :

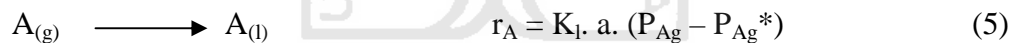
**Persamaan stoikiometris komponen :**

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

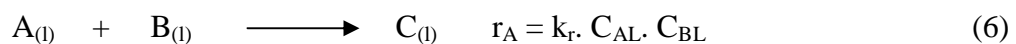
$$F_B = F_{B0} - F_{A0} X_A$$

$$F_C = F_{C0} + F_{A0} X_A$$

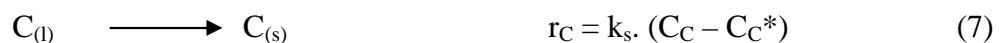
Transfer masa NH<sub>3</sub> dari gas ke cairan



Reaksi kimia di fase cair



Transfer masa ammonium sulfat dari cairan ke permukaan kristal



## Langkah-Langkah Perancangan :

### 1. Menentukan konstanta kecepatan reaksi

#### Kecepatan Reaksi :

$$k = Ae^{-E/RT}$$

(An Introduction to Chemical Engineering

$$k = 9.67 \times 10^7 e^{-28.03/RT}$$

Kinetics and Reactor Design, 1977)

Dimana :

$$T = 106^\circ\text{C} = 379 \text{ K}$$

$$R = 1,9872 \text{ cal/mol.K}$$

Maka k pada kondisi operasi didapatkan sebesar :

$$k = 9.680.990.560,55 \text{ L/kmol.s}$$

### 2. Menentukan kecepatan laju volumetrik umpan masuk ke reaktor

**Tabel A-1.** Umpan masuk reaktor :

#### Umpan Cair

No	Komponen	Bmi	Fw	Fm	xi	xi.Bmi
		kg/kmol	kg/jam	kmol/jam		
1	H <sub>2</sub> O	18.0152	194.67	10.805875	0.099992	1.8013772
2	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.0734	9538.76	97.261439	0.900008	88.266837
			<b>9733.43</b>	<b>108.06731</b>	1	<b>90.068214</b>

#### Umpan Gas

No	Komponen	Bmi	Fw	Fm	yi	yi.Bmi
		kg/kmol	kg/jam	kmol/jam		
1	NH <sub>3</sub>	17.031	3312.92	194.52293	1	17.031
			<b>3312.92</b>	<b>194.52293</b>	1	<b>17.031</b>

Kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

Dimana :

m = Kecepatan umpan masuk reaktor, kg/jam

$\rho$  = Densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair :

$$\rho_L = A.B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4}$  = Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, g/ml

$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$  = Densitas H<sub>2</sub>O, g/ml

No	Komponen				$\rho$	xi	xi. $\rho$
		A	B	n	kmol/jam		
1	H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	53.93093	0.107604	5.803182
2	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.42169	0.19356	0.2857	17.65545	0.892396	15.75566
						1	21.55884

Maka Laju Volumetrik umpan masuk fase cair adalah : 5077.7 L/jam

Menentukan densitas untuk fase gas, kg/L

Toperasi = 379 K

Poperasi = 1 atm

Konstanta Gas (R) = 0.08206 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K

Densitas Gas = 1 atm / 0,08206 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K / 379 K

$$= 0.0321536 \text{ kmol/m}^3$$

$$= 0.5476075 \text{ kg/m}^3$$



### 3. Menentukan Diffusivitas Gas

$$DAL = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\theta_L \cdot Mb)^{0.5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0.6}}$$

Dimana : Faktor asosiasi NH<sub>3</sub> ( $\theta_L$ ) = 3.467,39

Berat molekul cairan NH<sub>3</sub> (BM) = 0,0258 kmol

Viskositas cairan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ( $\mu_L$ ) =  $1,31 \cdot 10^{-5}$  kg.m/detik

Suhu operasi (T) = 106 °C

Volume molekular NH<sub>3</sub> (VA) = 0.3345696 m<sup>3</sup>/kmol

Diffusivitas gas ke cairan (DAL) =  $2,19 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/detik

### 4. Menentukan koefisien transfer massa fase cair ( $k_{AL}$ )

Untuk  $D_B < 1$  mm (0,1 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_b}{D_{AL}} = 2.0 + 0.31 \left[ \frac{D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Untuk  $D_B > 25$  mm (2,5 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_B}{D_{AL}} = 0.42 \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{0.5} \left[ \frac{D_B^2 \cdot \rho_L \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L^2} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry, R.H., 1986})$$

Dimana :

$D_B$  = Diameter gelembung, cm

$D_{AL}$  = Difusifitas gas melalui cairan, cm<sup>2</sup>/detik

$\rho_l$  = Densitas cairan, g/cm<sup>3</sup>

$\rho_g$  = Densitas gas, g/cm<sup>3</sup>

$\Delta\rho$  = Densitas gas, g/cm<sup>3</sup>

$\mu_L$  = Viskositas solvent, g/cm.detik

g = Gravitasi bumi

= 980 cm/detik<sup>2</sup>

### 5. Menentukan bilangan hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusivitas max melalui film}}$$

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{H_2SO_4} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

Dimana :

(Levenspiel, O., 1972)

MH = Bilangan Hatta

k = Konstanta kecepatan reaksi  
= 9.680.990.560,55 L/kmol.s

C<sub>Bo</sub> = Konsentrasi cairan (tabel)  
= 0.0542285 kmol/L

D<sub>AL</sub> = Difusivitas gas ke cairan  
= 2,19.10<sup>-2</sup> cm<sup>2</sup>/detik

K<sub>AL</sub> = Koefisien transfer massa fase cair  
= 1,7432 cm/detik

Sehingga,

MH = 19.4516 (Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh)

Keterangan :

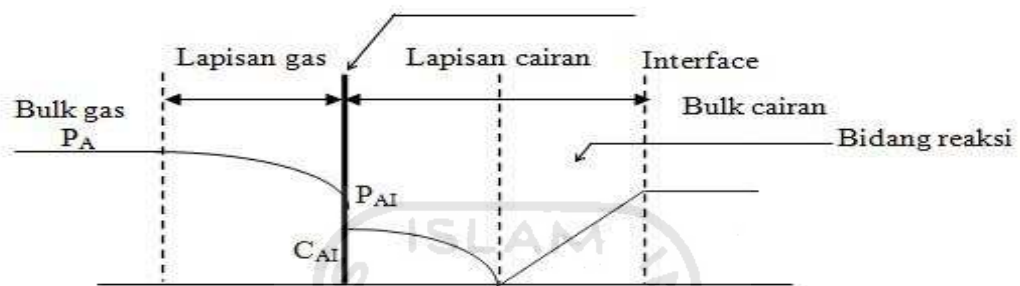
MH > 2 : Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh

0,02 < MH < 2 : Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh

MH < 0,02 : Reaksi kimia faktor yang berpengaruh

### Langkah - Langkah Reaksi

Reaksi antara asam sulfat di fase cair dan ammonia di fase gas merupakan reaksi heterogen. Langkah-langkah reaksi terdiri atas absorpsi fisis ammonia dari fase gas ke fase cair dan diikuti reaksi kimia di fase cair.



**Gambar R-2** Skema mekanisme reaksi reaktan gas-cair di film cairan

### Absorpsi fisis $\text{NH}_3$ dari fase gas ke fase cair :

Asumsi-asumsi :

1. Aliran gas plug flow
2. Aliran cairan mixed flow
3. Kondisi steady state telah tercapai
4. Reaktor isothermal
5. Sifat fisis gas dan cairan tetap
6. laju alir volumetrik cairan tetap

#### 1. Perpindahan masa $\text{NH}_3$ (A) dari bulk gas ke interface gas-cair

$$N_{AG} = k_G a_v (P_A - P_{Ai})$$

Dengan :  $N_{AG}$  = Laju perpindahan masa  $\text{NH}_3$  di fase gas,  $\text{kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{jam}$

$k_G$  = koefisien perpindahan masa  $\text{NH}_3$  di fase gas,  $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{atm} \cdot \text{jam}$

$a_v$  = luas spesifik interface gas-cair,  $\text{m}^2/\text{m}^3$  (gas+cair)

$P_A$  = tekanan parsial  $\text{NH}_3$  di bulk gas, atm

$P_{A_i}$  = tekanan parsial  $\text{NH}_3$  di interface gas-cair, atm

## 2. Kesetimbangan fase $\text{NH}_3$ di interface

Terjadinya kesetimbangan fase  $\text{NH}_3$  di interface dianggap terjadi dengan spontan.

$$P_{A_g}^* = H_A C_{A_i} \quad (8)$$

Dengan :  $H_A$  = Konstanta Henry  $\text{NH}_3$ , atm/(kmol/m<sup>3</sup>)

$C_{A_i}$  = Konsentrasi  $\text{NH}_3$  fase cair di interface gas-cair, kmol/m<sup>3</sup>

Uap  $\text{NH}_3$  yang mendifusi ke lapisan film cairan akan segera habis beraksi dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , dengan demikian bisa dianggap bahwa reaksi terjadi di film cairan dan tidak ada  $\text{NH}_3$  yang mendifusi sampai bulk cairan.

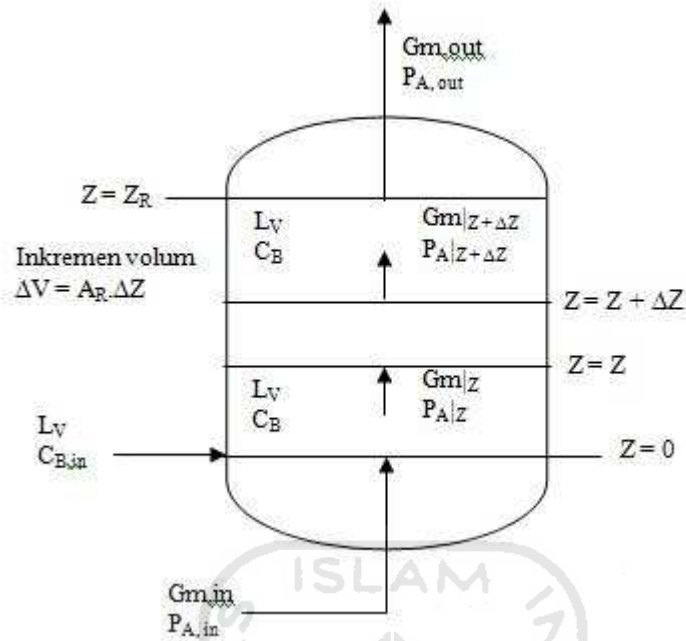
$$C_{A_i} \approx 0$$

Dari persamaan (8) diperoleh

$$P_{A_g}^* \approx 0$$

Selanjutnya persamaan (5) dapat disederhanakan sehingga diperoleh persamaan

$$r_A = k_L a P_{A_g} \quad (9)$$



**Gambar A-3** Profil konsentrasi dan arah aliran gas di reaktor

### Neraca masa NH<sub>3</sub> (A) di fase gas

Rate of NH<sub>3</sub> input – Rate of NH<sub>3</sub> output – Rate of NH<sub>3</sub> absorbed = Rate of Acc

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - N_A A_R \Delta Z = 0$$

$$(10) \quad \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_{z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = -N_A A_R$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -N_A A_R \quad (11)$$

Dengan :  $F_A = m \frac{P_A}{P} G_m$

$$dF_A = \frac{P_A}{P} dG_m + \frac{G_m}{P} dP_A$$

$$dG_m = dF_A$$

sehingga :

$$dF_A = \frac{P_A}{P} dF_A + \frac{G_m}{P} dP_A$$

$$\left(1 - \frac{P_A}{P}\right) dF_A = \frac{G_m}{P} dP_A$$

$$dF_A = \frac{G_m}{P - P_A} dP_A$$

$$\frac{G_m}{P - P_A} \frac{dP_A}{dZ} = -N_A A_R$$

$$\frac{dP_A}{dZ} = -\frac{N_A A_R}{G_m} (P - P_A) \quad (12)$$

Dengan :  $F_A$  = Laju alir molar gas NH<sub>3</sub> di fase gas, kmol/jam

$G_m$  = Laju alir molar gas, kmol/jam

$P_A$  = Tekanan gas NH<sub>3</sub>, atm

$Z$  = Tinggi, meter

$N_A$  = Mol A (gas), mol

$A_R$  = Luas Permukaan Reaktor, m<sup>2</sup>

### Neraca masa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (B) reaktor di fase cair

Rate of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> input – Rate of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> output – Rate of reaksi = Rate of Acc

$$F_{B,in} - F_B - (-r_B)(1 - \epsilon_G)V_R = 0 \quad (13)$$

$$L_V C_{B,in} - L_V C_B - (-r_B)(1 - \epsilon_G)V_R$$

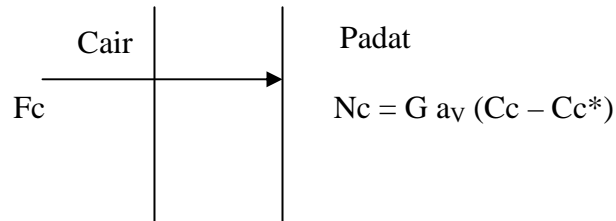
$$V_R = \frac{L_V (C_{B,in} - C_B)}{(-r_B)(1 - \epsilon_G)} \quad (14)$$

Dengan :  $L_V$  = Laju volumetrik umpan masuk fase cair, L/jam

$C_B$  = Konsentrasi gas

$\epsilon_G$  = Hold Up Gas, m<sup>3</sup>

**Transfer masa Ammonium Sulfat dari cairan ke permukaan kristal**



**Gambar R-3. Skema mekanisme Transfer masa dari bulk cairan ke padatan**

**Absorpsi fisis Ammonium sulfat dari cair ke permukaan kristal**

1. Perpindahan masa dari bulk cairan ke permukaan kristal

$$N_c = G a_v (C_c - C_c^*) \quad (15)$$

$$a_v = 6/d_p \quad (16)$$

Dengan :  $N_c$  : Laju perpindahan masa ammonium sulfat dari cairan ke permukaan kristal,  $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

$G$  : kecepatan pertumbuhan kristal,  $\text{m/s}$

$a_v$  : luas spesifik interface cair-padat,  $\text{m}$

$d_p$  : diameter partikel padatan,  $\mu\text{m}$

Neraca masa ammonium sulfat (C) disekitar volum reaktor di fase padat

Rate of ZA output – Rate of ZA input – Rate of ZA reacted = Rate of acc

$$F_{c_{output}} - F_{c_{input}} - N_c V_R = 0 \quad (17)$$

$$F_{c_{output}} - F_{c_{input}} - G a_v (C_c - C_c^*) V_R = 0$$

$$a_v = \frac{F_{c_{out}} - F_{c_{in}}}{G(C_c - C_c^*) V_R} \quad (18)$$

$$d_p = \frac{6 G (C_c - C_c^*) V_R}{F_{c_{out}} - F_{c_{in}}} \quad (19)$$

### Perhitungan Trial and Error Volume Reaktor

Perhitungan volume reaktor dilakukan berdasarkan aliran gas plug flow dan aliran cairan mixed flow. Volume reaktor berdasarkan aliran gas plug flow dilakukan dengan mencoba-coba diameter reaktor kemudian tinggi reaktor dihitung berdasarkan pers, (12) secara iterasi dengan metode Runge-Kutta. Sedangkan volume reaktor berdasarkan aliran cairan mixed flow dihitung berdasarkan pers, (14). Kemudian kedua nilai volume reaktor dicocokkan sampai diperoleh beda yang lebih kecil dari toleransi yang ditetapkan, jika belum cocok maka diameter reaktor dicoba dengan nilai yang lain. Perhitungan Trial and Error ini dilakukan dengan metode Newton Raphson.

#### Dinamika gelembung

##### 1. Hold – up gelembung gas

Van Dierendonck (1971) menemukan bahwa fraksi volum gelembung gas didalam suatu kolom gelembung merupakan fungsi dari suatu parameter proses yaitu kecepatan linier dan parameter sifat fisis.

$$\varepsilon_G = 1.2 \left( \frac{\mu_L u_{SG}}{\sigma_L} \right)^{3/4} Mo^{1/8}$$

Dengan :  $Mo = \frac{\rho_L \sigma_L^3}{g \mu_L^4} = \text{Morton Number}$

$\mu_L = \text{Viskositas cairan, Pa.dtk}$

$\sigma_L = \text{Surface tension cairan, N/m}$

$U_{SG} = \text{kecepatan linier gas, m/dtk}$

$\rho_L = \text{densitas cairan, kg/m}^3$



$g = \text{percepatan gravitasi bumi} = 9.807 \text{ m/dtk}$

batasan – batasan yang dianjurkan untuk korelasi semi empiris diatas :

- $\varepsilon_G \leq 0.45$
- $0.03 < U_{SG} < 0.4 \text{ m/dtk}$
- $0 \leq U_{SL} \leq 0.02 \text{ m/dtk}$
- $d_R > 0.15 \text{ m}$
- $0.3 < Z / d_R < 3$

## 2. Diameter gelembung gas

Van Dierendonck mengukur diameter gelembung dengan teknik fotografi dan menemukan hubungan antara kecepatan linier gas dan diameter gelembung :

$$\left( \frac{d_b \rho_L g}{\sigma_L} \right) = c \left( \frac{\mu_L u_{SG}}{\sigma_L} \right)^{-1/2} Mo^{-3/4}$$

Dengan :  $d_b = \text{diameter gelembung gas, m}$

$c = 6.25$  untuk cairan hampir murni

$c = 2.1$  untuk larutan elektronik

kecepatan linier gas merupakan fungsi dari jumlah gas. Dalam perjalanan gas dari bottom ke top didalam reaktor gelembung jumlahnya akan terus berkurang karena terjadi reaksi. Hal ini menyebabkan kecepatan linier gas menjadi berkurang dan diameter gelembung akan bertambah sesuai dengan persamaan diatas.

$$d_b = \left[ \frac{c Mo^{-3/4} \sigma_L \left( \frac{\mu_L u_{SG}}{\sigma_L} \right)^{-1/2}}{\rho_L g} \right]^{1/2}$$

Misal :

$$c_1 = \left[ \frac{c Mo^{-3/4} \sigma_L \left( \frac{\mu_L}{\sigma_L} \right)^{-1/2}}{\rho_L g} \right]^{1/2}$$

Maka,

$$d_b = c_1 u_{SG}^{-1/4}$$

Jika persamaan diatas diturunkan terhadap tinggi reaktor maka akan diperoleh :

$$\frac{d(d_b)}{dZ} = -\frac{c_1}{4} u_{SG}^{-3/4} \frac{du_{SG}}{dZ} \quad (20)$$

Hubungan antara kecepatan linier gas dengan laju alir molar gas adalah sebagai berikut :

$$u_{SG} = \frac{G_m BM_G}{3600 A_R \rho_G}$$

Jika persamaan diatas diturunkan terhadap tinggi reaktor maka akan diperoleh :

$$\frac{du_{SG}}{dZ} = \frac{BM_G}{3600 A_R \rho_G} \frac{dG_m}{dZ}$$

Diketahui bahwa  $dG_m = dF_A$  dan dari hubungan antara  $dF_A$  dengan  $dP_A$  diperoleh :

$$\frac{du_{SG}}{dZ} = \frac{BM_G}{3600 A_R \rho_G} \frac{G_m}{P - P_A} \frac{dP_A}{dZ}$$

Dan dari persamaan (12), maka persamaan diatas dapat disederhanakan sebagai berikut :

$$\frac{du_{SG}}{dZ} = -\frac{BM_G}{3600 \rho_G} N_B \quad (21)$$

Substitusi persamaan (20) kedalam persamaan (21), diperoleh :

$$\frac{d(d_b)}{dZ} = \frac{c_1 BM_G}{14400 \rho_G} N_B u_{SG}^{-3/4} \quad (22)$$

Untuk diameter gelembung awal yaitu gelembung yang terbentuk pada saat melewati hole distributor gas, tidak dipengaruhi kecepatan linier gas melainkan fungsi diameter hole :

$$d_{B0} = dh \left( \frac{6\sigma_L}{d_h^2 (\rho_L - \rho_G)} \right)^{1/3} \quad (23)$$

Dengan :  $d_h$  = diameter hole, m

Luas Permukaan Spesifik

$$a_v = \frac{6\mathcal{E}_G}{d_B} \quad (24)$$

### Vessel Dispersion Number

Untuk mengetahui apakah model perancangan reaktor yang dipilih sudah benar yaitu aliran gas mendekati *plug flow* dan aliran cair mendekati *completely mixed flow*, maka digunakan parameter *Vessel Dispersion Number* yaitu suatu parameter untuk menentukan dispersi aksial dalam suatu sistem yang mengalir dalam suatu vessel.

$$\text{Vessel Dispersion Number} = \frac{D}{u.L} \quad (26)$$

Dengan :  $D$  = Koefisien dispersi aksial, m<sup>2</sup>/dtk

$L$  = Panjang Vessel, m

$u$  = Kecepatan linier bahan yang mengalir, m/dtk

Kaitan antara jenis aliran dengan vessel dispersion number adalah sebagai berikut (Levenspiel, 1999: hal.296) :

1.  $\frac{D}{uL} \rightarrow 0$ , aliran plug, dispersi aksial dapat diabaikan
2.  $\frac{D}{uL} \rightarrow \infty$ , aliran mixed, dispersi aksial besar

Menurut Levenspiel (1999 : hal.301), aliran masih dapat dianggap plug flow jika

$$\frac{D}{uL} < 1.$$

Koefisien dispersi aksial

Dispersi aksial akan meningkat dengan meningkatnya diameter reaktor. Dimana

untuk kisaran  $U_{SG}$  antara 15 – 40 ft/menit, bilangan Peclet untuk cairan  $\left(\frac{Du_r}{Da}\right)$

(Rase and Holmes, 1977: hal.673)

$$\frac{Du_r}{Da} \approx 0.6 \quad (27)$$

Dengan :  $u_r$  = kecepatan linier relatif, m/dtk

$D$  = Diameter reaktor, m

$Da$  = koefisien dispersi aksial,  $m^2/dtk$

Sehingga diperoleh dispersi aksial sebagai berikut :

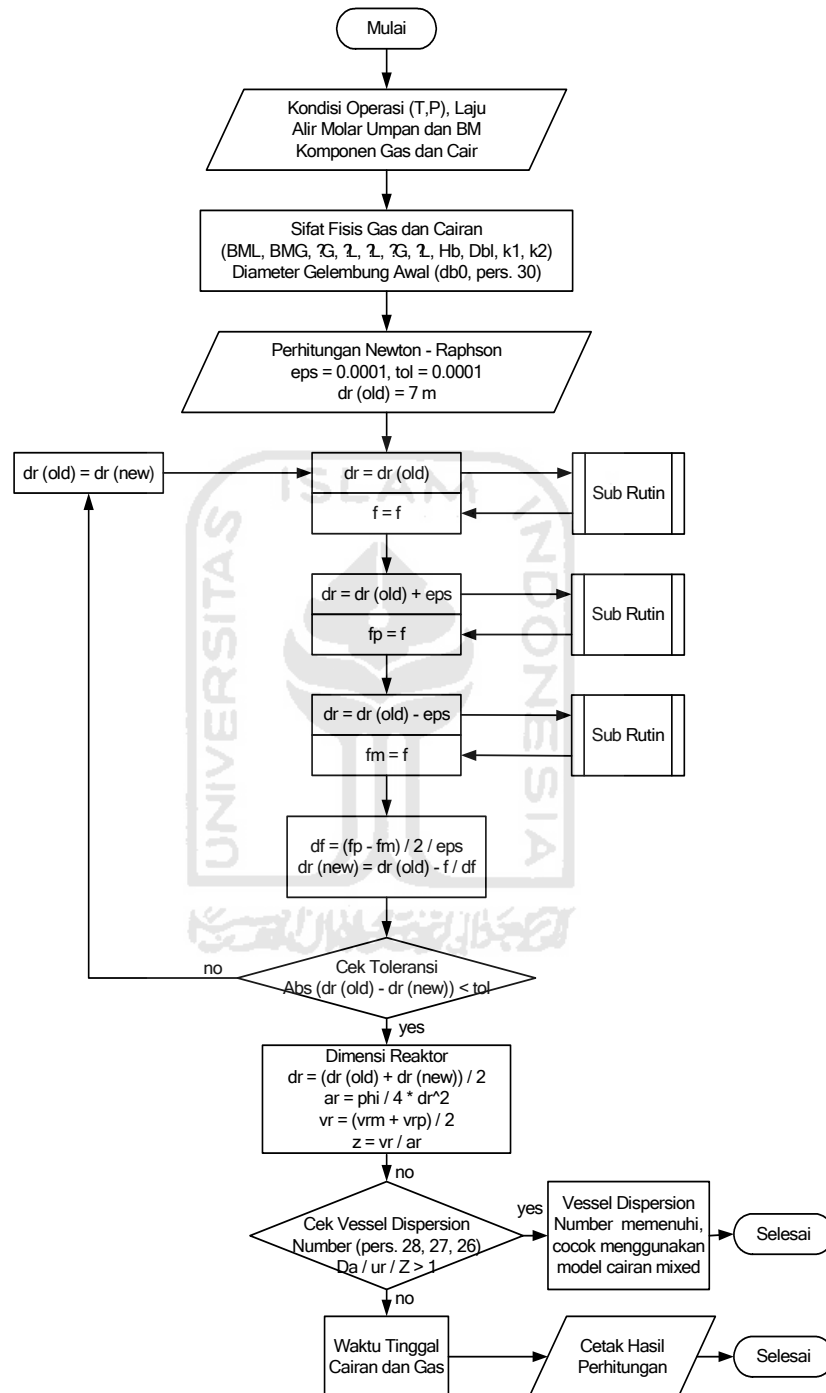
$$Da = \frac{D.u_r}{0.6}$$

Untuk aliran Counter Current :

$$u_r = \frac{u_{SG}}{\varepsilon_G} + \frac{u_{SL}}{(1 - \varepsilon_G)} \quad (28)$$

Dengan :  $\varepsilon_G$  = Hold up gelembung gas

Gambar R-4. Algoritma Program Perancangan Reaktor



### List Program

```

CLS
PRINT "=====
PRINT " |           Program Perancangan Reaktor Gelembung           | "
PRINT " | Pembuatan Ammonium Sulfat dari Ammonia dan Asam Sulfat | "
PRINT " |           (Model Cair Mixed - Gas plug)           | "
PRINT " |-----
PRINT " |           Oleh : Danang Adi Setyawan dan Balkis Monalisa   | "
PRINT " |-----"

'### Make Array ###
np = 100000: xan = .98
DIM z(np), fa(np), db(np)

'### Tetapan ###
rg = .08206      'm^3.atm/kmol.K
gr = 9.807      'm/dtk^2
phi = 22 / 7

'### Kondisi Operasi ###
t = 106      'C
t = t + 273  'K
p = 1        'atm

'### Data Laju Alir Molar Umpan (kmol/jam) ###
'--- Cair ---
kompb$ = "Asam Sulfat": fb0 = 95.543

'--- Gas ---
kompa$ = "Amonia": fa0 = 190.828: fain = fa0

'--- Padat ---
kompc$ = "Ammonium Sulfat": fc0 = 99.308
ft10 = fb0 + fa0 + fc0

'### Fraksi mol ###
xa0 = fa0 / ft10
xb0 = fb0 / ft10
xc0 = fc0 / ft10

'### Data Berat Molekul (kg/kmol) ###
'--- Cair ---
bmb = 98.08

'--- Gas ---
bma = 17.03

'--- Padat ---
bmc = 132.14

'### Sifat Fisis Campuran ###
'*** Densitas ***
'--- Cair ---
rhomb = .8322 / .19356 ^ (1 + (1 - t / 925) ^ .2857)
'kmol/m^3

```

```

    rhol = rhomb * bmb          'kg/m^3

'--- Gas ---
    rhoma = p / rg / t          'kmol/m^3
    rhog = rhoma * bma          'kg/m^3

'--- Padat ---
    rhomc = 13.38732            'kmol/m^3
    rhos = rhomc * bmc          'kg/m^3
'*** Viscositas (kg/m.dtk) ***
'--- Cair ---
    visb = EXP(-179.84 + 10694 / t + 24.611 * LOG(t))
    visl = visb

'--- Gas ---
    visa = 4.1855E-08 * t ^ .9806 / (1 + 30.8 / t)
    visg = visa

'*** Surface Tension Cairan (N/m) ***
    toul = .061486 - .0000304 * t

'*** Konstanta Henry NH3 dalam cairan (atm.m^3/kmol) ***
    ha = 1/14.7 * EXP(439.3 / t - .5435 * LOG(t) + .01119 * t +
1.034)

'*** Difusivitas NH3 dalam cairan (m^2/dtk) ***
    dal = 2.196 * 10 ^ -10

'### Laju Alir Volum (m^3/jam) ***
'--- Cairan ---
    lv = fb0 / rhomb

'--- Gas ---
    gv = fa0 / rhoma

'--- Padat ---
    pv = fc0 / rhomc

'*** Cetak Data-data Input ***
PRINT
PRINT "Kondisi Operasi Reaktor :"
PRINT "- suhu operasi reaktor          ="; t - 273; "C"
PRINT "- tekanan operasi reaktor       ="; p; "atm"
PRINT
PRINT "Aliran Umpan cair :"
PRINT "- laju alir molar cairan          ="; fb0; "kmol/jam"
PRINT "- laju alir massa cairan          ="; fb0 * bmb;
"kg/jam"
PRINT "- laju alir volum cairan          ="; lv; "m^3/jam"
PRINT
PRINT "Aliran Umpan Gas :"
PRINT "- laju alir molar gas             ="; fa0; "kmol/jam"
PRINT "- laju alir massa gas             ="; fa0 * bma;
"kg/jam"
PRINT "- laju alir volum gas             ="; gv; "m^3/jam"

```

```

PRINT
INPUT "Mulai iterasi ----- tekan enter....!!!!!!", oke
CLS
PRINT
PRINT "Iterasi sedang berlangsung"
PRINT "Please be patient await.....:)"

'*** Diameter gelembung ***
'--- db awal ---
20  dh = 3                                'mm : diameter hole
    dbh = (dh / 1000) * (6 * toul / (dh / 1000) ^ 2 / (rho1 -
rhog)) ^ (1 / 3)

'*** Persamaan Stoikiomeris ***
fan = fa0 * (1 - xan)
fbn = fb0 - 1 / 2 * (fa0 * xan)
fcn = fc0 + 1 / 2 * (fa0 * xan)

'*** Trial and Error Diameter Reaktor dengan Metode Newton-
Rapshon ***
eps = .0001: tol = .0001
droid = 7                                'm
30  dr = droid: GOSUB 100: f = f
    dr = droid + eps: GOSUB 100: fp = f
    dr = droid - eps: GOSUB 100: fm = f
    df = (fp - fm) / 2 / eps
    drnew = droid - f / df
    IF ABS(droid - drnew) < tol THEN 40
40  dr = (droid + drnew) / 2: ar = phi / 4 * dr ^ 2

'*** Volum Reaktor ***
vr = (vrm + vrp) / 2

'*** Tinggi Reaktor ***
z = vr / ar

'*** Cek Dispersi Aksial ***
'--- True Velocity ---
usg = usg0 / eg: usl = usl / (1 - eg)

'--- Kecepatan Relatif ---
ur = usg + usl

'--- Vessel Dispersion Number, D/uL ---
pec = .6
da = dr * ur / pec
dul = da / usl / z

'*** Cek Bilangan Reynold Gelembung Gas dalam Cairan Mixed ***
rhe = rho1 * ur * (db0 / 1000) / visb

'*** Waktu Tinggal ***
'--- Cairan ---
wtc = vr / lv

```



```

'---- Gas ---
      wtg = z / usg

'*** Cetak Hasil Perhitungan ***
      CLS
      PRINT "Hasil Iterasi Newthon-Rapshon"
      PRINT "-----"
      PRINT "Diameter Reaktor                                ="; droid;
"m"
      PRINT "Volum Reaktor Berdasarkan Cairan Mixed          ="; vrm;
"m^3"
      PRINT "Volum Reaktor Berdasarkan Gas Plug              ="; vrp;
"m^3"
      INPUT "", oke

      CLS
      PRINT "Profil Laju Molar NH3 (fa) dan Diameter Gelembung Gas
(db)"
      PRINT "          Sepanjang Tinggi Reaktor (z) dari Bottom Kolom
"
      PRINT
"=====
      vv = 13
      PRINT
      PRINT TAB(vv); "-----"
      PRINT TAB(vv); "      z (m)      : fa (kmol/jam) : db (mm)      :
      PRINT TAB(vv); "-----"
      za$ = ": ##.#### : ##.#### : #.##### :
      FOR i = 1 TO np STEP 10
          PRINT TAB(vv); USING za$; z(i); fa(i); db(i) * 1000
      NEXT i
      PRINT TAB(vv); USING za$; z(np); fa(np); db(np) * 1000
      PRINT TAB(vv); "-----"
      INPUT "", oke

      CLS
      PRINT "Dimensi Reaktor :"
      PRINT "-----"
      PRINT "Luas Tampang Reaktor                                ="; ar; "m^2"
      PRINT "Diameter dalam Reaktor                                ="; dr; "m"
      PRINT "Tinggi Reaktor tanpa coil                              ="; z; "m"
      PRINT "Rasio Tinggi / Diameter Reaktor                       ="; z / dr
      PRINT "Volum Reaktor tanpa Coil                               ="; vr; "m^3"
      PRINT "Diameter Hole                                          ="; dh; "mm"
      PRINT
      PRINT "Parameter Perancangan :"
      PRINT "-----"
      PRINT "Kecepatan Linier Gelembung Gas                          ="; usg; "m/dtk"
      PRINT "Kecepatan Linier Cairan                                ="; usl; "m/dtk"
      PRINT "Hold Up Gas                                             ="; eg; "m^3
gas/m^3(gas+Cair)"
      PRINT "Vessel Dispersion Number, D/uL                          ="; dul
      PRINT "Bilangan Reynold                                        ="; rhe
      PRINT "Waktu Tinggal Cairan                                    ="; wtc; "jam"

```

```

PRINT "Waktu Tinggal gelembung                               "="; wtg; "detik
="; wtg / 60;                                               "menit"

INPUT "", oke

CLS
PRINT "Sifat Fisis Cairan : "
PRINT "-----"
PRINT "Densitas Cairan                                     "="; rho1;
"kg/m^3"
PRINT "Berat Molekul Cairan                               "="; bmb;
"kg/kgmol"
PRINT "Viskositas Cairan                                  "="; visb;
"Pa.dtk"
PRINT
PRINT "Sifat Fisis Gas : "
PRINT "-----"
PRINT "Densitas Gas                                       "="; rhoG;
"kg/m^3"
PRINT "Berat Molekul Gas                                   "="; bma;
"kg/kgmol"
PRINT "Viskositas Gas                                     "="; visa;
"Pa.dtk"
PRINT
PRINT "Sifat Fisis Lain dan Tetapan-tetapan : "
PRINT "-----"
PRINT "Tegangan Muka Cairan dan Gas                       "="; toul; "N/m"
PRINT "Difusivitas NH3 dalam cairan                       "="; dal;
"m^2/dtk"
PRINT "Tetapan Henry NH3                                   "="; ha;
"atm*m^3/kmol"
PRINT "Percepatan Gravitasi Bumi                           "="; gr;
"m/dtk^2"
PRINT
PRINT "---- The End ----"
END

'=== Sub Rutin Trial and Error Diameter Reaktor dengan Newthon-
Rapshon ===
'*** Luas Tampang Reaktor ***
100 ar = phi / 4 * dr ^ 2

'*** Kecepatan Linier Gas ***
ug = gv / ar
usg0 = ug / 3600
usg = usg0

'### Parameter Perancangan ###
'*** Kecepatan Linier Cairan ***
usl = lv / ar / 3600

'*** Hold Up gas (eg) ***
eg = 1.2 * (visl * usg / toul) ^ (3 / 4) * (rho1 * toul ^ 3 /
gr / visl ^ 4) ^ (1 / 8)

'*** Koefisien Transfer Massa Fasa Cair (kl) ***

```

```

      kl = .42 * (visb * gr / rho1) ^ (1 / 3) * (rho1 * dal / visb)
^ .5
      IF dbh < .002 THEN kl = kl * 500 * dbh
      kl = 3600 * kl

'*** Koefisien Transfer Massa Fasa Gas (kg) ***
      kg = (2 * dal * (phi ^ 2) * rg * t) / 3 * db      'mol/jam
m^3

'### Perhitungan Tinggi Reaktor utk Gas Plug -----> Metode Runge-
Kutta ***

'--- Initial Condition ---
      dz = .01: np = 0
      z0 = 0: fa0 = fain: db0 = dbh

'--- Iterasi ---
120  np = np + 1
      z(np) = z0: fa(np) = fa0: db(np) = db0
      z = z0: fa = fa0: db = db0

      IF fa <= fan THEN 130

      GOSUB 500
      ak1 = f1 * dz: al1 = f2 * dz

      z = z0 + dz / 2: fa = fa0 + ak1 / 2: db = db0 + al1 / 2
      GOSUB 500
      ak2 = f1 * dz: al2 = f2 * dz

      z = z0 + dz / 2: fa = fa0 + ak2 / 2: db = db0 + al2 / 2
      GOSUB 500
      ak3 = f1 * dz: al3 = f2 * dz

      z = z0 + dz: fa = fa0 + ak3: db = db0 + al3
      GOSUB 500
      ak4 = f1 * dz: al4 = f2 * dz

      z0 = z0 + dz
      fa0 = fa0 + (ak1 + 2 * ak2 + 2 * ak3 + ak4) / 6
      db0 = db0 + (al1 + 2 * al2 + 2 * al3 + al4) / 6

      GOTO 120

'*** Tinggi Reaktor ***
130  z = z0

'*** Volum Reaktor utk Gas Plug ***
      vrp = z * ar

'*** Volum Reaktor utk Kristalisasi Padatan ***
      gg = 1.67 * 10 ^ (-8)      'm/dtk
      gg = gg * 3600      'm/jam

```

```

dp = 1          'mm
dp = dp / 1000 'm

ap = 6 / dp     'm^2/m^3

cc = fcn / lv   'kmol/m^3

ccs = 1.03      'kg/kg
ccs = ccs / bmc * rhol

nc = gg * ap * (cc - ccs)
vrm = fcn / nc / (1 - eg)

'*** Fungsi Error ***
f = vrp - vrm

RETURN

'=== Subrutin PD Model Gas Plug ===

'*** Kecepatan Linier Gas ***
500 usg = fa * bma / ar / rhog / 3600

'*** Surface Area (av) ***
av = 6 * eg / db

'*** Laju Perpindahan Massa NH3 ***
pa = fa * rg * t / gv
na = kg * av * pa

'*** Persamaan Diferential ***
f1 = -na * ar

mo = (rhol * toul ^ 3 / gr / visl ^ 4)
cdb = (2.1 * mo ^ (-.75) * toul / rhol / gr * (visl / toul) ^
(-.5)) ^ .5

f2 = cdb * bma / 14400 / rhog * usg ^ (-3 / 4) * na

RETURN

```

## HASIL PERHITUNGAN PROGRAM

```

=====
|           Program Perancangan Reaktor Gelembung           |
| Pembuatan Ammonium Sulfat dari Ammonia dan Asam Sulfat |
|           (Model Cair Mixed - Gas plug)                   |
|-----|
|           Oleh : Danang Adi Setyawan dan Balkis Monalisa   |
|-----|

```

Kondisi Operasi Reaktor :

```

- suhu operasi reaktor           = 106 C
- tekanan operasi reaktor        = 1 atm

```

Aliran Umpan cair :

```

- laju alir molar cairan          = 95.543 kmol/jam
- laju alir massa cairan         = 9370.857 kg/jam
- laju alir volum cairan         = 5.411529 m^3/jam

```

Aliran Umpan Gas :

```

- laju alir molar gas            = 190.828 kmol/jam
- laju alir massa gas           = 3249.801 kg/jam
- laju alir volum gas           = 5934.892 m^3/jam

```

Mulai iterasi ----- tekan enter....!!!!

Hasil Iterasi Newthon-Rapshon

```

-----
Diameter Reaktor                = 3.685125 m
Volum Reaktor Berdasarkan Cairan Mixed = 43.10498 m^3
Volum Reaktor Berdasarkan Gas Plug   = 43.1049 m^3

```

Profil Laju Molar NH<sub>3</sub> (fa) dan Diameter Gelembung Gas (db)  
Sepanjang Tinggi Reaktor (z) dari Bottom Kolom

```

=====

```

```

-----
z (m)      : fa (kmol/jam) : db (mm) :
-----
: 0.0000   : 190.8280 : 8.0391002 :
: 0.1000   : 173.0061 : 8.0391562 :
: 0.2000   : 157.2137 : 8.0391798 :
: 0.3000   : 142.6971 : 8.0392551 :
: 0.4000   : 129.5210 : 8.0393295 :
: 0.5000   : 117.5617 : 8.0393972 :
: 0.6000   : 106.7067 : 8.0394621 :
: 0.7000   : 96.8541  : 8.0395279 :
: 0.8000   : 87.9112  : 8.0395927 :
: 0.9000   : 79.7942  : 8.0396576 :
: 1.0000   : 72.4266  : 8.0397234 :
: 1.1000   : 65.7394  : 8.0397816 :
: 1.2000   : 59.6697  : 8.0398378 :
: 1.3000   : 54.1604  : 8.0398932 :
: 1.4000   : 49.1598  : 8.0399494 :
: 1.5000   : 44.6210  : 8.0400057 :
: 1.6000   : 40.5012  : 8.0400610 :
: 1.7000   : 36.7618  : 8.0401173 :

```

: 1.8000	: 33.3677	: 8.0401659	:
: 1.9000	: 30.2870	: 8.0402117	:
: 2.0000	: 27.4908	: 8.0402584	:
: 2.1000	: 24.9527	: 8.0403051	:
: 2.2000	: 22.6489	: 8.0403519	:
: 2.3000	: 20.5579	: 8.0403986	:
: 2.4000	: 18.6599	: 8.0404453	:
: 2.5000	: 16.9372	: 8.0404911	:
: 2.6000	: 15.3735	: 8.0405321	:
: 2.7000	: 13.9542	: 8.0405693	:
: 2.8000	: 12.6659	: 8.0406075	:
: 2.9000	: 11.4966	: 8.0406446	:
: 3.0000	: 10.4352	: 8.0406818	:
: 3.1000	: 9.4718	: 8.0407190	:
: 3.2000	: 8.5974	: 8.0407562	:
: 3.3000	: 7.8037	: 8.0407934	:
: 3.4000	: 7.0832	: 8.0408306	:
: 3.5000	: 6.4293	: 8.0408678	:
: 3.6000	: 5.8358	: 8.0409031	:
: 3.7000	: 5.2970	: 8.0409307	:
: 3.8000	: 4.8080	: 8.0409594	:
: 3.9000	: 4.3641	: 8.0409870	:
: 4.0000	: 3.9613	: 8.0410147	:
: 4.0400	: 3.8107	: 8.0410261	:

Dimensi Reaktor :

Luas Tampang Reaktor	= 10.67012 m <sup>2</sup>
Diameter dalam Reaktor	= 3.685126 m
Tinggi Reaktor tanpa coil	= 4.03978 m
Rasio Tinggi / Diameter Reaktor	= 1.096239
Volum Reaktor tanpa Coil	= 43.10494 m <sup>3</sup>
Diameter Hole	= 3 mm

Parameter Perancangan :

Kecepatan Linier Gelembung Gas	= .3513963 m/dtk
Kecepatan Linier Cairan	= 2.514549E-04 m/dtk
Hold Up Gas	= .4397114 m <sup>3</sup> gas/m <sup>3</sup> (gas+Cair)
Vessel Dispersion Number, D/uL	= 2126.136
Bilangan Reynold	= 1.19206
Waktu Tinggal Cairan	= 7.965391 jam
Waktu Tinggal gelembung	= 11.49637 detik = .1916061 menit

Sifat Fisis Cairan :

Densitas Cairan	= 1928.6284 kg/m <sup>3</sup>
Berat Molekul Cairan	= 89.45882 kg/kgmol
Viskositas Cairan	= 4.107529E-03 Pa.dtk

Sifat Fisis Gas :

Densitas Gas	= .5475754 kg/m <sup>3</sup>
--------------	------------------------------

Berat Molekul Gas = 17.03 kg/kgmol  
Viskositas Gas = 1.307459E-05 Pa.dtk

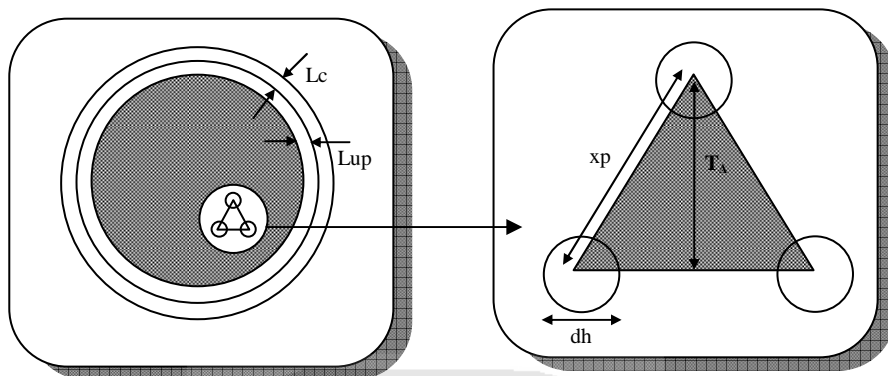
Sifat Fisis Lain dan Tetapan-tetapan :  
-----

Tegangan Muka Cairan dan Gas = .0499644 N/m  
Difusivitas NH<sub>3</sub> dalam cairan = 2.196E-10 m<sup>2</sup>/dtk  
Tetapan Henry NH<sub>3</sub> = 1.680769 atm\*m<sup>3</sup>/kmol  
Percepatan Gravitasi Bumi = 9.807 m/dtk<sup>2</sup>



## Perancangan Distributor Gas

Alat distributor gas yang dipilih adalah *Perforated Plate* dengan susunan hole *Triangular Pitch*.



Gambar R-5. Susunan hole pada perforated plate

- Dengan :
- $X_p$  = Jarak antar pusat hole (pitch), mm
  - $d_h$  = Diameter hole, mm
  - $T_{\Delta}$  = Tinggi segitiga yang diarsir (pada gambar), mm
  - $L_{up}$  = Lebar sisi plate tanpa hole, mm
  - $L_c$  = Lebar celah antara sisi plate dengan dinding reaktor, mm

Diameter hole yang umum digunakan berukuran 3 s/d 12 mm (1/8 s/d 1/2 in) (Treybal, 1981:hal. 167).

Menurut Treybal (1981:hal. 140), umumnya  $x_p = (2.5 \text{ s/d } 5) d_h$ . Dan pada reaktor gelembung, untuk mencegah terjadinya *coalescing* maka minimal  $x_p = 3 d_h$ .

- Dipilih :
- $d_h = 3 \text{ mm}$
  - $x_p = 3 d_h = 9 \text{ mm}$
  - $L_{up} = 50 \text{ mm}$



$$L_c = 100 \text{ mm}$$

Diketahui :  $D_R = 3.685 \text{ m}$

Luas Tampang Reaktor,

$$A_R = \frac{\pi}{4} D_R^2 \quad (29)$$

$$A_R = 10.665 \text{ m}^2$$

Luas Plate,

$$A_D = \frac{\pi}{4} (D_R - 2L_c)^2 \quad (30)$$

$$A_D = 9.539 \text{ m}^2$$

Luas Plate Aktif,

$$A_a = \frac{\pi}{4} (D_R - 2(L_c + L_{up}))^2 \quad (31)$$

$$A = 8.999 \text{ m}^2$$

Tinggi  $\Delta$ ,

$$T_\Delta = \sqrt{x_p^2 - (\frac{1}{2}x_p)^2} = \frac{1}{2}\sqrt{3}x_p \quad (32)$$

Luas  $\Delta$ ,

$$A_\Delta = \frac{1}{2} \text{Alas} * \text{Tinggi} = \frac{1}{2}x_p \cdot \frac{1}{2}\sqrt{3}x_p = \frac{1}{4}\sqrt{3}x_p^2 \quad (33)$$

Luas  $\Delta$  yang diarsir termasuk luas  $\frac{1}{2}$  hole sehingga luas plate untuk satu hole adalah :

$$A_{ph} = 2A_\Delta = \frac{1}{2}\sqrt{3}x_p^2 = 7.015 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Jumlah hole,

$$N_h = \frac{A_a}{A_{ph}} \quad (34)$$

$$N_h = 128299$$

Dipakai jumlah hole : 128300 buah hole

*Perhitungan Pressure Drop Gas*

*Dry Pressure Drop*

*Dry pressure drop* adalah *pressure drop* aliran gas akibat friksi di dalam hole. Dimana hole dianggap sebagai tabung pendek dengan tebal plate sama dengan tinggi tabung (Treybal, 1981:hal.167).

$$h_D = \frac{u_h^2}{2g} \frac{\rho_G}{\rho_L} C_o \left[ 0.4 \left( 1.25 - \frac{A_{ht}}{A_a} \right) + \frac{4Lf}{d_h} + \left( 1 - \frac{A_{ht}}{A_a} \right)^2 \right] \quad (35)$$

Dengan :  $u_h$  = Kecepatan linier gas lewat hole, m/dtk =  $G_v / A_{ht}$

$G_v$  = Laju alir gas, m<sup>3</sup>/dtk

$C_o$  = Koefisien orifice =  $1.09(d_h/L)^{0.25}$

$L$  = Tebal plate

$f$  = Faktor friksi Fanning, untuk  $Re_h < 2100$ ,  $f = 16 / Re_h$

$Re_h$  = Bilangan Reynold gas lewat hole =  $\frac{\rho_G u_h d_h}{\mu_G}$

$A_{ht}$  = Luas total hole pada disperser, m<sup>2</sup>

$A_a$  = Luas disperser aktif, m<sup>2</sup>

Tebal plate dipilih berdasarkan rekomendasi dari Treybal (Table 6.2, hal 169).

Untuk bahan Stainless Steel dan  $d_h = 3 \text{ mm}$ , maka  $L/d_h = 0.65$

Sehingga,  $L = 0.65 d_h = 1.95 \text{ mm}$ .

$$C_o = 1.09(1/0.65)^{0.25} = 1.2139$$

Luas total hole pada disperser,  $A_{ht} = \frac{\pi}{4} d_h^2 N_h = 0.906 \text{ m}^2$

Diketahui :  $G_v = 6042.594 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$\rho_G = 0.547 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_G = 1.307 \times 10^{-5} \text{ kg/m.dtk}$$

Kecepatan linier gas lewat hole,  $u_h = 6042.594/0.906/3600 = 1.851 \text{ m/dtk}$

Diperoleh :  $Re_h = (0.547) \times (1.851) \times (3/1000) / 1.307 \times 10^{-5} = 232.554$

Faktor friksi Fanning,  $f = 16/232.554 = 0.068$

Dengan data-data yang diperoleh kemudian dimasukkan ke persamaan (35) maka diperoleh,  $h_D = 0.00085 \text{ m}$

### Hydraulic Head

*Hydraulic head* adalah *pressure drop* akibat gaya hidrostatis cairan dalam kolom.

Dengan :  $h_L = \text{Tinggi cairan} = 4.038 \text{ m}$

### Residual Gas Pressure Drop

Residual gas pressure drop adalah *pressure drop* akibat pembentukan gelembung gas.

$$h_R = \frac{6\sigma_L}{\rho_L d_h g} \quad (36)$$

Diketahui :  $\sigma_L = 0.061 \text{ N/m}$

$$\rho_L = 1928.628 \text{ kg/m}^3$$

Diperoleh,  $h_R = 0.00632 \text{ m}$

#### Total Pressure drop

$$h_T = h_D + h_L + h_R = 4.046 \text{ m}$$

$$\Delta P = h_T \cdot \rho_L \cdot g = 78036.018 \text{ Pa} = 0.770 \text{ atm}$$

### **Perancangan Tebal Dinding (*Shell dan Head*)**

#### Material Construction

Cairan di dalam reaktor dipandang korosif karena mengandung asam sulfat sehingga dinding reaktor dipilih dari bahan yang tahan terhadap sifat korosif larutan.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Austenitic Stainless Steel High Alloy Steel SA 167 Grade 11 (AISI Type 316)*, yang mempunyai komposisi sebagai berikut :

Cr = 16 – 18 %	Mo = 2 – 3 %	Si = 1 %
Ni = 10 – 14 %	C = 0.08 %	Mn = 2 %

(Table 23-12, Perry,1984)

Data-data yang lain :

- Laju Korosi < 0.02 in/tahun
- *Maximum Allowable Stress*,  $f = 17900 \text{ Psi}$ .

(Table 4, App.D.,Brownell and Young, 1959)

Faktor Korosi, Corrosion Allowance (C)

Asumsi : Umur pabrik 10 tahun

$$C = (0.02 \text{ in/th})(10 \text{ th}) = 0.2 \text{ in}$$

Menurut Coulson and Richardson (1983:hal. 640), untuk bahan yang korosif sebaiknya dipilih  $C_{min} = 4 \text{ mm (0.1575 in)}$ . Sehingga akan cukup aman jika dipilih  $C = 0.2 \text{ in}$ .

Tekanan Perancangan

Tekanan Perancangan,  $P_d = (1.05 - 1.1) P_{operasi}$

Dipilih :  $P_d = 1.2 P_{operasi}$

Diketahui :  $P_{operasi} = P = 1 \text{ atm}$

$$\Delta P = 0.770 \text{ atm}$$

$$P_d (\text{Shell}) = P_d (\text{Bottom head})$$

$$= 1.2 (P + \Delta P) = 1.1 (1+0.770)$$

$$= 2.12 \text{ atm} = 31.228 \text{ psi}$$

$$P_d (\text{Top head}) = 1.1 P = 1.1 \text{ atm}$$

Tebal Dinding Shell

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C \quad (37)$$

Dengan :  $t_s = \text{Tebal dinding shell, in}$

$r_i$  = Jari-jari dalam reaktor, in

$E$  = *Joint efficiency* = 0.8 untuk *Double Welded Butt Joint*

(Brownell and Young, 1959:hal. 254)

Diketahui :  $r_i = D_R / 2 = 1.842 \text{ m} = 72.541 \text{ in}$

Diperoleh :  $t_s = 0.274 \text{ in}$

Dipilih tebal shell standar :  $t_s = 0.375 \text{ in}$  (3/8 in)

### Perancangan Head

Jenis head yang dipilih adalah jenis *Elliptical Dished Head*. Head ini paling banyak digunakan untuk *process vessel* yang beroperasi pada tekanan lebih dari 200 psi.

### Tebal Head

$$t_h = \frac{P_d D_R}{2fE - 0.2P_d} + C \quad (38)$$

Dengan :  $D_R$  = Diameter dalam reaktor, in

Diketahui :  $D_R = 3.685 \text{ m} = 145.083 \text{ in}$

### Tebal Top Head

Diperoleh :  $t_h = 0.388 \text{ in}$

Dipilih tebal top head standar :  $t_h = 0.5 \text{ in}$

### Tebal Bottom Head

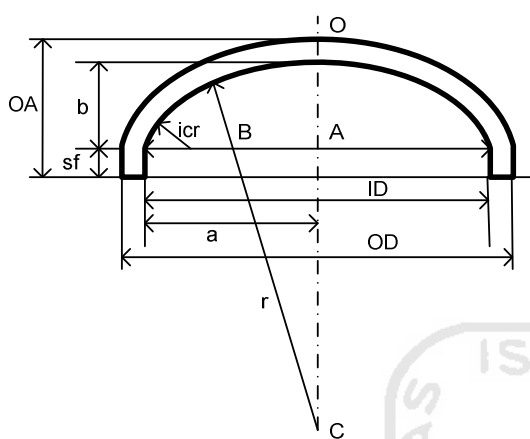
Diperoleh :  $t_h = 0.388 \text{ in}$

Dipilih tebal bottom head standar :  $t_h = 0.5 \text{ in}$

### Menghitung Volume Head

Menentukan jarak puncak dengan straight flange (tinggi head):

Dipilih  $sf = 2$  in



$$a = ID/2 = 72.541 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 63.836 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 136.378 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 120.515 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 24.568 \text{ in}$$

$$OA = b + sf + th = 27.068 \text{ in}$$

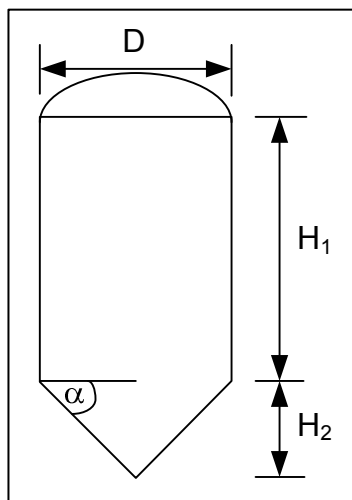
Sehingga diperoleh tinggi head = 27.068 in = 0.687 meter

Menghitung volume head :

$$V_{head} = 0.000049 ID^3 + \frac{\pi}{4} \left( \frac{ID}{12} \right)^2 \left( \frac{sf}{12} \right)$$

Sehingga didapat volume head = 168.766 ft<sup>3</sup> = 4.778 m<sup>3</sup>

### Menghitung volume bottomed reactor



Dirancang sudut dasar 30 derajat

$$H_2 = \frac{1}{2} \times D \times \tan(30)$$

$$H_2 = \frac{1}{2} \times 3.685 \times 0.577 = 1.063 \text{ meter}$$

$$V_b = \left( \frac{1}{3} \pi / 4 \right) \times D^2 \times H_2$$

$$\text{Volume bottomed} = 3.782 \text{ m}^3$$

Menghitung tinggi larutan dalam shell

$$\text{Volume larutan dalam tangki (VL)} = 43.104 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan dalam shell (Vls)} = \text{VL} - \text{Volume head} = 38.326 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas penampang tangki (A)} = \pi/4 \times D^2 = 10.660 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell (Hls)} = \text{Vls} / \text{A} = 3.595 \text{ meter}$$

Menghitung tinggi shell

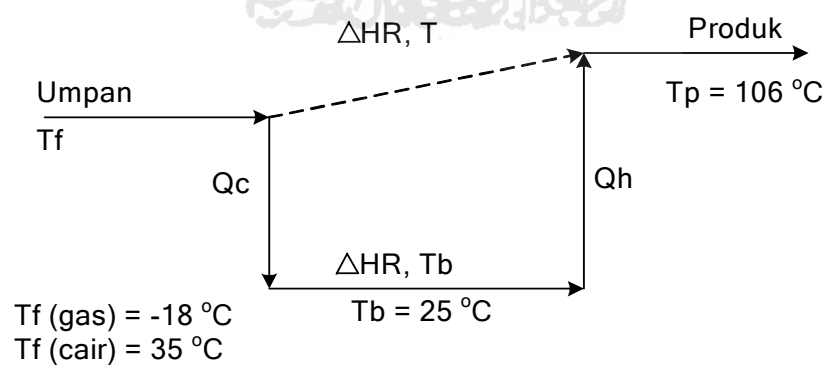
$$\text{Volume tangki (VT)} = 51.705 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \text{VL} - (\text{Volume head} \times \text{Volume bottomed}) = 33.630 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell (Ls)} = \text{Vs}/\text{A} = 3.154 \text{ meter}$$

**Perhitungan Panas Reaksi**

Asumsi : Reaksi berlangsung isothermal pada suhu 106 °C.



**Gambar R-6. Rute perhitungan panas reaksi.**



### Panas Reaksi Standar

Panas reaksi standar pada suhu 25 °C dapat dicari dengan persamaan berikut:

$$\Delta H_{R,298K}^0 = \sum_{\text{Produk}} v_i \Delta H_{f_i,298K}^0 - \sum_{\text{Reaktan}} v_i \Delta H_{f_i,298K}^0 \quad (39)$$

Dengan :  $v_i$  = Koefisien komponen  $i$  pada persamaan reaksi (1 dan 2).

Data panas pembentukan standar (Reid and Prausnitz, ; Perry, 1997) dan kapasitas panas masing-masing komponen (Bank Data ChemCAD v.5.2) :

Komponen	$\Delta H_f^0$ 298 K	Koefisien Cp				
	J/kmol	A	B	C	D	E
Amonia	-4.59E7	6.70	$6.3 \cdot 10^{-3}$	0	0	0
Asam Sulfat	-7.35E8	$5.98 \cdot 10^4$	$3.95 \cdot 10^2$	$-5.2 \cdot 10^{-1}$	$3.1 \cdot 10^{-4}$	$-7.1 \cdot 10^{-8}$
Air	-2.42E8	$2.76 \cdot 10^5$	$-2.1 \cdot 10^3$	8.13	$1.4 \cdot 10^{-2}$	$9.4 \cdot 10^{-6}$
ZA	-1.18E9	$5.02 \cdot 10^4$	$6.99 \cdot 10^2$	$-7.0 \cdot 10^{-1}$	0	0

Keterangan : Kapasitas panas masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan polinomial sebagai berikut :  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Dengan :  $C_p$  dalam J/kmol.K (Cairan) dan J/mol.K (Gas),  $T$  dalam K

Dengan memasukkan data panas pembentukan standar ke persamaan (39) maka diperoleh panas reaksi standar sebagai berikut :

$$\Delta H_{r0} = \sum_{\text{produk}} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{\text{reaktan}} v_i \Delta H_{f0}$$

$$\Delta H_R = (-1.18 \times 10^9) - (-4.59 \times 10^7) - (-7.35 \times 10^8) - (-2.42 \times 10^8)$$

$$\Delta H_R = -6.42 \times 10^8 \text{ J/kmol} \quad (\text{Reaksi eksotermis})$$

1. Panas suhu umpan ( $Q_c$ ) :

Komponen	BM	Cp	Fw	Fm1	Fm2	(Fm.Cp)1	(Fm.Cp)2
	kg/kmol	J/kmol.K	kg/jam	kmol/jam	J/jam.K	J/jam.K	J/jam.K
NH <sub>3</sub>	17.031	3.08E+04	3312.91761	194.5228		6000543	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.0734	1.50E+05	9538.75563		97.26139		14624353.3
H <sub>2</sub> O	18.0152	1.61E+06	13693.7909		760.1243		1226164234
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	132.136	2.15E+05	13108.7662				
			39654.2304	194.5228	857.3857	6000543	1240788587

Umpan gas dari expander :  $Q_{c1} = \sum (F_{mi} C_{pi})_1 (T_b - T_{f1})$

$T_{f1} = -18 \text{ }^\circ\text{C}$

$Q_{c1} = 6000543 \times (25 - (-18)) = 258023336 \text{ J/jam}$

Umpan cairan dari tangki penyimpanan :  $Q_{c2} = \sum (F_{mi} C_{pi})_2 (T_b - T_{f2})$

$T_{f2} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$

$Q_{c2} = 1240788587 \times (25 - 35) = -1.2408 \times 10^{10} \text{ J/jam}$

Panas total suhu umpan

$Q_c = Q_{c1} + Q_{c2} = -1.215 \times 10^{10} \text{ J/jam}$

**2. Panas Reaksi Standar**

Panas reaksi standar ( $\Delta H_{R0}$ ) =  $-6.42 \times 10^8 \text{ J/kmol}$

Jumlah reaktan yang bereaksi (Fm) =  $190.713 \text{ kmol/jam}$

Panas reaksi ( $\Delta H_R$ ) =  $-1.22 \times 10^{11} \text{ J/jam}$

### 3. Panas untuk kenaikan suhu produk 106 °C

Komponen	BM	Cp	Fw	Fm	Fm.Cp
	kg/kmol	J/kmol.K	kg/jam	kmol/jam	J/jam.K
NH <sub>3</sub>	17.031	3.08E+04	64.8817723	3.809628	117517.5
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.0734	1.50E+05	381.657484	3.891549	585138.6
H <sub>2</sub> O	18.0152	1.61E+06	13693.7909	760.1243	1.23E+09
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	132.136	2.15E+05	25703.4632	194.5228	41733378
			39843.7933	962.3482	1.27E+09

Suhu produk (Tp) = 106 °C

$$Q_h = \sum F_{mi} \cdot C_{pi} \cdot (T_p - T_b)$$

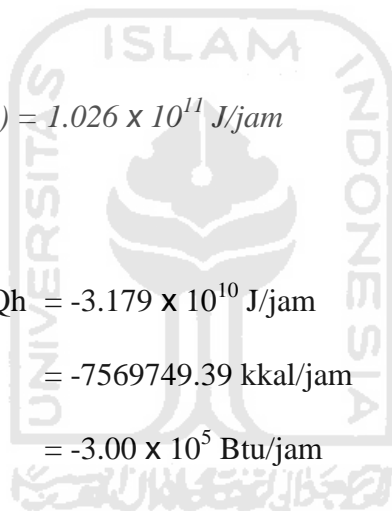
$$Q_h = 1.27 \times 10^9 (106 - 25) = 1.026 \times 10^{11} \text{ J/jam}$$

### 4. Panas reaksi total

$$\Delta H_R \text{ total} = Q_c + \Delta H_R + Q_h = -3.179 \times 10^{10} \text{ J/jam}$$

$$= -7569749.39 \text{ kkal/jam}$$

$$= -3.00 \times 10^5 \text{ Btu/jam}$$



*Perancangan Isolasi*Perhitungan Luas Permukaan Reaktor

Permukaan dalam reaktor

$$A_i = A_{si} + 2(A_{hi} + A_{sfi}) \quad (40)$$

Dengan :  $A_{si}$  = Luas permukaan shell bagian dalam =  $\pi D_i L_s$

$A_{sfi}$  = Luas permukaan straight flange bagian dalam =  $\pi D_i SF$

$A_{hi}$  = Luas permukaan head bagian dalam

$$= \frac{1}{2} \left( 2\pi a_i + \frac{\pi b_i^2}{L_i} \ln \frac{(1+L_i)}{(1-L_i)} \right)$$

$$L_i = c_i / a_i ; c_i = \sqrt{a_i^2 - b_i^2}$$

$$a_i = a = 2.9780 \text{ m}; b_i = b = 1.4890 \text{ m}$$

Diketahui :  $D_i = 3.685 \text{ m}$

$$L_s = 3.154 \text{ m}$$

$$SF = 2 \text{ in} = 0.0508 \text{ m}$$

Diperoleh :  $A_{si} = 36.504 \text{ m}^2$

$$A_{sfi} = 0.588 \text{ m}^2 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$c_i = 2.5790 \text{ m}$$

$$L_i = 0.8660 \text{ m}$$

$$A_{hi} = 26.011 \text{ m}^2 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$A_i = 62.515 \text{ m}^2$$

Permukaan luar reaktor

$$A_o = A_{so} + 2(A_{ho} + A_{sfo}) \quad (41)$$

Dengan :  $A_{so}$  Luas permukaan shell bagian luar =  $\pi D_o L_s$

$A_{sfo}$  = Luas permukaan straight flange bagian luar =  $\pi D_o SF$

$A_{ho}$  = Luas permukaan head bagian luar

$$= \frac{1}{2} \left( 2\pi a_o + \frac{\pi b_o^2}{L_o} \ln \frac{(1+L_o)}{(1-L_o)} \right)$$

$$L_o = c_o / a_o; c_o = \sqrt{a_o^2 - b_o^2}$$

$$t_h \text{ (rata-rata)} = 0.5 \text{ in} = 0.0127 \text{ m}$$

$$a_o = a + t_h = 3.0351 \text{ m}; b_o = b + t_h = 1.5461 \text{ m}$$

Diketahui :  $t_s = 2.3125 \text{ in} = 0.0587 \text{ m}$

$$D_o = D_i + 2t_s = 6.0734 \text{ m}$$

Diperoleh :  $A_{so} = 36.692 \text{ m}^2$

$$A_{sfo} = 0.588 \text{ m}^2 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$c_o = 2.6118 \text{ m}$$

$$L_o = 0.8605 \text{ m}$$

$$A_{ho} = 45.485 \text{ m}^2 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$A_o = 82.178 \text{ m}^2$$

### Perhitungan Panas Hilang Lewat Dinding Reaktor Tanpa Isolasi

Panas yang hilang lewat dinding ke sekeliling disebabkan karena suhu dinding reaktor lebih tinggi daripada suhu udara sekeliling. Perpindahan panas dari dinding reaktor ke udara terjadi secara konveksi dan radiasi.

Asumsi :

- Suhu dinding luar reaktor = suhu cairan di dalam reaktor

$$T_w = T_r = 106 \text{ }^\circ\text{C} = 222.8 \text{ }^\circ\text{F} = 682.8 \text{ R}$$

- Suhu udara sekeliling,  $T_u = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 95 \text{ }^\circ\text{F} = 555 \text{ R}$

Panas Hilang

$$Q_{loss} = (h_c + h_r)A_o(T_w - T_u) \quad (42)$$

Dengan :  $Q_{loss}$  = Panas hilang lewat dinding, Btu/jam

$h_c$  = Koefisien perpindahan panas konveksi bebas, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.R

$h_r$  = Koefisien perpindahan panas radiasi, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.R

$A_o$  = Luas permukaan luar dinding reaktor, ft<sup>2</sup>

Koefisien Perpindahan Panas Konveksi Bebas

Asumsi : Diameter reaktor sangat besar sehingga dapat dianggap dinding reaktor berbentuk Plat Vertikal.

$$h_c = 0.3\Delta T^{0.25} \quad (43)$$

Dengan :  $\Delta T = T_w - T_u = 72.936 \text{ R}$

$h_c$  dalam Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.R, dan T dalam R (atau °F)

Diperoleh :  $h_c = 0.8767 \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{R}$

Koefisien Perpindahan Panas radiasi

$$h_r = \sigma \varepsilon \frac{(T_w^4 - T_u^4)}{(T_w - T_u)} \quad (44)$$

Dengan :  $\sigma$  = Konstanta Stefan-Boltzmann =  $1.73 \cdot 10^{-9} \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{R}^4$

$\varepsilon$  = Emisivitas Dinding Reaktor = 0.955

kisaran  $\epsilon$  untuk bahan steel plate = 0.94 - 0.97

$h_r$  dalam Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.R, dan T dalam R (atau °F)

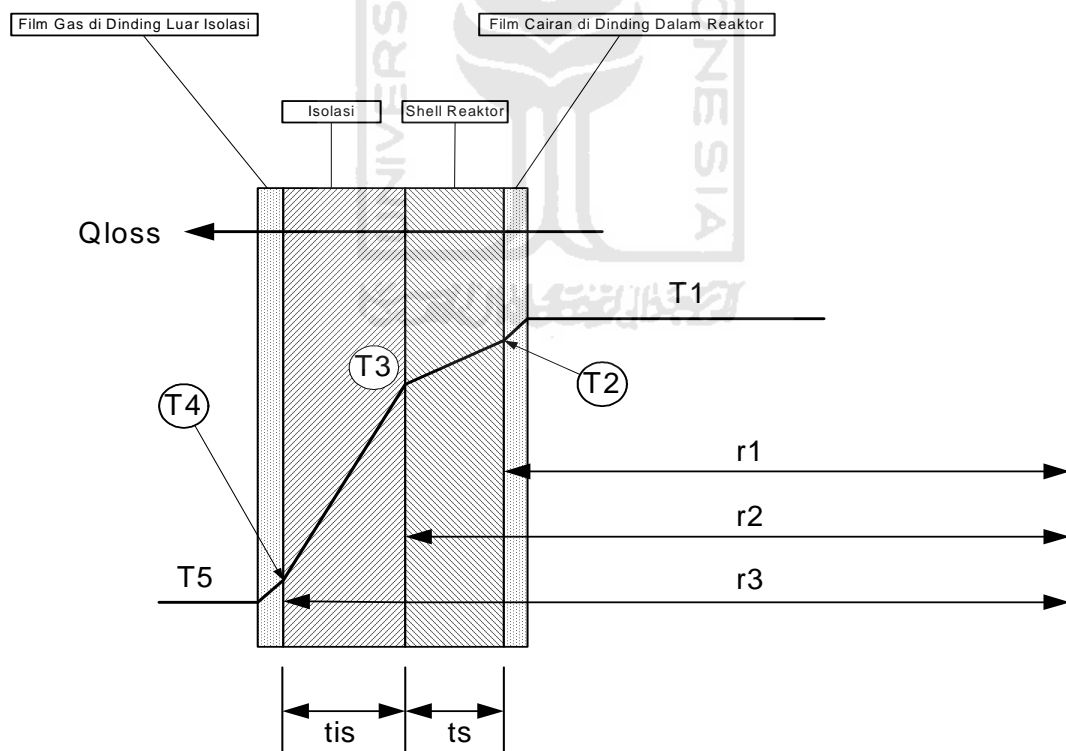
Diperoleh :  $h_r = 1.347 \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{R}$

Diketahui :  $A_o = 635.5049 \text{ ft}^2$

Sehingga panas hilang,  $Q_{\text{loss}} = 8.73.10^5 \text{ Btu/jam} = 2.20.10^5 \text{ kkal/jam}$

### Perhitungan Kebutuhan Tebal Isolasi

Isolasi diperlukan agar suhu dinding reaktor tidak terlalu tinggi demi keamanan dan kenyamanan kerja operator.



Gambar R-7. Arah aliran panas hilang lewat dinding dan profil suhu di sekitar dinding reaktor dan isolasi.

Keterangan Gambar :

$T_1$  = Suhu cairan dalam reaktor

$T_2$  = Suhu dinding dalam reaktor

$T_3$  = Suhu dinding luar reaktor

$T_4$  = Suhu dinding luar isolasi reaktor

$T_5$  = Suhu udara luar

$t_{is}$  = Tebal isolasi

$t_s$  = Tebal dinding reaktor = 0.0095 m = 0.03125 ft

$r_1$  = Jari-jari dalam reaktor = 1.842 m = 6.045 ft

$r_2$  = Jari-jari luar reaktor =  $r_1 + t_s$  = 1.852 m = 6.076 ft

$r_3$  = Jari-jari luar isolasi =  $r_2 + t_{is}$

Dirancang :  $T_4 \leq 80 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 582 \text{ R}$

Diketahui :  $T_1 = 106 \text{ }^\circ\text{C} = 222 \text{ }^\circ\text{F} = 682 \text{ R}$

$T_5 = T_w = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 95 \text{ }^\circ\text{F} = 555 \text{ R}$

Tahap-tahap perpindahan panas dari cairan dalam reaktor ke lingkungan sekitar :

1. Konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor

$$Q_1 = h_{c1} A_i (T_1 - T_2) \quad (43)$$

Dengan :  $h_{c1}$  = Koefisien perpindahan panas konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor, Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.R

Asumsi :  $h_{c1} \gg$  sehingga  $T_1 \sim T_2$

$A_i$  = Luas permukaan dinding dalam reaktor, ft<sup>2</sup>



## 2. Konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor

$Q_2$  = konduksi lewat shell + konduksi lewat head

$$Q_2 = \frac{2\pi L_s k_s (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} + \frac{2A_{hi} k_s (T_2 - T_3)}{(r_2 - r_1)} \quad (44)$$

Dengan :  $k_s$  = Konduktifitas bahan reaktor (baja), Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.(R/ft)

$L_s$  = Tinggi shell, ft

$A_{hi}$  = Luas permukaan dalam head reaktor, ft<sup>2</sup>

## 3. Konduksi melalui dinding isolasi

$Q_3$  = konduksi lewat shell + konduksi lewat head

$$Q_3 = \frac{2\pi L_s k_{is} (T_3 - T_4)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} + \frac{2A_{ho} k_{is} (T_3 - T_4)}{(r_3 - r_2)} \quad (45)$$

Dengan :  $k_{is}$  = Konduktifitas bahan isolasi, Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.(R/ft)

$A_{ho}$  = Luas permukaan luar head reaktor, ft<sup>2</sup>

## 4. Konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois} (T_4 - T_5) \quad (46)$$

Dengan :  $h_{c2}$  = Koefisien perpindahan panas konveksi dari dinding luar isolasi ke sekitar, Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.R

$h_r$  = Koefisien perpindahan panas radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar, Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.R

$A_{ois}$  = Luas permukaan dinding luar isolasi, ft<sup>2</sup>

Asumsi : Tidak ada akumulasi panas (steady state)

Sehingga,  $Q_{\text{loss}} = Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$

Dipilih isolasi dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Bahan = Asbes
- Konduktifitas,  $k_{\text{is}} = 0.114 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot (\text{R/ft})$
- Emisifitas,  $\epsilon_{\text{is}} = 0.9375$  (Kisaran  $\epsilon$  untuk asbes = 0.93 – 0.945)

Sifat fisis dinding reaktor :

- Konduktifitas,  $k_{\text{s}} = 26 \text{ Btu/Jam.ft}^2 \cdot (\text{R/ft})$

Algoritma Perhitungan :

1. Trial tebal isolasi standar

$$t_{\text{is}} = 1 \text{ in} = 0.2448 \text{ ft}$$

2. Jari-jari luar isolasi

$$r_3 = r_2 + t_{\text{is}} = 6.1597 \text{ ft}$$

3. Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{\text{ois}} = A_{\text{sis}} + 2(A_{\text{hois}} + A_{\text{sfois}})$$

Dengan :  $A_{\text{sis}} = \text{Luas permukaan shell isolasi bagian luar} = 2\pi r_3 L_s$

$A_{\text{sfois}} = \text{Luas permukaan straight flange bagian luar} = 2\pi r_3 S F$

$A_{\text{hois}} = \text{Luas permukaan head isolasi bagian luar}$

$$= \frac{1}{2} \left( 2\pi a_{\text{ois}} + \frac{\pi b_{\text{ois}}^2}{L_{\text{ois}}} \ln \frac{(1 + L_{\text{ois}})}{(1 - L_{\text{ois}})} \right)$$

$$L_{\text{ois}} = c_{\text{ois}} / a_{\text{ois}}; c_{\text{ois}} = \sqrt{a_{\text{ois}}^2 - b_{\text{ois}}^2}$$

$$t_h \text{ (rata-rata)} = 0.5 \text{ in} = 0.0127 \text{ m}$$

$$a_{ois} = a + t_h + t_{is} = 3.1097 \text{ m}; b_{ois} = b + t_h + t_{is} = 1.6207 \text{ m}$$

Diperoleh :  $A_{sis} = 343.821 \text{ m}^2$

$$A_{sfois} = 1.9842 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$c_{ois} = 2.6540 \text{ m}$$

$$L_{ois} = 0.8534 \text{ m}$$

$$A_{hois} = 291.683 \text{ ft}^2 \text{ (Top dan Bottom Head)}$$

$$A_{ois} = 635.5049 \text{ ft}^2$$

4. Trial suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = 75.520 \text{ }^\circ\text{C} = 167.936 \text{ }^\circ\text{F} = 627.936 \text{ R}$$

5. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

Dengan persamaan (43) diperoleh :

$$h_{c2} = 0.7326 \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{R}$$

Dengan persamaan (44) diperoleh :

$$h_r = 1.1637 \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{R}$$

6. Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

Dengan persamaan (46) diperoleh :

$$Q_{loss} = 103094.127 \text{ Btu/jam} = 25979.33 \text{ kkal/jam}$$

7. Perhitungan suhu dinding luar reaktor

Persamaan (44) diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut untuk mencari  $T_3$ .

$$T_3 = T_2 - \left( \frac{Q_2}{\left( \frac{2\pi L_s k_s}{\ln(r_2/r_1)} + \frac{2A_{hi} k_s}{(r_2 - r_1)} \right)} \right) \quad (47)$$

Kemudian dengan menganggap  $Q_2 = Q_{\text{loss}}$  dan  $T_2 = T_1$ , maka diperoleh :

$$T_3 = 682.670 \text{ R}$$

#### 8. Perhitungan suhu dinding luar isolasi

Persamaan (46) diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut untuk mencari  $T_4$ .

$$T_4 = T_3 - \left( \frac{Q_3}{\left( \frac{2\pi L_s k_{is}}{\ln(r_3/r_2)} + \frac{2A_{ho} k_{is}}{(r_3 - r_2)} \right)} \right) \quad (48)$$

Kemudian dengan menganggap  $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ , maka diperoleh :

$$T_4 = 627.9364 \text{ R} = 167.9364 \text{ }^\circ\text{F} = 75.520 \text{ }^\circ\text{C}$$

Karena  $T_4$  hitung  $\sim T_4$  trial, maka perhitungan sudah benar dan diperoleh tebal dinding isolasi,  $t_{is} = 1 \text{ in}$ .

#### *Perancangan Jaket Pendingin*

##### Menghitung luas permukaan panas yang dibutuhkan

$$A_j = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \quad U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Beban panas jaket pendingin ( $Q_H$ ) :

$$\begin{aligned} Q_H &= -(\Delta H_R) - Q_{\text{loss}} \\ &= 3.00 \times 10^5 - 103094.127 = 1.97 \times 10^5 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

### Medium Pendingin

Dipilih : Air pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{Suhu air masuk} = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c2} = \text{Suhu air keluar} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c,avg} = \frac{1}{2} (T_{c1} + T_{c2}) = 42.5 \text{ } ^\circ\text{C} = 108.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

- Konduktifitas panas,  $k_c = 1.2399 \text{ W/m.K} = 0.7164 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$
- Berat molekul,  $BM_c = 18.015$
- Densitas,  $\rho_c = 991.0149 \text{ kg/m}^3 = 61.8671 \text{ lb/ft}^3$
- Kapasitas panas cair,  $C_{p,c} = 75242.6341 \text{ J/kmol.K} = 0.9976 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
- Viskositas,  $\mu_c = 0.0007 \text{ Pa.dtk} = 1.6397 \text{ lb/ft.jam}$

### Beda Suhu Logaritmik

Diketahui :  $T_r = \text{Suhu reaksi} = \text{suhu cairan dalam reaktor} = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{c1}) - (T_R - T_{c2})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} \quad (49)$$

$$\Delta T_{lm} = 63.203 \text{ } ^\circ\text{C} = 145.665 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel VIII, halaman 480 dapat diketahui fluida panas ini merupakan light organik, sedangkan fluida dingin air. Dalam sistem cooler maka nilai UD berkisar 75 – 150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$\begin{aligned} \text{Sehingga luas permukaan panas (A}_j) &= 1.97 \times 10^5 / 100 \times 145.665 \\ &= 13.535 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Over design 20\%} \quad = 1.2 \times 13.535 = 16.242 \text{ ft}^2$$

Menghitung luas penampang shell tangki (AT)

$$\begin{aligned}
 AT &= \pi \times D \times L & (50) \\
 &= 3.14 \times 3.685 \times 4.039 = 46.769 \text{ m}^2 = 503.418 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas penampang shell tangki lebih besar dibanding luas permukaan panas yang dibutuhkan maka penggunaan jaket pendingin sudah tepat.

Menghitung luas permukaan reactor (AR)

$$\begin{aligned}
 AR &= AT + \pi/4 \times D^2 & (51) \\
 &= 503.418 + (3.14/4) \times 1.208 \\
 &= 616.674 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Perancangan ukuran jaket

$$D_j = D_r + 2 \times L = D + (2 \times t_s) + 2 \times L \quad (52)$$

Dimana  $D_j$  = Diameter jaket pendingin (in)

$D_r$  = Diameter reaktor (in)

$t_s$  = tebal shell (in)

$L$  = jarak antara dinding reaktor dengan jaket dipilih 2.5 in

$$\begin{aligned}
 D_j &= 145.083 + (2 \times 0.375) + 2 \times 2.5 \\
 &= 150.833 \text{ in} = 3.831 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Sehingga lebar jaket dari dinding reaktor =  $3.831 - 3.685 = 0.146$  meter

Menghitung flow area (Af)

$$\begin{aligned}
 A_f &= \frac{\pi(D_j - D_r)^2}{4} + c & (53) \\
 &= 25.967 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding shell jaket (tj)

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{P \times D_j}{(2 \times f \times E) - P} + c & (54) \\
 &= 0.234 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi shell jaket (Lj)

$$A = \left[ (\Pi D L_j) + \left( \frac{\Pi}{4} D^2 \right) \right] \quad (55)$$

$$L_j = \frac{A - \left( \frac{\Pi}{4} D^2 \right)}{\Pi D}$$

$$L_j = 133.742 \text{ in} = 3.378 \text{ meter}$$

*Perancangan Nozzle Pipa Aliran Cairan dan Gas*

Penentuan Ukuran Pipa

Diameter pipa optimum ( $d_{opt}$ )

Untuk bahan dari Stainless Steel, untuk mencari  $d_{opt}$  dapat digunakan persamaan berikut (Coulson dan Richardson :hal 161).

$$d_{opt} = 226G^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (56)$$

Dengan :  $d_{opt}$  = Diameter pipa optimum, mm

G = Kecepatan massa fluida, kg/dtk

$\rho$  = Densitas fluida, kg/m<sup>3</sup>

Kemudian diameter pipa dipilih sekitar  $d_{opt}$ . Penurunan persamaan di atas didasarkan pada asumsi bahwa aliran fluida di dalam pipa adalah aliran turbulen, sehingga perlu dicek syarat aliran turbulen.

Syarat :  $Re = \frac{4G}{\pi \mu d} < 4000$

Dengan :  $\mu$  = Viskositas fluida, kg/m.dtk

Pipa Pemasukan Umpan Cair

Diketahui :  $G = 9733.4241 \text{ kg/jam} = 2.7037 \text{ kg/dtk}$

$$\rho = 1928.6284 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.003694 \text{ kg/m.dtk}$$

Diperoleh :  $d_{\text{opt}} = 26.318 \text{ mm} = 1.036 \text{ in}$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS : 1.25 in

Sch.N : 40

ID : 1.38 in

OD : 1.66 in

Cek Bilangan Reynold

$$Re = 323787 > 4000 \text{ (memenuhi)}$$

Pipa Pengeluaran Cairan

Diketahui :  $G = 38990.209 \text{ kg/jam} = 10.8306 \text{ kg/dtk}$

$$\rho = 1928.6284 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.003 \text{ kg/m.dtk}$$

Diperoleh :  $d_{\text{opt}} = 52.6742 \text{ mm} = 2.0738 \text{ in}$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS : 2.5 in

Sch.N : 40

ID : 2.469

OD : 2.88 in



Cek Bilangan Reynold

$$Re = 420762 > 4000 \text{ (memenuhi)}$$

Pipa Pemasukan Umpan Gas

Diketahui :  $G = 3329.565 \text{ kg/jam} = 0.9249 \text{ kg/dtk}$

$$\rho = 0.5476 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1.31 \times 10^{-5} \text{ kg/m.dtk}$$

Diperoleh :  $d_{opt} = 268.341 \text{ mm} = 10.564 \text{ in}$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS : 12 in

Sch.N : 40

ID : 12.09 in

OD : 12.75 in

Cek Bilangan Reynold

$$Re = 3125300 > 4000 \text{ (memenuhi)}$$

Pipa Pengeluaran Gas

Diketahui :  $G = 213.763 \text{ kg/jam} = 0.0594 \text{ kg/dtk}$

$$\rho = 0.5476 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1.31 \times 10^{-5} \text{ kg/m.dtk}$$

Diperoleh :  $d_{opt} = 67.992 \text{ mm} = 2.676 \text{ in}$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS : 2.5 in

Sch.N : 40

ID : 2.69

OD : 2.88 in

Cek Bilangan Reynold

$$Re = 3070700 > 4000 \text{ (memenuhi)}$$

# CENTRIFUGE

Tugas : Memisahkan padatan hasil pengkristalan di Reaktor dari cairan yang masih terikut

Jenis : Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)

Proses : Continyu

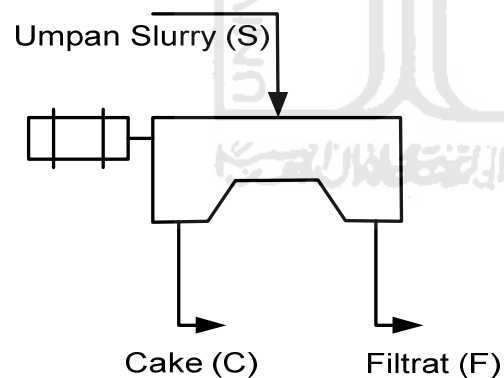
Kondiso operasi : Suhu = 106 °C

Tekanan = 1 atm

## A. Neraca massa

Diinginkan hanya 5 % cairan yang terikut cake (C)

Perbandingan antara kristal ZA (cake) dan larutan ZA (Filtrat) = 1 : 1



Komponen	Laju Alir (kg/jam)		
	S	C	F
H <sub>2</sub> O	13096	654.799	12441.2
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	190.775	12.8839	177.891
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	25703.5	12851.7	12851.7
	38990.2	13519.4	25470.8

Umpan padatan kering = 25703.5 kg/jam = 7.1398 kg/detik

Keluaran cake basah = 13519.4 kg/jam = 13.5194 ton/jam

Untuk centrifuge dengan kapasitas padatan kering 0.1 – 15 kg/detik maka dapat digunakan centrifuge jenis helical conveyor (solid bowl)

(Tabel 4-23, Ulrich,1984, hal:220)

### **B. Dimensi bowl**

Untuk cake basah antara 3 – 15 ton/jam, maka dapat dipilih spesifikasi centrifuge sebagai berikut :

- Diameter bowl (Db) = 30 in = 0.762 meter

- Kecepatan putar bowl (nb) = 2700 rpm

- Power motor penggerak bowl (pb) = 150 Hp

(Tabel 18-12, Perry,1997)

Panjang bowl berkisar antara (1 – 3.5) Db :

Dipilih : Panjang bowl (Lb) = 3Db = 90 in = 2.286 meter

### **C. Putaran dan tenaga penggerak conveyor**

Putaran bowl berkisar antara (20 – 80) putaran conveyor

Dipilih : Putaran bowl (nb) = 50 x putaran conveyor (nh)

Sehingga putaran conveyor = nb / 50 = 2700 / 50

= 54 rpm

Tenaga penggerak untuk conveyor jenis screw atau helical dapat dihitung dengan persamaan :

$$HP = \frac{CwL}{33000}$$

Dimana : HP = tenaga penggerak conveyor = Hp

C = konstanta untuk bahan padat jenis grain = 1.3

w = kapasitas conveyor = lb/menit

L = panjang conveyor = ft

(Brown,1950, hal:53)

Diketahui : L = Lb = 90 in = 7.5 ft

w = 38990.2 kg/jam = 1432.643 lb/menit

Diperoleh : HP = 0.423 Hp

Efisiensi motor penggerak 80 %

Sehingga : HP = 0.423 x 80 % = 0.529 Hp

Dipilih : Motor dengan daya standar = 1 Hp



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN  
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta  
http://www.uui.ac.id atau http://www.fti-uui.org e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Danang Adi Setyawan  
No. MHS 1 : 06521003  
Nama Mahasiswa 2 : Balkis Monalisa A.N  
No. MHS 2 : 06521026

Judul Pra Rancangan Pabrik)\* : PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI  
AMMONIA DAN ASAM SULFAT

Mulai Masa Bimbingan : 26 Mei 2010  
Selesai Masa Bimbingan : 22 Nopember 2010

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	9 Juni 2010	Cara / langkah pengerjaan TA	
	23 Juni 2010	Menentukan kapasitas	
	3 Juli 2010	Neraca massa	
	21 Juli 2010	Neraca masia	
	23 Ags 2010	Design reaktor	
	1 Sep 2010	Design reaktor	
	21 sep 2010	Design reaktor	
	27 sep 2010	Design reaktor	
	20 okt 2010	Centrifuge	
	25 okt 2010	Rotary Dryer	
	24 nov 2010	Rotary Dryer	
	9 Des 2010	Alat Kecil	

Disetujui Draft Penulisan:  
Yogyakarta, 14 Feb 2011

Pembimbing,

Diana, ST., M.Sc

- )\* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok  
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik  
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN  
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta  
http://www.uii.ac.id atau http://www.fti-uui.org e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Danang Adi Setyawan  
No. MHS 1 : 06521003  
Nama Mahasiswa 2 : Balkis Monalisa Albir N  
No. MHS 2 : 06521026

Judul Pra Rancangan Pabrik)\* : PRA RANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI  
AMMONIA DAN ASAM SULFAT

Mulai Masa Bimbingan : 8 Februari 2011  
Selesai Masa Bimbingan : 08 Agustus 2011

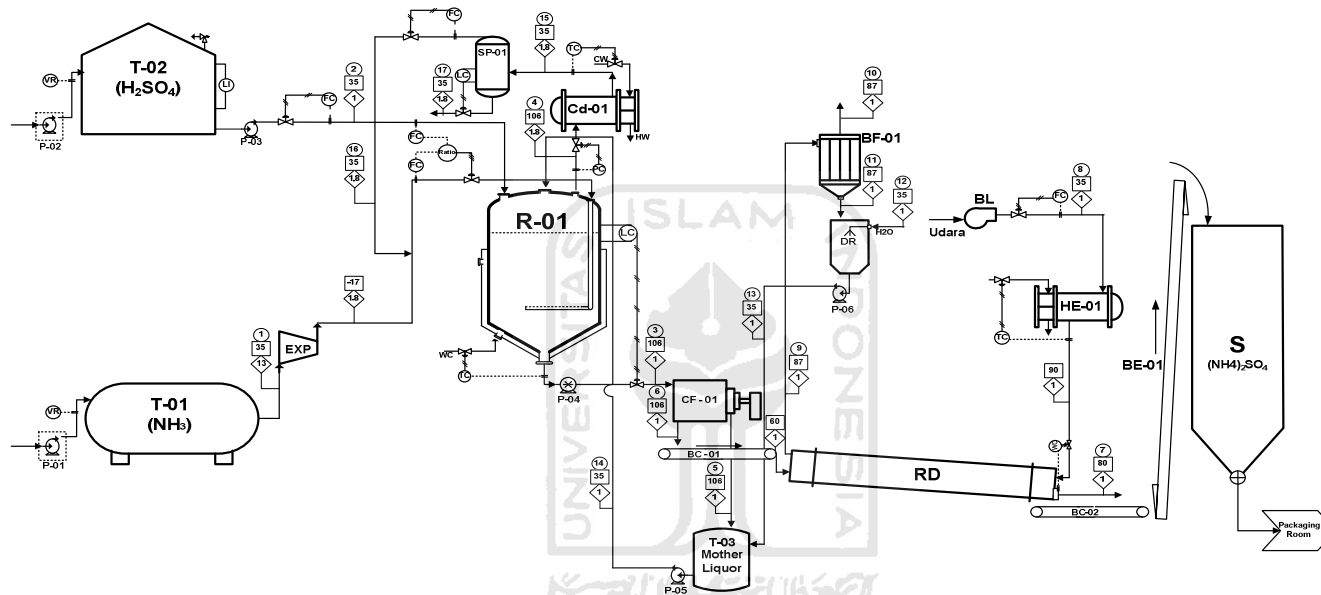
No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	15 Des 2010	Alat kecil	
	27 Des 2010	Utilitas	
	3 Jan 2011	Utilitas	
	10 Jan 2011	Evaluasi ekonomi	
	24 Jan 2011	Evaluasi ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:  
Yogyakarta, 14 Feb 2011  
Pembimbing,

Diana, ST., M.Sc

- )\* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok  
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik  
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

*Process Engineering Flow Diagram*  
**Prarancangan Pabrik Ammonium Sulfat dari Amonia dan Asam Sulfat**  
**Kapasitas : 100.000 ton/tahun**



**Keterangan Gambar :**

BC	Belt Conveyor	LI	Level Indicator	○	Nomor Arus
BE	Bucket Elevator	LC	Level Controller	□	Suhu (°C)
BF	Bag Filter	FC	Flow Controller	◇	Tekanan (atm)
BL	Blower	PC	Pressure Controller	◇	Control Valve
CD	Kondenser	TC	Temperature Controller	◇	Electric Connection
C	Centrifuge	VR	Volume Recorder	◇	Udara Instrumen
DR	Disolting Drum	WC	Weight Control	—	Piping Line
EXP	Expander				
HE	Heater				
P	Pompa				
R	Reaktor				
RD	Rotary Drier				
S	Silo				
SP	Separator				
T	Tangki Penyimpan				

Komponen	Ans (kg/jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
NH <sub>3</sub>	3312.92			64.88											64.88	64.88	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		9538.76	190.78		177.89	12.88	12.88								177.89		
H <sub>2</sub> O	16.65	194.67	13095.97	148.88	12441.17	654.80	18.94	25226.86	25862.72	25862.72	348.27	348.27	12789.44	148.88		148.88	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			25703.46		12851.73	12851.73	12594.70		257.03		257.03		257.03	13108.77			
Udara								141699.78	141699.78	141699.78							
Total	3329.57	9733.42	38990.21	213.76	25470.80	13519.41	12626.26	166926.64	167819.53	167562.50	257.03	348.27	605.31	26076.10	213.76	64.88	148.88



**PRARANCANGAN PABRIK AMMONIUM SULFAT DARI AMONIA DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Di susun oleh :

1. Danang Adi Setyawan ( 06521003 )  
 2. Balkis Monalisa A.N ( 06521026 )  
 Dosen Pembimbing  
 DIANA ST.M.Sc

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1  
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
 YOGYAKARTA  
 2011