

**PRARANCANGAN PABRIK DIAMONIUM FOSFAT DARI ASAM  
FOSFAT DAN AMONIA DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

**Prarancangan Pabrik**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

**Nama : M. Satria Fauzi. N**

**Nama : Jody Ultan Shobri**

**NIM : 20521141**

**NIM : 20521149**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**YOGYAKARTA**

**2025**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK DIAMMONIUM FOSFAT DARI AMONIA DAN ASAM**  
**FOSFAT DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Satria Fauzi Novari

Nama : Jody Ultan Shobri

NIM : 20521141

NIM : 20521149

Yogyakarta, 28 Februari 2025

Menyatakan bahwaseluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ad 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  


Muhammad Satria Fauzi Novari

Tanda Tangan  


Jody Ultan Shobri

**LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK DIAMONIUM FOSFAT DARI AMONIA DAN ASAM  
FOSFAT DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Disusun oleh :

Nama : Muhammad Satria Fauzi Novari

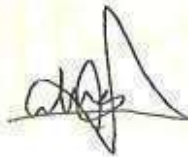
Nama : Jody Ultan Shobri

NIM : 20521141

NIM : 20521149

Yogyakarta, 28 Februari 2025

**Pembimbing**



**Muflih Arisa Adnan S.T., M.Sc., Ph.D**

**NIP. 175210102**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK DIAMONIUM FOSFAT DARI ASAM  
FOSFAT DAN AMONIA DENGAN KAPASITAS 150.000  
TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Oleh:**

**Nama : M. Satria Fauzi. N                      Nama : Jody Ultan Shobri**  
**No. Mhs : 20521141                              No. Mhs : 20521149**

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

**Yogyakarta, 19 Maret 2025**

Tim Penguji,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D

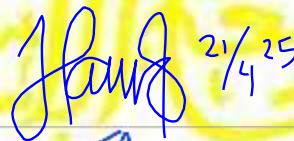
Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota I

Alinda Fitrotun Nisya S.T., M.Eng,

Anggota II



**Mengetahui:**

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



**Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D**

Nik : 995200445

## KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan kekhadirat Allah SWT tuhan semesta alam, sang pemberi hidayah dan berkah. akhirnya kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “***PRA RANCANGAN PABRIK DIAMONIUM FOSFAT DARI AMONIA DAN ASAM FOSFAT DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN***”

Pra rancangan pabrik dengan kapasitas 150.000 Ton/tahun ini disusun sebagai implementasi dari Ilmu Teknik Kimia yang telah didapat di perkuliahan, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya Laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terima kasih penulis dipersembahkan kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dorongan dan motivasi baik berupamateri maupun mental, serta tak lupa atas doanya yang tidak henti-hentinya diberikan kepada kami untuk dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Muflih Arisa Adnan S.T., M.Sc., Ph.D selaku pembimbing dan mendukung dalam penulisan sebuah tugas akhir ini dengan sabar dan tabah.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph. D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia
5. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph. D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
6. Dan para dosen Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan sebuah pelajaran yang sangat berharga.
7. Kepada keluarga Tuba *family* yang telah menemani dan membantu semangat dalam

pengerjaan naskah akhir ini.

8. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang banyak membantu dalam lancarnya Tugas Akhir kami ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu. Semangat teman-teman perjuangan kita masih panjang.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 28 Februari 2025

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Assalamualaikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh*

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala semua pertolongan dan keberkahan serta hidayahnya. Sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas akhir Pra Rancangan Pabrik ini. Saya sangat bersyukur atas apa yang telah saya lalui dalam pengerjaan tugas ini. Saya juga bersyukur kepada Allah SWT dalam nikmatnya, yaitu dapat menuntut di sebuah Universitas yang luar biasa ini khususnya di jurusan Teknik Kimia FTI UII. Tugas yang mengharuskan kita membuat sebuah rancangan pabrik ini memberikan sebuah perhatian yang khusus dan tulus serta semangat pada penulis. Teristimewa kepada :

Orang tua penulis yang tercinta, terima kasih selalu berjuang untuk kehidupan bagi penulis hingga saat penulisan sebuah naskah ini. Terima kasih juga kepada kakak tercinta saya yang selalu memberikan semangat dan perhatian yang lebih pada saat pengerjaan tugas ini. Sebuah kebanggan yang begitu dalam untuk kalian semua keluarga tercinta. Terutama ibu tersayang.

Terima kasih partner dari sejak awal perkuliahan, magang kerja praktik, penelitian hingga Tugas Akhir ini Jody Ultan Shobri yang sudah kebersamai hingga menyelesaikan Tugas Terakhir ini. Tentu ada banyak suka dan duka yang dilalui dalam semua pengerjaan tugas bersama ini akan tetapi, semua akan menjadi sebuah pembelajaran untuk lebih baik kedepannya tidak lupa pula teman-teman semua yang terlibat dan dikenal penulis berterimakasih untuk semuanya.

Dan terakhir kepada diri penulis sendiri Muhammad Satria Fauzi Novari saya sangat berterima kasih atas segala apa yang terjadi dan rintangan yang telah dilalui semoga menjadi pengingat dan pembelajaran dan keberkahan untuk semua orang atas apa yang telah dilakukannya. Amin.

Muhammad Satria Fauzi Novari



Teknik Kimia 2020

## LEMBAR PENGESAHAN

*Assalamualaikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh*

Puji syukur saya panjatkan akan kehadiran Allah SWT karena berkat rahmat dan karunianya lah saya dapat mengerjakan Tugas Akhir prarancangan pabrik kimia sebagai syarat kelulusan ini. Sholawat serta salam tidak lupa saya hanturkan kepada junjungan umat islam yakni nabi Muhammad SAW yang telah membimbing kaum muslimin dan muslimat dari zaman kegelapan menuju zaman terang benderang seperti saat ini.

Tugas akhir prarancangan pabrik yang dikerjakan penulis tentunya melalui banyak proses dan perjuangan yang tidak mungkin dilalui tanpa bantuan dan dukungan dari pihak pihak yang lain maka dari itu saya sebagai penulis ingin menyampaikan banyak terimakasih.

Terima kasih kepada kedua orang tua dan keluarga penulis yang selalu memberikan dukungannya kepada penulis sehingga memicu penulis untuk memantik semangat dalam mengerjakan tugas akhir demi memenuhi harapan orang tua penulis yang menginginkan anaknya untuk bisa menempuh Pendidikan guna menunjang masa depan yang lebih baik dan semoga ilmu yang dipelajari penulis bisa menjadi amal baik untuk kedepannya.

Terima kasih kepada dosen dosen di Teknik kimia UII yang mengampu mata kuliah yang dijadikan penulis sebagai pondasi untuk mengerjakan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Terima kasih kepada dosen pembimbing penulis yakni pak muflih Arisa Adnan S.T., M.Sc., P.hD. yang tanpa lelah selalu memberikan bimbingan bimbingan kepda penulis sehingga penulis mendapatkan kemudahan dalam proses pengerjaan tugas akhir prarancangan pabrik ini.

Terima kasih kepada rekan TA penulis yakni Muhammad satria fauzi yang selalu berusaha untuk bisa saling melengkapi kekurangan yang dimiliki penulis, banyak cerita ceria maupun duka yang dilalui bersama semoga kebersamaan ini tidak terbatas hanya pada fase perjuangan nya melainkan sampai dengan kesuksesannya juga di masa yang akan datang

Terakhir penulis meminta banyak permohonan maaf jika dalam proses pengerjaannya penulis banyak merepotkan pihak pihak terkait yang penulis harap pihak pihak terkait tidak lelah untuk selalu memberikan dukungan dan kritik yang membangun penulis untuk kearah yang lebih baik.

Jody Ultan Shobri



Teknik Kimia

## DAFTAR ISI

LEMBAR KEASLIAN .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI .....	ii
LEMBAR KEASLIAN DOSEN PEMBIMBING .....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN .....	xvi
ABSTRAK .....	xviii
ABSTRACT .....	xix
BAB I .....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	2
1.2.1 Produksi Produk .....	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku .....	5
1.2.3 Penentuan Perancangan Kapasitas .....	6
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1 Pupuk DAP.....	7
1.3.2 Bahan Pembuatan Pupuk DAP (Diammonium Phosphate) .....	7
1.3.3 Proses-Proses Pembuatan Pupuk .....	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	10
1.4.1 Tinjauan Termodinamika .....	10
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	12
BAB II.....	14
PERANCANGAN PRODUK .....	14

2.1	Spesifikasi Produk .....	14
2.2	Spesifikasi Bahan Baku .....	15
2.3	Pengendalian Kualitas.....	17
2.3.1	Pengendalian Kuantitas.....	18
2.3.2	Pengendalian Waktu .....	18
2.3.3	Pengendalian Bahan Proses .....	18
BAB III.....		19
PERANCANGAN PROSES .....		19
3.1	Diagram Alir Kualitatif.....	19
3.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	20
3.3	Process Engineer Flow Diagram.....	21
3.4	Uraian Proses .....	22
3.4.1	Reaksi .....	22
3.4.2	Tahap Persiapan Bahan Baku .....	22
3.4.3	Granulasi.....	23
3.4.4	Pengeringan dan screening.....	23
3.5	Spesifikasi Alat .....	24
3.5.1	Reaktor.....	24
3.5.2	Granulator .....	25
3.6	Spesifikasi Alat Pemisah Dan Pendukung .....	25
3.6.1	Mixer 1 .....	25
3.6.2	Ekspander .....	26
3.6.3	Mixer 2 .....	27
3.6.4	Splitter .....	28
3.6.5	Flash Drum.....	29
3.6.6	Rotary Dryer .....	29
3.6.7	Screen .....	30
3.6.8	Cyclone.....	31
3.6.9	Bag Filter .....	31
3.6.10	Crusher.....	31
3.7	SPESIFIKASI ALAT TRANSPORTASI BAHAN .....	32
3.7.1	Pompa 1 .....	32
3.7.2	Pompa 2.....	33

3.7.3	Pompa 3.....	34
3.7.4	Blower 1 .....	35
3.7.5	Blower 2 .....	35
3.7.6	Blower 3 .....	36
3.7.7	Blower 4 .....	36
3.7.8	Belt Conveyor 1.....	37
3.7.9	Belt Conveyor 2.....	37
3.7.10	Belt Conveyor 3.....	38
3.7.11	Belt Conveyor 4.....	38
3.7.12	Belt Conveyor 5.....	39
3.7.13	Belt Conveyor 6.....	39
3.7.14	Belt Conveyor 7.....	40
3.8	<b>SPEKIFIKASI ALAT PENYIMPANAN BAHAN BAKU DAN PRODUK.....</b>	<b>40</b>
3.8.1	Silo Penyimpanan Amonia (S-01).....	40
3.8.2	Tangki Penyimpanan Asam Fosfat (T-01) .....	41
3.8.3	Tangki Produk Diammonium Phospate .....	41
3.9	<b>SPEKIFIKASI ALAT PENUKAR PANAS .....</b>	<b>42</b>
3.9.1	Heat Exchanger 1 .....	42
3.9.2	Heat Exchanger 2.....	43
3.9.3	Heat Exchanger 3 .....	44
3.9.4	Heat Exchanger 4.....	45
3.9.5	Heat Exchanger 5.....	45
3.9.6	Cooler 1 .....	46
3.9.7	Cooler 2 .....	47
3.9.8	Cooler 3 .....	48
3.10	<b>NERACA MASSA.....</b>	<b>49</b>
3.11	<b>Neraca Panas .....</b>	<b>53</b>
<b>BAB IV .....</b>		<b>57</b>
<b>PERANCANGAN PABRIK .....</b>		<b>57</b>
4.1	Lokasi Pabrik.....	57
4.2	Tata Letak Pabrik.....	59
4.2.1	Daerah Administrasi dan Perkantoran .....	59

4.2.2	Daerah Proses dan Ruang Kontrol .....	60
4.2.3	Area Gudang, umum, dan Garasi.....	60
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses .....	61
4.4	Organisasi Perusahaan .....	63
4.4.1	Bentuk Perusahaan.....	63
4.4.2	Struktur Organisasi .....	64
4.4.3	Tugas dan Wewenang .....	67
4.4.4	Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji .....	70
BAB V.....		86
UTILITAS .....		86
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	89
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	89
5.1.2	Unit Pengolahan Air .....	92
5.2	Unit Penyediaan <i>Steam</i> .....	95
5.3	Unit Pembangkit Listrik .....	96
5.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	98
5.5	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan .....	98
BAB VI .....		103
EKONOMI .....		103
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	104
6.2	Dasar Perhitungan .....	110
6.3	Komponen Biaya .....	110
6.3.1.	Modal (Capital Investment).....	110
6.3.2.	Biaya Produksi (Manufacturing Cost) .....	112
6.3.3.	Pengeluaran Umum ( <i>General Expenses</i> ) .....	115
6.3.4.	Analisa Keuntungan.....	115
6.3.5.	Analisa Kelayakan .....	116
6.4	Analisa Resiko Pabrik.....	120
BAB VII .....		122
KESIMPULAN DAN SARAN.....		122
DAFTAR PUSTAKA .....		124
LAMPIRAN .....		125

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN .....	149
----------------------------------	-----

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.2. 1 Data Produksi Diammonium Fosfat Di Dunia .....	3
Tabel 1.2. 2 data impor dari produk pupuk DAP .....	3
Tabel 1.2. 3 data ekspor dari produk pupuk DAP.....	4
Tabel 1.2. 4 Pabrik Yang Memproduksi Bahan Ammonia Dan Asam Fosfat.....	5
Tabel 1.4. 1 Data Energi Pembentukan Pada Suhu 25° c (Crc Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties Of Chemical Substances [Online].).....	11
Tabel 1.4. 2 Data Energi Bebas Gibbs pada suhu 25°C (CRC Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties of Chemical Substances [Online].) .....	12
Tabel 1.4. 3 Data Energi Pembentukan pada suhu 25°C (CRC Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties of Chemical Substances [Online].) .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
Tabel 1.4. 4 Data Energi Bebas Gibbs pada suhu 25°C (CRC Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties of Chemical Substances [Online].) .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
Tabel 2.1.1 Sifat Fisis Diamonium Fosfat	
Tabel 2.1. 2 .....	14
Tabel 2.2.1 Sifat Fisis Amonia.....	15
Tabel 2.2.2 Sifat Fisis Asam Fosfat.....	16
Tabel 4.2.1 Area Bangunan Pabrik Diamonium Fosfat.....	60
Tabel 4.4.1 Tugas Kepala Divisi Dibawah Direktur Teknik Dan Produksi.....	68
Tabel 4.4. 2 Tugas Kepala Divisi Dibawah Direktur Keuangan dan Umum.....	69
Tabel 4.4.3 Jabatan dan Jenjang Pendidikan Yang Dibutuhkan.....	71
Tabel 4.4.4 Rincian Jumlah Karyawan.....	73
Tabel 4.4. 5 Rincian Besar Gaji Karyawan .....	77
Tabel 4.4.6 Jadwal Pembagian kerja karyawan shift.....	84
Tabel 5.2.1 Kebutuhan Steam untuk pemanas .....	95
Tabel 5.3. 1 Listrik Untuk Keperluan Alat Proses.....	96

Tabel 5.3.2 Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas .....	97
Tabel 5.5.1 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	99
Tabel 5.5. 2 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas .....	99
Tabel 5.5. 3 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas .....	100
Tabel 5.5. 4 Spesifikasi Bin .....	101
Tabel 5.5. 5 Spesifikasi Tangki.....	102
Tabel 6.1. 1 Indeks Harga Alat.....	104
Tabel 6.1.2 Harga Alat Proses.....	106
Tabel 6.1.3 Harga Alat Utilitas .....	108
Tabel 6.3.1 <i>Physical Plant Cost</i> .....	110
Tabel 6.3. 2 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	111
Tabel 6.3.3 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	111
Tabel 6.3.4 <i>Working Capital Investment (WCI)</i> .....	112
Tabel 6.3.5 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	113
Tabel 6.3.6 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	113
Tabel 6.3.7 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	114
Tabel 6.3.8 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	114
Tabel 6.3. 9 <i>General Expenses (GE)</i> .....	115
Tabel 6.3.10 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost (FA)</i> .....	117
Tabel 6.3. 11 <i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i> .....	118
Tabel 6.3.12 <i>Annual Variable Value (Va)</i> .....	118
Tabel 6.3. 13 <i>Annual Sales Value</i> .....	119

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.2.1 grafik impor pupuk DAP .....	4
Gambar 3.1.1 Diagram Air Kualitatif.....	19
Gambar 3.2. 1 Diagram Alir Kuantitatif.....	20
Gambar 3.2.2 <i>Process Engineer Flow Diagram</i> .....	21
Gambar 4.1.1 Lokasi Pabrik Diamonium Fosfat.....	57
Gambar 4.2.1 Layout Pabrik Diamonium Fosfat .....	60
Gambar 4.3.1 Tata letak mesin.....	63
Gambar 4.4.1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	66
Gambar 5.1.1 Diagram Alir Utilitas .....	87
Gambar 6.1. 1 Grafik Regresi Linier .....	106
Gambar 6.4. 1 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	121

## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T : Temperatur

P : Tekanan

F<sub>p</sub> : Laju alir volumetric

M : Massa

$\rho$  : Densitas

Q<sub>l</sub> : Laju alir gas umpan

R : Gas Ideal

Q<sub>v</sub> : Cairan umpan

F : Fraksi

B<sub>m</sub> : Berat molekul

C : Konsentrasi komponen

$\mu$ L : Viskositas cairan

V<sub>A</sub> : Volume berat molekul

DAL : Difusivitas gas

D<sub>b</sub> : Diameter Gelembung

KAL : Koefisien transfer massa cair

$\Delta\rho$  : Selisih gas

g : gravitasi

P<sub>t</sub> : Terminal velocity

$\sigma$  : Tegangan permukaan

F<sub>b</sub> : Frekuensi gelembung

D<sub>O</sub> : Diameter orifice

$V_o$  : Volume satu gelembung

$\pi$  : Waktu tinggal gelembung

$X_n$  : Konsentrasi

$K$  : Kinetika reaksi

$RE$  : Reynolds gelembung

$N_b$  : Jumlah orifice

$N_{hole}$  : Jumlah lubang orifice

$L_o$  : Luas lubang orifice

$A_n$  : Luas plate

$A_{sp}$  : Luas sparger

$D_{sp}$  : Diameter sparger

$H_g$  : Hold up gas

$G_m$  : Kecepatan asam molar

$Sc$  : Schimidt number

$\Delta PO$  : Pressure drop

$ID$  : Diamter tangki

$H_s$  : Panjang reaktor

$P_p$  : Tekanan desain

$c$  : Faktor korosi

$OD$  : Diameter tinggi shell

$H_t$  : Panjang total reaktor

## ABSTRAK

Pabrik diamonium fosfat (DAP) dari amonia dan asam fosfat dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun, direncanakan didirikan di kota Gresik, Jawa Timur. Pabrik ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dengan jumlah karyawan 254 orang yang terbagi atas 4 shift. Diamonium fosfat dibuat dari hasil reaksi antara amonia dan asam fosfat 85% dalam *bubble plug flow reactor*. Proses yang melibatkan fase cair dan gas dan menghasilkan sebuah *slurry* yang disebut dengan diamonium fosfat dengan kondisi suhu 171°C dan tekanan 6,2 atm pada operasinya. Bahan amonia (NH<sub>3</sub>) sebanyak 4107,088198 kg/jam. Sedangkan, jumlah bahan asam fosfat dan juga air sebanyak 60% dan 40%. Sehingga menghasilkan diamonium fosfat dalam reaksi bahan bahan tersebut. dapat dihitung dan diketahui estimasi keuntungan menunjukkan bahwa pabrik diamonium fosfat (DAP) ini memiliki resiko yang cukup tinggi. Analisa yang menggunakan parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan menunjukkan tingkat pengembalian investasi (ROI) sebesar 76% sebelum pajak dan 59,08% setelah pajak. Serta nilai *pay out time* (POT) sebelum pajak selama 1,17 tahun dan 1,45 setelah pajak. Analisa kelayakan pabrik ini layak secara teknis dan ekonomi. Dengan mempertimbangkan peningkatan pasar dari diamonium fosfat secara domestik maupun global. Serta potensi pengurangan impor diamonium fosfat dalam negeri. Sehingga pabrik ini dianggap dapat memenuhi kebutuhan konsumsi di negeri ini tanpa adanya ketergantungan impor.

**Kata Kunci** : Diamonium fosfat, reaktor *bubble plug flow reactor*, evaluasi ekonomi.

## ABSTRACT

*The diammonium phosphate (DAP) plant, producing from ammonia and phosphoric acid with a production capacity of 150,000 tons per year, is planned to be established in Gresik, East Java. This plant is expected to operate for 330 days per year with a total of 254 employees divided into four shifts. Diammonium phosphate is produced through a reaction between ammonia and 85% phosphoric acid in a bubble plug flow reactor. The process involves both liquid and gas phases, resulting in a slurry called diammonium phosphate, operating at a temperature of 171°C and a pressure of 6.2 atm. The required amount of ammonia (NH<sub>3</sub>) is 4,107.09 kg/hour, while the phosphoric acid and water components are present in proportions of 60% and 40%, respectively. The reaction of these materials produces diammonium phosphate, and based on calculations, the estimated profit indicates that this DAP plant carries a relatively high risk. A feasibility analysis using economic parameters shows a return on investment (ROI) of 76% before tax and 59.08% after tax. Meanwhile, the pay-out time (POT) is estimated to be 1.17 years before tax and 1.45 years after tax. The feasibility analysis concludes that the plant is viable both technically and economically, considering the growing market demand for diammonium phosphate both domestically and globally. Additionally, the plant has the potential to reduce the country's reliance on imported diammonium phosphate, thereby meeting domestic consumption needs without import dependency.*

**Keywords:** *Diammonium phosphate, bubble plug flow reactor, economic evaluation.*

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Indonesia merupakan negara dengan dua iklim yang membuat Indonesia sangat unggul dalam bidang pertanian, maka dari itu Indonesia masuk dalam kategori negara agraris yang dimana rata-rata pencaharian penduduknya di sektor pertanian karena dengan wilayah yang sangat strategis dan cukup luas. Dengan luas daratan yang mencapai 1,905 juta  $km^2$ , dengan luas daratan yang begitu luas Indonesia hanya 0,1 % dari wilayah total atau sekitar 70 juta Ha menjadi lahan pertanian. Tetapi, hanya dapat dimanfaatkan dengan maksimal sebanyak 45 juta Ha saja. Ini dikarenakan biaya kebutuhan petani dengan seiring berjalannya waktu kian mengalami kenaikan. Sehingga, menjadi kebanyakan lahan pertanian tidak bisa dimanfaatkan secara maksimal. (kulonprogokab, 2023)

Salah satu komoditas tanaman jenis pertanian yang paling banyak ditanam ialah tanaman padi, sekiranya sebesar 45 juta hektar pertanian yang efektif hanya sebesar 10,41 juta hektar lahan persawahan yang diperuntukan. Di Indonesia hampir lahan persawahan tersebar secara menyeluruh, diantaranya berada di daerah Jawa Timur yang merupakan daerah dengan lahan persawahan terbesar 1,1 juta hektar dan menjadi salah satu yang terluas serta menjadi daerah yang berhasil memproduksi gabah padi paling besar (badanpusatstatistik, 2021)

Faktanya semakin luasnya lahan daerah pertanian maka semakin besarlah kebutuhan tanaman padi untuk dilakukan perawatan secara berkala. Diantara variable yang memengaruhi seperti unsur hara tanah di daerah yang bersangkutan, pupuk juga menjadi salah satu variable yang perlu diperhatikan dikarenakan pupuk merupakan salah satu sumber nutrisi dari tanaman padi. Biasanya penggunaan pupuk oleh petani menggunakan pupuk urea, NPK, dan

Phoska yang dikategorikan sebagai pupuk majemuk buatan dengan kandungan unsur seperti Nitrogen, Phospor, dan Kalium. Unsur tersebutlah yang memiliki tugas pokok dan fungsi sebagai pemberi nutrisi agar dapat meningkatkan elektabilitas pertumbuhan tanaman padi serta memperkokoh kekuatan pertumbuhan dari tanaman padi. Pupuk majemuk buatan juga perlu diperhatikan karena pupuk majemuk buatan yang baik adalah pupuk majemuk buatan yang mengandung makronutrient umum unsur diantaranya adalah unsur nitrogen dan Phospat.

Pupuk DAP atau pupuk Diamonium Fosfat adalah salah satu produk dari pupuk majemuk buatan karena pupuk diammonium fosfat (DAP) merupakan produk dari pengembangan pupuk ammonium dihydrogen phospaat (ADP) yang memiliki kandungan unsur nitrogen sebesar 18% dan unsur phosphor sebesar 46% lebih banyak jika dikomparasikan dengan pupuk ammonium dihydrogen fosfat (ADP) yang menyebabkan pupuk diammonium fosfat (DAP) menjadi pupuk majemuk buatan yang paling banyak digunakan (sitorus, 2017). Pupuk ini juga merupakan pupuk yang larut dalam air dengan proses pembuatannya dengan mereaksikan ammonia dan asam fosfat. DAP untuk pupuk dapat dimanfaatkan untuk meningkatkan pH tanah, karena pupuk DAP ini mengandung nitrogen (N) dan Fosfor (F) yang dimana tanaman sangat membutuhkan untuk kesuburan.

Berdasarkan dari data badan pusat statistik (BPS) nilai impor dari pupuk DAP ini mencapai angka 16% per tahun. Sehingga Indonesia masih sangat memerlukan bahan DAP ini untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri ini khususnya dibidang agriculture.

## **1.2 Kapasitas Perancangan**

Penentuan kapasitas produksi pabrik ini ditentukan berdasarkan pertimbangan kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku. Sehingga, perancangan pabrik diammonium fosfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dengan bahan baku ammonia dan asam fosfat meliputi beberapa hal perancangan antara lain:

### 1.2.1 Produksi Produk

Dari data yang telah ditelusuri Indonesia hanya mempunyai 1 pabrik yang memproduksi Diamonium fosfat yaitu PT.Petrokimia Gresik. Sehingga menggunakan data produksi diammonium fosfat di dunia.

Tabel 1.2. 1 Data Produksi Diammonium Fosfat Di Dunia

No	Nama pabrik	Negara	Kapasitas produksi
1	Maroc Phospore S A	Morocco	1.702.735
2	PT Petrokimia Gresik	Indonesia	1.000.000
3	Fauji Fertilizer Company Limited	Pakistan	791.256
4	EuroChem Group AG	Lithunia	788.073
5	Wengfu Australia	Australia	683.200
6	Nippon Jordan Fertilizer Co	Jordania	590.000
7	Arab Fertilizer	Tunisia	588.000

(sumber : [www.trademap.org](http://www.trademap.org))

Data menunjukkan bahwa produksi pupuk DAP (diammonium phosphate) di Indonesia hanya ada di PT.PetroKimia Gresik dengan kapasitas produksi sekitar 1.000.000 ton/tahun, ini menunjukkan bahwa pupuk DAP tidak banyak industry yang memproduksinya.

Menurut data dari badan pusat statistik yang menunjukkan data ekspor impor dari produk pupuk DAP (Diammonium Fosfat) diketahui bahwa selama 6 tahun terakhir dari tahun 2018 sampai dengan tahun 2023 adalah sebagai berikut:

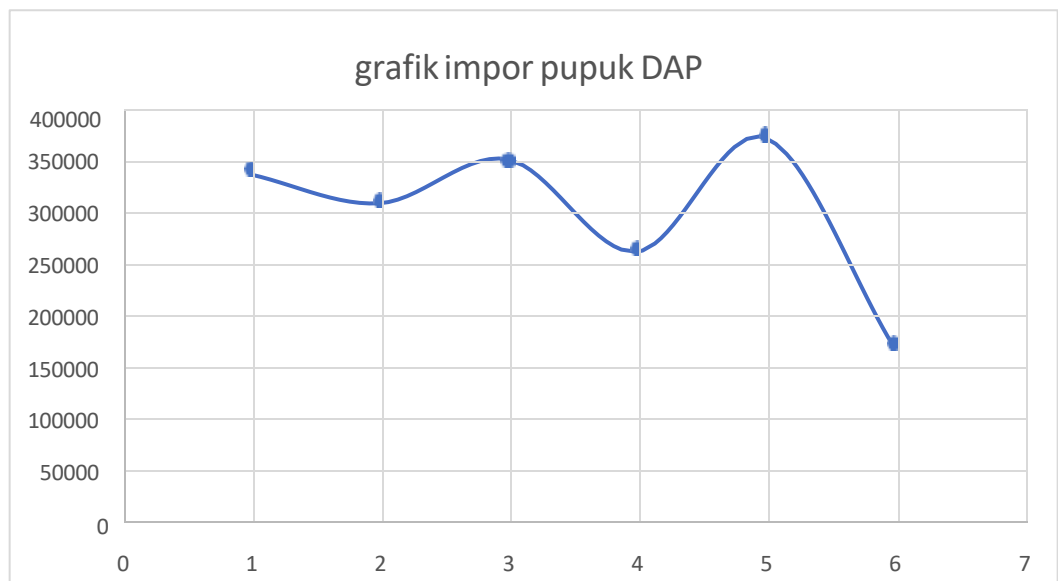
Tabel 1.2. 2 data impor dari produk pupuk DAP

no	tahun	kg/tahun	ton/tahun	%pertumbuhan
1	2018	337.079.153	337.079,15	
2	2019	309.320.102	309.320,1	-8,3%
3	2020	351.616.525	351.616,53	13%
4	2021	262.577.131	262.577,13	-25%

5	2022	372.442.229	372.442,23	41%
6	2023	171.260.829	171.260,83	-54%
	total	1.804.295.969	1.804.296	
	rata rata		300.715,99	11.7%

Tabel 1.2. 3 data ekspor dari produk pupuk DAP

no	tahun	kg/tahun	ton/tahun
1	2022	103023.3	103.0233
2	2023	100626.1	100.6261
	total	203649.4	203.6494



Gambar 1.2.1 grafik impor pupuk DAP

Berdasarkan data yang sudah dilampirkan tersebut diperoleh penentuan kapasitas berdasarkan data impor yang terlampir dikarenakan data yang diperoleh menunjukkan bahwa di Indonesia kebutuhan pupuk DAP masih belum terpenuhi, hal ini disebabkan impor produksi dari pupuk DAP lebih besar dibandingkan ekspor dari produksi pupuk DAP di Indonesia. Sehingga dari data impor tersebut ditinjau

berdasarkan permintaan terendah sampai dengan permintaan yang tertinggi dari tahun 2018 hingga tahun 2023. Dari tahun tersebut diperoleh hasil untuk permintaan terendah adalah 171.260,83 ton/tahun dan permintaan tertinggi adalah 372.442,23 ton/tahun. Berdasarkan permintaan yang diketahui tersebut sehingga ditetapkanlah bahwa kapasitas produksi dari pabrik pupuk DAP yang dirancang sebesar 33.000 ton/tahun dengan kapasitas yang ditetapkan tersebut dapat dipastikan untuk setiap produksi yang dihasilkan dapat terjual karena permintaan kebutuhan pasar paling rendah adalah 171.260,83 ton/tahun.

Dan dalam table diatas juga menunjukkan rata-rata pertumbuhan konsumsi yang diambil dari data impor, Indonesia mencapai angka 11% dalam 6 tahun terakhir.

### 1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Untuk membuat sebuah pupuk diammonium fosfat dari campuran ammonia dan juga asam fosfat maka, tentunya diperlukan pabrik yang memproduksi bahan penunjang untuk membuat diammonium fosfat. Ada beberapa pabrik yang memproduksi bahan ammonia dan juga asam fosfat yaitu:

Tabel 1.2. 4 Pabrik Yang Memproduksi Bahan Ammonia Dan Asam Fosfat

Pabrik	Bahan	Kapasitas ton/tahun
PT. Petro Jordan Abadi	Asam fosfat	200.000
PT. Petrokimia Gresik	Asam fosfat	440.000
PT. Kaltim Parna Industri	Ammonia	40.000
PT. Petrokimia Gresik	Ammonia	660.000
PT. Pupuk Sriwidjaja	Ammonia	1.221.900
PT. Kaltim Pasific Ammonia	Ammonia	660.000

Dari ketersediaan bahan yang sangat banyak Indonesia dan juga kebutuhan akan pupuk diammonium fosfat (DAP) yang semakin tinggi maka, dengan

berdirinya pabrik diammonium fosfat bisa membantu untuk menyalurkan kebutuhan pupuk di Indonesia secara mudah bagi masyarakat. Sehingga, bisa mengurangi impor dari tahun ke tahun dan bisa membantu meningkatkan devisa negara dengan harapan ekspor sampai ke luar negeri.

### 1.2.3 Penentuan Perancangan Kapasitas

CAGR (*compound Annual Growth Rate*) merupakan tingkat pertumbuhan tahunan yang konsisten untuk menunjukkan laju pertumbuhan nilai atau investasi dari nilai awal dan nilai akhir. Pendekatan CAGR juga bisa dipakai untuk menentukan suatu kapasitas produksi dengan mengabaikan fluktuasi tahunan.

Untuk menentukan suatu kapasitas produksi dari pra perancangan pabrik Diamonium fosfat melalui pendekatan CAGR (*Compound Annual Growth Rate*) dengan rumus sebagai berikut :

$$CAGR = \left( \frac{V_f}{V_i} \right)^{1/n} - 1$$

Di mana

$V_f$  = nilai akhir investasi

$V_i$  = nilai awal investasi

$N$  = jumlah tahun

Maka dengan pendekatan tersebut bisa disinkronisasikan antara rumus dan data impor pada tabel ..

$$CAGR = 12,4 \%$$

Dengan tingkat pertumbuhan tahunan sebesar 12,4%. Untuk mencapai angka produksi dengan kapasitas 150.000 ton/tahun. Maka bisa menghitung dengan mencari nilai (t)

$$t = \frac{\log(\text{Nilai akhir awal sekarang})}{\log(1 + CAGR)} \quad (1)$$

$$t = \frac{150.000}{171.260} = 0,8759 \quad (2)$$

$$\log ( 0,8759) = -0,0579 \quad (3)$$

$$\log (1 + 0,124) = \log (1,124) = 0,0474 \quad (4)$$

$$t = \frac{-0,0579}{0,0474} = -1,22 \text{ tahun} \quad (5)$$

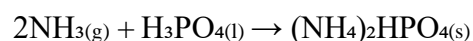
Berarti dalam jangka waktu kurang dari 1,22 tahun kedepan pabrik diammonium fosfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun bisa terealisasikan dengan kapasitas tersebut.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1 Pupuk DAP

Pupuk DAP merupakan pupuk dari gabungan antara 2 senyawa yaitu antara gas ammonia dan asam fosfat. Dimana, kedua bahan anorganik tersebut banyak mengandung nitrogen sehingga dapat membantu proses fermentasi. Dalam pembuatannya pupuk ini bisa diproduksi melalui beberapa pilihan proses seperti multi stage process, proses TVA (Tennessee Valley Authority), dan proses kriticalisasi vakum.

Diammonium phosphate diproduksi dengan mereaksikan gas ammonia dan asam fosfat menjadi reaksi yang bersifat eksotermis karena panas yang dihasilkan dapat menguapkan kandungan air. dengan reaksi sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi diatas menunjukkan bahwa terjadinya reaksi amoniasi asam fosfat mejadi monoammonium fosfat.

#### 1.3.2 Bahan Pembuatan Pupuk DAP (Diammonium Phosphate)

##### 1.3.2.1 Amonia

Ammonia merupakan bahan kimia anorganik memiliki rumus kimia  $\text{NH}_3$  dengan wujud biasanya berupa gas dengan bau yang cukup tajam, bahan ini juga merupakan kelompok bahan kimia B3. Ammonia merupakan bahan kimia yang sering digunakan untuk bahan pembuatan pupuk, seanyak 85% datta menyebutkan

ammonia lebih banyak digunakan untuk membuat pupuk (data dirilis oleh essentialchemicalindustry.org). dan dalam pembuatan pupuk DAP reaksi untuk menghasilkan pupuk DAP ini memerlukan perbandingan 2;1 dengan bahan ammonia lebih besar dari bahan lainnya, sehingga ammonia menjadi kunci penting dalam membuat pupuk DAP ini.

### **1.3.2.2 Asam Fosfat**

Asam fosfat atau biasa dikenal sebagai asam ortofosfat merupakan asam mineral anorganik yang memiliki rumus kimia  $H_3PO_4$ . Asam fosfat bisa dimanfaatkan dalam skala industry seperti dalam pembuatan pupuk. Hampir 90% produksi asam fosfat di dunia digunakan dalam pembuatan pupuk seperti pupuk triple superphosphate (TSP), monoammonium dihydrogenphosphate (MAP) dan diammonium hydrogenphosphate (DAP).

### **1.3.3 Proses-Proses Pembuatan Pupuk**

#### **1.3.3.1 Proses TVA (Tennessee Valley Authority) – Vacuum Crystallizer**

Diamonium fosfat dapat diproduksi dengan berbagai metode salah satunya adalah metode proses TVA (Tennessee valley authority). Proses TVA merupakan proses yang banyak digunakan dalam pembuatan diammonium fosfat dikarenakan proses ini bisa membuat bahan baku yang akan diproses secara langsung tanpa harus melalui pengolahan khusus lagi. Adapun beberapa keuntungan dari proses lain seperti, asam fosfat sebagai bahan pembuatan diammonium fosfat bisa digunakan dalam keadaan konsentrasi yang rendah dan ammonia yang digunakan bisa dipakai dalam wujud gas maupun cairan. (ningsih & udyani, 2021)

Dalam prosesnya TVA senyawa asam fosfat cair yang telah masuk kedalam reactor berpengaduk Dengan mengumpankan ammonia dalam tangki penyimpanan lalu, masuk kedalam reactor berpengaduk. Dalam reactor akan terjadi reaksi amoniasi asam fosfat menjadi monommonium fosfat. Sehingga reaksi yang terjadi didalamnya adalah :



Yang membentuk Monoamonium fosfat, setelah itu dialiri gas ammonia di dalam vacuum crystallizer untuk membuat kristal/granula diammonium fosfat. Produk yang dihasilkan dalam proses tersebut mengandung 21%N (nitrogen). Dengan adanya jaket pendingin pada reactor serta scrubber mampu menekan amonia yang menguap sehingga dapat menghasilkan efisiensi keberhasilan proses sebesar 95%.

### **1.3.3.2 Proses TVA (*Tennessee Valley Authority*) – Ammoniator granulator**

Proses ini dikembangkan untuk menyempurnakan proses amonisasi dengan adanya preneutralizer. Dengan perbandingan antara ammonia dan asam fosfat 1,6:1 proses ini didasari proses preneutralisasi parsial asam dalam tangka reaksi. Dan Ketika ammonia berlebih akan diumomankan ke rotary granulator sehingga terjadi amonisasi dan menghasilkan diammonium fosfat dengan efisiensi yang mencapai 87% dalam amooniator

### **1.3.3.3 Pembuatan Diamonium fosfat (DAP) Dengan Pipe Reactor**

Proses yang menggunakan reaktor pipa(reactor pipe) dengan mereaksikan asam fosfat dan ammonia pada tekanan 3 atm dengan suhu 185°C, sehingga akan memaksa kedua senyawa tersebut ke fase gas yang selanjutnya ditambahkan air juga. Produk yang dihasilkan dari proses ini berupa slurry yang sangat viskos, setelahnya dipompakan masuk ke dalam granulator untuk membentuk pupuk menjadi granula, ammonia yang keluar dari granulator berupa gas yang disaring dengan scrubber yang bertujuan tidak mencemari udara dtambahkan asam fosfat guna mengikat gas ammonia. Keluaran dari granulator dikeringkan/didinginkan di dalam cooler/dryer lalu akan melalui proses pengayakan dengan screen untuk

memperoleh produk dengan ukuran yang sesuai. Untuk produk onsize bisa langsung disimpan dan dikemas akan tetapi, untuk produk yang oversize akan masuk kedalam crusher untuk di untuk di rcycle Kembali agar menjadi bentuk yang onsize Kembali. Presentase hasil pembentukan diammonium fosfat sampai 95% (G David, 1989)

Perbedaan antara kedua proses pembuatan pupuk diammonium phosphate dapat dilihat di tabel berikut

Seleksi	<i>Tennesy Valley Authority (TVA) – ammoniator granulator</i>	Pipe reactor	<i>Tennesy Valley Authority (TVA) – Vacuum Crystalizer</i>
Kondisi operasi	T = 110 °C P = 1 atm	T = 185°C P = 3 atm	T = 110 °C P =1 atm
Fasa	Cair-gas	Gas-gas	Cair-gas
Jenis reaktor	<i>Ammoniator</i>	PFR	Vacuum crytalizer
Konversi keberhasilan	84%	95%	97%

Dengan beberapa pertimbangan maka dasar pemilihan proses ditinjau sesuai dengan tabel dipilihlah proses untuk membuat produksi diamonium fosfat menggunakan metode pipe reactor dengan skala kapasitas 150.000 ton/tahun, dimana keberhasilan dalam proses ini menunjukkan angka keberhasilan hingga 95% dan dengan biasa ekonomi yang sedikit dibawah proses lainnya.

## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Untuk mengetahui suatu sifat reaksi proses itu eksotermis atau endotermis dan arah reaksinya reversible atau irreversible diperlukan suatu tinjauan termodinamika. Untuk mengetahui perhitungan antara eksotermis dan endotermis suatu panas reaksi dapat dihitung dengan panas pembentuk standar ( $\Delta H_{298K}$ ).

## 1. Entalpi Pembentukan

$\Delta H$  mengartikan panas reaksi yang dihasilkan dari berlangsungnya proses reaksi kimia, Nilai  $\Delta H$  ditentukan berdasarkan energi yang dihasilkan atau dibutuhkan. Nilai  $\Delta H$  bernilai positif apabila reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar energi yang dibutuhkan maka semakin besar nilai  $\Delta H$ . Nilai  $\Delta H$  bernilai negatif apabila reaksi tersebut menghasilkan panas selama berlangsungnya reaksi kimia. Berikut merupakan data energi pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada suhu  $25^\circ\text{C}$  di setiap komponen :

Tabel 1.4.1 Data Energi Pembentukan Pada Suhu  $25^\circ\text{C}$  (Crc Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties Of Chemical Substances [Online].)

Komponen	$\Delta H_f 298$ (kJ/Kmol)
$\text{NH}_3$	-133,846
$\text{H}_3\text{PO}_4$	-1271,7
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	-1566,9

Perhitungan Entalpi pada suhu 298K

$$\Delta H_{rx} = (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{298}(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 - (\Delta H_{298} 2\text{NH}_3 + \Delta H_{298} \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta H_{298} = -1566,9 - [(2 \times -133,846) + (-1271,7)]$$

$$\Delta H_{298} = -27,508 \text{ kJ/kmol}$$

## 2. Energi Bebas Gibbs

$\Delta G^\circ$  mengartikan spontan atau tidaknya suatu reaksi kimia. Nilai positif  $\Delta G^\circ$  menunjukkan bahwa dibutuhkan tambahan energi dari luar dikarenakan

reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan. Nilai negatif  $\Delta G^\circ$  menunjukkan bahwa hanya sedikit energi yang dibutuhkan dikarenakan reaksi tersebut berlangsung secara spontan. Maka dari itu, jika nilai  $\Delta G^\circ$  negatif maka reaksi tersebut akan semakin baik karena hanya membutuhkan sedikit energi. Berikut merupakan data energi Gibbs ( $\Delta G^\circ$ ) pada suhu 25°C di setiap komponen :

Tabel 1.4.2 Data Energi Bebas Gibbs pada suhu 25°C (CRC Press, L. 2000. Standard Thermodynamic Properties of Chemical Substances [Online].)

Komponen	$\Delta G^\circ 298$ (kJ/Kmol)
NH <sub>3</sub>	-16,45
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-1019,4958
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	-1210,56

Perhitungan Energi Gibbs pada suhu 298K

$$\Delta G_{rx} = (\Delta G_{produk} - \Delta G_{reaktan})_{298}$$

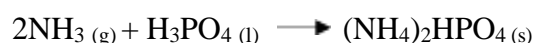
$$\Delta G_{298} = \Delta G_{298}(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 - (\Delta G_{298} 2\text{NH}_3 + \Delta G_{298} \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta G_{298} = -1210,56 - [(-2 \times -16,45) + (-1019,4858)]$$

$$\Delta G_{298} = -158,174 \text{ kJ/Kmol}$$

#### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika diperlukan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia berdasarkan pengukuran laju reaksi dan variabel lainnya dalam laju reaksi seperti konsentrasi, suhu dan tekanan. Berikut merupakan persamaan reaksi yang terjadi yaitu :



Reaksi pembentukan pupuk diammonium fosfat merupakan reaksi homogen yang *irreversibel*. Kecepatan reaksi pembentukan pupuk ini bergantung

pada rasio stokiometri reaktanya yaitu 2:1 serta berjalan tanpa pembentukan zat perantara (non elementer). Pada suhu tertentu kecepatan reaksi utama dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$r = k C_A C_B \quad (1)$$

Adapun konstanta kecepatan reaksi  $k$ , dinyatakan dengan persamaan arrhenius sebagai berikut :

$$k = 0,3542 \exp^{(-1445,8/T)} \quad (2)$$

(Hamid, 2005)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk merancang sebuah pabrik diperlukan kematangan dalam memilih sebuah bahan karena, sangat berefek dalam pembuatan produk. Kualitas yang dihasilkan akan menjadi kunci utama pada hasil dari berjalannya sebuah pabrik. Untuk merancang pembuatan diammonium fosfat ada beberapa variable utama yang menjadi target dari perancangan kali ini. Variabel utama ini meliputi : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Spesifikasi Diamonium fosfat

Tabel 2.1.1 Sifat Fisis Diamonium Fosfat

Spesifikasi produk	Nilai/keterangan
Rumus Kimia	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$
Berat molekul	132,06 g/mol
Massa jenis	1,619 g/cm <sup>3</sup>
Titik didih	155 °C
Titik leleh	190 °C
pH	3,8-4,4
Indeks refraktif	1.52
msds	
DHSFRM ( <i>Solid heat of formation</i> )	-276.456,96 cal/mol
HCOM ( <i>standart enthalpy of combustion</i> )	-63.511,3 cal/mol
MW ( <i>molecule weight</i> )	132,0563 g/mol

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Amonia

Tabel 2.2.1 Sifat Fisis Amonia

Spesifikasi Produk	Jumlah dan satuan
Rumus kimia	NH <sub>3</sub>
Massa molekul	17,031 g/mol
Titik didih	-33,34 °C
Titik Lebur	-77,73 °C
Kemurnian	99,5-99,99%
Msds	Korosif, gas beracun
DCPLS ( <i>difference between liquid and solid</i> )	6,066 cal/mol-K
DGFORM ( <i>ideal gas gibbs free energy</i> )	-3917,07 cal/mol
DHAQFM ( <i>Aqueous infinite dilution heat of formation</i> )	-19.176,9 cal/mol
DHFORM ( <i>ideal gas heat of formation</i> )	-10.962,5 cal/mol
FREEZEPT ( <i>normal freezing point</i> )	-77,74 C°
TC ( <i>critical temperature</i> )	132,5 C°
TB ( <i>normal boiling point</i> )	-33,43 C°
ZC ( <i>critical compressibility factor</i> )	0,242 K°

### 2.2.2 Asam fosfat

Tabel 2.2.2 Sifat Fisis Asam Fosfat

Spesifikasi Produk	Jumlah dan satuan
Rumus kimia	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
Massa molekul	97,99 g/mol
Titik didih	158 °C
Titik lebur	42,35 °C
Konsentrasi	85%
Densitas	1,885 g/mol
msds	Korosif,iritasi pernafasan dan bahaya lingkungan
DCPLS ( <i>difference between liquid and solid</i> )	9,424 cal/mol-K
DGFORM ( <i>ideal gas gibbs free energy</i> )	-264.259,1 cal/mol
DHAQFM ( <i>Aqueous infinite dilution heat of formation</i> )	-307.714,72 cal/mol
DHFORM ( <i>ideal gas heat of formation</i> )	-285.421 cal/mol
FREEZEPT ( <i>normal freezing point</i> )	42,36 C°
TC ( <i>critical temperature</i> )	756,85 C°
TB ( <i>normal boiling point</i> )	406,85 C°
ZC ( <i>critical compressibility factor</i> )	0,201 K°

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu aktivitas untuk memperoleh produk yang memiliki kualitas sesuai dengan standar yang diinginkan. Pengendalian dan pengawasan dalam penjalananan pengoperasian dilakukan menggunakan alat pengendalian yang berada di control room dengan indicator secara automatic control. Apabila pada indicator yang telah ditetapkan terjadi penyimpangan baik itu pada flow rate bahan baku atau produk, level control, maupun temperatur control akan ditandai dengan sinyal atau tanda yang di berikan seperti nyala lampu, bunyi alarm dan lainnya. Jika penyimpangan terjadi maka harus dilakuka pengembalian kondisi atau set semula secara manual maupun otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dioperasikan diantaranya yaitu kontrol terhadap kondisi operasi pada tekanan dan suhu. Alat kontrol yang harus di set pada kondisi tertentu antara lain :

1. *Temperature Controller* (TC), merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat apabila teradi perubahan maka akan ditandai dengan tanda/peringatan berupa suara *alarm* dan nyala lampu untuk selanjutnya dilakukan pengendalian.
2. *Level Controller* (LC), merupakan instrumentasi yang digunakan untuk memperhatikan dan mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan apabila terjadi perubahan maka perlu dilakukan pengendalian.
3. *Level Indicator Controller* (LI), merupakan instrumentasi yang dikhususkan hanya untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.
4. *Pressure Controller* (PC), merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengamati dan mengawasi tekanan operasi suatu alat apabila terjadi perubahan maka perlu dilakukan pengendalian.
5. *Flow Controller* (FC), merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang mengalir melalui suatu alat apabila terjadi perubahan maka perlu dilakukan pengendalian.

### **2.3.1 Pengendalian Kuantitas**

Perubahan yang menimbulkan penyimpangan pada kuantitas dapat terjadi karena kesalahan operator, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat atau maintenance yang terlambat dan lain sebagainya. Penyimpangan perlu di analisa dan diidentifikasi penyebabnya untuk selanjutnya dilakukan pengadaan evaluasi untuk perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan yang diinginkan

### **2.3.2 Pengendalian Waktu**

Pengendalian waktu yang dimaksud merupakan pengawasan produk-produk yang terbentuk pada saat mobilisasi dipindahkannya produk tersebut dari tangki penyimpanan ke mobil, truk, atau kapal. Diperlukan adanya waktu tertentu untuk mencapai kuantitas tertentu sehingga dengan adanya Standard Operational Product (SOP) dapat lebih membantu.

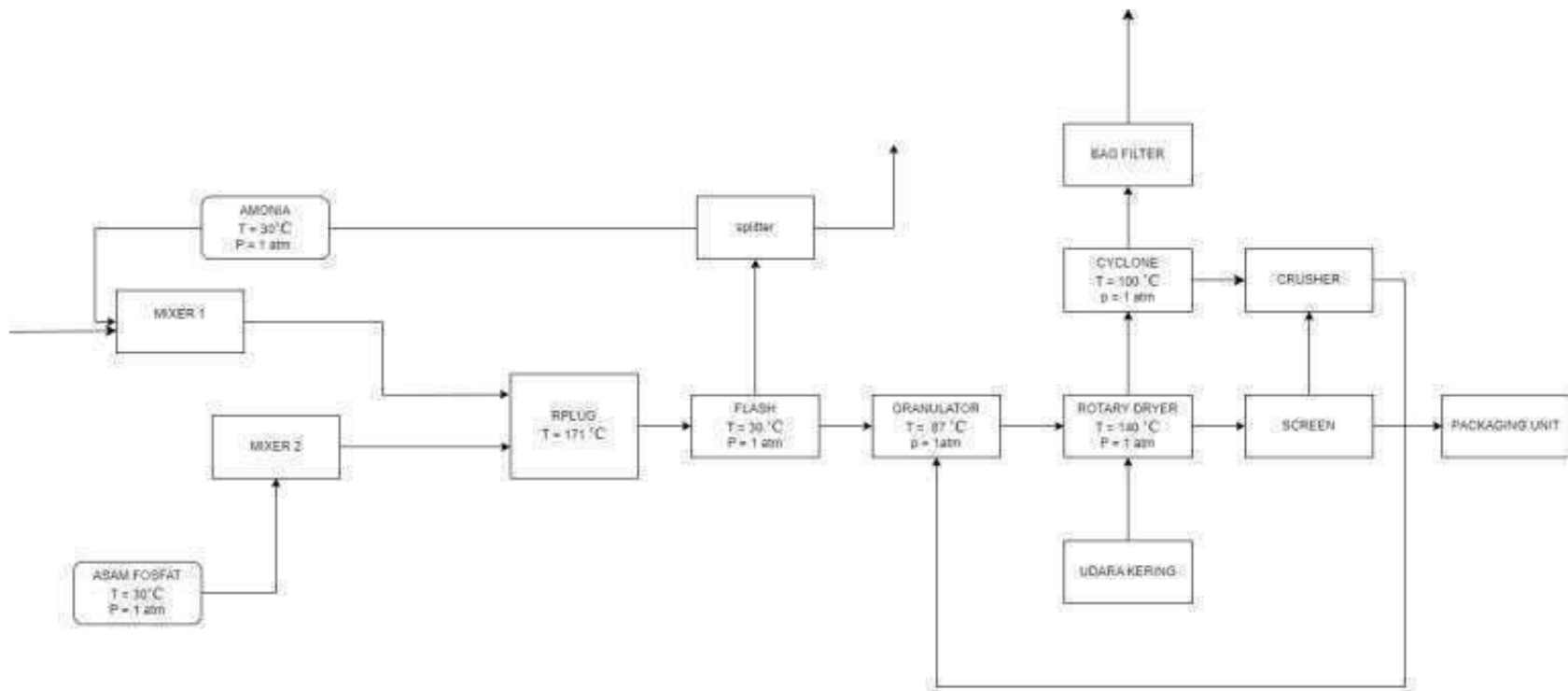
### **2.3.3 Pengendalian Bahan Proses**

Pengendalian bahan proses merupakan pengendalian kualitas dari bahan baku yang dimaksudkan untuk mengetahui kualitas bahan yang digunakan sudah sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan untuk proses. Apabila terdapat ketidaksesuaian maka bahan baku tersebut harus dikembalikan kepada supplier.

Kegiatan proses produksi dilakukan untuk menghasilkan produk yang diharapkan mutu dan kualitasnya sesuai dengan standard jumlah produksi dengan rencana serta waktu yang tepat seperti yang dijadwalkan.

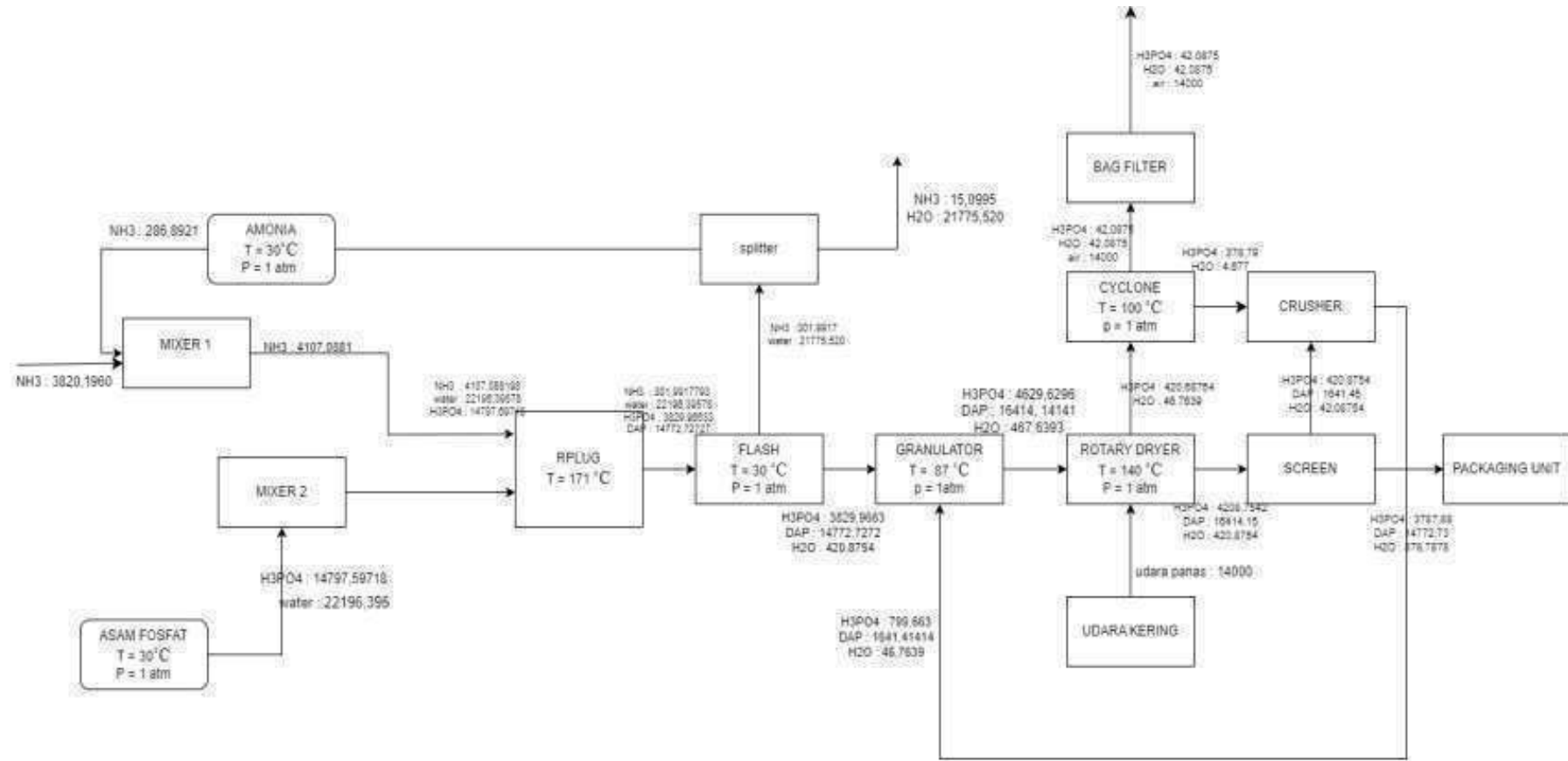
### BAB III PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1.1 Diagram Air Kualitatif

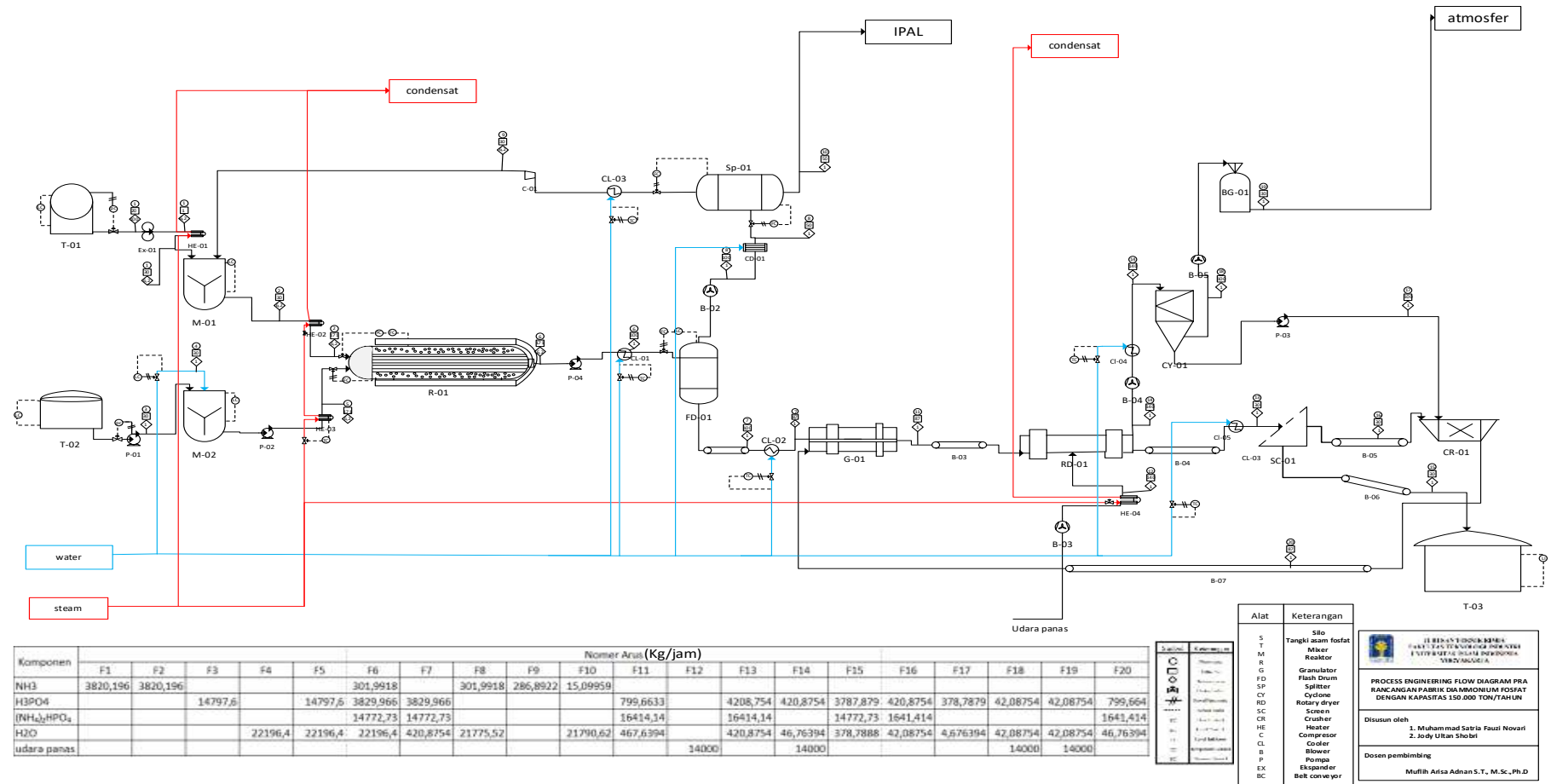
### 3.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2. 1 Diagram Alir Kuantitatif

### 3.3 Process Engineer Flow Diagram

#### PRA RANCANGAN PABRIK DIAMMONIUM FOSFAT DARI AMONIA DAN ASAM FOSFAT DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



Gambar 3.2.2 Process Flow Diagram

### 3.4 Uraian Proses

Uraian proses dalam pembentukan diammonium fosfat (DAP) yaitu menggunakan 2 bahan utama yaitu ammonia dan juga asam fosfat. Tetapi, ada bahan penunjang dalam prosesnya yaitu H<sub>2</sub>O (air). Dalam proses pembuatan pupuk DAP ada beberapa tahapan yaitu pencampuran bahan, granulasi pengeringan, dan screening.<sup>1</sup>

#### 3.4.1 Reaksi

Reaksi dalam pembentukan DAP dari ammonia dan asam fosfat dilakukan dalam reactor bersuhu 171 °C dengan tekanan 6,2 atm secara kontinyu dengan level tinggi liquid di dalamnya sekitar 40-60%. Reaksi yang berlangsung sekitar 30 menit, dan asam fosfat yang diumpangkan mengandung 30-54% p205. Sehingga di dalam reactor terjadi netralisasi. (arya, 2014)



Reaksi netralisasi bersifat eksotermis, karena panas yang dihasilkan dapat menguapkan air, dimandi a produk slurry yang keluar kandungan airnya sebesar 13-22%. Suhu dari slurry yang keluar dari reactor sebesar 171 °C. sehingga produk slurry ini bisa digunakan untuk umpan ke dalam granulator untuk pembentukan granul pupuk DAP.

#### 3.4.2 Tahap Persiapan Bahan Baku

Dalam proses ini menyiapkan persiapan bahan mentah dan juga tahapan pengumpanan. Untuk dilanjutkan kedalam alat-alat. Bahan ammonia disimpan dalam tangki bertekanan untuk menjaga tekanan ammonia cair, karena ammonia memiliki titik didih -33,34 °C sehingga memiliki perlakuan khusus dalam penyimpanannya. Dengan kadar ammonia yang tinggi ammonia akan dicampurkan dengan air untuk menurunkan kadar konsentrasi didalam mixer.

Tahapan penyimpanan asam fosfat harus diberlakukan secara khusus karena sifatnya yang korosif maka, bahan ini diharuskan disimpan dalam tangka dengan bahan anti korosi. Dalam penyimpanannya asam fosfat harus diatur suhu dari

tangka penyimpanannya karena asam fosfat dengan konsentrasi tinggi jika disimpan dalam suhu yang terlalu rendah bahan akan mengkristal, setelah itu bahan tersebut akan dialirkan menuju pompa untuk dicampurkan dengan amonia di dalam mixer

### **3.4.3 Granulasi**

Pembentukan granul pada pupuk DAP terjadi dalam granulator dan umpan yang masuk dalam granulator adalah produk *slurry* dari reactor. Panas yang dihasilkan dari reaksi pembentukan DAP bisa membantu proses pengerasan granul yang terjadi. Suhu produk keluaran dari granulator berkisar antara 80-100 °C dengan kandungan air sebesar 2,5-5%. Selanjutnya produk akan diumpankan secara gravitasi kedalam dryer untuk memperoleh kadar air yang diinginkan yaitu maksimal 2% (BSN, 2005). Granulator merupakan alat untuk penggranulasian menjadi bentuk granula-granula yang mudah larut. Dalam pembuatan granul DAP biasanya dibutuhkan binder sebagai bahan perekat dalam pembuatannya untuk membentuk granul dari DAP sendiri. Akan tetapi dalam prosesnya biasanya asam fosfat dan juga amonia sering digunakan sebagai binder tersendiri atau juga tidak perlu membutuhkan binder karena reaksi yang terjadi biasanya akan langsung membentuk sebuah granul tersendiri. Dan dengan pemanfaatan produk *undersize* dan *oversize* dari aliran recycle untuk memanfaatkannya sebagai perekat pada *slurry* yang akan dibentuk menjadi granul yang diinginkan.

### **3.4.4 Pengeringan dan screening**

Pengeringan memiliki fungsi untuk menghilangkan kadar air pada keluaran granulator sampai mencapai 2% kadar air. Dengan bantuan udara pengering yang dihasilkan dari heater. Produk selanjutnya diumpankan ke dalam *screen* untuk mendapatkan ukuran yang diinginkan. Produk yang memiliki ukuran *oversize* akan dipisahkan dan dihaluskan dalam *crusher*, produk *undersize* dari screen jatuh secara gravitasi ke dalam *belt conveyor recycle*, sedangkan produk yang sesuai akan di kemas untuk disalurkan kepada konsumen atau disimpan dalam Gudang penyimpanan.

### 3.5 Spesifikasi Alat

#### 3.5.1 Reaktor

##### Spesifikasi umum

Nama alat	Reaktor
Kode	R-01
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi asam fosfat dan ammonia untuk menghasilkan diammonium fosfat
Jumlah	1
Jenis	<i>Bubble Reactor</i>
Jenis head	<i>Torispherical</i>
Harga	-

##### Kondisi Operasi

Tekanan	6,2 atm
Suhu	171°C

##### Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316
Diameter tinggi shell	3,27 m
Diameter tangki	4,953 m
Tebal tutup atas dan bawah shell	1,045 in
Panjang total reaktor	5,5275 m
Tegangan permukaan	64,7548 dyne/cm
Tekanan hidrostatik	57,021 psia

##### Insulasi

Bahan	stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316
Jenis Pitch	<i>Triangular pitch</i>
Diameter sparger	158,8380 cm
Luas sparger	19805,177 cm <sup>2</sup>

Diameter orifice	0,02
Jumlah lubang orifice	36.590.479 buah
Superficial gas velocity	141,4530 m/s
Bubble diameter	0,00147 m
Koefisien transfer massa	0,0253207 cm/s

### 3.5.2 Granulator

Nama Alat	: Granulator
Kode Alat	: G-01
Fungsi	: Mengubah dan membentuk <i>slurry</i> menjadi butiran diammonium fosfat
Tipe	: <i>Rotary Drum Granulator</i>
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel, SA 240 Grade S</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 87 C
<i>Flowrate in</i>	: 21511,4 kg/jam
Diameter Kolom	: 2,4384 m
Panjang Kolom	: 4,2672 m
Volume Granulator	: 74,1559 m <sup>3</sup>
Tebal Kolom	: 3/16 in
Putaran Granulator	: 20-14 rpm
Power Untuk Memutar Granulator	: 60 hp
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 303.230

## 3.6 Spesifikasi Alat Pemisah Dan Pendukung

### 3.6.1 Mixer 1

Nama Alat	: Mixer
-----------	---------

Kode Alat	: M-01
Fungsi	: Melarutkan bahan baku sebelum menuju mixer 2 dan reaktor
Tipe	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished Head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade D Type 340</i>
Jenis Pengaduk	: <i>Turbine Impeller with 6 Blades</i>
Lama Penyimpanan	: 1 jam
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30 C
Volume Mixer	: 26,67391443 m <sup>3</sup>
Diameter Mixer	: 3,238960852 m
Tinggi Mixer	: 3,251662602 m
Tinggi Cairan	: 3,236334207 m
Tebal Shell	: ¼ in
Tebal Tutup Atas	: 0,25 in
Jumlah Pengaduk	1
Power Pengadukan	: 4 hp
Jumlah Mixer	1
Harga	: \$ 171.271

### 3.6.2 Ekspander

Kode	: EX-01
Fungsi	: Menurunkan tekanan NH <sub>3</sub> sebelum masuk ke Mixer 1
Tipe	: Kompresor Sentrifugal
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Suhu masuk	: 20 C

Suhu keluar	:	0,037089 C
Tekanan masuk	:	200 atm
Tekanan keluar	:	1 atm
Kapasitas	:	3820,196 kg/jam
Daya	:	15 Hp
Jumlah stage	:	1
Harga	:	\$ 7.207

### 3.6.3 Mixer 2

Nama Alat	:	Mixer
Kode Alat	:	M-02
Fungsi	:	Mencampurkan dan melarutkan asam fosfat dan amonia campuran
Tipe	:	Tangki pencampuran berpengaduk dengan <i>silinder</i> tegak dan atap berbentuk toristopical
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-167 tipe 321</i>
Jenis Pengaduk	:	<i>Flate Blade Turbines Impeller</i>
Lama Penyimpanan	:	0,5 jam
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm Suhu = 30 C
Volume Mixer	:	19,324318 m <sup>3</sup>
Diameter Mixer	:	Diameter Dalam = 2,5781 m Diameter Luar = 2,55318 m
Tinggi Mixer	:	4,8419031 m
Tinggi Cairan	:	3,08641095 m
Tebal Shell	:	0,25 in
Tebal Tutup Atas	:	0,3125 in
Jumlah Pengaduk	:	1
Power Pengadukan	:	10 hp

Jumlah Mixer            1  
Harga                    : \$ 166.947

#### 3.6.4 Compressor

Nama                    : Compressor-01  
Kode                    : C-01  
Fungsi                 : menaikkan tekanan NH<sub>3</sub>  
                              *recycle* dari splitter menuju  
                              mixer-01  
Jenis                    : *centrifugal pump*  
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*  
Kapasitas             : 7000,510152 m<sup>3</sup>/jam  
Tekanan masuk       : 1 atm  
Tekanan keluar      : 6,2 atm  
Suhu masuk           : 30 C  
Suhu keluar          : 433,3061314 C  
Jumlah stage         : 2 buah  
Rasio kompresi      : 2,48997992  
Power motor         : 8,248641205 Hp  
Harga                   : \$ 13.759

#### 3.6.5 Splitter

Nama Alat              : Splitter  
Kode Alat              : SP-01  
Fungsi                 : *Me-recycle* amonia yang dipisahkan dari  
                              diammonium fosfat dan asam fosfat oleh flash drum  
Tipe                     : *Direct contact rotary cooler, counter current*  
Bahan Konstruksi    : *Carbon Steel SA-515 Grade 55*  
Kondisi Operasi      : Tekanan = 1 atm  
                              Suhu       = 30 C

Diameter inlet	: 1,1120 in
Diameter Outlet 1	: 4,81044 in
Diameter Outlet 2	: 1,09756 in
Jumlah Splitter	1
Harga	: \$ 3.538

### 3.6.6 Flash Drum

Nama Alat	: Flash Drum
Kode Alat	: FD-01
Fungsi	: Memisahkan komponen gas NH <sub>3</sub> dari diammonium fosfat dan asam fosfat yang keluar dari reaktor
Tipe	: <i>torispherical head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	: 5 menit
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30 C
Volume	: 1,28914 m <sup>3</sup>
Tinggi Cairan	: 4,122 m
Tinggi Flash Drum	: 11,386 m
Tebal Tutup	: 0,43 in
Jumlah Flash Drum	1
Harga	: \$ 133.531

### 3.6.7 Rotary Dryer

Nama Alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	: RD-01
Fungsi	: Mengeringkan diammonium fosfat keluar dari granulator

Tipe	: <i>Direct contact rotary dryer, counter current</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-515 Grade 55</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30 C
Diameter <i>Rotary</i>	: 2,6842 m
Panjang <i>Rotary</i>	: 10,7369 m
Volume <i>Rotary Dryer</i>	: 0,012606 m <sup>3</sup>
Tebal Kolom	: 0,25 in
Putaran <i>Rotary Dryer</i>	: 1,779678 rpm
Power <i>Rotary Dryer</i>	: 7 hp
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 213.073

### 3.6.8 Screen

Nama Alat	: <i>Screen</i>
Kode Alat	: SC-01
Fungsi	: Memisahkan produk keluaran <i>rotary dryer</i> yang berukuran lebih besar dan yang lebih kecil
Tipe	: <i>High Speed Vibrating Screen</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel, SA-304</i>
Rate Masuk	: 21043,8 kg/jam
Luas Area <i>Screen</i>	: 49,0851 ft <sup>2</sup>
Panjang <i>Screen</i>	: 2,137 m
Lebar Belt	: 2,137 m
Daya Motor	: 8 hp
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 36.036

### 3.6.9 Cyclone

Nama Alat	: <i>Cyclone</i>
Kode Alat	: CY-01
Fungsi	: Memisahkan asam fosfat dari udara panas
Tipe	: <i>Cyclone Separator</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Diameter	: 8,3968141 m
Lebar Pipa Masuk	: 1,511426 m
Tinggi Pipa Masuk	: 5,038088 m
Tinggi Total	: 33,58 m
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 5.897

### 3.6.10 Bag Filter

Nama Alat	: <i>Bag Filter</i>
Kode Alat	: BF-01
Fungsi	: Memisahkan udara dari polutan sebelum dibuang ke lingkungan
Tipe	: <i>Shaker-cleaned filter</i>
Luas Permukaan	: 2133,6 ft <sup>2</sup>
Panjang	: 3 m
Diameter Pipa Dalam	: 40 cm
<i>Velocity</i>	: 2 m/detik
$\Delta p$	: 0,5 kpa
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 7.994

### 3.6.11 Crusher

Nama Alat	: <i>Crusher</i>
Kode Alat	: CR-01
Fungsi	: Mengecilkan butiran diammonium fosfat keluaran <i>cyclone</i> dan <i>screen</i> yang memiliki keluaran ukuran lebih dari 6 <i>mesh</i> sebelum di <i>recycle</i> dan dimasukkan kembali kedalam granulator
Tipe	: <i>Crushing Roll</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainlees Steel 304</i>
Daya Motor	: 2,1434 hp
Jumlah Alat	1
Harga	: \$ 128.945

### 3.7 SPESIFIKASI ALAT TRANSPORTASI BAHAN

#### 3.7.1 Pompa 1

Nama	: Pompa-01
Kode	: P-01
Fungsi	: memompa asam fosfat dari silo ke T-02
Jenis pompa	: Single stage centrifugal pump
Jenis impeller	: Mixed flow impellers
Kapasitas	: 41,8987441 gal/min
Efisiensi pompa	: 20%

#### **Kondisi operasi**

Viskositas fluida	: 23,5 cP
Suhu fluida	: 30 C
<i>Submersibility</i>	: <i>immersed</i>
<i>Head pump</i>	: 4 m

#### **Dimensi pipa**

Bahan kontruksi	: Commercial steel
IPS	: 3 in
Sch.No	: 40

OD : 3,5 in  
ID : 0,25567 ft = 3,068 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi motor : 80%  
Daya motor : 1,5 HP  
Specific speed : 3274,160481 rpm  
Harga : \$ 8.911

**3.7.2 Pompa 2**

Nama : Pompa-02  
Kode : P-02  
Fungsi : mengalirkan asam fosfat dan air dari mixer ke reaktor

Jenis pompa : single stage centrifugal pump  
Jenis impeller : mixed Flow Impellers  
Kapasitas : 26,6705118 gpm  
Efisiensi pompa : 40%

**Kondisi Operasi**

Viskositas fluida : 2,29039105 cP  
Suhu fluida : 30 C  
*Submersibility* : *immersed*  
*Head* pump : 3,67068209 m

**Dimensi Pipa**

Bahan konstruksi : *commercial steel*  
IPS : 2 in  
Sch.No : 40  
OD : 2,38 in  
ID : 2,067 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi motor	:	80%
Daya motor	:	1/3 Hp
Specific speed	:	2795,98516 rpm
Harga	:	\$ 9.435

### 3.7.3 Pompa 3

Nama	:	pompa-03
Kode	:	P-03
Fungsi	:	mengalirkan asam fosfat dan sedikit H2O dari Splitter ke crusher
Jenis pompa	:	<i>single stage centrifugal pump</i>
Jenis impeller	:	<i>mixed Flow Impellers</i>
Kapasitas	:	0,1884 gpm
Efisiensi pompa	:	20%

#### Kondisi Operasi

Viskositas fluida	:	3,145 cP
Suhu fluida	:	30 C
<i>Submersibility</i>	:	<i>immersed</i>
<i>Head pump</i>	:	3,03 m

#### Dimensi pipa

Bahan konstruksi	:	<i>commercial steel</i>
IPS	:	0,125 in
Sch.No	:	40
OD	:	0,405 in
ID	:	0,29 in

#### Spesifikasi Motor

Efisiensi motor	:	80%
Daya motor	:	0,5 Hp
Specific speed	:	271,475 rpm
Harga	:	9435 \$

### 3.7.4 Pompa 4

Nama	:	pompa-04
Kode	:	P-04
Fungsi	:	mengalirkan larutan keluaran reaktor menuju Flash drum
Jenis pompa	:	<i>single stage centrifugal pump</i>
Jenis impeller	:	<i>mixed Flow Impellers</i>
Kapasitas	:	610,02883 gpm
Efisiensi pompa	:	20%

#### **Kondisi Operasi**

Viskositas fluida	:	1,00386
cP Suhu fluida	:	30 C
<i>Submersibility</i>	:	<i>immersed</i>
<i>Head pump</i>	:	12,05 m

#### **Dimensi pipa**

Bahan konstruksi	:	<i>commercial steel</i>
IPS	:	6 in
Sch.No	:	40
OD	:	6,625 in
ID	:	6,065 in

#### **Spesifikasi Motor**

Efisiensi motor	:	80%
Daya motor	:	5 Hp
Specific speed	:	5485,18 rpm
Harga	:	9435 \$

### 3.7.5 Kondensor

Kode Alat	:	CO-01
-----------	---	-------

Fungsi drum	:	Mengembunkan uap air dari flash
Jenis	:	double pipe heat exchanger
Luas transfer panas:		20,3722 ft <sup>2</sup>
UD	:	80,0000
Btu/j.ft <sup>2</sup> .F		
Uc	:	152,8700
Btu/j.ft <sup>2</sup> .F		
Rd	:	0,0060
Panjang pipa	:	4 m
Jumlah hairpin	:	11
Harga	:	\$ 5.766

### 3.7.6 Blower 2

Kode Alat	:	B-2
Fungsi	:	Memindahkan gas NH <sub>3</sub> dan H <sub>2</sub> O dari flash drum menuju splitter
Jenis	:	Centrifugal Blower
Suhu masuk	:	100 C
Suhu keluar	:	107,4099 C
Tekanan masuk	:	1 atm
Tekanan keluar	:	1,1 atm
Kapasitas	:	49,211973 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	:	0,8
Daya	:	0,5 Hp
Harga	:	\$ 4.980

### 3.7.7 Blower 3

Kode Alat	:	B-3
Fungsi	:	Memindahkan udara panas masuk ke rotary dryer
Jenis	:	<i>Centrifugal Blower</i>
Suhu masuk	:	30 C

Suhu keluar : 32,22298 C

Tekanan masuk : 1 atm  
Tekanan keluar : 1,1 atm  
Kapasitas : 22,49461 m<sup>3</sup>/jam  
Efisiensi : 0,8  
Daya : 0,5 Hp  
Harga : \$ 4.980

### 3.7.8 Blower 4

Kode Alat	:	B-4
Fungsi	:	Memindahkan udara panas dari rotary dryer menuju cyclone
Jenis	:	Centrifugal Blower
Suhu masuk	:	140 C
Suhu keluar	:	150,3739 C
Tekanan masuk	:	1 atm
Tekanan keluar	:	1,1 atm
Kapasitas	:	20,40618 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	:	0,8
Daya	:	0,5 Hp
Harga	:	\$ 3.800

### 3.7.9 Blower 5

Kode Alat	:	B-5
Fungsi	:	Memindahkan udara panas dari cyclone menuju bag filter
Jenis	:	Centrifugal Blower
Suhu masuk	:	100 C
Suhu keluar	:	107,4099 C
Tekanan masuk	:	1 atm
Tekanan keluar	:	1,1 atm
Kapasitas	:	18,40374 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	:	0,8
Daya	:	0,5 Hp
Harga	:	\$ 5.242

### **3.7.10 Belt Conveyor 1**

Kode : BC-02  
Fungsi : memindahkan DAP dari flash drum menuju rotary dryer  
Jenis : belt conveyor, closed  
Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Kapasitas : 19023,56902 kg/jam

#### **Spesifikasi**

Kec. Belt : 71,33838384 ft/menit  
Panjang : 100 ft/menit  
Belt  
Lebar Belt : 14 in  
Daya : 1 Hp  
Harga : \$ 43.506

### 3.7.11 Belt Conveyor 2

Kode	: BC-03
Fungsi	: Memindahkan DAP dari Granulator menuju rotary dryer
Jenis	: belt conveyor, closed
Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 21511,4104 kg/jam

#### **Spesifikasi**

Kec. Belt	: 80,667789 ft/menit
Panjang Belt	: 131,2335958 ft/menit
Lebar Belt	: 14 in
Daya	: 1 Hp
Harga	: \$ 55.562

### 3.7.12 Belt Conveyor 3

Kode	: BC-04
Fungsi	: memindahkan DAP dari ROTARY DRYER KE screen
Jenis	: belt conveyor, closed
Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 21043,76892 kg/jam

#### **Spesifikasi**

Kec. Belt	: 78,91413347 ft/menit
Panjang Belt	: 131,2335958 ft/menit
Lebar Belt	: 14 in
Daya	: 1 Hp
Harga	: \$ 55.562

### 3.7.13 Belt Conveyor 4

Kode : BC-05  
Fungsi : memindahkan DAP dari screen ke crusher  
Jenis : belt conveyor, closed  
Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Kapasitas : 2104,377104 kg/jam

#### Spesifikasi

Kec. Belt : 7,89141414 ft/menit  
Panjang Belt : 100 ft/menit  
Lebar Belt : 14 in  
Daya : 0,5 Hp  
Harga : \$ 43.506

### 3.7.14 Belt Conveyor 5

Kode : BC-06  
Fungsi : memindahkan DAP dari screen ke tangki penyimpanan  
Jenis : belt conveyor, closed  
Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Kapasitas : 18939,30296 kg/jam

#### Spesifik

Kec. Belt : 71,02238609 ft/menit  
Panjang Belt : 114,8293963 ft/menit  
Lebar Belt : 14 in  
Daya : 1 HP  
Harga : \$ 49.010

### 3.7.15 Belt Conveyor 6

Kode	: BC-07
Fungsi	: memindahkan DAP dari crusher ke granulator
Jenis	: belt conveyor, closed
Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 2487,841376 kg/jam

#### Spesifikasi

Kec. Belt	: 9,329405161 ft/menit
Panjang Belt	: 328,0839895 ft/menit Lebar
Belt	: 14 in
Daya	: 1 HP
Harga	: \$ 14.349

## 3.8 SPESIFIKASI ALAT PENYIMPANAN BAHAN BAKU DAN PRODUK

### 3.8.1 Silo Penyimpanan Amonia (S-01)

Nama Alat	: Tangki penyimpanan amonia
Kode Alat	: T-02
Fungsi	: Menyimpan produk amonia
Tipe	: <i>Spherical Tank</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	: 1 Hari
Kondisi Operasi	: Tekanan = 200 atm Suhu = 20 C
Kapasitas Tangki	: 3370,47 m <sup>3</sup> Diameter : 21,43 m
Tebal Shell	: 55,52 in
Jumlah Tangki	: 1 buah

Harga	: \$ 694000
<b>3.8.2 Tangki Penyimpanan Asam Fosfat (T-01)</b>	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Asam Fosfat
Kode Alat	: T-01
Fungsi	: Tempat penyimpanan asam fosfat sebelum digunakan dalam proses
Tipe	: <i>Silinder vertikal dengan tutup conical dished head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel, SA-240 Grade S</i>
Lama Penyimpanan	: 1 Hari
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30 C
Kapasitas Tangki	: 2698,484504 ft <sup>3</sup>
Diameter Luar	: 15,497 m
Tinggi Tangki	: 12,24174 m
Tebal Shell	: ¼ in
Tebal Tutup Atas	: 0,2871 in
Tebal Tutup Bawah	: 5/8 in
Jumlah Tangki	: 6 buah
Harga	: \$ 64.734

### 3.8.3 Tangki Produk Diammonium Phospate

Nama Alat	: Tangki Produk <i>Diammonium Phospate</i>
Kode alat	: T-03
Fungsi	: Menampung produk diammonium fosfat
Tipe	: Tangki <i>silinder vertikal</i> dengan tutup atas berupa <i>plate</i> dan tutup bawah berupa <i>conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel, SA-240 Grade S</i>
Waktu Penyimpanan	: 8 jam

Volume Bahan	: 2586,88 ft <sup>3</sup>
Tinggi Bahan	: 15,7753 ft
Volume Bin	: 3233,6 ft <sup>3</sup>
Tinggi Bin	: 8,68859 m
Diameter	: 13,52 ft
Diameter <i>Flat Spot</i>	: 0,5 ft
Sudut <i>Conical</i>	: 45°
Tinggi Tutup	: 6,51 ft
Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in
Jumlah Alat	: 1
Harga	: \$ 114.268

### 3.9 SPESIFIKASI ALAT PENUKAR PANAS

#### 3.9.1 Heater 1

Kode Alat	: He-01
Fungsi	: Menaikkan suhu NH3 dari 1 C menjadi 30 C sebelum masuk kedalam Mixer 1
Tipe	: Double pipe heat exchanger
Material	: Stainless Steel SA 167 Type 316

#### Spesifikasi Annulus

Aliran Fluida	: Fluida dingin (umpan)
<i>Flow Area</i>	: 0,201 in <sup>2</sup>
<i>Inside Diameter</i>	: 0,505416667 ft
<i>Outside Diameter</i>	: 0,552083333 ft
<i>Pressure Drop</i>	: 0,279 psi

#### Spesifikasi Inner Pipa

Aliran Fluida	: Fluida panas (Steam)
Flow Area	: 0,05125 ft <sup>2</sup>
Inside Diameter	: 0,256 ft

Outside Diameter : 0,292 ft  
Pressure Drop : 0,0003 psi  
Panjang Pipa : 3,268 ft  
Banyaknya Hairpin : 1

**Koefisien Perpindahan panas**

Uc : 26,36428681 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Ud : 50 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Rd : 0,017930099 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Harga : \$ 3.014

**3.9.2 Heater 2**

Kode Alat : He-02  
Fungsi : Menaikkan suhu NH<sub>3</sub> dari 30 C menjadi 171 C  
sebelum masuk ke dalam reactor  
Tipe : Double pipe heat exchanger  
Material : Stainless Steel SA 167 Type 316

**Spesifikasi Annulus**

Aliran Fluida : Fluida dingin (umpan)  
*Flow Area* : 0,201 in<sup>2</sup>  
*Inside Diameter* : 0,505416667 ft  
*Outside Diameter* : 0,552083333 ft  
*Pressure Drop* : 0,645 psi

**Spesifikasi Inner Pipa**

Aliran Fluida : Fluida panas (steam)  
Flow Area : 0,05125 ft<sup>2</sup>  
Inside Diameter : 0,256 ft  
Outside Diameter : 0,292 ft  
Pressure Drop : 0,0008 psi  
Panjang Pipa : 7,547 ft  
Banyaknya Hairpin : 1

**Koefisien Perpindahan panas**

Uc	: 28,97677207 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	: 50 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	: 0,0145104 BTU/jam/ft <sup>2</sup> .F
Harga	: \$ 3.276

**3.9.3 Heater 3**

Kode Alat	: He-03
Fungsi	: Menaikkan suhu asam fosfat dari 30 C menjadi 171 C sebelum masuk reactor
Tipe	: Double pipe heat exchanger
Material	: Stainless Steel SA 167 Type 316

**Spesifikasi Annulus**

Aliran Fluida	: Fluida dingin (umpan)
<i>Flow Area</i>	: 0,201 in <sup>2</sup>
<i>Inside Diameter</i>	: 0,505416667 ft
<i>Outside Diameter</i>	: 0,552083333 ft
<i>Pressure Drop</i>	: 4,899 psi

**Spesifikasi Inner Pipa**

Aliran Fluida	: Fluida panas (steam)
Flow Area	: 0,05125 ft <sup>2</sup>
Inside Diameter	: 0,256 ft
Outside Diameter	: 0,292 ft
Pressure Drop	: 1,3155 psi
Panjang Pipa	: 2,14810 ft
Banyaknya Hairpin	: 5

**Koefisien Perpindahan panas**

Uc	: 207,577882 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	: 50 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	: 0,015182531 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F

Harga : \$ 2.621

#### 3.9.4 Heater 4

Kode Alat : He-04  
Fungsi : Menaikkan suhu udara dari 30 C menjadi 140 C  
sebelum masuk ke rotary dryer  
Tipe : Double pipe heat exchange  
Material : Stainless Steel SA 167 Type 316

##### **Spesifikasi Annulus**

Aliran Fluida : Fluida dingin (umpan)  
*Flow Area* : 0,201 in<sup>2</sup>  
*Inside Diameter* : 0,505416667 ft  
*Outside Diameter* : 0,552083333 ft  
*Pressure Drop* : 3,099 psi

##### **Spesifikasi Inner Pipa**

Aliran Fluida : Fluida panas (steam)  
Flow Area : 0,05125 ft<sup>2</sup>  
Inside Diameter : 0,256 ft  
Outside Diameter : 0,292 ft  
Pressure Drop : 3,4264 psi  
Panjang Pipa : 2,6336 ft  
Banyaknya Hairpin : 6

##### **Koefisien Perpindahan panas**

Uc : 143,1711 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Ud : 50 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Rd : 0,01999302 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Harga : \$ 2.621

### 3.9.5 Cooler 1

Kode	:	CL-01
Fungsi	:	Menurunkan suhu 171 C menjadi 100 C dari reaktor menuju flash drum
Tipe	:	Shell and tube
Material	:	Carbon Steel SA-283 grade C

#### Spesifikasi tube

Aliran fluida	:	Cooling water
Flow Area	:	0,351 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	0,0543 ft
Outside diameter	:	0,0625 ft
Pressure Drop	:	0,001 psi
Panjang pipa	:	24 ft
Banyaknya tube	:	1212 buah

#### Spesifikasi shell

Aliran fluida	:	Dowtherm
Flow Area	:	1,132 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	3,250 ft
Pressure Drop	:	0,0016482 psi

#### Koefisien Perpindahan Panas

Uc	:	199,1470478 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	:	112,67049 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	:	0,003854023 jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
Harga	:	\$ 3.407

### 3.9.6 Cooler 2

Kode	:	CL-02
Fungsi	:	Menurunkan suhu 171 C menjadi 100 C dari reaktor menuju cyclone
Tipe	:	Shell and tube
Material	:	Carbon Steel SA-283 grade C

#### Spesifikasi tube

Aliran fluida	:	Cooling water
Flow Area	:	0,351 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	0,0543 ft
Outside diameter	:	0,0625 ft
Pressure Drop	:	0,001 psi
Panjang pipa	:	24 ft
Banyaknya tube	:	1212 buah

#### Spesifikasi shell

Aliran fluida	:	Dowtherm
Flow Area	:	1,132 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	3,250 ft
Pressure Drop	:	0,0016482 psi

#### Koefisien Perpindahan Panas

Uc	:	199,1470478 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	:	112,67049 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	:	0,003854023 jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
Harga	:	\$ 2.883

### 3.9.7 Cooler 3

Kode	: CL-03
Fungsi	: Menurunkan suhu 100 C menjadi 87 C dari flash drum menuju granulator
Tipe	: Shell and tube
Material	: Stainless Steel SA 167 Type 316

#### Spesifikasi tube

Aliran fluida	: Cooling water
Flow Area	: 0,051 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	: 0,255666667 ft
Outside diameter	: 0,291666667 ft
Pressure Drop	: 8,274 psi
Panjang pipa	: 24 ft
Banyaknya tube	: 1212 buah

#### Spesifikasi shell

Aliran fluida	: Dowtherm
Flow Area	: 1,132 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	: 3,250 ft
Pressure Drop	: 0,29 psi

#### Koefisien Perpindahan Panas

Uc	: 195,378718 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	: 142,07937 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	: 0,00192006 jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
Harga	: \$ 2.883

### 3.9.8 Cooler 4

Kode	: CL-04
Fungsi	: Menurunkan suhu 140 C menjadi 100 C dari rotary dryer menuju cyclone
Tipe	: Shell and tube
Material	: Carbon Steel SA-283 grade C

#### Spesifikasi tube

Aliran fluida	: Cooling water
Flow Area	: 0,351 ft <sup>2</sup>

Inside diameter : 0,0543 ft  
Outside diameter : 0,0625 ft  
Pressure Drop : 0,001 psi  
Panjang pipa : 24 ft  
Banyaknya tube : 1212 buah

#### **Spesifikasi shell**

Aliran fluida : Dowtherm  
Flow Area : 1,132 ft<sup>2</sup>  
Inside diameter : 3,250 ft  
Pressure Drop : 0,29 psi

#### **Koefisien Perpindahan Panas**

Uc : 195,378718 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Ud : 142,07937 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
Rd : 0,00192006 jam.ft<sup>2</sup>.F/BTU  
Harga : \$ 2.883

### 3.9.9 Cooler 5

Kode	:	CL-03
Fungsi	:	Menurunkan suhu 100 C menjadi 30 C dari cyclone menuju bag filter
Tipe	:	Shell and tube
Material	:	Carbon Steel SA-283 grade C

#### Spesifikasi tube

Aliran fluida	:	Cooling water
Flow Area	:	0,351 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	0,0543 ft
Outside diameter	:	0,0625 ft
Pressure Drop	:	0,4 psi
Panjang pipa	:	24 ft
Banyaknya tube	:	1212 buah

#### Spesifikasi shell

Aliran fluida	:	Dowtherm
Flow Area	:	1,132 ft <sup>2</sup>
Inside diameter	:	3,250 ft
Pressure Drop:	:	0,4 psi

#### Koefisien Perpindahan Panas

Uc	:	3,79566355 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	:	176804,021 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	:	-0,2634529 jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
Harga	:	\$ 3.800

### 3.10 NERACA MASSA

- Neraca massa alat
- Mixer 1

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)
	F1	F9	
Arus	F1	F9	F2
NH3	3820,196008	286,8921903	4107,088198
H3PO4	0	0	0
(NH4)2HPO4	0	0	0
Water	0	0	0
TOTAL	4107,0		4107,0

- Mixer 2

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)
	F3	F4	
Arus	F3	F4	F5
NH3	0	0	0
H3PO4	14797,59718	0	14797,59718
(NH4)2HPO4	0	0	0
Water	0	22196,39578	22196,39578

TOTAL	36993,9	36993,9
-------	---------	---------

- **Reaktor plug**

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)
	F5	F2	F6
NH3	0	4107,088198	301,9917793
H3PO4	14797,59718	0	3829,96633
(NH4)2HPO4	0	0	14772,72727
Water	22196,39578	0	22196,39578
TOTAL	36993,99296	4107,088198	41101,08116
	41101,0		41101,0

- **Flash**

Komponen	Input (Kg/h)	Output (kg/h)	
	F6	F7	F8
NH3	301,9917793	0	301,9917793
H3PO4	3829,96633	3829,96633	0
(NH4)2HPO4	14772,72727	14772,72727	0
Water	22196,39578	420,8754209	21775,52036
TOTAL	41101,0	41101,0	

- **Splitter**

Komponen	Input (Kg/h)	Output (kg/h)	
	F8	F9	F10
NH3	301,9917793	286,8921903	15,09958896
H3PO4	0	0	0
(NH4)2HPO4	0	0	0
Water	21775,52036	0	21775,52036

TOTAL	22077,5	22077,5
-------	---------	---------

- Granulator**

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)
	F7	F20	F11
NH3	0	0	0
H3PO4	3829,96633	799,6632997	4629,62963
(NH4)2HPO4	14772,72727	1641,414141	16414,14141
Water	420,8754209	46,76393565	467,6393565
TOTAL	21511,4		21511,4

- Rotary dryer**

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)	
	F11	F12	F13	F14
NH3	0	0	0	0
H3PO4	4629,62963	0	4208,754209	420,8754209
(NH4)2HPO4	16414,14141	0	16414,14141	0
Water	467,6393565	0	420,8754209	46,76393565
Udara Panas	0	14000	0	14000
TOTAL	35511,4	35511,4		

- Cyclone**

Komponen	Input (Kg/h)	Output (kg/h)	
		F17	F18
NH3	0	0	0
H3PO4	420,8754209	378,7878788	42,08754209
(NH4)2HPO4	0	0	0
Water	46,76393565	4,676393565	42,08754209
Udara	14000	0	14000

TOTAL	14467,6	14467,6
-------	---------	---------

- **Bag Filter**

Komponen	Input (Kg/h)	Output (kg/h)
Arus	F18	F19
NH3	0	0
H3PO4	42,08754209	42,08754209
(NH4)2HPO4	0	0
Water	42,08754209	42,08754209
Udara	14000	14000
TOTAL	14084,1	14084,1

- **Crusher**

Komponen	Input (Kg/h)		Output (kg/h)
Arus	F17	F16	F20
NH3	0	0	0
H3PO4	378,7878788	420,8754209	799,6632997
(NH4)2HPO4	0	1641,414141	1641,414141
Water	4,676393565	42,08754209	46,76393565
Udara	0	0	0
TOTAL	2487,8		2487,8

- **Screen**

Komponen	Input (Kg/h)	Output (kg/h)	
Arus	F14	F15	F16
NH3	0	0	0
H3PO4	4208,754209	3787,878788	420,8754209
(NH4)2HPO4	16414,14141	14772,72727	1641,414141
Water	420,8754209	378,7878788	42,08754209

Udara	0	0	0
TOTAL	21043,7		21043,7

### 3.11 Neraca Panas

- Heat Exchanger-01

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F2	Qsupply	F2	Qloss
NH3	185819		40480,36	
Steam		238210,0513719		11910,5
Total	52391		52391	

- Mixer-01

Komponen	Panas Masuk (Qin)		Panas Keluar (Qout)
	F1	F9	F2
NH3	40480,36	3040,027	43520,39169
Total	43520,3		43520,3

- Heat Exchanger-02

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F2	Qsupply	F2	Qloss
NH3	43520,39		1335994	
Steam		1360498,6027865		68024,93
Total	1404019		1404018,99448	

- Mixer-02

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam		
	F3	F4	F5	Qs	Qserap
H2O		465490,9514	465490,9514		
H3PO4	16241,11789		16241,11789	-3354681,72	
Cooling Water					3354681,72
Total	481732,0		481732,0		

- Heat Exchanger-03

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F7	Qsupply	F7	Qloss
H2O	465491		13714212	
H3PO4	16241,12		474240,6	
Steam		14428127		721406,4
Total	14909859,4		14909859,4	

- Reaktor

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam			Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F5	F2	Qserap	F6	Qreaksi
NH <sub>3</sub>		1335994,064		98234,85767	- 2977,823691
H <sub>2</sub> O	13714212,41			13714212,41	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	474240,6424			122744,6368	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>				614261,8182	
Dowterm			977971,2177		
Total	15524447,1			15524447,1	

- Cooler-01

Komponen	Panas Masuk (Qin)	Panas Keluar (Qout)	
	F6	F6	Qserap
NH <sub>3</sub>	70916,12879	4539,058195	
H <sub>2</sub> O	12389683,48	3995117,08	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	26976,84326	4619,322477	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	319752,7272	21036,36363	
Dowterm			8782017,351
Total	12807329,17	12807329,17	

- Flash Drum

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam	Panas Keluar (Qout) kJ/jam		
	F6	F7	F8	Qloss
NH <sub>3</sub>	3200,028801		3200,028801	
H <sub>2</sub> O	465490,9514	8826,374429	203546,4555	

H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	4203,583454	4203,583454		
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	21036,36364	21036,36364		253118,1215
Total	493930,9		493930,9	

- *Cooler 2*

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F7	Qsupply	F7	Qloss
H <sub>2</sub> O	8824,385		8795,3748	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	4203,5835		4203,5835	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	21036,364		21036,364	
Steam		-30,53709		-1,526855
Total	34033,79501		34033,79501	

- *Cooler 3*

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam	
	F9	Qsupply	F9	Qloss
NH <sub>3</sub>	3359,1416		3200,0288	
Steam		-167,4871637		-8,374358
Total	3192		3191,65444	

- *Granulator*

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam
	F7	F20	F8
H <sub>2</sub> O	109027,8638	12114,20709	121142,0709
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	52124,43482	10883,12375	63007,55858
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	260850,9091	28983,43434	289834,3434
Total	473983,9		473983,9

- *Heat Exchanger-04*

Komponen	Panas Masuk (Qin)		Panas Keluar (Qout)	
	F24	Qsupply	F24	Qloss
Udara	326801249,3		7516428733	
steam		7568028930		378401446,5
Total	7894830179		7894830179	

- *Rotary Dryer*

Komponen	Panas Masuk (Qin)		Panas Keluar (Qout)	
	F11	F12	F13	F14
Qsolid	10196063761		17826689488	

Qair		12543430563		11677117208
Qloss				-6764312373
Total		22739494324		22739494324

- *Cooler-04*

Komponen	Panas Masuk (Qin)	Panas Keluar (Qout)	Qserap
	F1	F3	
H2O	22587,10091	14660,593	
H3PO4	10624,4417	6928,9837	
Udara Panas	15032285747	980403748	
Dowterm			522893621
Total	1503318958		1503318958

- *Cooler-05*

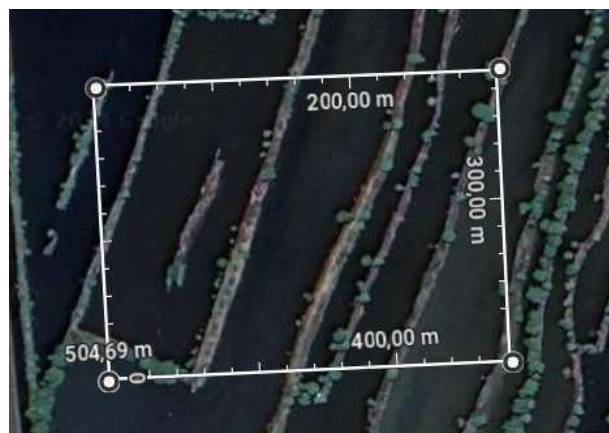
Komponen	Panas Masuk (Qin)	Panas Keluar (Qout)	
	F6	F6	Qserap
H2O	22587,10091	14660,5928	
H3PO4	10624,4417	6928,98372	
Udara Panas	537595,9595	350606,061	
Dowterm			198611,87
Total	570807,5		570807,5

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi merupakan suatu yang penting dalam sebuah industry terutama penyedia bahan untuk skala pabrik. Dalam memilih Lokasi memerlukan sebuah factor primer dan juga sekunder seperti penyedia bahan baku, transformasi, telekomunikasi. Dan kemudahan akses untuk layanan transformasi, sehingga Lokasi merupakan hal yang harus diperhitungkan sesuai dengan kebutuhan dan kesediaan antara pasar dan produksi. selain itu, factor sekunder seperti harga dari lahan, peraturan setempat menjadi hal perlu diperhatikan Kembali untuk membangun sebuah pabrik. Dengan beberapa pertimbangan tersebut maka penentuan Lokasi pabrik diammonium fosfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini bisa didirikan dengan semestinya di area Gresik, Jawa Timur.



Gambar 4.1.1 Lokasi Pabrik Diamonium Fosfat

Adapun beberapa pertimbangan yang diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik diamonium fosfat (DAP) sebagai berikut :

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku sangat diperlukan untuk menunjang Pembangunan pabrik produksi diammonium fosfat (DAP) dengan kapasitas 150.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan untuk menghasilkan produk

diammonium fosfat adalah ammonia ( $\text{NH}_3$ ) dan asam fosfat ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) kedua bahan ini tersedia dari dua pabrik yang berbeda, seperti asam fosfat diproduksi dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas produksi hingga 440.000 ton/tahun dan juga ada di PT. petro Jordan abadi dengan kapasitas produksi 200.000 ton/tahun. Selain dari bahan asam fosfat salah satu bahan utama juga yaitu amonia tersedia sangat banyak pabrik yang memproduksi seperti PT. Pupuk Sriwidjaya dengan kapasitas produksi hingga 1.121.900 ton/tahun. Dalam tahapan pemilihan ada beberapa yang harus di tinjau terlebih dahulu. yaitu:

- Jarak antara pabrik bahan dan juga pabrik produksi
- Kapasitas dari bahan baku tersedia
- Penanganan bahan baku

## 2. Kondisi iklim

Kondisi iklim merupakan hal yang juga penting Ketika dalam pemilihan lokasi pabrik, karena iklim sangat mempengaruhi dalam penyimpanan dan juga proses produksi dari bahan hingga jadi produk. Tapi, Indonesia mempunyai iklim yang cukup normal dengan 2 iklim hujan dan panas dikarenakan Indonesia merupakan dengan cuaca tropis. Sehingga cuaca dan iklim untuk membuat sebuah pabrik di Indonesia cukup strategis dan aman untuk didirikan.

## 3. Utilitas

Dalam proses produksi sebuah pabrik dibutuhkan air bersih untuk menunjang kebutuhan pabrik 58ndustry. Air dialirkan dari Daerah Aliran Sungai (DAS) yang dekat dengan pabrik. Unit ini diperlukan untuk menjaga alat-alat proses produksi supaya berjalan dengan normal yang bertujuan untuk melihat jika kondisinya terus terjaga. Dalam penentuan pendirian pabrik ini suplai air sangatlah penting untuk semua pabrik. Karena dalam utilitas juga menunjang semua kebutuhan dari air listrik serta pengolahan

limbah juga termasuk kedalam hal yang harus diperhatikan dalam proses penentuan dan perencanaan sebuah pabrik.

#### 4. Transportasi

Ujung timur dari bagian Jawa terlebih lagi Gresik merupakan lokasi yang cukup strategis dalam pembangunan lokasi pabrik ini. Dikarenakan, lokasi ini berdekatan dengan laut dan juga dermaga yang cukup besar sehingga, Gresik menjadi lokasi yang sangat strategis untuk penentuan lokasi pabrik karena bisa melakukan pengiriman ke berbagai daerah hingga luar negeri melalui kapal, kereta, mobil dan juga pesawat

### 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah sebuah rancangan dari pengaturan yang bertujuan untuk membuat produksi pabrik menjadi sangat efektif. Dalam pelaksanaannya untuk membuat sebuah tata letak pabrik (*plant layout*) harus memperhatikan keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan supaya terpenuhi. Selain dari penempatan alat-alat bangunan fisik lainnya seperti Gudang, kantor, laboratorium, bengkel dan lain-lain harus tersimpan di tempat yang efisien untuk bisa menjalankan sebuah industri lebih efektif, terutama ditinjau dari segi *loading* barang, control, keamanan dan ekonomis.

#### 4.2.1 Daerah Administrasi dan Perkantoran

Daerah administrasi dan perkantoran terdiri dari beberapa fungsi pendukung yang didalamnya terdiri dari :

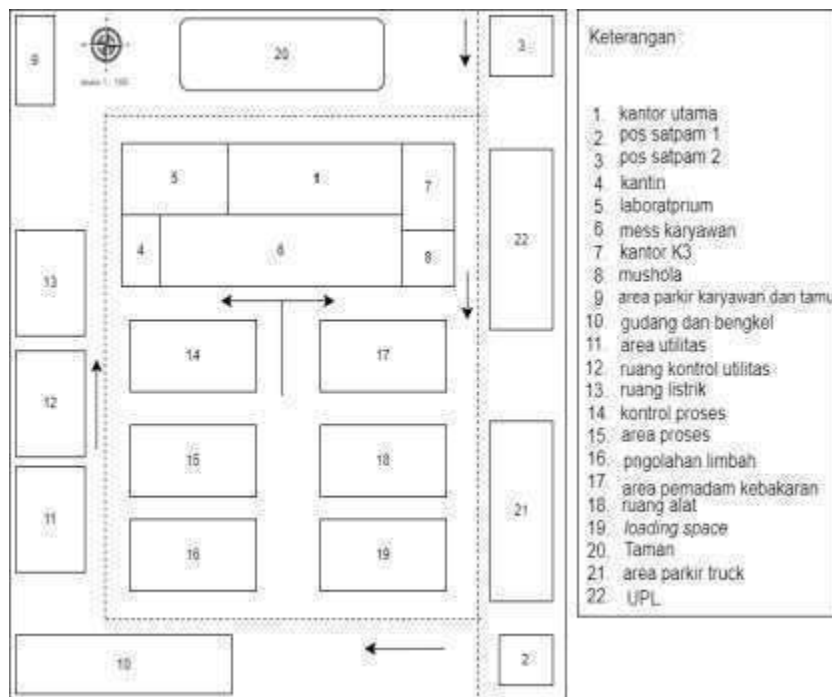
- a. Kantor administrasi, bertujuan untuk tempat berbagai administrasi, keuangan dan kantor yang mengatur jalannya operasi.
- b. Laboratorium, memiliki fungsi sebagai tempat pusat pengendalian kualitas bahan dan produk sebelum di jual
- c. Fasilitas penunjang bagi karyawan untuk sarana penunjang kesejahteraan karyawan seperti masjid, area olahraga, tempat *meeting* dan sarana lainnya.

#### 4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Area proses ialah area untuk alat-alat proses yang diletakkan selama proses berlangsung. Sedangkan, ruang control merupakan daerah sebagai pusat kendali untuk memantau dan mengatur semua hal yang terjadi selama proses.

#### 4.2.3 Area Gudang, umum, dan Garasi

Area Gudang dan umum serta garasi merupakan area yang dibutuhkan untuk perbaikan atau penyimpanan alat supaya tidak terlihat di khalayak publik agar terjaganya kerahasiaan perusahaan serta untuk menyimpan suku cadang dari masing-masing alat proses. Berikut *layout* perencanaan pembangunan/pendirian pabrik Diamonium fosfat.



Gambar 4.2.1 Layout Pabrik Diamonium Fosfat

Tabel 4.2.1 Area Bangunan Pabrik Diamonium Fosfat

no	Lokasi	bangunan		Luas (m <sup>2</sup> )
		panjang (m)	lebar (m)	
1	Kantor Utama	20	50	1000

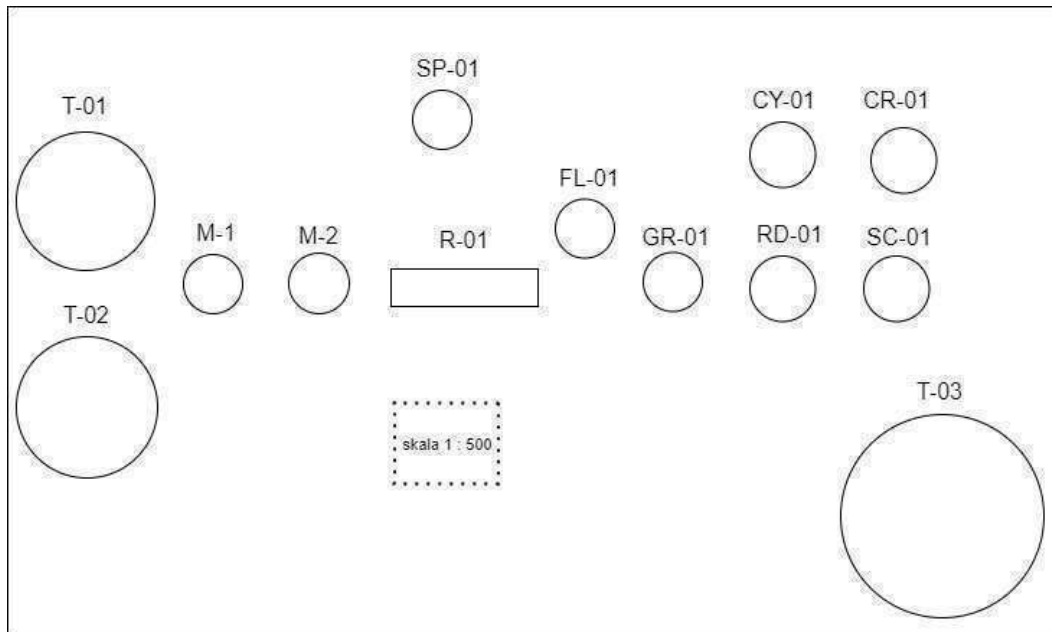
2	Pos Satpam 1	8	4	32
3	Pos Satpam 2	8	4	32
4	Kantin	20	10	200
5	Laboratorium	30	30	900
6	Mess	25	40	1000
7	K3	22	11	242
8	Mushola	10	15	150
9	Area Parking dan Tamu	27	9	243
10	Gudang	30	40	1200
11	Utilitas	40	30	1200
12	Ruang Kontrol	15	30	450
13	Listrik	15	17	255
14	Kontrol Proses	20	20	400
15	Area Proses	70	35	2450
16	Pengolahan Limbah	30	35	1050
17	Area Pemadam	20	40	800
18	Ruang Alat	30	30	900
19	Loading Space 1	20	20	400
20	Taman	20	20	400
21	Area Parkir Truk	70	20	1400
22	Loading Space 2	15	10	150
23	Jalan			923,994
total luas bangunan				15777,994
Luas tanah				19000

### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam merencanakan sebuah tata letak mesin atau alat proses ada beberapa aspek yang menjadi pertimbangan untuk memperoleh kondisi yang efisien, yaitu :

1. Peletakan harus disesuaikan dengan alur proses bahan baku dan produk yang telah dirancang sehingga, dapat memberikan keuntungan dari segi ekonomi dan menambah keoptimalan serta keamanan produksi.
2. Sirkulasi udara perlu jadi perhatian karena dalam produksi proses aliran udara diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi yang merupakan penumpukan tekanan dari bahan kimia berbahaya yang bisa berdampak pada keselamatan kerja.

3. Cahaya menjadi salah satu factor yang juga diperhatikan untuk menjaga paparan bahan kimia terhadap cahaya matahari
4. Efisiensi tata letak yang menjadi perlu perhatian lebih karena menunjang para pekerja agar dapat dengan mudah menjangkau keseluruhan alat dengan cepat dan mudah. Sehingga, layout harus diperhatikan secara tata letak untuk mencegah apabila adanya gangguan pada alat proses dapat dengan mudah diatasi. Selain itu juga, keselamatan pekerja harus menjadi poin utama yang dilihat.
5. Pertimbangan efisiensi dari segi ekonomi harus diperlukan karena pembangunan pabrik ini untuk mencari keuntungan dengan biaya yang efisien.
6. Jarak antar penyimpanan alat-alat haruslah diperhatikan karena, jika terjadinya hal-hal yang tidak diinginkan seperti kebakaran bisa dengan mudah untuk mengatasinya oleh pemadam *section*.
7. Perawatan bertujuan untuk mencegah kerusakan dalam alat yang bisa mempengaruhi produksi dan malah merugikan secara ekonomi terhadap pabrik sendiri, sehingga tata letak mempengaruhi untuk mempermudah para pekerja untuk merawat alat-alat yang ada.



Keterangan :	
T-01	Tanki Penyimpanan Amonia
T-02	Tangki Penyimpanan Asam Fosfat
M-1	mixer 1
M-2	mixer 2
R-01	reaktor
FL-01	Flash
SP-01	splitter
GR-01	Granulator
RD-01	Rotary Dryer
CY-01	Cyclone
CR-01	Crusher
SC-01	Screen
T-03	Tangki Penyimpanan produk

Gambar 4.3.1 Tata letak mesin

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Diamonium fosfat dirancang untuk menjadi sebuah perseroan terbatas (PT) yang merupakan suatu badan yang didirikan antara dua pihak atau lebih yang memeberikan modal dalam bentuk berupa saham. Sebuah PT

mempunyai kewenangan secara hukum untuk memisahkan harta kekayaan perusahaan dengan harta perorangan pemegang saham dan juga mempunyai kewenangan dan perlindungan hukum kepada pemilikinya. Sebuah tanggung jawab perusahaan PT dalam pengambilan keputusan besar didasarkan kepada pemegang saham. Dan apabila, perusahaan mengalami keuntungan atau kerugian pemegang saham hanya menerima sebesar dengan saham yang diinvestasikan kepada perusahaannya itu sendiri.

Beberapa alasan terpilihnya bentuk perseroan terbatas pada perusahaan ini dilatar belakangi atas pertimbangan-pertimbangan berikut :

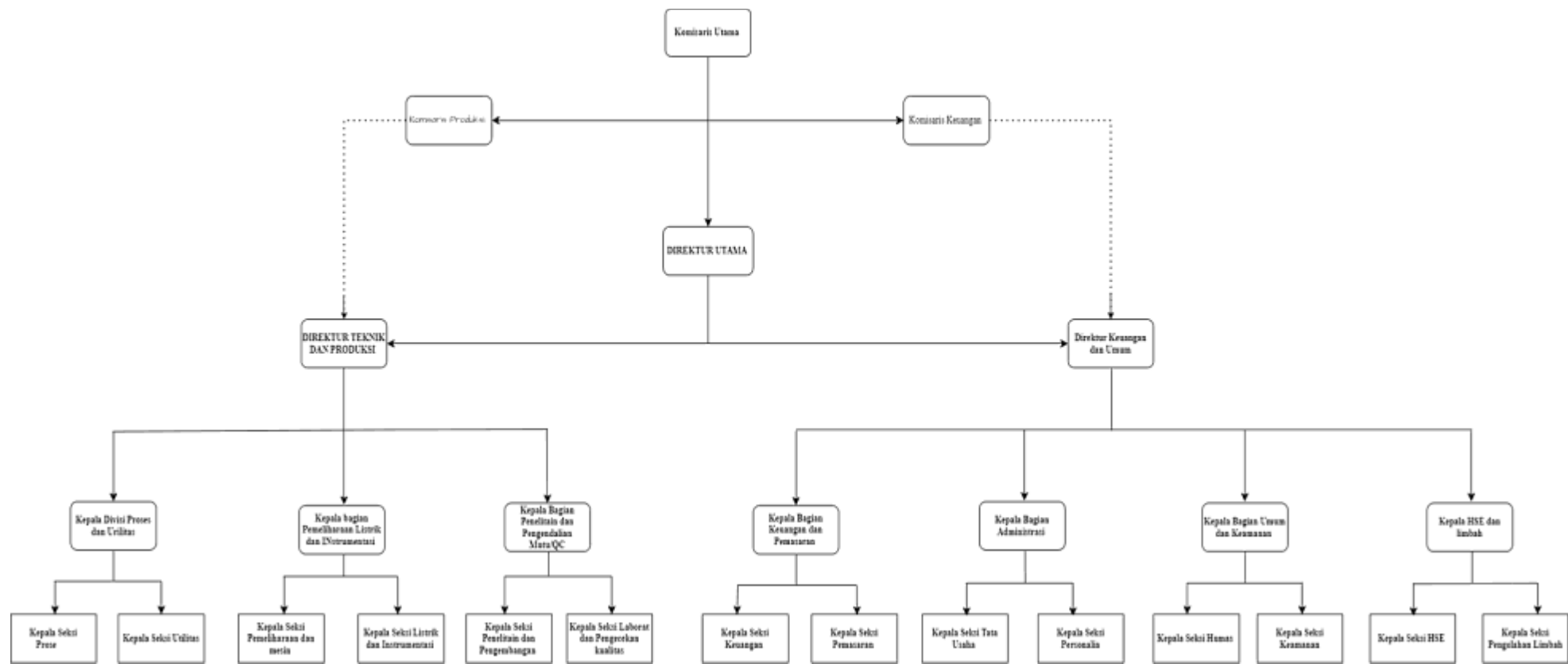
- a. Tanggungjawab para pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan saja
- b. Pemegang saham dan para pekerja terpisah
- c. Lapangan usaha lebih luas
- d. Mudah bergerak di pasar global
- e. Dengan modal yang bisa dicari dimana saja karena dapat menjual sebuah saham perusahaan juga
- f. Kelangsungan hidup perusahaan terjamin karena tidak mengandalkan atau tidak berpengaruh dari pemegang saham, direksi.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Organisasi dalam sebuah perusahaan sangatlah penting untuk mengatur jalannya sebuah komunikasi koordinasi antar pegawai yang terlibat sehingga bisa berjalan sesuai dengan tanggung jawabnya masing-masing. Struktur organisasi adalah gambaran sistematis tentang tugas dan tanggung jawab. Penyusunan struktur organisasi merupakan Langkah terencana dalam organisasi perusahaan sebagai fungsi pengorganisasian, pengarahan, perencanaan dan pengawasan. Bagian-bagian atau jabatan dimulai dari tingkatan tertinggi dimana terdapat dua system *line* dan staf. Yaitu:

- a. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan

- b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.



Gambar 4.4.1 Struktur Organisasi Perusahaan

#### 4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham merupakan orang yang mempunyai modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Sebuah kekuasaan yang bisa mengubah arah dan masukan kepada bawahannya dikarenakan dalam perseoran terbatas (PT) merupakan pemegang rapat. Jabatan ini bisa mengangkat dan menaikkan komisaris, direktur serta mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Komisaris utama

Komisaris utama merupakan anggota pelaksana atau bisa disebut tangan kanan dari pemilik saham, sehingga komisaris utama akan bertanggungjawab kepada pemilik saham. Tugas dari komisaris utama Menyusun Langkah kerja untuk jangka waktu yang Panjang dan juga mengawasi kinerja dari para direksi.

c. Komisaris produksi

Komisaris dari produks mempunyai tanggungjawab kepada komisaris utama dalam setiap tanggungjawabnya. Tugas dari komisaris produksi selain mengawasi direktur juga bisa langsung mengawasi kinerja dari dari direktur produksi dan Teknik dalam kelangsungan sebuah pabrik

d. Komisaris keuangan

Komisaris keuangan mempunyai wewenang untuk bertanggung jawab terhadap komisaris utama sebelum sampai kepada pemegang saham. Tugas dari komisaris keuangan yaitu memantau dan menetapkan Langkah laba keuntungan dan antisipasi kerugian kepada direksi dan juga bisa mengawasi langsung kepada direktur keuangan dan umum di dalam perkantoran.

e. Direktur utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan juga memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap kinerja perusahaan. Para direktur utama memiliki wewenang untuk

bertanggungjawab kepada para jajaran komisaris atas semua yang terjadi dalam perusahaan sebagai pimpinan. Direktur utama membawahi dari direktur produksi dan Teknik serta direktur keuangan.

f. Direktur Teknik dan produksi

Direktur ini mempunyai tanggung jawab untuk memberikan laporan kepada direktur utama akan tetapi bisa bertanggung jawab secara langsung kepada komisaris yang berwenang. Tugas dari direktur Teknik dan produksi adalah mengontrol jalannya sebuah produksi dan aras keteknikan supaya berjalan sesuai dengan keinginan tanpa ada hambatan. Direktur Teknik dan produksi membawahi para kepala divisi seperti kepala divisi proses dan utilitas, kepala divisi pemeliharaan listrik dan instrumentasi dan kepala divisi bagian penelitian dan pengendalian mutu(QC). Berikut beberapa bagian tugas dari setiap kepala divisi dibawah direktur Teknik dan produksi.

Tabel 4.4.1 Tugas Kepala Divisi Dibawah Direktur Teknik Dan Produksi.

Divisi	Tugas
Kepala divisi proses dan utilitas	Bertugas untuk melakukan pengawasan dalam jalannya proses produksi dan pengawasan jalannya unit utilitas. Dengan memiliki tugas untuk ngasih interuksi kepada kepala seksi proses dan kepala seksi utilitas
Kepala divisi pemeliharaan listrik dan instrumentasi	Mempunyai tugas untuk menjalankan tanpa adanya hambatan kelistrikan yang berwenang ngasih interuksi kepada kepala seksi kelistrikan

	dan instrumentasi serta memantau sebuah alat dan mengatur jadwal pemeliharaan mesin produksi
Kepala divisi penelitian dan pengendalian mutu(QC)	Tugas dari kepala bagian ini adalah untuk mengontrol semua produk yang telah di proses di setiap produk yang memiliki kerusakan tersaring agar tidak sampai ke konsumen. Dan berwenang untuk memberikan interuksi kepada kepala seksi dibawah kedudukannya.

g. Direktur keuangan dan umum

Direktur yang mempunyai wewenang dan tugas untuk bertanggung jawab kepada direktur utama akan tanggungjawab keuangan dan umum perkantoran. Tugas direktur keuangan dan umum yaitu mengontrol dan membuat laba keuntungan untuk disampaikan kepada direktur utama serta membuat laba dan meyakinkan para investor untuk mengakuisisi saham kepemilikan sebanyak mungkin. Direktur ini juga membawahi 4 kepala dalam pengawasannya.

Tabel 4.4. 2 Tugas Kepala Divisi Dibawah Direktur Keuangan dan Umum

Divisi	Tugas
Kepala bagian keuangan dan pemasaran	Melakukan dan mencatat serta mengatur jalannya keuangan dalam perusahaan yang harus

	di laporkan secara terbuka kepada direktur keuangan
Kepala bagian administrasi	Berwenang membuat dan menjalankan semua administratif perusahaan sehingga berjalan secara sistematis
Kepala bagian umum dan keamanan	Bertanggungjawab dalam menjaga keamanan data,rahasia dan keamanan wilayah dalam perusahaan
Kepala bagian HSE dan limbah	Bertugas dalam menjalankan keselamatan dalam prosedur yang dibuat oleh bagian HSE serta bertanggungjawab apabila adanya pelanggaran keselamatan dalam bekerja. Dan juga mengatur jalur buangan limbah dan memprosesnya agar tidak mencemari lingkungan sekitar

#### **4.4.4 Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji**

##### **4.4.4.1 Rincian Jabatan Beserta Jenjang Pendidikan**

Dalam struktur organisasi, masing-masing jabatan diisi oleh sumber daya manusia yang disesuaikan antara spesifikasi pendidikan dengan tanggung jawabnya. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan adalah orang-orang dari lulusan SMA hingga Pasca Sarjana (S2). Diantaranya adalah sebagai berikut :

Tabel 4.4.3 Jabatan dan Jenjang Pendidikan Yang Dibutuhkan

NO	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1.	Komisaris Utama	Magister Teknik Kimia
2.	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia/Manajemen
3.	Komisaris Produksi	Magister Teknik Kimia
4.	Komisaris Keuangan	Magister Ekonomi
5.	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia
6.	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi
7.	Kepala Divisi Proses dan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
8.	Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumental	Sarjana Teknik Elektro
9.	Kepala Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	Sarjana Teknik Kimia
10.	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi/Teknik Industri
11.	Kepala Bagian Administrasi	Sarjana Ekonomi
12.	Kepala Bagian Umum dan Keamanan	Sarjana Hukum
13.	Kepala HSE dan Limbah	Sarjana Teknik Industri
14.	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
15.	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
16.	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Mesin	Sarjana Teknik Mesin
17.	Kepala Seksi Listrik dan instrumentasi	Sarjana Teknik Elektro
18.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia

19.	Kepala Seksi Laborat Pengecekan Kualitas	Sarjana Analis Kimia
20.	Kepala Seksi Keuangan	Sarjana Ekonomi
21.	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Teknik Industri
22.	Kepala Seksi Tata Usaha	Sarjana Manajemen
23.	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Sosial
24.	Kepala Seksi keamanan	Sarjana Hukum
25.	Kepala Seksi HSE	Sarjana Teknik Industri
26.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
A.	Shift	
	Kepala Regu	Ahli Madya Sosial
	Security	SMK/SLTA/Sederajat
27.	Karyawan Bagian Pemasaran	Ahli Madya Teknik Industri
28.	Karyawan Bagian Keuangan	Ahli Madya Ekonomi
29.	Karyawan Bagian Administrasi	Ahli Madya Ekonomi
30.	Karyawan Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	Ahli Madya Teknik Kimia
31.	Karyawan Proses	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B.	Shift	
	Kepala Regu	Sarjana Teknik Kimia
	Operator	Ahli Madya Teknik Kimia
32.	Karyawan Laboratorium	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B.	Shift	
	Kepala Regu	Sarjana Teknik Kimia
	<i>Staff Process Quality Control</i>	Ahli Madya teknik Kimia

	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
	<i>Staff Product Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
	Analisis	Ahli Madya Teknik Kimia
33.	Karyawan pemeliharaan	Ahli Madya Teknik Kimia
34.	Karyawan Utilitas	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B.	Shift	
	Kepala Regu	Ahli Madya Teknik Kimia
	Operator	Ahli Madya teknik Kimia
35.	Karyawan Pemadam Kebakaran	Ahli Madya K3
36.	Dokter	Dokter
37.	Perawat	Sarjana Perawat
38.	Karyawan K3	Ahli Madya K3
39.	Supir dan Tenaga Kerja Pembantu	SMK/SLTA/Sederajat
40.	<i>Office Boy</i>	SMK/SLTA/Sederajat
Total		254

#### 4.4.4.2 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat dan efektif sehingga pekerjaan dapat terjalankan dengan baik dan terorganisir. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat dalam tabel berikut :

Tabel 4.4.4 Rincian Jumlah Karyawan

NO	Jabatan	Jumlah
1.	Komisaris Utama	1
2.	Direktur Utama	1
3.	Komisaris Produksi	1

4.	Komisaris Keuangan	1
5.	Direktur Teknik dan Produksi	1
6.	Direktur Keuangan dan Umum	1
7.	Kepala Divisi Proses dan Utilitas	1
8.	Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumental	1
9.	Kepala Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	1
10.	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1
11.	Kepala Bagian Administrasi	1
12.	Kepala Bagian Umum dan Keamanan	1
13.	Kepala HSE dan Limbah	1
14.	Kepala Seksi Proses	1
15.	Kepala Seksi Utilitas	1
16.	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Mesin	1
17.	Kepala Seksi Listrik dan instrumentasi	1
18.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
19.	Kepala Seksi Laborat Pengecekan Kualitas	1
20.	Kepala Seksi Keuangan	1
21.	Kepala Seksi Pemasaran	1
22.	Kepala Seksi Tata Usaha	1
23.	Kepala Seksi Personalia	1
24.	Kepala Seksi keamanan	1
25.	Kepala Seksi HSE	1

26.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1
A.	Shift	
	Kepala Regu	4
	Security	14
27.	Karyawan Bagian Pemasaran	15
28.	Karyawan Bagian Keuangan	15
29.	Karyawan Bagian Administrasi	10
30.	Karyawan Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	15
31.	Karyawan Proses	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	4
B.	Shift	
	Kepala Regu	5
	Operator	28
32.	Karyawan Laboratorium	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	2
B.	Shift	
	Kepala Regu	2
	<i>Staff Process Quality Control</i>	4
	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	4
	<i>Staff Product Quality Control</i>	4
	Analisis	4
33.	Karyawan pemeliharaan	16
34.	Karyawan Utilitas	
A.	Non Shift	
	Staff Administrasi	2

B.	Shift	
	Kepala Regu	2
	Operator	14
35.	Karyawan Pemadam Kebakaran	10
36.	Dokter	4
37.	Perawat	8
38.	Karyawan K3	15
39.	Supir dan Tenaga Kerja Pembantu	15
40.	<i>Office Boy</i>	12
Total		254

#### 4.4.4.3 Gaji karyawan

Pemberian upah atau gaji karyawan diberikan berdasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan resiko kerja. Jumlah karyawan yang sudah ditentukan haruslah tepat dan efektif dengan cara menghitung jumlah karyawan yang didasarkan kepada jumlah peralatan serta jumlah karyawan dalam unit, regu dan rincian karyawan lainnya sehingga semua pekerjaan yang ada dapat terjalankan dengan baik dan efisien. Gaji karyawan diberikan dalam pembagian 3 golongan yaitu :

1. Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
2. Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
3. Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Perincian besar gaji karyawan pabrik DAP ini dapat dilihat pada Tabel (), dimana gaji yang diberikan disesuaikan dengan standar upah minimum regional Gresik, Jawa Timur.

Tabel 4.4. 5 Rincian Besar Gaji Karyawan

NO	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1.	Komisaris Utama	1	85.000.000	85.000.000
2.	Direktur Utama	1	70.000.000	70.000.000
3.	Komisaris Produksi	1	60.000.000	60.000.000
4.	Komisaris Keuangan	1	60.000.000	60.000.000
5.	Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
6.	Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
7.	Kepala Divisi Proses dan Utilitas	1	25.000.000	25.000.000
8.	Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumental	1	25.000.000	25.000.000
9.	Kepala Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	1	25.000.000	25.000.000

10.	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	25.000.000	25.000.000
11.	Kepala Bagian Administrasi	1	25.000.000	25.000.000
12.	Kepala Bagian Umum dan Keamanan	1	25.000.000	25.000.000
13.	Kepala HSE dan Limbah	1	25.000.000	25.000.000
14.	Kepala Seksi Proses	1	15.000.000	15.000.000
15.	Kepala Seksi Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
16.	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Mesin	1	15.000.000	15.000.000
17.	Kepala Seksi Listrik dan instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000
18.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	15.000.000	15.000.000
19.	Kepala Seksi Laborat Pengecekan Kualitas	1	15.000.000	15.000.000
20.	Kepala Seksi Keuangan	1	15.000.000	15.000.000

21.	Kepala Seksi Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
22.	Kepala Seksi Tata Usaha	1	15.000.000	15.000.000
23.	Kepala Seksi Personalia	1	15.000.000	15.000.000
24.	Kepala Seksi keamanan	1	15.000.000	15.000.000
25.	Kepala Seksi HSE	1	15.000.000	15.000.000
26.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	15.000.000	15.000.000
A.	Shift			
	Kepala Regu	4	12.000.000	48.000.000
	Security	14	5.000.000	70.000.000
27.	Karyawan Bagian Pemasaran	15	10.000.000	150.000.000
28.	Karyawan Bagian Keuangan	15	10.000.000	150.000.000
29.	Karyawan Bagian Administrasi	10	10.000.000	100.000.000
30.	Karyawan Bagian Penelitian dan Pengendalian Mutu (QC)	15	10.000.000	100.000.000

31.	Karyawan Proses			
A.	Non Shift			
	Staff Administrasi	4	5.000.000	20.000.000
B.	Shift			
	Kepala Regu	5	12.000.000	60.000.000
	Operator	28	10.000.000	180.000.000
32.	Karyawan Laboratorium			
A.	Non Shift			
	Staff Administrasi	2	5.000.000	10.000.000
B.	Shift			
	Kepala Regu	2	12.000.000	24.000.000
	<i>Staff Process Quality Control</i>	4	10.000.000	40.000.000
	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	4	10.000.000	40.000.000
	<i>Staff Product Quality Control</i>	4	10.000.000	40.000.000
	Analisis	4	10.000.000	40.000.000
33.	Karyawan pemeliharaan	16	10.000.000	160.000.000
34.	Karyawan Utilitas			
A.	Non Shift			
	Staff Administrasi	2	5.000.000	10.000.000

B.	Shift			
	Kepala Regu	2	12.000.000	24.000.000
	Operator	14	10.000.000	140.000.000
35.	Karyawan Pemadam Kebakaran	10	10.000.000	100.000.000
36.	Dokter	4	10.000.000	40.000.000
37.	Perawat	8	6.000.000	48.000.000
38.	Karyawan K3	15	10.000.000	150.000.000
39.	Supir dan Tenaga Kerja Pembantu	15	3.200.000	48.000.000
40.	<i>Office Boy</i>	12	3.200.000	38.400.000
	Total	244		2.545.400.000

Total gaji pegawai 1 bulan = Rp. 2.545.400.000

Total gaji pegawai 1 Tahun = Rp. 30.544.800.000

#### 4.4.4.4 Status karyawan

Perusahaan dapat berjalan dan berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Diantara faktor yang ada, yang paling mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada posisi sesuai dengan bidang keahlian. Faktor tenaga kerja sangat menunjang dalam keberlangsungan berjalanya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Maka dari itu hubungan antara karyawan dengan perusahaan harus saling tegak lurus, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerja, sehingga pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan antara karyawan dengan perusahaan dapat direalisasikan melalui komunikasi dan pemberian kompensasi atas kerja keras dan kontribusi karyawan,

salah satu contohnya adalah dengan pemberian sistem penggajian atau pemberian upah yang sudah disesuaikan dengan standar Upah Minimum Regional (UMR), sehingga kesejahteraan dapat meningkat.

Sistem pemberian upah pada karyawan ini berbeda-beda yang didasarkan pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Status karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah 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 harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapatkan upah harian yang diberikan pada setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

#### **4.4.4.5 Jadwal Kerja Karyawan**

Pabrik *Diammonium Phospate* direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara *kontinu*. Jumlah hari kerja selama setahun adalah 330 hari. Hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Catatan hari kerja :

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *Shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

### 3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

### 4. 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. Bagi karyawan *shift*, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur.

Aturan jam kerja karyawan *shift* :

- *Shift 1* : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift 2* : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift 3* : Jam 23.00 – 07.00 WIB
- *Shift 4* : Libur

### 5. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian

adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, serta *staff* yang berada dikantor. Karyawan *non shift* berlaku 5 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari sabtu, minggu dan hari libur nasional. Total kerja dalam seminggu adalah 40 jam dengan jadwal sebagai berikut :

- Senin – Jumat : Jam 07.00 – 16.00 WIB
- Waktu istirahat setiap kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu istirahat hari Jumat : Jam 11.30 – 13.30 WIB

Tabel 4.4.6 Jadwal Pembagian kerja karyawan shift

Grup	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
I	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
II	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
III	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
IV	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

Grup	Tanggal														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
I	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
II	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
III	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
IV	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S

Keterangan :

P = *Shift* Pagi

M = *Shift* Malam

S = *Shift* Siang

L = Libur

Diluar jam kerja perusahaan maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan

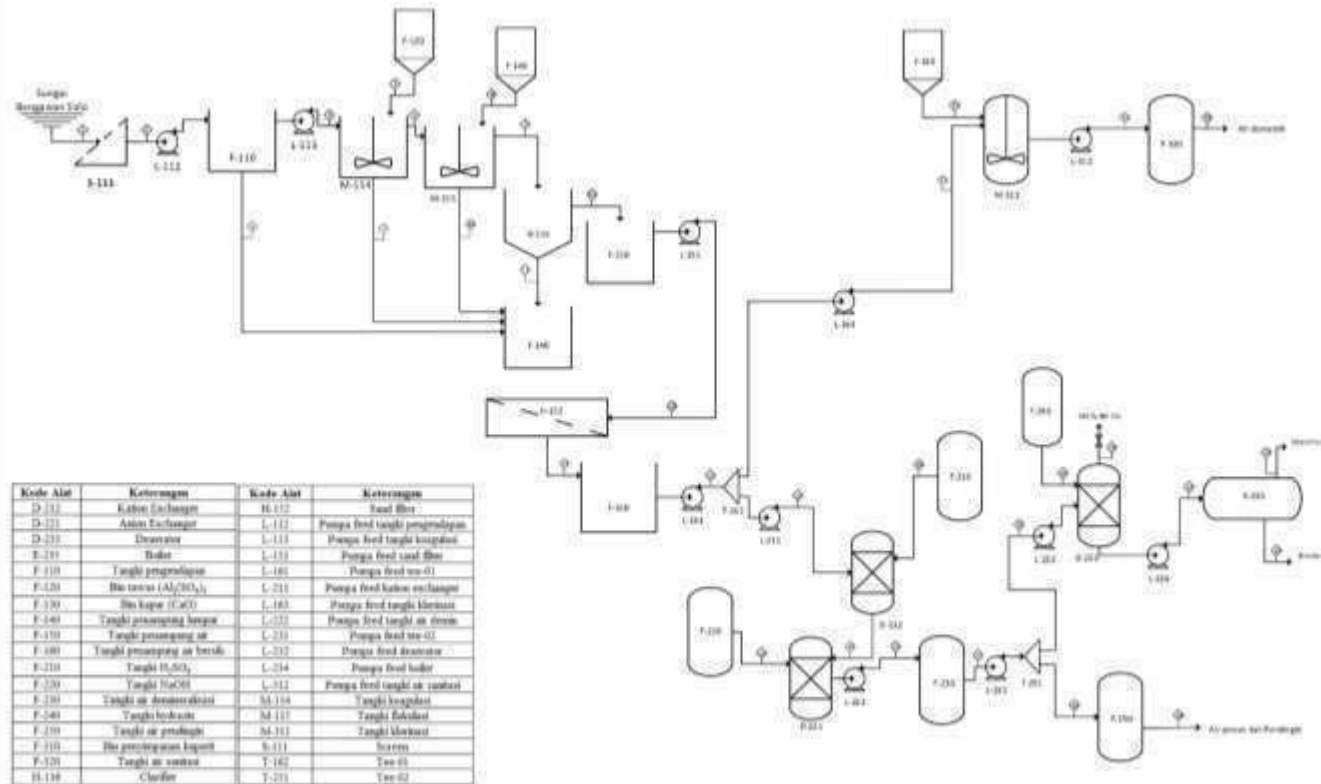
diperhitungan sebagai kerja lembur (*overtime*) dengan perhitungan gaji yang tersendiri.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Utilitas merupakan salah satu bagian paling penting dalam sebuah pabrik karena menunjang kelancaran jalannya proses produksi di industry. Proses penunjang adalah sarana yang diperlukan bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Jika tidak adanya system utilitas dalam sebuah industry maka sebuah proses tidak akan berjalan dengan semestinya. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik, meliputi diantaranya:

- A. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- B. Unit Penyediaan Steam (*boiler*)
- C. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- D. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- E. Unit Pengolahan Limbah



Gambar 5.1.1 Diagram Alir Utilitas

Keterangan Alat:

- D-212 : Kation Exchanger
- D-221 : Anion Exchanger
- D-233 : Deaerator
- E-235 : Boiler
- F-110 : Tangki Pengendapan
- F-120 : Bin Tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ )
- F-130 : Bin Kapur ( $\text{CaO}$ )
- F-140 : Tangki Penampung Lumpur
- F-150 : Tangki Penampung Air
- F-160 : Tangki Penampung Air Bersih
- F-210 : Tangki  $\text{H}_2\text{SO}_4$
- F-220 : Tangki  $\text{NaOH}$
- F-230 : Tangki Air Demineralisasi
- F-240 : Tangki Hydrazin
- F-250 : Tangki Air Pendingin
- F-310 : Bin Penyimpanan Kaporit
- F-320 : Tangki Air Sanitasi
- H-116 : Clarifier
- H-152 : Sand Filter
- L-112 : Pompa Feed Tangki Pengendapan
- L-113 : Pompa Feed Tangki Koagulasi
- L-151 : Pompa Feed Sand Filter
- L-161 : Pompa Feed Tee-01
- L-211 : Pompa Feed Kation Exchanger
- L-163 : Pompa Feed Tangki Klorinasi
- L-222 : Pompa Feed Tangki Air Demineralisasi
- L-231 : Pompa Feed Tee-02

L-232 : Pompa feed Deaerator  
L-234 : Pompa Feed Boiler  
L-312 : Pompa Feed Tangki Air Sanitasi  
M-114 : Tangki Koagulasi  
M-115 : Tangki Flokulasi  
M-311 : Tangki Klorinasi  
S-111 : Screen  
T-162 : Tee-01  
T-251 : Tee-02

## **5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik biasanya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik pupuk Diammonium Phosphate (DAP) ini sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Air yang digunakan dalam dalam perancangan pabrik pupuk DAP berasal dari sungai Bengawan Solo yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Sebagai sumber air di lingkungan pabrik dipilih air sungai dikarenakan sebagai berikut:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi sehingga kendala mengalami kekeringan maupun kekurangan air dapat terjaga.
2. Pengolahan air sungai relative lebih sederhana dan biayanya lebih murah jika dibandingkan dengan pengolahan air yang lebih rumit dan biayanya cukup besar karena memiliki kandungan mineral dan garam yang perlu dipisahkan.

Secara umum, kebutuhan air yang diperlukan untuk utilitas pabrik pupuk DAP adalah sebagai berikut:

## 1. Air Sanitasi

Air Sanitasi merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan lain sebagainya. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi persyaratan seperti:

- a. Air jernih
- b. Tidak berasa
- c. Tidak beracun
- d. Tidak berbau
- e. Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Kebutuhan air untuk sanitasi pada pabrik pupuk diammonium fosfat diperkirakan sebagai berikut:

### a. Air untuk karyawan

Perkiraan kebutuhan air sanitasi pabrik dihitung berdasarkan jumlah karyawan pabrik yaitu sebanyak 254 orang dengan kebutuhan air sebesar 20 L/orang/hari. Sehingga total kebutuhan air karyawan diperkirakan sebesar 5080 kg/hari.

### b. Air untuk laboratorium dan taman

Air yang digunakan untuk keperluan laboratorium dan taman diperkirakan sebesar 52,91666667 kg/jam

### c. Air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air yang digunakan untuk pemadam kebakaran dan Cadangan air diperkirakan sebesar 254 kg/jam

Maka total air untuk sanitasi diperkirakan sebesar 518,5833333 kg/jam.

## 2. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan digunakan air pendingin sebagai media pendingin, antara lain:

- a. Air dapat diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar

- b. Mudah dalam pengolahan
- c. Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume yang cukup tinggi
- d. Tidak terdekomposisi

Namun terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- a. Silika karena dapat menyebabkan kerak
- b. Oksigen terlarut karena dapat menyebabkan korosi
- c. Besi karena dapat menyebabkan korosi

Kebutuhan air pendingin pada keseluruhan pabrik pupuk DAP adalah 44119,04 kg/jam.

### 3. Air Umpan Boiler (*Boiled Feed Water*)

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* yang digunakan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Berikut merupakan beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani air umpan *boiler* antara lain:

- a. Zat yang menyebabkan korosi

Beberapa kandungan yang dapat menyebabkan korosi pada *boiler* adalah larutan asam dan gas-gas terlarut seperti CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S dan SO<sub>2</sub>.

- b. Zat yang menyebabkan kerak.

Dapat menyebabkan kerak pada *boiler* adalah adanya suhu tinggi yang biasanya berupa garam karbonat dan silika.

Air yang dibutuhkan untuk umpan *boiler* adalah sebesar 430560,7137 kg/jam.

### 4. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area proses produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan seperti:

- a. Air jernih
- b. Tidak berasa
- c. Tidak Berbau
- d. Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Pada pabrik diammonium fosfat ini kebutuhan air proses adalah sebesar 22196,39578 kg/jam.

### **5.1.2 Unit Pengolahan Air**

Air sungai tidak dapat langsung digunakan karena memerlukan beberapa pengolahan untuk dapat dipakai sebagaimana mestinya. Beberapa tahapan dalam pengolahan air sungai yaitu:

1. Penyerapan

Air dari sungai di pompa dan dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar seperti sampah dan dedaunan. Setelah tahap *screening*, air akan ditampung didalam bak penampungan awal.

2. *Screening*

Tahap ini dilakukan untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap tahapan berikutnya. Pada sisi hisap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) untuk meminimalisir alat penyaring pada proses selanjutnya menjadi kotor dan cepat rusak.

3. Pengendapan

Pengendapan ini dilakukan didalam tangki pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan lumpur-lumpur atau pasir yang ikut terbawa air.

#### 4. Penggumpalan

*Koagulasi* merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ) yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses *flokulasi* dapat berjalan efektif perlu ditambahkan  $Ca(OH)_2$  yang berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan karbonat dalam air sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses *flokulasi* bertujuan untuk menggumpalkan partikel tersebut menjadi *flok* dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan *sedimentasi* dan *filtrasi*.

#### 5. Clarifier

*Clarifier* diperuntukan untuk memisahkan antara air dan kotoran dengan memanfaatkan gaya gravitasi.

#### 6. Sand Filter

Air yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya di *filtrasi* menggunakan *sand filter*. *Filtrasi* bertujuan untuk menghilangkan mineral yang terkandung didalam air seperti  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Na^{2+}$  menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci bila sudah kotor (*back wash. rinse*)

#### 7. Penampungan Sementara

Air yang sudah melalui tahap *filtrasi* bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam tangka penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan:

1. Air domestik dan *service water*
2. Air proses
3. Air pendingin
4. *Steam Water*

## 8. Klorinasi

Klorinasi air adalah proses perubahan klorin ( $Cl_2$ ) pada air. Tujuan dari proses klorinasi ini adalah untuk membunuh bakteri dan mikroba dalam air sehingga air aman untuk digunakan dalam kebutuhan sehari-hari.

## 9. Demineralisasi

Tujuan dari proses demineralisasi adalah menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk umpan *boiler*. Proses demineralisasi terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada *kation exchanger*. Di dalam *kation exchanger*, mineral-mineral seperti  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Na^{2+}$  dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion. Jika resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral maka akan disubjekkan ke dalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin *kation exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat  $H_2SO_4$ .

Air yang keluar dari *kation exchanger* merupakan air bebas mineral yang pembentukan *scaling* nya sudah diminimalkan. Air yang telah melewati *kation exchanger* akan dialihkan ke dalam *anion exchanger* untuk proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion negatif seperti  $HCO_3^-$ ,  $CO_3^{2-}$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan lainnya. Ion negatif harus ditangkap karena berpotensi membentuk gas  $CO_2$  jika air dalam kondisi basa dipanaskan sehingga dapat menurunkan performa *boiler* dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion memiliki mekanisme yang mirip seperti proses pelunakan air.

Perbedaannya terdapat pada jenis resin yang digunakan, jenis resin yang digunakan merupakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion maka resin akan diregenerasikan dengan penambahan basa kuat  $NaOH$ . Air keluaran dari *anion exchanger* dapat digunakan sebagai air proses namun untuk penggunaan air umpan *boiler* harus dilakukan proses lebih lanjut.

## 10. Deaerasi

Air yang keluar dari proses demineralisasi akan di proses lebih lanjut ke proses deaerasi untuk digunakan sebagai air umpan *boiler*. Proses deaerasi digunakan untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air terutama gas  $O_2$  yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada *boiler*. Korosi pada *boiler* memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya karena selain memperpendek umur *boiler*, korosi juga berpotensi melakukan pengikisan didalam *boiler* yang menyebabkan ledakan sebab ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas terlarut, maka ditambahkan  $N_2H_4$  (hidrazin) untuk meningkatkan  $O_2$  dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan maka air keluaran deaerator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water* untuk kemudian diumpankan ke dalam *boiler*. Didalam *boiler* akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi *steam*. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam *boiler* maka dilakukan system *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air yang hilang tersebut maka ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

## 5.2 Unit Penyediaan Steam

Pada perancangan ini *steam* digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat-alat penukar panas. *Steam* yang dibutuhkan dihasilkan oleh *boiler* dengan menggunakan *boiler feed water* sebagai umpanya. Kebutuhan *steam* pada pabrik pupuk diammonium fosfat (DAP) dapat dilihat pada table berikut

Tabel 5.2.1 Kebutuhan Steam untuk pemanas

Keperluan	Kebutuhan	Satuan
Heater 1	122,8837	Kg/jam
Heater 2	6639,422	Kg/jam
Heater 3	626,0635	Kg/jam
Heater 4	187,9314	Kg/jam
Heater 5	348259	Kg/jam
<b>Total</b>	<b>355835,3006</b>	<b>Kg/jam</b>

Bahan baku pembuatan *steam* adalah air umpan *boiler*. *Steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan jumlah total *steam* yang dibutuhkan adalah sebesar 355835,3006 kg/jam. Tambahan untuk faktor keamanan dan kebocoran 10%, sehingga total *steam* yang dibutuhkan adalah 35583,53006 kg/jam.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan *boiler* dapat menyebabkan kerusakan pada *boiler*. Berikut adalah zat-zat yang dapat merusak *boiler*.

- a. Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- b. Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- c. Garam-garam kalsium dan magnesium
- d. Zat organik (*organic matter*)
- e. Silika, Sulfat, asam bebas dan oksida

### 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan Listrik yang meliputi:

- a. Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

Tabel 5.3. 1 Listrik Untuk Keperluan Alat Proses

Kebutuhan Listrik Proses		
Mixer 1	5	Hp
Mixer 2	10	Hp
Reaktor	75	Hp
Granulator	60	Hp
Rotary Dryer	7,5	Hp
Screen	7,5	Hp
Crusher	2	Hp
Ekspander	15	Hp
Blower 1	0,5	Hp
Blower 2	0,5	Hp
Blower 3	0,5	Hp
Blower 4	0,5	Hp
Kompresor	7,5	Hp
Pompa 1	2	Hp
Pompa 2	0,5	Hp
Pompa 3	0,5	Hp
Pompa 4	0,5	Hp
Belt Conveyor 1	2	Hp
Belt Conveyor 2	1	Hp

Belt Conveyor 3	1	Hp
Belt Conveyor 4	1	Hp
Belt Conveyor 5	0,5	Hp
Belt Conveyor 6	1	Hp
Belt Conveyor 7	1	Hp
Total	202,5	Hp

Tabel 5.3.2 Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Kebutuhan listrik utilitas		
Tangki Koagulasi (M-114)	50	Hp
Tangki Flokulasi (M-115)	200	Hp
Tangki Klorinasi (M-311)	7,5	Hp
Pompa (L-112)	7,5	Hp
Pompa (L-113)	60	Hp
Pompa (L-151)	60	Hp
Pompa (L-161)	75	Hp
Pompa (L-211)	50	Hp
Pompa (L-222)	30	Hp
Pompa (L-231)	40	Hp
Pompa (L-232)	50	Hp
Pompa (L-312)	0,5	Hp
Pompa (L-234)	0,5	Hp
Pompa (L-163)	100	Hp
Total	731	Hp

Diperkirakan kebutuhan daya listrik untuk alat tidak terdeskripsikan sebesar 10% dari total kebutuhan

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik alat yang tidak terdeskripsikan} &= 10\% \times (202,5+731) \\ &= 93,35 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, kebutuhan listrik seluruh alat} &= (202,5+731+93,35) \\ &= 1026,85 \text{ Hp} \\ &= 765,722 \text{ kW} \end{aligned}$$

b. Listrik untuk penerangan = 5,05 kW

c. Listrik untuk AC + peralatan kantor = 35,6081265 kW

d. Listrik untuk instrumentasi = 76,5721913 kW

Total kebutuhan listrik adalah 882,9522309 kW dengan *over design* sebesar 10% maka kebutuhan listrik total sebesar 88,2952231 kW.

#### 5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan generator untuk pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan minyak solar sebanyak 8422,47 kg/jam. Bahan bakar generator menggunakan minyak solar 261,935 kg/jam.

#### 5.5 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan dari pabrik pupuk diammonium fosfat (DAP) dapat diklasifikasikan menjadi dua yaitu:

a. Bahan buangan cair

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH), dan *biological treatment*

b. Bahan buangan udara dari unit proses

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan pada maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

## Spesifikasi Alar Utilitas

Tabel 5.5.1 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	L-112	L-113	L-151	L-161	L-211
Fungsi	Memompa air sungai dari Screen menuju ke Tangki Pengendapan	Memompa air dari Tangki Pengendapan menuju ke Tangki Koagulasi	Memompa air dari Tangki Penampung Air menuju ke Filter	Memompa air dari Tangki Penampung Air bersih menuju ke tee	Memompa air dari Tee menuju Kation Exchanger
Tipe	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas	197.1896225 m <sup>3</sup> /jam	641.8816288 m <sup>3</sup> /jam	609.7875474 m <sup>3</sup> /jam	603.6896719 m <sup>3</sup> /jam	603.6896719 m <sup>3</sup> /jam
Daya	7.5 HP	60 HP	60 HP	75 HP	50 HP

Tabel 5.5. 2 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	L-222	L-231	L-232	L-234	L-163
Fungsi	Memompa air dari Anion Exchanger menuju ke Tangki Air Demineralisasi	Memompa air dari Tangki Air Demineralisasi ke Deaerator	Memompa air dari Tangki Air Demineralisasi ke Deaerator	Memompa air dari Deaerator ke Boiler	Memompa air dari Tee ke Tangki Klorinasi
Tipe	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage	Pompasentrifugal single stage

Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas	486.8977851 m3/jam	534.3436697 m3/jam	534.3436697 m3/jam	2.682262286 m3/jam	603.6896719 m3/jam
Daya	30 HP	40 HP	50 HP	0.5 HP	100 HP

Tabel 5.5. 3 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	L-312
Fungsi	Memompa air dari Tangki Klorinasi ke Tangki Air Sanitasi
Tipe	Pompasentrifugal single stage
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	Commercial steel
Kapasitas	0.557687712 m3/jam
Daya	0.5 HP

Tabel 5.5. 4 Spesifikasi Bin

Kode	F-120 (Bin Penyimpanan Tawas)	F-130 (Bin Penyimpanan Kapur)	F-310 (Bin Penyimpanan Kaporit)
Fungsi	Menyimpan tawas, waktu penyimpanan 1 bulan	Menyimpan CaO, waktu penyimpanan 1 bulan	Menyimpan kaporit, waktu penyimpanan 1 bulan
Tipe	Tangki silinder tegak dengan conical bottom head	Tangki silinder tegak dengan conical bottom head	Tangki silinder tegak dengan conical bottom head
Waktu Penyimpanan	1 bulan	1 bulan	1 bulan
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Kapasitas	3.8600214 m <sup>3</sup>	1.5440086 m <sup>3</sup>	0.008946024 m <sup>3</sup>
<b>Dimensi</b>			
Diameter	1.3718285 m	1.0107719 m	0.181543176 m
Tinggi	3.6131803 m	2.662214 m	0.478156157 m
Tebal shell	0.1875 m	0.0047625 m	0.00476251 m
Tebal head	0.1875 m	0.0047625 m	0.00476251 m
Tebal bottom	0.25 m	0.0047625 m	0.00476251 m

Tabel 5.5. 5 Spesifikasi Tangki

Kode	F-230 (Tangki Demineralisasi)	F-250 (Tangki Air Pendingin)	F-320 (Tangki Air Sanitasi)
Fungsi	Menyimpan air demineralisasi	Menyimpan air pendingin dan proses	Menyimpan air untuk kebutuhan domestik atau air sanitasi
Jenis	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal
Bahan	Bahan yang digunakan yaitu Carbon Steel SA-283 Grade C	Bahan yang digunakan yaitu Carbon Steel SA-283 Grade C	Bahan yang digunakan yaitu Carbon Steel SA-283 Grade C
Suhu	30 C	30 C	30 C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Diameter	0.609601 m	0.762002 m	1.066802 m
Tinggi	1.455306 m	1.803901 m	2.573478 m
Tebal shell	0.004763 m	0.004763 m	0.004763 m
Tebal head	0.004763 m	0.004763 m	0.004763 m
Tinggi head	0.157225 m	0.183256 m	0.235323 m

## **BAB VI**

### **EKONOMI**

Evaluasi ekonomi adalah salah satu aspek penting dalam suatu pendirian pabrik yang kemudian harus memberikan keuntungan secara ekonomis agar proses produksi dapat terus berjalan. Dengan adanya evaluasi ekonomi, modal investasi dalam pendirian suatu pabrik dapat dirancang untuk mengetahui bahwa pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak layak untuk didirikan. Bagian penting dalam evaluasi ekonomi dari perancangan pabrik ini ialah estimasi harga alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan.

Pada perancangan pabrik pupuk DAP ini, terdapat beberapa faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi diantaranya:

- a. Modal (*Capital Investment*)
  1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
  2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- d. Analisa Kelayakan Ekonomi
  1. *Percent return on investment* (ROI)
  2. *Pay out time* (POT)
  3. *Break event point* (BEP)
  4. *Discounted cash flow* (DCF)

## 6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi dan situasi ekonomi yang sedang terjadi. Harga peralatan setiap tahun akan berbeda-beda. Harga dapat mengalami kenaikan ataupun penurunan tergantung pada kondisi ekonominya. Sehingga untuk menentukan harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2025 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan di tahun 2030. Berikut adalah indeks harga yang disebut CEP indeks atau *Chemical Enggineering Plant Cost Indeks* (CEPCI).

Tabel 6.1. 1 Indeks Harga Alat

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1995	381,1
2	1996	381,7
3	1997	386,5
4	1998	389,5
5	1999	390,6
6	2000	394,1
7	2001	394,3
8	2002	395,6
9	2003	402
10	2004	444,2
11	2005	468,2
12	2006	499,6
13	2007	525,4
14	2008	575,4
15	2009	521,9
16	2010	550,8
17	2011	585,7
18	2012	584,6
19	2013	567,3
20	2014	576,1
21	2015	556,8
22	2016	561,7
23	2017	567,5
24	2018	614,6
25	2019	630,289
26	2020	641,62
27	2021	652,951

28	2022	664,282
29	2023	675,613
30	2024	686,944
31	2025	698,275
32	2026	709,606
33	2027	720,937
34	2028	732,268
35	2029	743,599
36	2030	754,93
37	2031	766,261

Pada perancangan pabrik *diammonium phosphate* (DAP) ini akan dibangun pada tahun 2030 sehingga perlu dicari indeks harga alat pada tahun tersebut. Untuk memperkirakan harga alat, dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton. 1995)

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

**(Aries & Newton, 1955)**

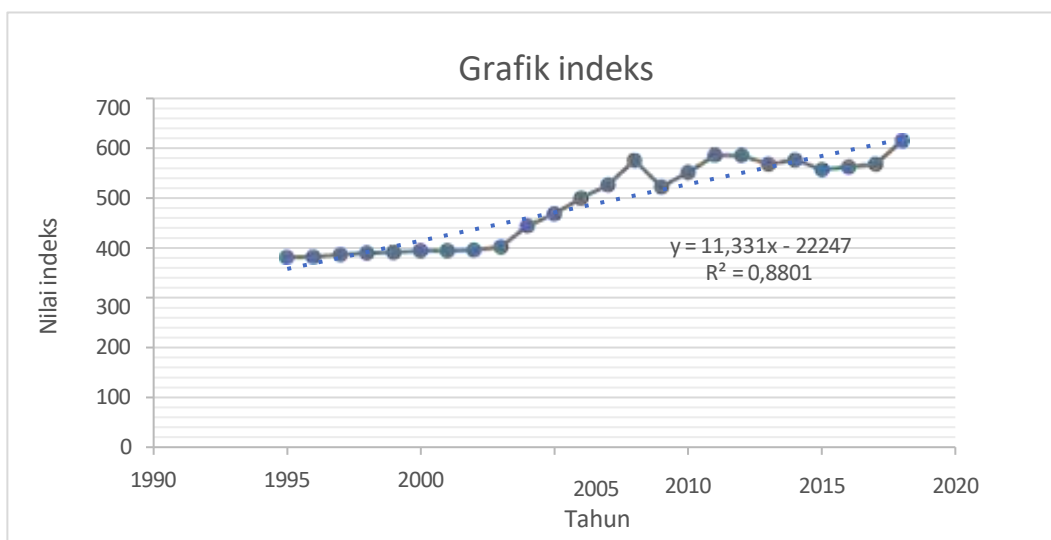
Keterangan:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2030

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx = Indeks harga pada tahun 2030

Ny = Indeks harga pada tahun referensi 2014



Gambar 6.1. 1 Grafik Regresi Linier

Persamaan yang diperoleh dari grafik indeks harga diatas didapatkan persamaan regresi  $y=$  dengan menggunakan CEP indeks pada tahun referensi dan perancangan sehingga nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,1. Sementara nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2030 sebesar 754,93. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut maka ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.1.2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2030	2014	2030
Silo Amonia	S-01	1	576,1	754,93	\$ 527.200,00	\$ 690.851
Tangki Asam Fosfat	T-01	1	576,1	754,93	\$ 49.400,00	\$ 64.734
Mixer 1	M-01	1	576,1	754,93	\$ 130.700,00	\$ 171.271
Mixer 2	M-02	1	576,1	754,93	\$ 127.400,00	\$ 166.947
Reaktor	R-01	1	576,1	754,93	\$ 155.100,00	\$ 203.245
Flash Drum	FD-01	1	576,1	754,93	\$ 101.900,00	\$ 133.531
Splitter	SP-01	1	576,1	754,93	\$ 2.700,00	\$ 3.538

Granulator	G-01	1	576,1	754,93	\$ 231.400,00	\$ 303.230
Rotary Dryer	RD-01	1	576,1	754,93	\$ 162.600,00	\$ 213.073
Cyclone	CY-01	1	576,1	754,93	\$ 4.500,00	\$ 5.897
Bag Filter	BF-01	1	576,1	754,93	\$ 6.100,00	\$ 7.994
Crusher	CR-01	1	576,1	754,93	\$ 98.400,00	\$ 128.945
Screen	SC-01	1	576,1	754,93	\$ 27.500,00	\$ 36.036
Tangki Produk DAP	T-02	1	576,1	754,93	\$ 87.200,00	\$ 114.268
Ekspander	EX-01	1	576,1	754,93	\$ 5.500,00	\$ 7.207
Heat Exchanger 1	HE-01	1	576,1	754,93	\$ 2.300,00	\$ 3.014
Heat Exchanger 2	HE-02	1	576,1	754,93	\$ 2.500,00	\$ 3.276
Heat Exchanger 3	HE-03	1	576,1	754,93	\$ 2.000,00	\$ 2.621
Heat Exchanger 4	HE-04	1	576,1	754,93	\$ 1.800,00	\$ 2.359
Heat Exchanger 5	HE-05	1	576,1	754,93	\$ 2.000,00	\$ 2.621
Cooler 1	CL-01	1	576,1	754,93	\$ 2.600,00	\$ 3.407
Cooler 2	CL-02	1	576,1	754,93	\$ 2.200,00	\$ 2.883
Cooler 3	CL-03	1	576,1	754,93	\$ 2.900,00	\$ 3.800
Blower 1	B-01	1	576,1	754,93	\$ 4.400,00	\$ 5.766
Blower 2	B-02	1	576,1	754,93	\$ 3.800,00	\$ 4.980
Blower 3	B-03	1	576,1	754,93	\$ 4.250,00	\$ 5.569
Blower 4	B-04	1	576,1	754,93	\$ 4.000,00	\$ 5.242
Kompressor	C-01	1	576,1	754,93	\$ 10.500,00	\$ 13.759
Pompa 1	P-01	1	576,1	754,93	\$ 6.800,00	\$ 8.911
Pompa 2	P-02	1	576,1	754,93	\$ 7.200,00	\$ 9.435
Pompa 3	P-03	1	576,1	754,93	\$ 6.350,00	\$ 8.321

Pompa 4	p-04	1	576,1	754,93	\$7200,00	\$94 35,00
Belt Conveyor 1	B-01	1	576,1	754,93	\$ 62.600,00	\$ 82.032
Belt Conveyor 2	B-02	1	576,1	754,93	\$ 33.200,00	\$ 43.506
Belt Conveyor 3	B-03	1	576,1	754,93	\$ 42.400,00	\$ 55.562
Belt Conveyor 4	B-04	1	576,1	754,93	\$ 42.400,00	\$ 55.562
Belt Conveyor 5	B-05	1	576,1	754,93	\$ 33.200,00	\$ 43.506
Belt Conveyor 6	B-06	1	576,1	754,93	\$ 37.400,00	\$ 49.010
Belt Conveyor 7	B-07	1	576,1	754,93	\$ 10.950,00	\$ 14.349
<b>Total</b>	39				\$ 2.045.350,00	\$ 2.680.257

Tabel 6.1.3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2030	2014	2030
Kation Exchanger	D-212	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 1.900,00	\$ 2.489,79
Anion Exchanger	D-221	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 1.700,00	\$ 2.227,71
Deaerator	D-233	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 147.900,00	\$ 193.810,36
Boiler	E-235	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 10.700,00	\$ 14.021,44
Tangki Pengendapan	F-110	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 27.000,00	\$ 35.381,20
Bin Tawas (Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> )	F-120	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 1.300,00	\$ 1.703,54
Bin Kapur (CaO)	F-130	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 3.200,00	\$ 4.193,33
Tangki Penampung Lumpur	F-140	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 26.700,00	\$ 34.988,08
Tangki Penampung Air	F-150	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 100,00	\$ 131,04
Tangki Penampung Air Bersih	F-160	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 10.100,00	\$ 13.235,19
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	F-210	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 31.900,00	\$ 41.802,23
Tangki NaOH	F-220	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.400,00	\$ 12.317,90
Tangki Air Demineralisasi	F-230	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 1.400,00	\$ 1.834,58

Tangki Hydrazin	F-240	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 2.000,00	\$ 2.620,83
Tangki Air Pendingin	F-250	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 2.100,00	\$ 2.751,87
Bin Penyimpanan Kaporit	F-310	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 200,00	\$ 262,08
Tangki Air Sanitasi	F-320	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 4.100,00	\$ 5.372,70
Clarifier	H-116	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 2.600,00	\$ 3.407,08
Sand Filter	H-152	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 15.100,00	\$ 19.787,26
Pompa Feed Tangki Pengendapan	L-112	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Tangki Koagulasi	L-113	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Sand Filter	L-151	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Tee-01	L-161	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Kation Exchanger	L-211	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Tangki klorinasi	L-163	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Tangki Demin	L-222	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Pompa Feed Tee-02	L-231	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 3.200,00	\$ 4.193,33
Pompa Feed Deaerator	L-232	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 7.500,00	\$ 9.828,11
Pompa Feed Boiler	L-234	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 3.200,00	\$ 4.193,33
Pompa Feed Tangki Air Sanitasi	L-312	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 9.700,00	\$ 12.711,02
Tangki Koagulasi	M-114	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 46.900,00	\$ 61.458,46
Tangki Flokulasi	M-115	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 183.900,00	\$ 240.985,29
Tangki Klorinasi	M-311	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 68.900,00	\$ 90.287,58
Screen	S-111	\$ 1,00	\$ 576,10	\$ 754,93	\$ 25.500,00	\$ 33.415,58
Total		34				\$ 938.388

## 6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 150.000 Ton/Tahun
Pabrik Beroperasi	: 330 hari kerja
Umur Alat	: 10 Tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp. 16.170,45 (per 25 Januari 2025) Tahun pabrik
Didirikan	2030
UMR Kota Gresik	: Rp. 4.874.133

## 6.3 Komponen Biaya

### 6.3.1. Modal (Capital Investment)

*Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan alat operasi pabrik. *Capital Investment* terbagi menjadi 2 yaitu:

#### 1. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan alat operasi. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik pupuk DAP ini memerlukan rencana *physical Plant Cost*, *Direct Plant Cost* dan *Fixed Capital Investment* seperti pada table berikut:

Tabel 6.3.1 *Physical Plant Cost*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>PurchasedEquipment Cost</i>	\$ 3.618.645,11	Rp 57.898.321.777,47
2	<i>DeliveredEquipment Cost</i>	\$ 904.661,28	Rp 14.474.580.444,37
3	<i>Instalasi Cost</i>	\$ 2.146.308,88	Rp 34.340.942.104,26
4	<i>Piping Cost</i>	\$ 3.496.968,17	Rp 55.951.490.707,70
5	<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 1.148.015,16	Rp 18.368.242.583,90

6	<i>Insulation Cost</i>	\$ 320.702,42	Rp 5.131.238.767,53
7	<i>Electrical Cost</i>	\$ 1.447.458,16	Rp 23.159.328.710,99
8	Bangunan	\$ 1.972.249,25	Rp 31.555.988.000,00
9	<i>Land and Yard Improvement</i>	\$ 1.959.375,00	Rp 31.350.000.000,00
Total PPC		\$ 17.014.383,32	Rp 272.230.133.096,22

Tabel 6.3. 2 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering &amp; Construction</i>	\$ 8.507.191,66	Rp 136.115.066.548,11
DPC	\$ 25.521.574,98	Rp 408.345.199.644,33

Tabel 6.3.3 *Fixed Capital Investment (FCI)*

NO	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
	<i>Direct Plant Cost</i>		
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 25.521.574,98	Rp 408.345.199.644,33
2	<i>Contractor Fee</i>	\$ 7.656.472,49	Rp 122.503.559.893,30
	<i>Contingency Cost</i>		
3	<i>Contingency Cost</i>	\$ 3.828.236,25	Rp 61.251.779.946,65
Total		\$ 37.006.283,72	Rp 592.100.539.484,27

## 2. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan modal untuk operasi pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah didapaknya keuntungan dari modal yang sudah ditanam. Beberapa ciri-ciri investasi yang baik diantaranya:

- a. Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- b. Investasi yang cepat Kembali

- c. Menganut hukum baik teknologi yang memadai, aman, dan lainnya.

Tabel 6.3.4 *Working Capital Investment (WCI)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	1.807.533,40	28.920.534.371,80
2	<i>In Process Inventory</i>	60.251,11	964.017.812,39
3	<i>Product Inventory</i>	401.674,09	6.426.785.415,96
4	<i>Available Cash</i>	12.050.222,65	192.803.562.478,68
5	<i>Extended Credit</i>	497.159,09	7.954.545.454,55
	Total	14.816.840,35	237.069.445.533,38

### 6.3.2. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

*Manufacturing cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing cost* antara lain:

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

*Direct manufacturing cost* atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik

Tabel 6.3.5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Cost</i>	107.868.783,97	1.725.900.543.572,64
2	Tenaga Kerja	2.021.550,00	32.344.800.000,00
3	<i>Supervisor Cost</i>	303.232,50	4.851.720.000,00
4	<i>Maintenance Cost</i>	1.850.314,19	29.605.026.974,21
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	185.031,42	2.960.502.697,42
6	<i>Royalties and Patience Cost</i>	4.921.875,00	78.750.000.000,00
7	Utilitas	938.388,08	15.014.209.283,11
	Total	118.089.175,16	1.889.426.802.527,38

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost* atau biaya tidak langsung adalah biaya- biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.3.6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Payroll Overhead	202.155,00	3.234.480.000,00
2	Laboratory Cost	202.155,00	3.234.480.000,00
3	Plant Overhead Cost	1.415.085,00	22.641.360.000,00
4	Shipping and Packaging	8.203.125,00	131.250.000.000,00

Total	10.022.520,00	160.360.320.000,00
-------	---------------	--------------------

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

*Fixed Manufacturing Cost* atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat sedang beroperasi maupun sedang tidak beroperasi. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung oleh waktu dan Tingkat produksi.

Tabel 6.3.7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	3.700.628,37	59.210.053.948,43
2	<i>Property Tax</i>	370.062,84	5.921.005.394,84
3	<i>Insurance Cost</i>	370.062,84	5.921.005.394,84
	Total	4.440.754,05	71.052.064.738,11

Tabel 6.3.8 *Total Manufacturing Cost*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	118.089.175,16	1.889.426.802.527,38
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	10.022.520,00	160.360.320.000,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	4.440.754,05	71.052,064.738,11
	Total <i>Manufacturing Cost</i>	132.552.449,20	2.120.839.187.265,50

### 6.3.3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

*General Expenses* atau disebut pengeluaran umum merupakan pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk dari *Manufacturing Cost*. Biaya yang harus dikeluarkan untuk kepentingan dalam kelancaran jalanya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6.3. 9 *General Expenses* (GE)

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	2.651.048,98	42.416.783.745,31
2	<i>Sales</i>	2.651.048,98	42.416.783.745,31
3	<i>Research</i>	2.651.048,98	42.416.783.745,31
4	<i>Finance</i>	259.115,62	4.145.849.925,09
	Total GE	8.212.282,57	131.396.201.161,02

### 6.3.4. Analisa Keuntungan

#### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: Rp. 2.625.000.000.000,00
Total <i>Production Cost</i>	: Rp. 2.252.235.388.426,52
Keuntungan	: Total Penjualan – Total Biaya Produksi
	: Rp. 372.764.611.573,49

#### 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 22% dari keuntungan	: Rp. 82.008.214.546,17
Keuntungan	: Keuntungan sebelum pajak – Pajak

: Rp. 290.756.397.027,32

### 6.3.5. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan beryujuan untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik yang akan didirikan tersebut berpotensi atau tidak secara ekonomi. Ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, diantaranya:

a. *Return On Investment (ROI)*

*Return on investment (ROI)* adalah tingkat keuntungan yang didapat setiap tahun berdasarkan Tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 11% sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

1. ROIsebelum pajak (ROI b)

$$ROI = 63\%$$

2. ROIsetelah pajak (ROI a)

$$ROI = 49\%$$

b. *Pay Out Time (POT)*

*Pay out time* merupakan lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan pada keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui berapa tahun investasi akan Kembali. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun. Nilai *pay out time (POT)* didapatkan menggunakan rumus:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}}$$

1. POT sebelum pajak  
POT = 1,37 tahun
2. POT sesudah pajak  
POT = 1,69 tahun

c. *Break Event Point* (BEP)

*Break event point* adalah titik yang menunjukkan suatu tingkat biaya dan penghasilan dimana jumlahnya harus sama. Dalam *break event point* harga jual dan jumlah unit yang dijual dapat ditentukan secara minimum. Keuntungan didapatkan jika pabrik beroperasi di atas titik impas begitupun sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian jika pabrik beroperasi dibawah nilai BEP. Nilai *Break Event Point* (BEP) diperoleh dengan rumus:

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

Keterangan:

Fa : *Fixed Cost* (total biaya depresiasi, seperti pajak properti dan asuransi)

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost* (Total biaya bahan baku. *Packaging, shipping* dan *royalty*)

Sa : *Sales* (Biaya Penjualan)

Tabel 6.3.10 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (FA)

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	3.700.628,37	59.210.053.948,43
2	<i>Property Tax</i>	370.062,84	5.921.005.394,84
3	<i>Insurance Cost</i>	370.062,84	5.921.005.394,84

Total	4.440.754,05	71.052.064.738,11
-------	--------------	-------------------

---

Tabel 6.3. 11 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
	<i>Gaji</i>		
1	Karyawan <i>rayon</i>	2.021.550,00	32.344.800.000,00
2	<i>Overhead</i>	202.155,00	3.234.480.000,00
3	<i>Supervision Plant</i>	303.232,50	4.851.720.000,00
4	<i>Overhead</i>	1.415.085,00	22.641.360.000,00
5	Laboratorium	202.155,00	3.234.480.000,00
6	<i>General Expenses</i>	8.212.262,57	131.396.201.161,02
7	<i>Maintenance</i>	1.850.314,19	29.605.026.974,21
8	<i>Plant Supplies</i>	185.031,42	2.960.502.697,42
	Total	14.391.785,68	230.268.570.832,65

Tabel 6.3.12 *Annual Variable Value (Va)*

NO	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
	<i>Raw</i>		
1	<i>Material</i>	103.615.799,17	1.657.852.786.796,54
2	<i>Royalties and patient</i>	4.921.875,00	78.750.000.000,00
3	<i>Utilities</i>	4.252.984,80	68.047.756.776,10
4	<i>Product packaging and shipping</i>	8.203.125,00	131.250.000.000,00
	Total	120.993.783,97	1.935.900.543.572,64

Tabel 6.3. 13 *Annual Sales Value*

NO	Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Annual Sales Value</i>	164.062.500,00	2.625.000.000.000,00
	Total	164.062.500,00	2.625.000.000.000,00

Dengan menggunakan data yang telah didapatkan pada tabel diatas maka diperoleh nilai BEP sebesar:

*Break Event Point* (BEP) : 24,24%

d. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut down point* merupakan kondisi saat penentuan suatu aktifitas produksi harus berhenti Penyebabnya diantaranya karena *variable cost* yang terlalu tinggi atau juga dikarenakan keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktifitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

Didapatkan SDP = 13,09%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya berdasarkan atas investasi yang tidak Kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persaman untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + 1 + i)^8 + \dots + (1 + i)^1 \frac{WC + SV}{CV}$$

Keterangan:

FCI = *Fixed Capital Investment*  
 WC = *Working Capital Investment*  
 SV = *Salvage Value* = Depresiasi  
 n = Umur pabrik 10 tahun  
 i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI = Rp. 592.100.539.484,27  
 WC = Rp. 237.069.445.533,38  
 SV = Rp. 3.700.628,37  
 n = 10 tahun

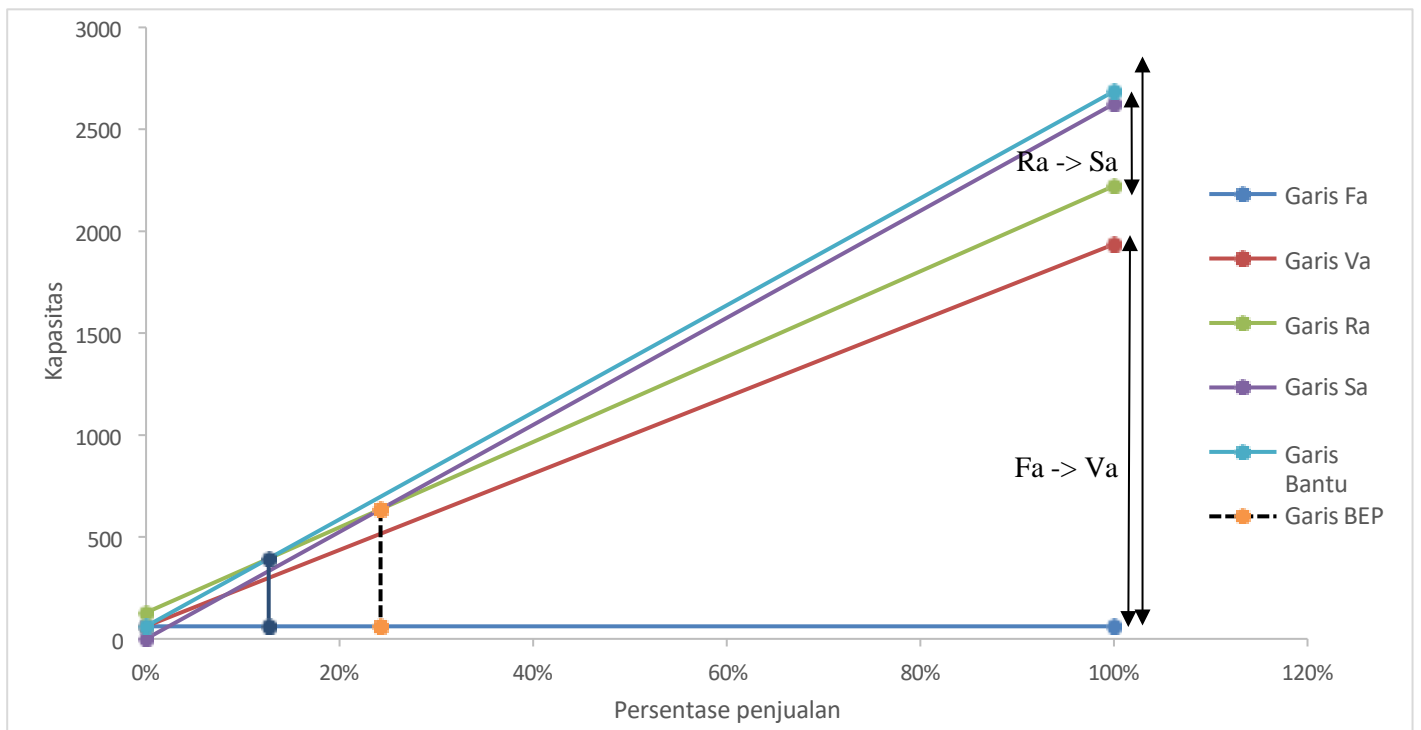
Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR.

Nilai DCFR sebesar : 27,126731%

#### 6.4 Analisa Resiko Pabrik

Pada pendirian pabrik pupuk DAP ini, dalam perancangan ekonomi pabrik diperlukan pembahasan *risk management* dengan menentukan besar kecilnya resiko dari pabrik (*high risk* atau *low risk*) yang mempertimbangkan segala kemungkinan yang terjadi kemudian mencari solusi atas setiap resiko tersebut. *Risk management* merupakan proses identifikasi, analisis, penilaian, pengendalian, dan upaya menghindari, meminimalisir atau bahkan menghapus resiko yang mungkin terjadi. Hasil identifikasi resiko ini diklasifikasikan menjadi *low risk*, *medium risk*, dan *high risk*. *Risk management* diterapkan pada perusahaan dengan tujuan untuk melindungi perusahaan maupun lingkungan sekitar dari resiko kejadian yang dapat merugikan sehingga tercipta lingkungan kerja yang aman dan terjamin untuk semua staf maupun pelanggan, menciptakan stabilitas operasional pabrik sekaligus mengatur tanggung jawab hukum, dan memberika proteksi untuk semua orang dan asset yang terlibat dalam resiko berbahaya. Dengan mengetahui kategori resiko maka dapat membantu manajemen

perusahaan dalam mengambil keputusan dan tindakan yang tepat untuk mengurangi dampak negative dan probabilitas yang dapat terjadi di masa yang akan datang.



## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### Kesimpulan

Pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia dengan kapasitas 150.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2030 untuk memenuhi kebutuhan pasar di Indonesia. Dalam perancangan pabrik diammonium fosfat ini diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Perancangan pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia dengan kapasitas 150.000 ton/tahun bertujuan untuk mengurangi nilai impor diammonium fosfat dari luar negeri dan membuka lapangan pekerjaan serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan jenis produk maka pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia ini tergolong pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).
3. Pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, tenaga kerja, sumber daya listrik dan air yang memadai serta memiliki kebutuhan pasar dengan prospek yang baik karena berlokasi di wilayah industri dengan kondisi alam yang mendukung masyarakat agraria untuk bercocok tanam dan berkebun serta memiliki kemampuan distribusi produk dan bahan baku lebih efisien.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik ini memiliki beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

#### *Return On Investment (ROI)*

- a) ROI sebelum pajak : 63 %
- b) ROI setelah pajak : 49,11 %

#### *Pay Out Time (POT)*

- a) POT sebelum pajak : 1,37 Tahun
- b) POT setelah pajak : 1,69 Tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 2 Tahun.

*Break Event Point (BEP)* : 26,54 %

*Shut Down Point (SDP)* : 13,09 %

Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)* diperoleh sebesar 27,126731 %

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

### **Saran**

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

1. Optimasi pemilihan dari alat proses maupun alat penunjang dan bahan baku yang perlu diperhatikan sehingga keuntungan yang diperoleh akan lebih optimal.
2. Perancangan pabrik kimia pastinya akan menghasilkan produksi limbah sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia disertai dengan pengolahan limbah yang mewujudkan pabrik kimia ramah terhadap lingkungan.
3. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang berdasarkan pada referensi dengan konsep dasar pendirian pabrik sehingga produk dari pabrik diammonium fosfat dari asam fosfat dan ammonia dapat direalisasikan sebagai saran untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat guna menunjang perkembangan perekonomian di Indonesia.

## DAFTAR PUSTAKA

- badanpusatstatistik. (2021). badan pusat statistik.
- BSN. (2005). Standar Nasional Indonesia (SNI) pupuk diamonium fosfat. . 022858.
- G David, S. (1989). pressure reacto for producing diammonium phosphate. 18-19.
- IFDC. (1967). Fertilizer Manual. International Fertilizer Depelopment.
- kulonprogokab. (2023). Kebutuhan Lahan Untuk Pangan Capai 13,17 juta Ha.  
*DIPERTAPA.*
- ningsih, e., & udyani, k. (2021). pra perancangan pabrik diamonium fosfat dengan proses tennessee valley authority. 2-3.
- sitorus. (2017). Penentuan Kadar Fosfor Sebagai P2O5 Total pada Pupuk Anorganik Padat dengan Metode Spektrofotometri Visible.
- brownell, & young. (1959). *process equipment design* .
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1956). *process equipment design* .
- coulson, & richardson. (1983). *chemical engineering* .
- Kern , D. Q. (1965). *Process Heat Transfer* . McGRAWA-HILL BOOK COMPANY.
- levenspiel, & octave. (1972). *Chemical Reaction Engineering*. Wiley.
- perry, & green. (1986). *chemical engineers handbook* .
- perry's. (2007). *chemical engineers*.
- treybal, r. (1980 ). *mass transfer operastions*.
- Ulrich , G. D. (1984). *chemical engineering process design and economics*.

## LAMPIRAN

### Lampiran A: Reaktor

Kode alat : R-01

Jenis : *Bubble Plug Flow Reactor*

Fungsi : mereaksikan amonia dan asam fosfat menjadu diammonium fosfat

Asumsi :

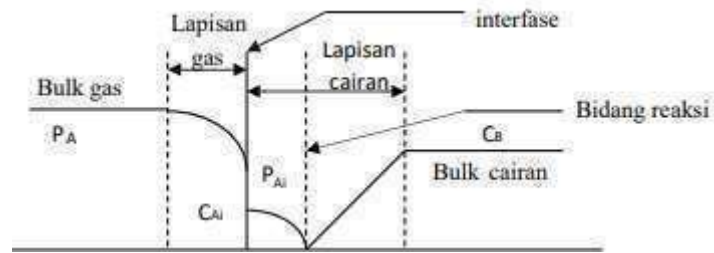
- a. Operasi berjalan secara kontinyu
- b. Reactor gelembung cocok untuk reaksi dengan fase cair-gas, dengan jumlah gas yang relative sedikit yang direaksikan dengan Cairan yang jumlahnya besar
- c. Dalam sebuah reactor gelembuing, aliran sebuah gas dianggap sebagai plug flow, tetapi cairan menjadi homogen secara sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas. Sehingga, suhu bersifat isothermal

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

- Reaksi asam dan basa adalah reaksi yang begitu cepat
- Suatu asam kuat dan basa kuat dapat mengganti asam yang lebih lemah atau basa yang lemah dan suatu senyawa
- Indicator dapat digunakan untuk menentukan titik ekuivalensi reaksi dari asam basa
- Asam dan basa dapat berfungsi sebagai katalis yang penting

Seperti halnya reaksi netralisasi yang lain, reaski antara asam fosfat dan amonia relative lebih cepat juga. Pembentukan fase dalam reaksi kimia biasanya dapat mempengaruhi suatu kecepatan reaksi. Dalam hal ini, reaksi

menghasilkan sebuah fase padatan. Fenomena int kristal, agregasi dan aglomerasi menentukan ukuran dan struktur dari padatan tersebut.



Gambar (). Mekanisme reaksi reaktan gas – cair di film cairan

Mekanisme reaksi :

Gas A akan berdifusi masuk ke bidang batas (interface) melalui lapisan gas dan terus berdifusi masuk kedalam lapisan cairan. Karena reaksi yang berjalan cukup cepat maka reaksi terjadi di liquid-film, sehingga tidak ada A yang berdifusi masuk kedalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan. (Levenspiel & Octave, 1972)

Dimana :

$P_A$  : konsentrasi bahan didalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan

$P_{Ai}$  : konsentrasi bahan di dalam interface yang dinyatakan dengan tekanan

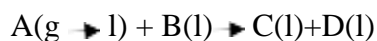
$C_{Ai}$  : konsentrasi gas pada bidang batas gas-cair yang seimbang konsentrasi gas

$C_B$  : konsentrasi bahan asam fosfat di dalam larutan

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

Dimana :

$H_A$  = koefisien Henry ( $\text{pa m}^3/\text{mol}$ )



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

Proses pembentukan Diammonium Fosfat merupakan reaksi netralisasi yang terjadi antara gas amonia dan asam fosfat cair. Sehingga reaksi yang terjadi adalah :



dengan Langkah-langkah perancangan sebagai berikut :

**1. Menentukan Kontruksi Reaktor**

stainless steal SA-167 grade 11 tipe 316

**2. Spesifikasi Produk**

Produk yang dihasilkan adalah *diammonium phosphate* dengan spesifikasi berikut :

Fase : padatan

Diameter : 2-4 mesh

**3. Kondisi operasi**

Suhu : 170 °C

Tekanan : 6,2 atm

Sifat reaksi : Eksotermis

**4. Menentukan kecepatan laju volumetric umpan masuk reactor**

komponen pada reaktor saat reaksi netralisasi			
Fase cair (kmol/jam)		fase gas (kmol/jam)	
H <sub>2</sub> O	1233,133	NH <sub>3</sub>	241,59342
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	150,9958		

komponen pada reaktor saat reaksi netralisasi
---

Fase cair (kmol/jam)		fase gas (kmol/jam)	
H2O	15%	NH3	100%
H3PO4	85%		

campuran komponen reaktor saat reaksi netralisasi		
Komponen	massa (kg/jam)	reaksi
H2O	22196,39578	10%
H3PO4	14797,597	40%
NH3	4107,088198	50%
total	41101,08098	100%

Komponen	bm	massa	densitas kg/m <sup>3</sup>	Qf	fraksi massa	x/p
NH3	17	4107,088	0,68	6039,83559	0,09992653	0,067950037
H2O	18	22196,4	995	22,3079355	0,54004409	537,3438673
H3PO4	98	14797,6	1450	10,2052393	0,36002939	522,0426115
total	133	41101,08	2445,68	6072,34876	1	1059,454429

Kecepatan laju volumetric umpan masuk reaktor :

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

Keterangan :

Fv : volumetric = 38,7946 m<sup>3</sup>/jam = 38794,572 L/jam

m : massa = 41101,1 kg/jam

$\rho$  : densitas komponen = 1059,454429 kg/m<sup>3</sup>

a. Laju volumetric gas umpan masuk reactor

$$Ql = \frac{P \cdot m}{R \cdot T}$$

Keterangan :

Ql : gas umpan

P :tekanan

m : massa

R : gas ideal

T : suhu

Ql : 7,0071 kmol/h

b. Laju volumetric cairan umpan masuk reaktor

$$Qv = \frac{f}{bm}$$

Qv : umpan cairan

F : fraksi massa

Bm: berat molekul

Qv : 11,9321 kmol/h

c. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reactor

C = mol/Fv

C = 0,48819 kmol/h

$$F_{aO} = \frac{m_{NH_3}}{b_{m NH_3}}$$

$$F_{aO} = 241,593$$

$$F_A = F_{aO} \cdot (1 - x)$$

$$F_A = 36,239$$

$$F_{Bo} = \frac{m_{fBo}}{b_{m \text{ cairan}}}$$

$$F_{Bo} = 318,914$$

$$F_b = F_{bo} - (F_{aO} \cdot x)$$

$$F_b = 113,559$$

- d. Menghitung konsentrasi umpan  $NH_3$

$$C_{aO} = \frac{F_{aO}}{FV}$$

$$C_{aO} = 0,03979 \text{ Kmol/m}^3$$

- e. Menghitung konsentrasi umpan  $H_3PO_4$

$$C_{bo} = \frac{F_{bo}}{FV}$$

$$C_{bo} = 0,5252 \text{ Kmol/m}^3$$

## 5. Menentukan Difusifitas Gas

$$DAL = \frac{7.4 \cdot 10^8 (Ql \cdot Mb)^{0.5} \cdot (T)}{ul \cdot Va^{0.6}}$$

$$Ql \quad : \text{ factor asosiasi} \quad = 1$$

$$BM \quad : \text{ Berat Molekul} \quad = 133$$

$\mu_L$	: Viskositas cairan	= 2,4
T	: suhu operasi	= 444,15
VA	: volume molecular	= 0,0256
DAL	: difusifitas gas	= 0,007647 cm <sup>2</sup> /s

Sehingga diperoleh nilai difusifitas gas amonia terhadap cairan (DAL) = 0,007647 cm<sup>2</sup>/s

### 6. Diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter orifice

$$D_3 < 0,078 \left( \frac{\sigma}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,5}$$

$$Db \left( \frac{6 \cdot do \cdot \sigma}{ng(\rho_l - \rho_g)} \right)^{1/3}$$

$$Db = 0,148 \text{ cm} \quad D_3 = 1,3278 \text{ cm}$$

Diameter orifacae antara 0,004 < DO < 0,95 cm (perry & green, 1986).

Sehingga ditentukan bahwa diameter orifice = 0,05. Sehingga nilai DB adalah Db adalah 0,148 < 1,3278 maka dinyatakan layak.

a. Menentukan koefisien transfer massa fase cair (KAL)

$$\frac{Kal \cdot Db}{DAL} = 0,42 \left( \frac{Db^3 \cdot \Delta \rho \cdot g}{\mu_L / DAL} \right)^{1/3}$$

$$KAL : \text{Koefisien transfer massa} = 0,025320795 \text{ cm/s}$$

$$Db : \text{diameter gelembung} = 0,148 \text{ cm}$$

$$DAL : \text{difusifitas gas terhadap cairan} = 0,00764791 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\rho_L : \text{densitas cairan} = 2,445 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_G : \text{densitas gas} = 0,00068 \text{ gr/cm}^3$$

$\Delta\rho$	: selisih gas	= 2,4432 gr/cm <sup>3</sup>
$\mu_L$	: viskositas solvent	= 0,186 gr/cm <sup>3</sup>
$g$	: gravitasi	= 980 cm/s <sup>2</sup>

**b. Kecepatan lineat gelembung**

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \cdot \pi \cdot g^{0.6}}{1,378.6}$$

$Q$	: laju volumetric gas tiap lubang oriface	= 0,04592 cm <sup>3</sup> s
$DB$	: diameter gelembung	= 0,148 cm
$G$	: gravitasi bumi	= 980 cm/detik

**c. Terminal velocity**

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{Db \cdot \rho_l}} + \sqrt{\frac{g \cdot Db}{2}}$$

$V_t$	: terminal velocity	= 27,434 cm/s
$\sigma$	: tegangan permukaan	= 64,7548 dyne/cm
$DB$	: diameter gelembung	= 0,148 cm
$\rho_l$	: densitas cairan	= 2,4432 gr/cm <sup>3</sup>
$G$	: gravitasi bumi	= 980 cm/detik

**d. Frekuensi gelembung**

$$F_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma} \quad (\text{perry's, 2007})$$

$F_b$	: frekuensi gelembung	= 27,0476 Hz
$\rho_l$	: densitas cairan	= 2,4432 gr/cm <sup>3</sup>
$\rho_g$	: densitas gas	= 0,00068 gr/cm <sup>3</sup>
$DO$	: diameter orifice	= 0,02 cm
$\sigma$	: tegangan permukaan	= 64,7548 dyne/cm

**e. Volume 1 (satu) gelembung**

$$V_o = \frac{\pi Db^3}{6}$$

$$V_o : \text{volume satu gelembung} = 0,0017 \text{ cm}^3$$

$$Db : \text{diameter gelembung} = 0,148 \text{ cm}$$

**f.** Menghitung waktu tinggal gelembung

$$\tau = \frac{Xn}{K.(1-Xn)}$$

$$\tau : \text{waktu tinggal gelembung} = 65,487884 \text{ mol/jam}$$

$$Xn : \text{konsentrasi} = 85\%$$

$$K : \text{Kinetika reaksi} = 5,1918$$

**g.** Nilai Reynold pada gelembung

$$RE = \frac{\rho l . Db . Vl}{\pi l}$$

$$RE : \text{nilai Reynolds gelembung} = 52,373$$

$$\rho l : \text{densitas cairan} = 2,4432 \text{ gr/cm}^3$$

$$Db : \text{diameter gelembung} = 2,445$$

$$Vl : \text{termal velocity} = 27,434 \text{ cm/s}$$

$$\mu L : \text{viskositas solvent} = 0,186$$

**h.** Menghitung jumlah orifice

$$Nb = \frac{Fvg}{Vo}$$

$$Nb : \text{jumlah orifice} = 989.684.644,9$$

$$Vo : \text{volume satu gelembung} = 0,0017 \text{ cm}^3$$

$$Fvg : \text{laju volumetric umpan gas} = 1.679.000 \text{ cm}^3/\text{s}$$

**i.** Menghitung jumlah lubang orifice

$$N_{hole} = \frac{Nb}{f_b}$$

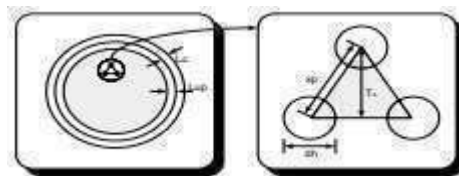
$N_{hole}$  : jumlah lubang orifice = 36.590.480 lubang

$Nb$  : jumlah orifice = 989.684.644,9

$Fb$  : frekuensi gelembung = 27,0476 Hz

## 7. Menentukan diameter sparger

Reactor bubble ini menggunakan orifice sparger, untuk menunjang hal tersebut maka digunakan *plate* tipe *perforated* dengan *triangular pitch*. Dikarenakan, susunan ini memiliki jumlah lubang yang lebih luas dengan ukuran reactor relative tidak terlalu besar. (Kern , 1965)



Gambar (). Susunan *perforated*

$Pt = 1,25 \cdot Do$  (coulson & richardson, 1983)

$Pt$  : jarak antara pusat lubang = 0,025 cm

$Do$  : diameter orifice = 0,02

$$Lo = \frac{1}{4} \cdot \Pi \cdot Do^2$$

$Lo$  : luas lubang orifice = 0,000314

$Do$  : diameter orifice = 0,02

a. Pada orifice susunan triangular pitch, diperoleh :

$$Pt^2 = CD^2 + \left(\frac{1}{2} \cdot Pt\right)^2 = 0,000625 \text{ cm}^2$$

$$CB^2 = CD^2 + DB^2 = 0,02223728 \text{ cm}^2$$

$$Cd = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{3}pt = 0,0216506 \text{ cm}^2$$

Maka menghitung luas  $\Delta ABC$  dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3}pt^2 = 0,0108253 \text{ cm}^2$$

Luas plate yang diperlukan pada setiap lubang (An) :

$$A_n = \frac{\pi \cdot D_o^2 \cdot \sqrt{3} p t^2}{8}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} p t^2 = 0,0005413 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas sparger (A}_{sp}) = N_{hole} \times A_n = 19.805 \text{ cm}^2$$

Diameter sparger (D<sub>sp</sub>) :

$$D_{SP} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}} = 158,84 \text{ cm}$$

Kecepatan supervisial gas dalam reactor (V<sub>gs</sub>) :

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

$$V_{gs} : \text{supervisial gas} = 84,776 \text{ cm/dtik}$$

Hold up gas (H<sub>g</sub>) :

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

$$H_g : \text{hold up gas} = 0,3747 .$$

## 8. Menentukan koefisien transfer fase gas (K<sub>ag</sub>) :

Kecepatan massa molar NH<sub>3</sub> (G<sub>m</sub>) :

$$G_m = \frac{f_{mol}}{A_{sp}}$$

$$G_m : \text{kecepatan massa molar NH}_3 = 1,2198 \text{ Kmol/jam.m}^2$$

$$.f_{mol} : \text{umpan masuk NH}_3 = 241,5932 \text{ Kmol/jam}$$

$$A_{sp} : \text{luas sparger} = 19.805,178 \text{ cm}$$

Sc (Schimidt Number) :

$$Sc = \frac{\mu g}{\rho g \cdot DAL} \quad (\text{treylbal, 1980})$$

Sc	: Schimidt Number	= 0,0031
$\mu_g$	: viskositas gas	= 0,0000161 cP
$\rho_g$	: densitas gas	= 0,00068 gr/cm <sup>3</sup>
DAL	: difusifitas gas	= 0,007647 cm <sup>2</sup> /s

## 9. Menentukan Pressure Drop

- a. Pressure drop gas melalui oriface ( $\Delta P_o$ )

$$\Delta P_o = 0,5 \times \frac{P_g \cdot V_o^2}{0,9} = 1,09178E - 09 \frac{kg}{m} \cdot detik^2$$

- b. Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka ( $\Delta P_\sigma$ )

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{D_b} = 0,824311103 \frac{kg}{m} \cdot detik^2$$

- c. Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatik ( $\Delta P_h$ )

$$\Delta P_h = pL \cdot g \cdot H = 13234,69224 \frac{kg}{m} \cdot detik^2$$

- d. Pressure drop total ( $\Delta P_t$ )

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 13235,52 Pa = 0,1306 atm$$

## 10. Menentukan volume reactor

$$V = (F_v \cdot \tau) \cdot 20\%$$

$$V : \text{volume reactor} = 47,0753 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_v : \text{laju alir volumetric} = 38,7945 \text{ Liter/jam}$$

$$\tau : \text{waktu tinggal reactor} = 1,0914 \text{ mol/menit}$$

dikali 20% karena dalam membuat sebuah volume reactor untuk keamanan dibuat 20% lebih besar dari seharusnya.

## 11. Menentukan Panjang reaktor

Reaktor PFR mempunyai bentuk atau orientasi horizontal jadi untuk menentukan sebuah Panjang dari reaktor tersebut menggunakan persamaan berikut ini karena tinggi reaktor adalah Panjang reaktor juga.

Untuk tangka, rasio Hs/ID adalah 1-2 (Ulrich, 1984), maka dipilih tangka silinder horizontal dengan rasio Hs/ID = 1,5

$$\text{Volume tutup} = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1956})$$

$$= 0,084672 \text{ ID}^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot H_s$$

$$= \frac{3,14}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot 1,5 \cdot \text{ID}$$

$$= 1,1775 \text{ ID}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = V_s + 2V_d$$

$$= 1,1775 \text{ ID}^3 + (2 \cdot 0,084672)$$

$$= 1,346844 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = \frac{V_{\text{tangki}}}{1,34688}$$

$$= 1234,3314 \text{ ft}^3$$

$$\text{ID} = 10,73 \text{ ft}$$

$$= 3,27 \text{ m}$$

Maka Panjang dari reaktor adalah :

$$H_s = 1,5 \cdot \text{ID}$$

$$= 1,5 \cdot 10,73$$

$$= 16,095 \text{ ft}$$

$$= 4,91 \text{ m}$$

## 12. Mengitung tebal shell

$$ts = \frac{Pd \cdot r_i}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd)} + C$$

Keterangan :

Pd : Tekanan Desain (psi)

R : Jari-jari dalam tangka = 64,38

f : Allowable Stress (psi) = 18750

E : Efisiensi Pengelasan = 0,8

c : Faktor Korosi = 0,13

Densitas Campuran Cairan

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum x/\Sigma p_i}$$

$$= 1059,454429 \text{ kg/m}^3$$

$$= 85,16 \text{ lb/ft}^3$$

Tekanan Hidrostatik dihitung dengan persamaan

$$Ph = p \times \frac{g}{gc} \times \frac{HI}{144}$$

$$= 85,16 \text{ lb/ft}^3 \times 8 \times \frac{12,0524}{144}$$

$$= 57,02124356 \text{ psia}$$

Tekanan Desain, Pd, Faktor Keamanan = 10%

$$Pd = (P \text{ operasi} + Ph) \times 1,10$$

$$= ((6,2 \times 14,696) + 57,02124356 \text{ psia}) \times 1,10$$

$$= 11,08805715 \text{ atm}$$

Sehingga, *Tebal Shell* :

$$ts = \frac{Pd \cdot r}{f \cdot E - 0,6Pd} + C$$

$$= \frac{162,530 \times 95,862}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 162,530)}$$

$$= 1,045 \text{ in}$$

Dipilih *tebal Shell* standar (brownell & young, 1959)

Menghitung diameter dan tinggi *shell* yang di standarkan

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 128,76 + 2 \times 1 \\
 &= 130,76 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 132 in = 3,3528 m

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_s \quad \text{Tabel 5.7, p.90 (B\&Y, 1959)} \\
 &= 132 - 2 \times 1 \\
 &= 130 \text{ in} \\
 &= 3,302 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Besar diameter dalam tangki standar adalah

$$\begin{aligned}
 H_s &= 1,5 \times ID_{\text{standar}} \\
 &= 1,5 \times 130 \\
 &= 195 \text{ in} \\
 &= 4,953 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 13. Menentukan ukuran head

Tebal tutup berupa *torispherical* mengikuti persamaan berikut:

$$th = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E) - (0,1 \times Pd)} + C \quad \text{(Brownell \& Young, 1956)}$$

Dimana:

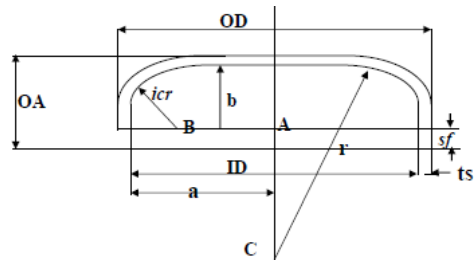
$$r_c = 64,38 \text{ in}$$

Sehingga tebal tutup atas dan bawah adalah:

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885 \times 162,9500879 \times 64,38}{(15000) - (0,1 \times 162,9500879)} + 0,125 \\
 &= \frac{0,885 \times 162,9500879 \times 64,38}{(15000) - (16,29501)} \\
 &= 0,744625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Tebal Standar = 3/4 in

a. Bentuk : *torispherical Flanged and Dished Head*



Gambar (). Bentuk reaktor *torispherical*

Keterangan :

ID = Diameter dalam tangka (in)

icr = *inside corner radius* (in)

OD = Diameter luar tangka (in)

sf = *straight flange* (in)

a = ID/2; jari jari tangki (in)

b = *depth of dish* (in)

t = Tebal *head* (in)

OA = *overall dimension* (in)

Dari table 5.7 brownell hal. 91, didapat:

$$OD = 132 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$icr = 8 \text{ in}$$

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times OD \\ &= 0,5 \times 132 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 65 - 8 \end{aligned}$$

$$= 66 \text{ in}$$

$$= 57 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 66 - 8$$

$$= (58^2 - 57^2)^{1/2}$$

$$= 58 \text{ in}$$

$$= 57,5 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 66 - 57,5$$

$$= 8,5 \text{ in}$$

Dari Brownell table 5.6, hal. 88 diketahui untuk  $t = 3/4$  in

sf adalah antara  $1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$  in

Dipilih:  $sf = 2$  in

$$OA = b + sf + t$$

$$= 8,5 + 2 + 3/4$$

$$= 11,25 \text{ in}$$

Menentukan tinggi total reaktor (Ht)

Tinggi reaktor = tinggi tutup atas + tinggi *shell* + tinggi tutup bawah

$$= 11,25 + 195 + 11,25$$

$$= 217,5 \text{ in}$$

$$= 5,5275 \text{ meter}$$

#### 14. Menghitung Neraca panas

Suhu masuk T1 =  $171^\circ\text{C} = 444,15 \text{ k}$

Suhu referensi T2 =  $25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ k}$

Tabel A... Neraca massa reaktor

Komponen	BM (Kg/Mol)	Input				Reaksi		Output	
		F5		F2		Koeff	Mol	F6	
		Laju Massa	Laju Mol	Laju Massa	Laju Mol			Laju Massa	Laju Mol
NH3	17			4107,088198	241,5934234	2	223,8292011	301,9917793	17,76422231
H2O	18	22196,39578	1233,133099					22196,39578	1233,133099
H3PO4	98	14797,59718	150,9958896			1	111,9146006	3829,96633	39,08128908

(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	132	-	-			1	111,9 14600 6	14772 ,7272 7	111,9 14600 6
Total	265	36993 ,9929 6	1384, 12898 8	4107, 08819 8	241,5 93423 4			41101 ,0811 6	1401, 89321 1
		41101,08116					41101,08116		

Menghitung panas masuk reaktor (Q5)

Tabel A... umpan panas masuk reaktor aliran f5

Komponen	F5 (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Integral Cp.dT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
H2O	22196,39578	18	1233,133099	11121,43728	13714212,41
H3PO4	14797,59718	98	150,9958896	3140,752	474240,6424
Total	36993,99296	116	1384,128988	14262,18928	14188453,06

Tabel A... umpan panas masuk reaktor aliran f2

Komponen	F2 (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Integral Cp.dT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
NH3	4107,088198	17	241,5934234	5529,927286	1335994,064
Total	4107,088198	17	241,5934234	5529,927286	1335994,064

Tabel A... umpan panas keluar reaktor aliran f6

Komponen	F6 (kg/jam)	BM	N (kmol/jam)	Integral Cp.dT (kJ/kmol.K)	Cp*ΔT (kJ.K/kg)	Q (kJ/jam)
----------	-------------	----	--------------	----------------------------	-----------------	------------

NH3	301,9917793	17	17,76422231	5529,927286		98234,85767
H2O	22196,39578	18	1233,133099	11121,43728		13714212,41
H3PO4	3829,96633	98	39,08128908	3140,752		122744,6368
(NH4)2HPO4	14772,72727	132	111,9146006		0	0
Total	41101,08116	265	1401,893211	19792,11657	0	13935191,91

Tabel A... perhitungan Q reaksi (Qr)

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)
NH3	-133,846
H3PO4	-1271,7
(NH4)2HPO4	-1566

Panas reaksi pembentukan dari diammonium fosfat



$$m \text{ 2NH}_3 = 241,5934234$$

$$m \text{ H}_3\text{PO}_4 = 150,9958896$$

$$b \text{ 2NH}_3 = 223,8292011$$

$$b \text{ H}_3\text{PO}_4 = 111,9146006$$

$$b \text{ (NH}_4)_2\text{HPO}_4 = 111,9146006$$

$$s \text{ 2NH}_3 = 17,7642231$$

$$s \text{ H}_3\text{PO}_4 = 39,08128908$$

$$s \text{ (NH}_4)_2\text{HPO}_4 = 111,9146006$$

Mencari nilai  $\Delta H_f$

$$\Delta H_f = (\Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta H_f = ((\Delta H_f(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4) - (\Delta H_f \text{ 2NH}_3 + \Delta H_f \text{ H}_3\text{PO}_4))$$

$$\Delta H_f = -2977,823691 \text{ KJ/Kmol (eksotermis)}$$

Neraca panas total reaktor

Komponen	Panas Masuk (Qin) kJ/jam		Panas Keluar (Qout) kJ/jam		
	F5	F2	Qserap	F6	Qreaksi
NH3		1335994,064		98234,85767	- 2977,823691
H2O	13714212,41			13714212,41	
H3PO4	474240,6424			122744,6368	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>				0	
Dowterm			1592233,036		
Total	15524447,12		15524447,12		

### 15. Pemilihan Pendingin

Reaksi yang terjadi dalam proses merupakan eksotermis, yang dimana dibutuhkan suatu pendingin yang dapat mempertahankan suhu di dalamnya supaya stabil karena isothermal. Suhu dalam reaktir sebesar 171 °C, maka dibutuhkan pendingin yang mampu mempertahankan suhu agar stabil. Oleh karena itu digunakan media pendingin berupa Downstream A

Diketahui suhu fluida :

- $T_{in} = 171\text{ }^{\circ}\text{C} = 444,15\text{ K} = 339,8\text{ }^{\circ}\text{F}$
- $T_{out} = 171\text{ }^{\circ}\text{C} = 444,15\text{ K} = 339,8\text{ }^{\circ}\text{F}$
- $T_{avg} = 171\text{ }^{\circ}\text{C} = 444,15\text{ K} = 339,8\text{ }^{\circ}\text{F}$

Kebutuhan air pendingin

$$Q_a = 24157,545\text{ kg/jam}$$

a. Menentukan nilai  $\Delta T$  LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
339,8	<i>Higher</i>	113	<i>lower</i>

339,8		95	
-------	--	----	--

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = 6,227573 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Correction Factor (Ft)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_1} = 0,0735294$$

$$F_t = 0,98$$

$$\Delta T_{LMTD \text{ corrected}} = 6,10302 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Heat transfer koefisien area

$$UD = 75$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 0,0002052 \text{ ft}^2$$

c. Menghitung luas selubung reaktor

$$\text{Luas Selubung Reaktor} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{1}{4} \cdot D^2$$

Dengan diketahui :

$$D \text{ (diameter reaktor)} = 4,953 \text{ m} = 16,25 \text{ ft}$$

$$H \text{ (tinggi reaktor)} = 5,5275 \text{ m} = 18,135 \text{ ft}$$

$$\text{Luas selubung} = 991,34596 \text{ ft}^2$$

Dipilih jaket sebagai pendingin karena punya kelebihan. Yaitu:

1. Tidak mengganggu aliran reaktan
2. Minim resiko kontaminasi
3. Reaksi yang terjadi tidak terlalu eksotermik

## 16. Menghitung spesifikasi jaket

a. Menghitung diameter jaket

$$ID_{\text{jaket}} = OD_{\text{Shell}} + 2 \times T_j$$

$$OD_{\text{shell}} = 130,76 \text{ in}$$

Jarak antara dinding luar tangka dan dinding bagian dalam jaket (TJ)

diambil 2 in

$$ID \text{ jaket} = 134,76 \text{ in}$$

- b. Menghitung tebal jaket

$$P_{\text{operasi}} = 6,2 \text{ atm} = 91,14 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{design}} = 109,368 \text{ Psi}$$

Tebal yang di dapat sekitar 0,81455 in

Dan tebal yang di standart kan adalah 0,875 in (Brownell & Young, 1956)

$$\text{Mencari OD jaket} = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 136,51 \text{ in}$$

$$\text{Standart} = 138 \text{ in}$$

ID jaket standar sekitar 3,46075 m

- c. Menghitung tebal head minimum

Diketahui ukuran tangki standar

$$rc = 138 \text{ in}$$

$$icr = 4,75$$

$$w = 2,0975 \text{ in}$$

- d. Menentukan tebal head

$$th = 1,5985 \text{ in}$$

untuk  $th = 2 \text{ in}$ , dari tabel (Brownell & Young, 1956) direkomendasikan

$$\text{nilai } sf = 2 \text{ in}$$

- e. Depth of dish (b)

$$b = 20,85616 \text{ in} = 0,5297 \text{ m}$$

- f. Tinggi head

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 24,5 \text{ in} = 0,6218 \text{ m}$$

Tinggi total dari jaket

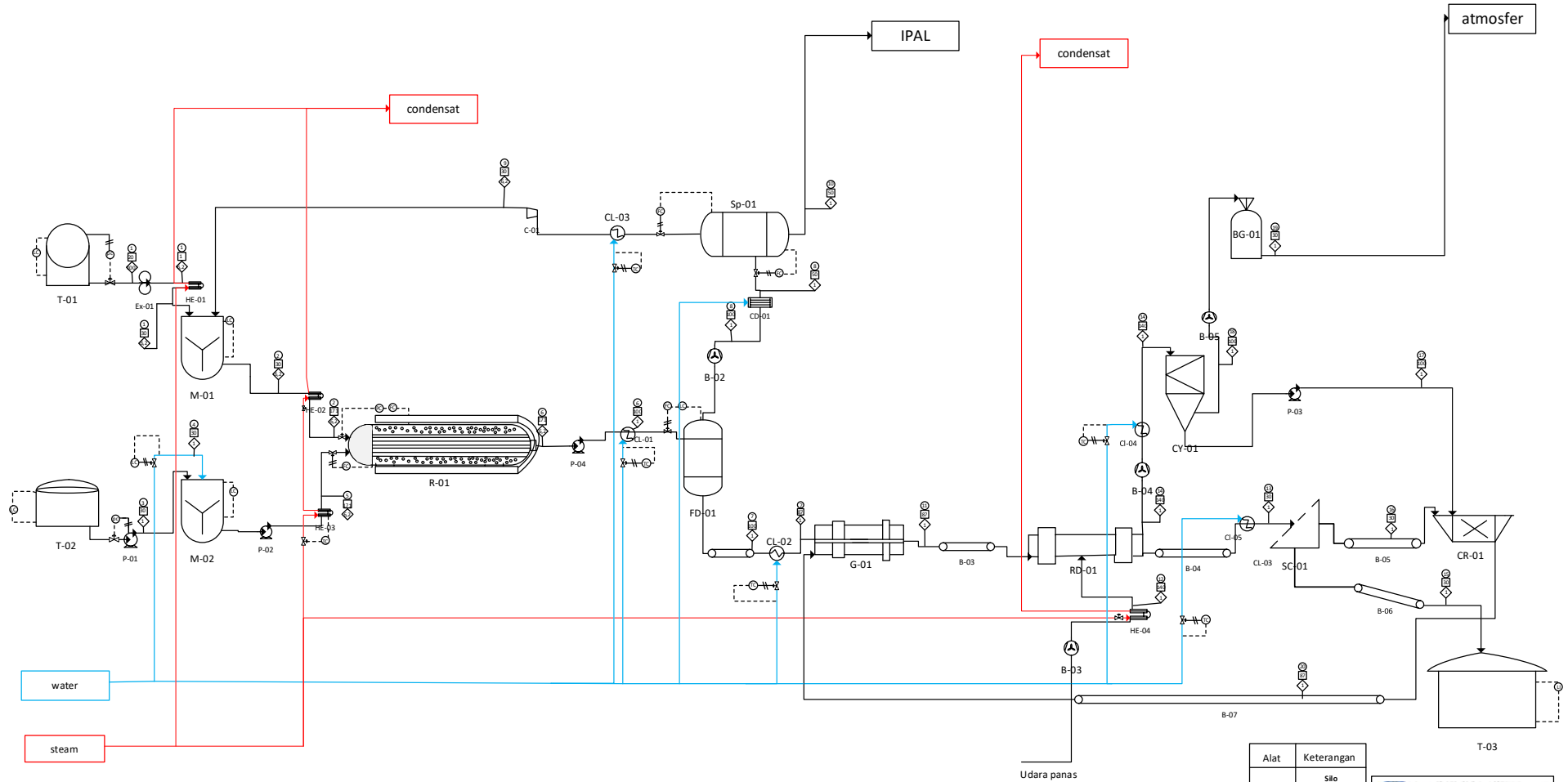
$$H_{\text{total}} = h_{\text{cairan}} + H_{\text{head}}$$

$$H_{\text{cairan}} (\text{ZL}) = 10,73 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total}} = 12,77009 \text{ ft} = 3,8923 \text{ m}$$

**Lampiran B: PFD**

**PRA RANCANGAN PABRIK DIAMMONIUM FOSFAT DARI AMONIA DAN ASAM FOSFAT  
DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)																			
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20
NH3	3820,196	3820,196				301,9918		301,9918	286,8922	15,09959										
H3PO4			14797,6		14797,6	3829,966	3829,966				799,6633		4208,754	420,8754	3787,879	420,8754	378,7879	42,08754	42,08754	799,664
(NH4)2HPO4						14772,73	14772,73				16414,14		16414,14		14772,73	1641,414				1641,414
H2O				22196,4	22196,4	22196,4	420,8754	21775,52		21790,62	467,6394		420,8754	46,76394	378,7888	42,08754	4,676394	42,08754	42,08754	46,76394
udara panas											14000		14000					14000	14000	



Alat	Keterangan
S	Silo
T	Tangki asam fosfat
M	Mixer
R	Reaktor
G	Granulator
FD	Flash Drum
SP	Splitter
CY	Cyclone
RD	Rotary dryer
SC	Screen
CR	Crusher
HE	Heater
C	Compressor
CL	Cooler
B	Blower
P	Pompa
EX	Ekspander
BC	Belt conveyor

















**PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK DIAMMONIUM FOSFAT DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh  
 1. Muhammad Satrio Fauzi Novari  
 2. Jody Utan Shobri

Dosen pembimbing  
 Muflih Arisa Adnan S.T., M.Sc., Ph.D

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Muhammad Satria Fauzi Novari  
No. Mahasiswa 1 : 20521141  
Nama Mahasiswa 2 : Jody Ultan Shobri  
No. Mahasiswa 2 : 20521149  
Judul Pra rancangan Pabrik : **Pra Rancangan Pabrik Diamonium Fosfat dari Amonia dan Asam Fosfat dengan Kapasitas 150.000 TON/TAHUN**  
Mulai Masa Bimbingan : 1 April 2024  
Selesai Masa Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	1 April 2024	Perkenalan dan reaksi utama produk serta kapasitas	
2.	28 April 2024	Reaksi utama, neraca massa serta ekonomi sederhana	
3.	6 Mei 2024	Revisi neraca massa dan ekonomis sederhana	
4.	14 Mei 2024	Perhitungan Neraca Massa Reaktor dan Basis NM	
5.	21 Mei 2024	Finalisasi NM	
6.	29 Mei 2024	Penentuan Alat fase cair dan gas	
7.	11 Juni 2024	Perancangan Alat besar padatan	
8.	14 Juni 2024	Kinetika Reaksi	
9.	18 Juni 2024	Perencanaan Alat Kecil	
10.	2 Juli 2024	Alat transportasi	
11.	23 Agustus 2024	perhitungan Neraca energi	
12.	15 September 2024	Perhitungan Reaktor dan revisi kapasitas	
13.	11 Desember 2024	Tangki penyimpanan	
14.	18 Desember 2024	Utilitas dan gambaran evaluasi ekonomi	
15.	16 Januari 2025	Revisi evaluasi ekonomi	
16.	03 Maret 2025	Finaliasi ekonomi dan naskah	

Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta 03 Maret 2024  
Pembimbing,



(Muflih Arisa Adnan S.T., M.Sc., Ph.D)

### Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy