

No: TA/TK/2020/___

**PRA RANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT
HEPTAHIDRAT DARI MAGNESIUM KARBONAT
DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 70.000
TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Muhammad Prayugha

Nama : Amira Rahmani Afandi

NIM : 16521161

NIM : 16521252

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2020

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Prayugha
NIM : 16521161

Nama : Amira Rahmani Afandi
NIM : 16521252

Yogyakarta, Oktober 2020

Menyatakan Bahwa Seluruh Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan sini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penulis



Muhammad Prayugha

Penulis



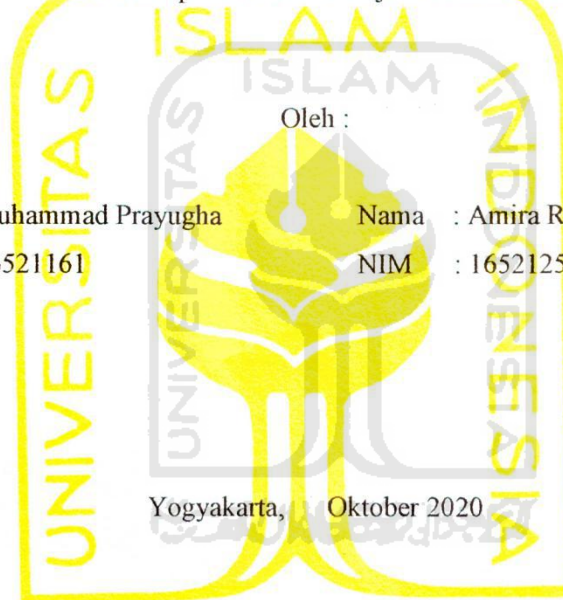
Amira Rahmani Afandi

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT
DARI MAGNESIUM KARBONAT DAN ASAM SULFAT DENGAN
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Muhammad Prayugha

Nama : Amira Rahmani Afandi

NIM : 16521161

NIM : 16521252

Yogyakarta, Oktober 2020

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. Suharno Rusdi

NIK. 845210102

Dr. Diana, S.T., M.Sc

NIK.005210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT DARI MAGNESIUM KARBONAT DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Prayugha

Nama : Amira Rahmani Afandi

NIM : 16521161

NIM : 16521252

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, Oktober 2020

Tim Penguji

Dr. Suharno Rusdi

Ketua Penguji



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

Penguji I



Venalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.

Penguji II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Magnesium Sulfat Heptahidrat Dari Magnesium Karbonat dan Asam Sulfat menggunakan dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Erlan Kasmara dan Ibu Sisia Salim selaku orang tua dari Muhammad Prayugha dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Budi Afandi dan Ibu Ai Rahmawati selaku orang tua dari Amira Rahmani Afandi dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
4. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

6. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Dr. Diana, S.T.,M.Sc. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, Oktober 2020

Penulis

ABSTRAK

Magnesium sulfat merupakan bahan kimia yang di butuhkan di Industri Indonesia. Salah satu jenis magnesium sulfat adalah garam epsom atau magnesium sulfat heptahidrat yang mengandung mineral-mineral magnesium. Namun saat ini belum ada pabrik yang memproduksi bahan kimia tersebut di Indonesia. Bahan baku yang sudah tersedia di Indonesia salah satunya asam sulfat mendukung untuk didirikannya pabrik tersebut. Untuk mengurangi impor magnesium sulfat heptahidrat direncanakan akan didirikan pabrik magnesium sulfat heptahidrat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun. Proses pembuatan magnesium sulfat heptahidrat ini membutuhkan magnesium karbonat ($MgCO_3$) sebanyak 29159,62 ton/tahun dan asam sulfat (H_2SO_4) sebanyak 40823,47 ton/tahun sebagai bahan baku. Proses ini menghasilkan produk magnesium sulfat heptahidrat dengan kemurnian 99,5%. Direncanakan, pembangunan pabrik dimulai pada tahun 2025 di daerah Purwakarta, Jawa Barat. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dengan pekerja sebanyak 172 orang. Proses produksi berlangsung secara isothermal pada tiga *Continous stirring reactor tank* (RATB) yang disusun secara seri pada kondisi operasi $65^{\circ}C$ dan tekanan satu atm. Proses reaksi berlangsung eksotermis sehingga dilengkapi jaket pendingin untuk mempertahankan suhu operasi. Perbandingan komponen umpan mol reaktan antara magnesium karbonat dengan asam sulfat adalah 1:1,2. Dengan kondisi operasi tersebut dan mengacu pada jurnal dan paten yang ada, nilai konversi didapat sebesar 95-98 %. Dalam menunjang proses produksinya, diperlukan air untuk proses utilitas sebanyak 105.293 kg/jam dan 705,926 kW listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Berdasarkan analisa kelayakan diperoleh *Break Event Point* (BEP) sebesar 40,06 % dan *Shut Down Poin* (SDP) pada angka 17,11% serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 25,22% dibandingkan dengan bunga deposito bank di Indonesia sebesar 4,0%. *Return On Investment* sesudah pajak (ROI a) sebesar 16,72 % (batas minimum sebesar 11%) dan *Pay Out Time* setelah pajak (POT a) sekitar 5,98 tahun. Berdasarkan hasil analisa tersebut maka pabrik magnesium sulfat heptahidrat yang akan didirikan dapat dikatakan layak untuk didirikan dan dapat dikatakan menarik untuk berinvestasi.

Kata- kata Kunci : Epsom, Magnesium Sulfat, Magnesium Sulfat Heptahidrat, Magnesium Karbonat, Asam Sulfat

ABSTRACT

Magnesium sulfate is a chemical material that is required in Indonesian industry. One type of magnesium sulfate salt is Epsom salt or magnesium sulfate heptahydrate which contains the minerals magnesium. However, currently there is no factory that produces these chemicals in Indonesia. One of the readily available raw materials in Indonesia is sulfuric acid, which supports the establishment of the factory. To reduce imports of magnesium sulfate heptahydrate, a factory for magnesium sulfate heptahydrate is planned to be built with a capacity of 70,000 tons/year. The process of making magnesium sulfate heptahydrate requires 29159,62 tonnes/year of magnesium carbonate ($MgCO_3$) and 40.823,47 tonnes/year of sulfuric acid (H_2SO_4) as raw material. This process produces a magnesium sulfate heptahydrate product with a purity of 99.5%. It is planned that the factory construction will begin in 2025 in the Purwakarta area, West Java. The factory is planned to operate for 330 days with 172 workers. The production process takes place in an isothermal manner in three Continuous Stirring Reactor Tanks (RATB) which are arranged in series at operating conditions of 65 Celsius and a pressure of 1 atm. The reaction process is exothermic so it is equipped with a cooling jacket to maintain the operating temperature. The ratio of the reactant mole feed components between magnesium carbonate and sulfuric acid is 1: 1,2. With these operating conditions and referring to existing journals and patents, the conversion value is 95-98%. In supporting the production process, 105.293 kg / hour of water is needed for the utility process and 705,926 kW of electricity provided by PLN, as well as a generator as backup. Based on the feasibility analysis, it was obtained Break Event Points (BEP) of 40.06 % and Shut Down Points (SDP) at 17.11% and a Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 25,22 % compared to bank deposit rates in Indonesia of 4 %. Return On Investment after tax (ROI a) of 16,72 % (minimum limit of 11%) and Pay Out Time after tax (POT a) of approximately 5.98 years Based on the results of the analysis, the magnesium sulfate heptahydrate factory to be built can be said to be feasible to be built.

Keywords: Epsomite, Magnesium Sulfate, Magnesium Sulfate Heptahydrate, Magnesium Carbonate, Sulfuric Acid

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
ABSTRAK.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	2
1.2.1 Kebutuhan Magnesium Sulfat di Indonesia.....	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	4
1.2.3 Kapasitas Dunia.....	6
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1 Magnesium Sulfat Heptahidrat (Garam Epsom).....	7
1.3.2 Bahan Baku Magnesium Sulfat Heptahidrat.....	8
1.3.3 Proses Produksi.....	10
1.3.4 Kegunaan Produk.....	14
BAB II.....	15
PERANCANGAN PRODUK.....	15
2.1. Spesifikasi Produk.....	15
2.1.1. Magnesium Sulfat Heptahidrat.....	15
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	15
2.2.1. Magnesium Sulfat Heptahidrat.....	15
2.1.2. Asam Sulfat.....	16
2.1.3. Air.....	16
2.3. Pengendalian Kualitas.....	17
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	17
2.3.2. Pengendalian Kondisi Proses.....	19
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk.....	20
2.3.4. Pengendalian Waktu Produksi.....	20
BAB III.....	21
PERANCANGAN PROSES.....	21
3.1 Uraian Proses.....	21
3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku.....	21
3.1.2 Tahap Reaksi.....	21
3.1.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian.....	21
3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	22
3.2.1 Tanki H ₂ SO ₄ (T-01).....	22
3.2.2 Pompa Tangki Asam Sulfat (P-01).....	23
3.2.3 Pompa Air Proses (P-02).....	23
3.2.4 Mixer (M-01).....	24

3.2.5 Pompa Mixer (P-03).....	25
3.2.6 Cooler (CL-01).....	26
3.2.7 Gudang MgCO ₃ (G-01).....	26
3.2.8 Belt Conveyor (BC-01).....	27
3.2.9 Bucket Elevator (BE-01).....	28
3.2.10 Hooper Magnesium Karbonat.....	28
3.2.11 Reaktor (R-01).....	29
3.2.12 Pompa Reaktor 1 (P-04).....	30
3.2.13 Reaktor (R-02).....	31
3.2.14 Pompa Reaktor 2 (P-05).....	32
3.2.15 Reaktor (R-03).....	33
3.2.16 Pompa Reaktor (P-06).....	34
3.2.17 Evaporator.....	35
3.2.18 Pompa Evaporator (P-07).....	35
3.2.19 Crystallizer (CR-01).....	36
3.2.20 Pompa Recycle (P-08).....	37
3.2.21 Screw Conveyor (SC-01).....	37
3.2.22 Centrifuge (CF-01).....	38
3.2.23 Screw Conveyor (SC-02).....	38
3.2.24 Blower Rotary Dryer.....	39
3.2.25 Heater Udara.....	40
3.2.26 Bag Filter (BF-01).....	40
3.2.27 Rotary Dryer (RD-01).....	41
3.2.28 Cylone.....	42
3.2.29 Cooling Conveyor (CC-01).....	42
3.2.30 Bucket Elevator (BE-02).....	43
3.2.31 Silo.....	43
3.2.32 Pompa Alir Bahan Baku H ₂ SO ₄ (P-09).....	44
3.2.33 Ball Mill (BM-01).....	45
3.2.34 Screener (SC-01).....	45
3.3 Perencanaan Produksi.....	46
BAB IV.....	48
PERANCANGAN PRODUK.....	48
4.1 Lokasi Pabrik.....	49
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	49
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	52
4.2 Tata Letak Pabrik.....	54
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	58
4.4 Alir Proses dan Material.....	61
4.4.1 Neraca Massa.....	61
4.4.2 Neraca Panas.....	66
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif.....	71
4.5 Utilitas.....	73
4.6 Organisasi Perusahaan.....	91
4.6.1 Bentuk Perusahaan.....	91
4.6.2 Struktur Organisasi.....	93

4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	97
4.6.4 Status Karyawan.....	102
4.6.5 Ketenagakerjaan.....	103
4.6.6 Fasilitas Karyawan.....	106
4.6.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....	108
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	109
BAB V.....	128
PENUTUP.....	128
5.1 Kesimpulan.....	128
5.2 Saran.....	129
DAFTAR PUSTAKA.....	131
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	133
LAMPIRAN A.....	134
LAMPIRAN B.....	162



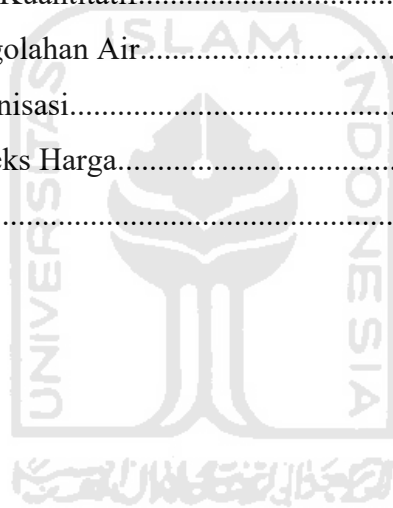
DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kebutuhan Magnesium Sulfat di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Daftar Pabrik Asam Sulfat di Indonesia.....	5
Tabel 1.3 Daftar Pabrik Magnesium Sulfat di Dunia.....	6
Tabel 1.4 Kondisi Operasi Magnesium Sulfat Heptahidrat.....	12
Tabel 1.5 Perbandingan Dari Segi Ekonomi.....	13
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	56
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	61
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer.....	61
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor 1.....	62
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor 2.....	63
Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor 3.....	62
Tabel 4.7 Neraca Massa <i>Crystalizzer</i>	63
Tabel 4.8 Neraca Massa Evaporator.....	63
Tabel 4.9 Neraca Massa <i>Centrifuge</i>	64
Tabel 4.10 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>	64
Tabel 4.11 Neraca Massa <i>Cyclone</i>	65
Tabel 4.12 Neraca Massa <i>Ballmill</i>	65
Tabel 4.13 Neraca Panas <i>Screener</i>	66
Tabel 4.14 Neraca Panas <i>Mixer</i>	66
Tabel 4.15 Neraca Panas <i>Cooler 1</i>	66
Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor 1.....	67
Tabel 4.17 Neraca Panas Reaktor 2.....	67
Tabel 4.18 Neraca Panas Reaktor 3.....	68
Tabel 4.19 Neraca Panas Evaporator.....	68
Tabel 4.20 Neraca Panas <i>Crystalizer</i>	69
Tabel 4.21 Neraca Panas <i>Centrifuge</i>	69
Tabel 4.22 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i>	69
Tabel 4.23 Neraca <i>Heater</i> Udara	70
Tabel 4.24 Neraca Panas <i>Cooling Conveyor</i>	70

Tabel 4.25 Kebutuhan Air pembangkit <i>Steam</i>	83
Tabel 4.26 Kebutuhan Air pendingin <i>Cooling Water</i>	84
Tabel 4.27 Kebutuhan Air Proses	85
Tabel 4.28 Total Kebutuhan Air	86
Tabel 4.29 Kebutuhan Listrik Alat Proses	88
Tabel 4.30 Kebutuhan Listrik Utilitas	89
Tabel 4.31 Rincian Kebutuhan Listrik	90
Tabel 4.32 Gaji Karyawan	104
Tabel 4.33 Jadwal Kerja Shift	106
Tabel 4.34 Jabatan dan Keahlian	109
Tabel 4.35 Harga Indeks	112
Tabel 4.36 Harga Alat Proses	114
Tabel 4.37 Harga Alat Utilitas	115
Tabel 4.38 <i>Physichal Plant Cost</i> (PPC).....	117
Tabel 4.39 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	118
Tabel 4.40 <i>Capital Investment</i> (FCI).....	118
Tabel 4.41 <i>Total Working Capital Investment</i> (WCI).....	118
Tabel 4.42 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	119
Tabel 4.43 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	119
Tabel 4.44 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	120
Tabel 4.45 Total Manufacturing Cost (TMC).....	120
Tabel 4.46 <i>Genaral Expense</i> (GE)	120
Tabel 4.47 <i>Total Production Cost</i> (TPC).....	120
Tabel 4.48 <i>Annual Fixed Cost</i> (Fa).....	123
Tabel 4.49 <i>Annual Variable Cost</i> (Va).....	123
Tabel 4.50 <i>Annual Regulated Cost</i> (Ra).....	123
Tabel 4.51 <i>Annual Sales Cost</i> (Sa).....	124

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Gambar Impor Magnesium Sulfat di Indonesia.....	3
Gambar 1.2 Garam Epsom.....	7
Gambar 4.1 Peta Purwakarta, Jawa Barat.....	48
Gambar 4.2 Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik.....	50
Gambar 4.3 Tata Letak Bangunan Pabrik.....	57
Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses.....	60
Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif.....	71
Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif.....	72
Gambar 4.7 Diagram Pengolahan Air.....	77
Gambar 4.8 Struktur Organisasi.....	96
Gambar 4.9 Tahun vs Indeks Harga.....	113
Gambar 4.10 Grafik BEP.....	126



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara yang sedang giat melaksanakan pengembangan dalam berbagai bidang industri, salah satunya dengan cara memenuhi kebutuhan bahan-bahan industri melalui pendirian pabrik-pabrik industri kimia. Dimasa seperti ini sektor industri kimia merupakan salah satu sektor yang mampu memberikan kontribusi signifikan terhadap penerimaan devisa. Industri kimia berperan penting dalam memasok kebutuhan bahan baku bagi sektor manufaktur lainnya seperti industri plastik dan industri tekstil.

Seiring dengan kebutuhan peningkatan produktivitas pada sektor pertanian, plastik dan tekstil, magnesium sulfat merupakan salah satu produk yang memiliki berbagai fungsi pada saat ini. Magnesium sulfat merupakan suatu senyawa kimia berbentuk kristal, mengandung sulfur, magnesium dan oksigen. Magnesium sulfat dapat dijumpai dalam bentuk *epsomite heptahydrate* ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$) atau garam inggris. Magnesium sulfat heptahidrat banyak digunakan sebagai bahan pembantu dalam industri plastik, tekstil, pupuk dan farmasi. Magnesium sulfat dapat digunakan sebagai : pupuk tanaman, suplemen makan ternak, obat, campuran pewarnaan tekstil, *coagulating agent* dalam industri karet dan tekstil. Kebutuhan epsomite pada industri tekstil, plastik, pupuk dan farmasi akan semakin meningkat sejalan dengan pertumbuhan penduduk serta bertambahnya kemajuan suatu negara.

Selama ini kebutuhan akan magnesium sulfat masih didatangkan dengan cara impor dari luar negeri. Oleh sebab itu penting sekali adanya perencanaan pendirian pabrik magnesium sulfat di Indonesia. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membantu industri-industri yang menggunakan magnesium sulfat heptahidrat sebagai bahan bakunya, serta mampu menghemat devisa negara karena laju impor magnesium sulfat dapat di tekan seminimal mungkin.

1.2 Kapasitas Perancangan

Kapasitas pabrik merupakan salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik. Dalam menentukan kapasitas pabrik magnesium sulfat yang akan dibangun harus memiliki pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1.2.1 Kebutuhan Magnesium Sulfat di Indonesia

Berdasarkan data statistik database UN (UNdata) didapatkan impor magnesium sulfat per tahunnya seperti pada tabel 1.1

Tabel 1.1 Tabel Impor Magnesium Sulfat di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor (Ton)
2009	7491,74
2010	14291,32
2011	9793,07
2012	11826,33
2013	39716,72
2014	76104,46
2015	93599,65
2016	84794,95
2017	137813,28
2018	137387,92

(Sumber UNdata 2014-2018)

Berdasarkan data pada Tabel 1.1 tabel impor magnesium sulfat meningkat sejalan dengan pertumbuhan penduduk serta kemajuan suatu negara. Data tersebut menunjukkan konsumsi industri yang menggunakan magnesium sulfat sebagai bahan baku sangatlah besar.

Untuk mengetahui jumlah kebutuhan magnesium sulfat di masa mendatang, dilakukan proyeksi dengan pendekatan garis lurus menggunakan persamaan berikut :

$$y = mx + C .$$

Dimana :

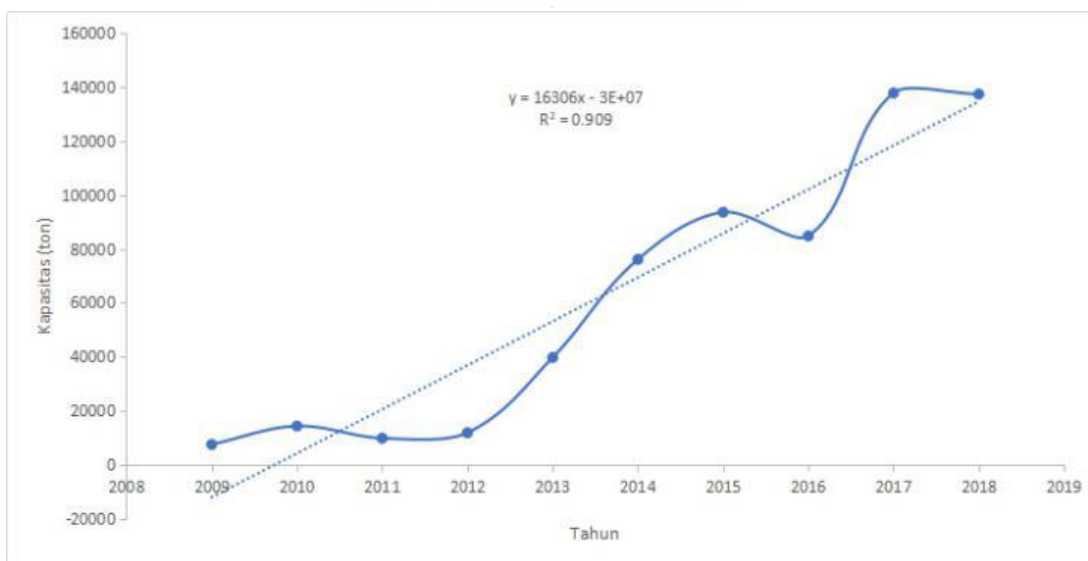
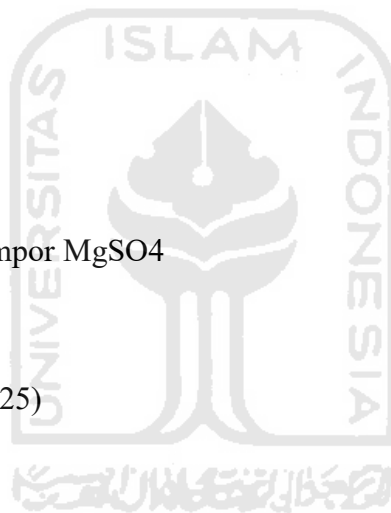
Keterangan :

y = Kebutuhan Impor MgSO₄

m = Slope

x = Tahun ke (2025)

C = Intercept y

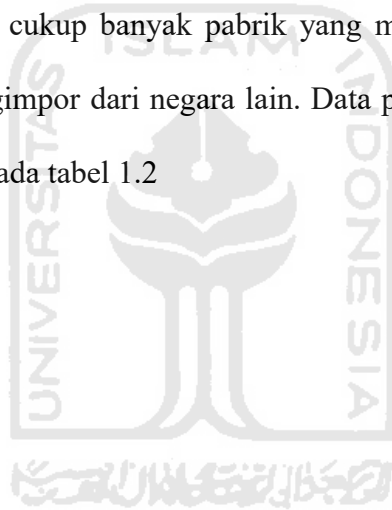


Gambar 1.1 Grafik Impor Magnesium Sulfat di Indonesia

Dari proyeksi data impor magnesium sulfat di Indonesia, di dapat kebutuhan impor pada tahun 2025 adalah sebesar 248.797 ton.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Magnesium karbonat dan asam sulfat merupakan bahan baku dalam pembuatan magnesium sulfat. Karena belum adanya pabrik yang memproduksi magnesium karbonat, maka magnesium karbonat didapatkan dengan impor dari PT. Fengcheng City Heqi Brucite Mining Co., Ltd., China. Sedangkan untuk asam sulfat Indonesia memiliki cukup banyak pabrik yang memproduksi asam sulfat, sehingga tidak perlu mengimpor dari negara lain. Data pabrik yang memproduksi asam sulfat dapat dilihat pada tabel 1.2



Tabel 1.2. Daftar Pabrik Asam Sulfat di Indonesia

No	Nama pabrik	Lokasi pabrik	Produksi (ton/tahun)
1	PT Indonesia Acid	Jakarta Timur	82.500
2	PT Mahkota Indonesia	Jakarta Utara	72.500
3	PT Timur Raya Tunggal	Tangerang	57.000
4	PT Indo-Bharat Rayon	Purwakarta	54.750
5	PT South Pasific Viscous	Purwakarta	18.000
6	PT Petrokimia Gresik	Gresik	678.000
7	PT Liku Telaga	Gresik	325.000
8	PT Madu Lingga	Gresik	6.000
9	PT Copper Smelting Co	Gresik	600.000
10	PT Aktif Indonesia Indah	Surabaya	15.000
11	PT Dunia Kimia Utama	Palembang	20.000
12	PT Ariguna Nusantara	Palembang	9.500
13	PT Utaki	Medan	8.000

(Asosiasi Kimia Dasar Anorganik Indonesia, 2002)

dengan pertimbangan aspek lokasi pendirian pabrik magnesium sulfat yang bertempat di Purwakarta, maka dipilih pabrik pemasok bahan baku untuk asam sulfat dari PT Indo-Bharat Rayon yang menghasilkan asam sulfat sebesar 54.750 ton/tahun.

1.2.3 Kapasitas Dunia

Adapun penentuan kapasitas pabrik Magnesium Sulfat yang akan dirancang harus di perhitungkan juga berdasar kapasitas pabrik secara komersil yang sudah ada di dunia. Kapasitas dari pabrik yang sudah ada dapat dilihat pada tabel 1.3.

Tabel 1.3. Daftar Pabrik Magnesium Sulfat di Dunia

Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
GF Industry Inc.	75.000
AVA Chemical. Ltd (India)	40.000
OJSC NAZGAZ (Rusia)	35.000
Zhonghe Chemical Co.Ltd (RRC)	800.000

(Ardhiannas Fadhila, 2014)

Berdasarkan ketiga pertimbangan di atas, dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang sudah ada di dunia dan dari jumlah ketersediaan bahan baku di Indonesia yang juga terbagi untuk keperluan lain sehingga dipilih kapasitas rancangan sebesar 30% dari kebutuhan magnesium sulfat di Indonesia pada tahun 2025 mendatang, yaitu sebesar 70.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a) Kebutuhan $MgSO_4$ di dalam negeri yang belum tercukupi.
- b) Membuka peluang bagi industri lain untuk berdiri dan meningkatkan kapasitas produksi bagi pabrik yang memproduksi H_2SO_4 .

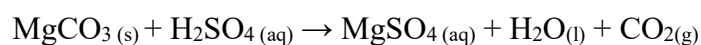
- c) Memberikan keuntungan dan menghemat devisa negara karena laju impor magnesium sulfat dapat ditekan seminimal mungkin.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Magnesium Sulfat Heptahidrat (Garam Epsom)

Garam Epsom adalah salah satu jenis magnesium sulfat yang dianggap potensial. Garam ini dikenal sebagai salah satu jenis garam yang sangat penting dan dapat digunakan dalam industri-industri, seperti dalam pewarnaan anilin, untuk produksi pakaian dari bahan katun. Seiring dengan perkembangan industri terutama dalam bidang farmakologi, aplikasi lain yang ditemukan dalam kegunaan garam Epsom ini adalah sebagai obat pencahar (pengobatan konstipasi fungsional dan tidak dapat mengatasi konstipasi yang disebabkan keadaan patologis usus sebelum pemeriksaan radiologi, pemeriksaan rektum dan operasi usus dan untuk menghilangkan racun pada penderita keracunan). Dalam proses pembuatannya, Magnesium Sulfat dibuat dari bahan baku magnesium karbonat dan asam sulfat.

Reaksinya sebagai berikut :



Gambar 1.2 Garam epsom

Berdasarkan data-data pabrik yang diperoleh, kemurnian produk untuk magnesium sulfat heptahidrat yang dijual dipasaran berkisar antara 98%-99,5% (Anonim¹, 2014).

1.3.2 Bahan Baku Magnesium Sulfat Heptahidrat

Magnesium sulfat dapat diproduksi dengan mereaksikan magnesium karbonat ($MgCO_3$) dengan asam sulfat (H_2SO_4).

1.3.2.1 Magnesium Karbonat

Magnesium karbonat ($MgCO_3$) atau lebih dikenal dengan magnesit, merupakan garam anorganik yang berupa padatan putih. $MgCO_3$ dijumpai dalam bentuk terhidrasi dan dasar bentuk magnesium karbonat adalah sebagai mineral.

Magnesium Karbonat diproduksi dari magnesium oksida dengan proses kalsinasi. Magnesit dan dolomit mineral yang digunakan untuk memproduksi batu bata tahan api. $MgCO_3$ juga digunakan untuk lantai, pemadam kebakaran komposisi kosmetik, dan pasta gigi. Aplikasi lain adalah sebagai bahan pengisi, penekan asap di plastik, agen penguat dalam karet neoprene, agen pengeringan, pencahar untuk mencuci perut, dan retensi warna dalam makanan. Selain itu, magnesium karbonat kemurnian tinggi digunakan sebagai antasida dan sebagai aditif dalam garam meja.

1.3.2.2 Asam Sulfat

Asam sulfat (H_2SO_4), merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfat mempunyai banyak kegunaan dan merupakan salah satu produk utama industri kimia. Produksi dunia

asam sulfat pada tahun 2001 adalah 165 juta ton, dengan nilai perdagangan seharga US\$8 juta. Kegunaan utamanya termasuk pemrosesan bijih mineral, sintesis kimia, pemrosesan air limbah dan pengilangan minyak.

Asam sulfat murni yang tidak diencerkan tidak dapat ditemukan secara alami di bumi oleh karena sifatnya yang higroskopis. Asam sulfat terbentuk secara alami melalui oksidasi mineral sulfida, misalnya besi sulfida. Air yang dihasilkan dari oksidasi ini sangat asam dan disebut sebagai air asam tambang. Air asam ini mampu melarutkan logam-logam yang ada dalam bijih sulfida, yang akan menghasilkan uap berwarna cerah yang beracun. Sulfur dioksida adalah produk sampingan utama dari pembakaran bahan bakar seperti batu bara dan minyak yang mengandung sulfur (belerang).

Walaupun asam sulfat yang mendekati 100% dapat dibuat, ia akan melepaskan SO_3 pada titik didihnya dan menghasilkan asam 98,3%. Asam sulfat 98% lebih stabil untuk disimpan, dan merupakan bentuk asam sulfat yang paling umum. Asam sulfat 98% umumnya disebut sebagai asam sulfat pekat.

Mutu teknis H_2SO_4 tidaklah murni dan seringkali berwarna, namun cocok untuk digunakan untuk membuat pupuk. Mutu murni asam sulfat digunakan untuk membuat obat-obatan dan zat warna. Asam sulfat merupakan komoditas kimia yang sangat penting, dan sebenarnya pula, produksi asam sulfat suatu negara merupakan indikator yang baik terhadap kekuatan industri negara tersebut.

1.3.3 Proses Produksi

A. Macam-macam Proses Produksi Magnesium Sulfat

Pembuatan magnesium sulfat heptahidrat ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) dapat dilakukan dengan beberapa cara, diantaranya yang paling sering digunakan pada saat ini ialah :

I. Produksi Magnesium Sulfat Heptahidrat dari Magnesium Hidroksida dengan Kalsium Sulfat

Kalsium sulfat diumpankan ke *weighting tank* bersamaan dengan magnesium hidroksida, setelah itu diumpankan ke reaktor dengan suhu 70°C - 100°C yang telah ditambahkan CO_2 . Didalam reaktor terjadi 2 fase reaksi, yaitu:



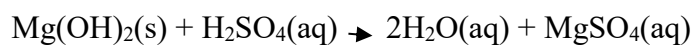
Dari reaksi yang berlangsung di reaktor didapatkan konversi dari MgSO_4 sebesar 70% dan diteruskan secara terus menerus dengan ditambahkan CO_2 . Setelah itu hasil dari reactor dipanaskan di *heating tank* dan disaring filter untuk memisahkan endapan kapur yang tersisa yang telah di *dryer*. Hal ini kurang praktis dimana operasi dari reaksi membatasi hasil *epsom salt* dengan konversi cukup rendah, dan menghasilkan produk yang tidak cukup murni. Hal ini terjadi karena terciptanya juga reaksi samping berupa endapan kapur.

Hasil yang didapatkan diumpankan ke *crystallizer* untuk dikristalisasi dengan suhu 60°C , jadi membentuk magnesium sulfat heptahidrat yang kemudian disaring difilter yang kemudian didapatkan *epsom salt* (US2231327A,1941).

II. Produksi Magnesium Sulfat Heptahidrat dari Air Laut

Mg(OH)₂ diperoleh dari *recovery* air laut atau *brine*. Mg(OH)₂ dipresipitasi dari larutan garam magnesium dengan penambahan basa kuat seperti Ca(OH)₂. Ca(OH)₂ diperoleh dari kalsinasi *limestone* (lime) atau kalsinasi *dolomite* (dolime). Air laut mengandung sekitar 1294 ppm Mg²⁺ yang ekuivalen dengan 2,15 kg MgO/m³ air laut. Proses pemungutan Mg(OH)₂ dari air laut dapat dijelaskan sebagai berikut. Air laut di-*screening* untuk menghilangkan pengotor, lalu dipresipitasi pada suhu 80 °C dan tekanan 1 atm untuk mengendapkan bikarbonat sebagai CaSO₄·2H₂O yang dipisahkan dari air laut sebelum direaksikan dengan *dolime* atau *lime*. Alternatif lain, air laut diproses dengan asidifikasi dan degasifikasi di dalam suatu menara untuk menghilangkan karbon dioksida yang dilepaskan selama reaksi. Apabila tidak dihilangkan, bikarbonat akan bereaksi dengan kalsium hidroksida dan membentuk endapan CaSO₄·2H₂O yang tidak larut yang tidak bisa dipisahkan dari produk Mg(OH)₂. Selanjutnya Mg(OH)₂ direaksikan dengan H₂SO₄ untuk membentuk magnesium sulfat.

Reaksi:



Hasil reaksi berupa *slurry* difiltrasi, lalu filtrat dipekatkan dan dikristalisasi. Proses ini memiliki kelebihan yaitu bahan baku yang berasal dari air laut atau *brine* tersedia melimpah dan tidak akan habis. Akan tetapi proses ini kurang menarik karena yield MgO yang dihasilkan dari air laut hanya sebesar 0.2095 % dan memerlukan proses tambahan berupa kalsinasi dolomit atau *limestone* pada suhu tinggi yaitu 600 °C.

III. Produksi Magnesium Sulfat Heptahidrat dari Magnesium Karbonat dengan Asam Sulfat

Magnesit atau $MgCO_3$ direaksikan dengan asam sulfat dengan konsentrasi, suhu, kecepatan pengadukan, waktu reaksi, dan *solid-liquid ratio* yang divariasikan. Hasil optimum didapatkan pada kondisi sebagai berikut. Suhu reaksi dapat dikendalikan dalam waktu reaksi 3 jam dengan suhu 60-70 °C, rasio padatan-ke-cairan 20-25 g/100 ml larutan. Konsentrasi H_2SO_4 30% dengan jumlah H_2SO_4 yang di masukkan 20% berlebih dimasukkan ke dalam reaktor dengan kecepatan pengadukan 400-500 rpm. Didapatkan hasil konversi reaksi 95-98%. (Current Science, 2009)

Secara sederhana ketiga proses di atas dapat dilihat pada Tabel 1.4

Tabel 1.4 Kondisi Operasi Magnesium Sulfat Heptahidrat

Kondisi operasi	Proses		
	I	II	III
Suhu	70 ⁰ C-100 ⁰ C	80 ⁰ C	60-70 ⁰ C
Tekanan	1atm	1atm	1atm
Konversi	70%	<10%	95-98%
Reaksi	Ada 2 fase, yaitu: a). $Mg(OH)_2 + CO_2 \rightarrow MgCO_3 + H_2O$ b). $MgCO_3 + CaSO_4 \rightarrow MgSO_4 + CaCO_3$	$Mg(OH)_2(s) + H_2SO_4(aq) \rightarrow 2H_2O(aq) + MgSO_4(aq)$	$MgCO_3 + H_2SO_4 \rightarrow MgSO_4 + H_2O + CO_2$

Keterangan :

I = Produksi magnesium sulfat heptahidrat dari magnesium hidroksida dengan kalsium sulfat

- II = Produksi magnesium sulfat heptahidrat dari air laut
- III = Produksi magnesium sulfat heptahidrat dari magnesium karbonat dengan asam sulfat

B. Perbandingan Proses dari Segi Ekonomi

Tabel 1.5 menunjukkan perbandingan proses berdasarkan segi ekonomi dengan cara meninjau harga bahan baku pada tiap-tiap proses.

Tabel 1.5 Perbandingan Dari Segi Ekonomi

Proses	Senyawa	Harga (US \$)
I	Magnesium hidroksida(Mg(OH) ₂)	300-700/ton
	Karbon dioksida (CO ₂)	200-250/ton
	Kalsium sulfat (CaSO ₄)	600-700/ton
II	Air laut	-
III	Magnesium karbonat (MgCO ₃)	500-600/ton
	Asam sulfat (H ₂ SO ₄)	230-250/ton
Produk	Magnesium sulfat heptahidrat	700-900/ton

(Alibaba, 2020)

C. Perbandingan Proses dari Segi Efek Bahan dan Limbah

Dari Proses I produk samping yang dihasilkan adalah CaCO₃ berupa padatan dan air. Padatan CaCO₃ yang terbentuk sebanyak 30% dari hasil konversi reaksi. Produk samping yang dihasilkan tidak berbahaya bagi lingkungan sekitar.

Pada Proses II menghasilkan limbah uap air dan udara panas hasil kristalisasi dan pengeringan. Hal tersebut tidak berbahaya bagi lingkungan.. Akan

tetapi memerlukan proses tambahan berupa kalsinasi dolomit atau limestone pada suhu tinggi yaitu 600 °C.

Pada Proses III tidak menghasilkan produk samping yang berbahaya.

1.3.4 Kegunaan Produk

Berbagai kegunaan magnesium sulfat adalah sebagai berikut :

1. Dalam skala besar digunakan dalam industri tekstil yaitu sebagai bahan celupan dengan warna anilin, pada pakaian dari bahan katun.
2. Digunakan sebagai koagulan dan bahan pengendap pada proses pengolahan air, baik air minum maupun air buangan.
3. Digunakan sebagai bahan analgesik yaitu suatu obat yang dapat menghilangkan rasa nyeri.
4. Dalam pertanian epsom dapat digunakan sebagai pupuk. (Nurhaida, 1997)
5. Sebagai *cogullant agent* pada industri karet dan plastik
6. Sebagai bahan purgatif yaitu dapat digunakan sebagai obat pencahar atau obat pencuci perut.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Magnesium Sulfat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Magnesium Sulfat Heptahidrat

Rumus Molekul	: $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
Bentuk	: kristal
Warna	: Putih
Berat molekul	: 246 g/mol
Titik lebur	: 150 °C
Densitas	: 1,68 g/ml
Kelarutan	: 71 g/100 ml air (20 °C, 1 atm)
Kemurnian	: 99,5 %

(Perry, 1997)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1. Magnesium Sulfat Heptahidrat

Rumus Molekul	: MgCO_3
Berat Molekul	: 84,313 kg/kmol
Kemurnian	: 99%
Warna	: putih

Densitas	: 2,958 g/cm ³
Fasa	: padat
Titik Lebur	: 540°C
Panas Pembentukan	: -1094,95 kJ/kmol
Entropi Molar	: 65,84 J/k.mol
Kelarutan	: Larut dalam asam encer dan alkohol

(MSDS *Premier Chemical*,2014 dan *Alibaba*,2020)

2.1.2. Asam Sulfat

Bentuk	: Cair
Rumus molekul	: H ₂ SO ₄
Berat molekul, gr/mol	: 98,1
Kemurnian	: 98%
Titik didih	: 340 °C
Titik beku	: 10 °C
Densitas	: 1,834 gr/ml
Kapasitas panas	: 0,3404 kcal/mol K
Entropi	: 49,416 kcal/mol K
Panas pembentukan	: -193,69 kcal/mol
Kelarutan	: Larut dalam air

(Perry, 1997)

2.1.3. Air

Rumus kimia	: H ₂ O
Bentuk	: cairan

Warna	: tidak berwarna
Berat molekul	: 18,015 gr/mol
Densitas	: 1 gr/ml (1 atm)
Titik didih	: 100 °C
Titik beku	: 0 °C
Tekanan uap	: 14 mmHg (20°C)
Densitas uap (udara = 1)	: 0,7
Kapasitas panas, Cp	: 4,192 kJ/Kg.K

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Magnesium Sulfat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat

diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik *magnesium sulfat* ini meliputi:

1. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

Pengendalian bahan baku $MgCO_3$ dapat dilakukan dengan analisa XRF (*X-Ray Flourescent*) untuk mengetahui kadar komposisi dalam $MgCO_3$. XRF umumnya digunakan untuk menganalisa unsur dalam mineral atau batuan. Analisis unsur di lakukan secara kualitatif maupun kuantitatif. Analisis kualitatif dilakukan untuk menganalisi jenis unsur yang terkandung dalam bahan dan analisis kuantitatif dilakukan untuk menentukan konsentrasi unsur dalam bahan. Sedangkan untuk mengetahui kadar H_2SO_4 , dapat di analisa melalui metode titrasi asam basa.

2. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Magnesium Sulfat.

3. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama Magnesium Sulfat pada saat akan dipindahkan dari tempat penyimpanan sementara ke tempat penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3.2. Pengendalian Kondisi Proses

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat pada *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kendali terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki / *vessel*.

b. *Flow Rate Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

c. *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap kemurnian produk Magnesium Sulfat. Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

2.3.4. Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa magnesium karbonat yang disimpan di dalam gudang penyimpanan, diangkut oleh *Belt Conveyor* menuju ke *bucket elevator* kemudian masuk ke dalam *hopper*. Dari *hopper* magnesium karbonat dimasukkan ke reaktor. Sedangkan bahan baku yang berupa asam sulfat dialirkan dari tangki penyimpanan ke *mixer* dengan pompa untuk diencerkan dengan air sebelum diumpankan ke reaktor.

3.1.2 Tahap Reaksi

Pada tahap reaksi ini difungsikan untuk mereaksikan antara bahan baku magnesium karbonat dan asam sulfat di dalam *reactor* RATB yang disusun seri sebanyak 3 buah. Adapun persamaan reaksinya adalah :



Dalam reaktor ini reaksi bersifat *irreversible* dan proses berlangsung secara isothermal pada fase cair dengan suhu 65 °C , tekanan 1 atm dengan waktu tinggal selama 2,7 jam. Reaksi berlangsung eksotermis, sehingga untuk mempertahankan suhu operasi maka panas yang timbul tersebut diserap oleh air pendingin yang dialirkan melalui jaket air pendingin yang dipompakan masuk.

3.1.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Produk keluar reaktor dialirkan menuju evaporator untuk dipisahkan pada suhu 102 °C. Larutan jenuh yang keluar dari evaporator dikristalkan di kristaliser

pada suhu 45 °C dan tekanan 1 atm sehingga terbentuk kristal $MgSO_4 \cdot 7H_2O$. Kemudian produk kristal diumpankan menuju *Centrifuge* untuk memisahkan kristal yang terbentuk dari *mother liquor* nya. Produk dari *centrifuge* yang masih mengandung sedikit air dikeringkan dengan *rotary dryer*. *Rotary dryer* berfungsi untuk mengeringkan padatan dari kandungan air. Kebutuhan pemanas *rotary dryer* disuplai oleh *heat exchanger* dimana udara panas dihembuskan oleh *blower*. Produk *rotary dryer* yang berupa kristal kering akan diteruskan ke tempat penyimpanan dan selanjutnya produk kristal dikemas dan dipasarkan untuk dijual.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Tangki H_2SO_4 (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku H_2SO_4 98 %
Jenis	: Tangki silinder tegak dan <i>conical roof</i>
Bahan	: <i>Stainless steel grade D type 430</i>
Jumlah	: 1 Unit
Fase	: Cair
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C
	: Tekanan = 1 atm
	: Waktu Tinggal = 7 hari
Dimensi Tangki	: Volume = 502,52 m ³
	: Diameter Tangki = 9,14 m
	: Tinggi Tangki = 9,68 m
	: Tebal Silinder = 0,03 m

Harga : \$ 314.646

3.2.2 Pompa Tangki Asam Sulfat (P-01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku H_2SO_4 (Asam Sulfat) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju mixer (M-01)

Jenis : *Centrifugal pump*

Bahan : *Stainless steel*

Jumlah : 2 Unit

Fase : Cair

Rate Volumetrik : 3587.015 L/jam

Kecepatan Aliran : 1.7177 ft/s

Ukuran Pipa : OD = 2,38 in

ID = 1,94 in

Flow Area = 2,95 in²

Power Pompa : 0,5 Hp

Power Motor : 0,75 Hp

Harga : \$ 16.850

3.2.3 Pompa Air Proses (P-02)

Fungsi : Mengalirkan H_2O dari tangki air proses menuju mixer (M-01)

Jenis : *Centrifugal pump*

Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 2 Unit
Fase	: Cair
Rate Volumetrik	: 14516,42 L/jam
Kecepatan Aliran	: 2,78 ft/s
Ukuran Pipa	: OD = 3,5 in
	ID = 3,07 in
	<i>Flow Area</i> = 7,38 in ²
Power Pompa	: 0,75 Hp
Power Motor	: 0,75 Hp
Harga	: \$ 15.138

3.2.4 Mixer (M-01)

Fungsi	: Mengencerkan H ₂ SO ₄
Jenis	: Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i>
Bahan	: <i>Stainless steel type 304</i>
Jumlah	: 1 Unit
Fase	: Cair
Kondisi Operasi	: Suhu = 95,21°C
	Tekanan = 1 atm
	Waktu Tinggal = 1 jam
Dimensi	: Volume = 18,48 m ³
	Diameter = 2,59 m

	Tinggi Mixer	= 4,85 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 0,00635 m
	Tebal <i>Head</i>	= 0,00635 m
	Jumlah Pengaduk	= 1 buah
Power Motor	:	8,5 Hp
Harga	:	\$ 794.484

3.2.5 Pompa Mixer (P-03)

Fungsi	:	Mengalirkan H ₂ SO ₄ 30% dari mixer (M-01) menuju reaktor (R-01)
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Stainless steel 304</i>
Jumlah	:	2 Unit
Fase	:	Cair
Rate Volumetrik	:	17276,90 L/jam
Kecepatan Aliran	:	2,12 ft/s
Ukuran Pipa	:	ID = 3,83 in
		OD = 4,5 in
		<i>Flow Area</i> = 11,5 in ²
Power Pompa	:	1 Hp
Power Motor	:	1,5 Hp
Harga	:	\$ 27.392

3.2.6 Cooler (CL-01)

Fungsi	: Mendinginkan larutan H_2SO_4 dari Mixer (M-01) sebelum di umpankan ke reaktor
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Stainless steel type 304</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	: Suhu Masuk = 95,21 °C : Suhu Keluar = 65 °C
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	: ID <i>Inner Pipe</i> = 3,07 in OD = 3 in <i>Flow Area</i> = 7,38 in ² <i>Pressure Drop</i> = 3,74 Psi
Spesifikasi <i>Annulus</i>	: ID <i>Outer Pipe</i> = 3,826 in OD = 4,5 in <i>Flow Area</i> = 12,7 in ² <i>Pressure Drop</i> = 9,86 Psi
Panjang Hairpin	: 3,96 m
Harga	: \$ 52.861

3.2.7 Gudang $MgCO_3$ (G-01)

Fungsi	: Gudang penyimpanan magnesium karbonat
Jenis	: Bangunan persegi, tutup prisma segi empat
Bahan	: Beton

Jumlah : 1 Unit

Kondisi Operasi : Suhu = 30°C
 Tekanan = 1 atm
 Waktu Tinggal = 30 hari

Dimensi Tangki : Volume Gudang = 1167,04 m³
 Panjang Gudang = 13,26 m
 Lebar Gudang = 13,26 m
 Tinggi Gudang = 6,63 m

Harga : \$ 18.021

3.2.8 *Belt Conveyor (BC-01)*

Fungsi : Mengangkut magnesium karbonat dari gudang
 MgCO₃ ke *bucket elevator*

Jenis : *Horizontal Belt Conveyor*

Bahan : *Carbon Steel*

Rate Bahan : 3827,4 kg/jam

Kondisi Operasi : Suhu = 30°C
 Tekanan = 1 atm

Kondisi Fisik : Panjang = 49,65 ft
 Lebar = 14 in
 Kecepatan = 200 fpm
 Daya Motor = 8 Hp

Harga : \$ 10.332

3.2.9 *Bucket Elevator (BE-01)*

Fungsi	: Mengangkut $MgCO_3$ menuju <i>hopper</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Bahan	: <i>Low-Alloy Steels SA-301 Grade B</i>
Jumlah	: 1 Unit
Rate Masuk	: 3827,4 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C
	: Tekanan = 1 atm
Kondisi Fisik	: Ukuran <i>Bucket</i> = (6 x 6 x 4 ^{1/2}) in
	: Kecepatan = 219,12 fpm
	: Power Motor = 3 Hp
Harga	: \$ 14.897

3.2.10 *Hooper Magnesium Karbonat*

Fungsi	: Menampung sementara Magnesium Karbonat sebelum dimasukkan ke dalam reaktor
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan tutup atas berupa <i>plate</i> dan tutup bawah berupa <i>conical</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C
	: Tekanan = 1 atm

	Waktu Tinggal	= 8 jam
Dimensi	: Volume Bahan	= 34,03 m ³
	Volume <i>Hooper</i>	= 42,54 m ³
	Tinggi <i>Hooper</i>	= 13,71 m
	Diameter	= 83,4 in
	Tebal <i>Shell</i>	= 0,25 in
Harga	: \$ 12.855	

3.2.11 Reaktor (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan magnesium karbonat dengan asam sulfat
Jenis	: Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)
Bahan	: Stainless steel type 304
Fase	: Cair
Kondisi Operasi	: Suhu = 65°C
	Tekanan = 1 atm
Spesifikasi Tangki	Waktu Tinggal = 2,7 jam
	: Volume Reaktor = 48,705 m ³
	Diameter Shell = 4,127 m
	Tinggi Reaktor = 7,939 m
	Tebal Shell = 0,25 in
	Tebal Head = 0,1875 in
Spesifikasi Pengaduk	: Jenis = <i>Turbin 6 blade disk standart</i>

Jumlah Impeller = 1 buah

Diameter Pengaduk = 1,376 m

Lebar Pengaduk = 0.344 m

Tinggi Pengaduk = 0.2875 m

Kecepatan Pengadukan : 172,161 rpm

Daya Motor Pengaduk : 50,430 Hp

Jaket Pendingin : Diameter Jacket = 4,345 m

Tinggi Jacket = 2,751 m

Tebal Jacket = 0.039 m

Lebar Jacket = 0,109 m

Harga : \$ 419.288

3.2.12 Pompa Reaktor 1 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan *output* dari reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)

Jenis : *Centrifugal pump*

Bahan : *Stainless steel 304*

Jumlah : 2 buah

Fase : Cair

Rate Volumetrik : 16266,08371 L/jam

Kecepatan Aliran : 1,9981 ft/s

Ukuran Pipa : ID = 3.826 in

OD = 4.5 in

	Flow Area	= 11.50 in ²
Power Pompa	: 1.5 Hp	
Power Motor	: 2 Hp	
Harga	: \$ 26.190	

3.2.13 Reaktor (R-02)

Fungsi : Mereaksikan magnesium karbonat dengan asam sulfat

Jenis : Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)

Bahan : Stainless steel type 304

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Suhu = 65°C

Tekanan = 1 atm

Waktu Tinggal = 2,7 jam

Spesifikasi Tangki : Volume Reaktor = 48,705 m³

Diameter Shell = 4,127 m

Tinggi Reaktor = 7,939 m

Tebal Shell = 0.25 in

Tebal Head = 0.1875 in

Spesifikasi Pengaduk : Jenis = *Turbin 6 blade disk standart*

Jumlah Impeller = 1 buah

Diameter Pengaduk = 1,376 m

Lebar Pengaduk = 0,344 m

Tinggi Pengaduk = 0.288 m

Kecepatan Pengadukan : 172,161 rpm

Daya Motor Pengaduk : 28,341 Hp

Jaket Pendingin : Diameter Jacket = 4,285 m

Tinggi Jacket = 2,751 m

Tebal Jacket = 0,009 m

Lebar Jacket = 0.079 m

Harga : \$ 419.288

3.2.14 Pompa Reaktor 2 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan *output* dari reaktor (R-02) menuju reaktor (R-03)

Jenis : Centrifugal pump

Bahan : Stainless steel 304

Jumlah : 2 Unit

Fase : Cair

Rate Volumetrik : 16276,02207 L/jam

Kecepatan Aliran : 1,9994 ft/s

Ukuran Pipa : ID = 3.826 in

OD = 4.5 in

Flow Area = 11.50 in²

Power Pompa : 1.5 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : \$ 26.190

3.2.15 Reaktor (R-03)

Fungsi : Mereaksikan magnesium karbonat dengan asam sulfat

Jenis : Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)

Bahan : Stainless steel type 304

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Suhu = 65°C

Tekanan = 1 atm

Waktu Tinggal = 2,7 jam

Spesifikasi Tangki : Volume Reaktor = 48,705 m³

Diameter Shell = 4,127 m

Tinggi Reaktor = 7,939 m

Tebal Shell = 0.25 in

Tebal Head = 0.1875 in

Spesifikasi Pengaduk : Jenis = *Turbin 6 blade disk standart*

Jumlah Impeller = 1 buah

Diameter Pengaduk = 1,376 m

Lebar Pengaduk = 0.344 m

Tinggi Pengaduk = 0.275 m

Kecepatan Pengadukan : 172,161 rpm

Daya Motor Pengaduk: 24,221 Hp

Jaket Pendingin	: Diameter Jacket	= 4,272 m
	Tinggi Jacket	= 2,751 m
	Tebal Jacket	= 0.003 m
	Lebar Jacket	= 0,073 m
Harga	: \$ 419.288	

3.2.16 Pompa Reaktor (P-06)

Fungsi : Mengalirkan output dari reaktor (R-03) menuju

Evaporator

Jenis : Centrifugal pump

Bahan : Stainless steel 304

Jumlah : 2 Unit

Fase : Cair

Rate Volumetrik : 16280,1753 L/jam

Kecepatan Aliran : 1,9999 ft/s

Ukuran Pipa : ID = 3.826 in

OD = 4.5 in

Flow Area = 11.50 in²

Power Pompa : 1,5 HP

Power Motor : 2,0 HP

Harga : \$ 26.190

3.2.17 Evaporator

Fungsi	: Memekatkan larutan dan menguapkan sebagian H ₂ O
Jenis	: <i>Short Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	: Suhu = 102 °C Tekanan = 1 atm
Luas transfer panas	: 161,31 ft ²
Tinggi Evaporator	: 9,9 m
Diameter	: Diameter Luar = 5,79 m Diameter Dalam = 5,74 m
Jumlah Tube	: 109 Buah
Harga	: \$ 241.721

3.2.18 Pompa Evaporator (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan larutan dari Evaporator(EV-01) menuju Crystallizer (CR-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 2 Unit
Fase	: Cair
Rate Volumetrik	: 9916,94 L/jam

Kecepatan Aliran	: 2,12 ft/s
Ukuran Pipa	: ID = 2,9 in
	OD = 3,5 in
	<i>Flow Area</i> = 6,61 in ²
Power Pompa	: 0,25 Hp
Power Motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 21.625

3.2.19 Crystallizer (CR-01)

Fungsi	: Mengkristalkan Magnesium Sulfat dari larutan keluaran Evaporator menjadi MgSO ₄ .7H ₂ O
Jenis	: <i>Swanson Walker</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	: Suhu keluar = 45°C
	Tekanan = 1 atm
Luas Transfer Panas	: 139,8 ft ²
Panjang	: 12.2 m
Diameter	: 0,6 m
Power	: 3 Hp
Harga	: \$ 36.042

3.2.20 Pompa *Recycle* (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan <i>mother liquor</i> dari <i>crystallizer</i> (CR-01) menuju <i>Mixer</i> (M-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 2 Unit
Fase	: Cair
Rate Volumetrik	: 3153 L/jam
Kecepatan Aliran	: 1,51 ft/s
Ukuran Pipa	: ID = 1,94 in OD = 2,38 in <i>Flow Area</i> = 2,95 in ²
Power Pompa	: 0,25 Hp
Power Motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 16.820

3.2.21 Screw Conveyor (SC-01)

Fungsi	: Mengangkut bahan dari <i>crystallizer</i> menuju <i>Centrifuge</i>
Jenis	: <i>Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Rate Bahan	: 9694,41 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu = 45 °C

	Tekanan	= 1 atm
Kondisi Fisik	: Panjang	= 10 m
	Diameter	= 0,23 m
	Kecepatan	= 70 rpm
	Daya Motor	= 2 Hp
Harga	: \$ 9.371	

3.2.22 Centrifuge (CF-01)

Fungsi	: Memisahkan padatan hasil pengkristalan di <i>crystallizer</i> dari cairan yang masih terikut
Jumlah	: 1 Unit
Jenis	: <i>Solid Bowl</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Operasi	: Suhu keluar = 45 °C
	Tekanan = 1 atm
Kecepatan Putar	: 300 rpm
Diameter	: 0,61 m
Power Bowl	: 125 Hp
Harga	: \$ 157.623

3.2.23 Screw Conveyor (SC-02)

Fungsi	: Mengangkut bahan dari <i>Centrifuge</i> menuju <i>Rotary Dryer</i>
--------	--

Jenis : *Screw Conveyor*

Bahan : *Carbon Steel*

Rate Bahan : 8964,2 kg/jam

Kondisi Operasi : Suhu = 45 °C
Tekanan = 1 atm

Kondisi Fisik : Panjang = 10 m
Diameter = 0,23 m
Kecepatan = 70 rpm
Daya Motor = 2 Hp

Harga : \$ 9.371

3.2.24 Blower Rotary Dryer

Fungsi : Menghembuskan udara ke *rotary dryer*

Jenis : *Centrifugal Blower*

Jumlah : 1 Unit

Bahan : Carbon Steel

Rate Bahan : 350,96 kg/jam

Kondisi Operasi : Suhu = 30 °C
Tekanan = 1 atm

Diameter Blower : 4 in

Power Blower : 2 Hp

Harga : \$ 35.441

3.2.25 Heater Udara

Fungsi	: Memanaskan umpan udara panas ke rotary dryer
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 Unit
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Rate Bahan	: 350,96 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu Masuk = 30 °C Suhu Keluar = 110 °C
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	: ID <i>Inner Pipe</i> = 0,82 in OD = 1,05 in Flow Area = 0,53 in ² Pressure Drop = 0,2 Psi
Spesifikasi <i>Annulus</i>	: ID <i>Outer Pipe</i> = 1,38 in OD = 1,66 in Flow Area = 1,5 in ² Pressure Drop = 0,03 Psi
Panjang Hairpin	: 3,66 m
Harga	: \$ 1.201

3.2.26 Bag Filter (BF-01)

Fungsi	: Menyaring kotoran pada udara yang diumpankan dari blower
Jumlah	: 1 Unit

Kapasitas	: 350,96 kg/jam
Diameter	: 0,03 m
Panjang	: 0,07 m
Harga	: \$ 1.201

3.2.27 Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi	: Mengeringkan $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
Jenis	: <i>Single Shell Direct Heat Rotary Dryer</i>
Jumlah	: 1 Unit
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Rate umpan	: 8964,1732 kg/jam
Rate Udara	: 350,96 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu Masuk = 45 °C Suhu Keluar = 83,2 °C
Diameter Shell	: 0,45 m
Panjang Shell	: 2,01 m
Volume Dryer	: 0,33 m ³
Tebal Shell	: 0,19 in
Putaran	: 16,8 rpm
Waktu tinggal	: 7,5 menit
Power	: 36 Hp
Harga	: \$ 115.574

3.2.28 Cylone

Fungsi	: Memisahkan uap air dengan $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ yang terbawa udara dari Rotary Dryer
Jenis	: Cylone Separator
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 Unit
Kapasitas	: 476,74 kg/jam
Diameter	: 9,61 in
Tebal Head	: 0,19 in
Tebal Shell	: 0,19 in
Tinggi	: 4,80 in
Harga	: \$ 6.608

3.2.29 Cooling Conveyor (CC-01)

Fungsi	: Mengangkut dan menurunkan suhu $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dari <i>Rotary Dryer</i>
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Rate Bahan	: 8838,39 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu Masuk = 83,20 °C Suhu Keluar = 30 °C Tekanan = 1 atm
Dimensi	: Panjang = 18 meter

Diameter Shaft = 2 in

Kecepatan Putaran = 80 rpm

Diameter bagian umpan = 9 in

Power motor = 1,3 Hp

Panjang Jacket pendingin = 18 ft

Tebal Jacket Pendingin = 0,5 in

Harga : \$ 10.332

3.2.30 *Bucket Elevator* (BE-02)

Fungsi : Mengangkut $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ menuju silo

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Bahan : *Low-Alloy Steels SA-301 Grade B*

Jumlah : 1 Unit

Rate Masuk : 8838,39 kg/jam

Kondisi Operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Kondisi Fisik : Ukuran *Bucket* = (6 x 6 x 4^{1/2}) in

Kecepatan = 219,12 fpm

Power Motor = 3 Hp

Harga : \$ 21.745

3.2.31 Silo

Fungsi : Menampung $MgSO_4 \cdot 7H_2O$

Jenis	: Silinder Tegak <i>Conical Bottom Head</i>
Bahan	: <i>Carbon stell SA-283 grade c</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kapasitas	: 9722,23 kg/jam
Waktu tinggal	: 10 Hari
Kondisi Operasi	: Suhu = 30°C
	: Tekanan = 1 atm
Dimensi Silo	: Diameter = 10,21 m
	: Tinggi = 19,75 m
	: Tinggi <i>Head</i> = 4,43 m
	: Tebal <i>sheel</i> = 0,47 in
	: Tebal <i>Head</i> = 0,5 in
	: Diameter keluaran silo = 1,3 m
Harga	: \$24.028

3.2.32 Pompa Alir Bahan Baku H₂SO₄ (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ SO ₄ ke Tangki Penyimpanan
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 2 Unit
Fase	: Cair
Rate Volumetrik	: 59731,33 L/jam
Kecepatan Aliran	: 3,23 ft/s

Ukuran Pipa	: ID	= 5,76 in
	OD	= 6,62 in
	<i>Flow Area</i>	= 26,10 in ²
Power Pompa	: 7,5 Hp	
Power Motor	: 10 Hp	
Harga	: \$ 41,809	

3.2.33 *Ball Mill (BM-01)*

Fungsi	: Menghaluskan ukuran kristal MgSO ₄ .7H ₂ O menjadi serbuk
Jenis	: <i>Marcy Ball Mill</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kecepatan Putar	: 22,5 rpm
Diameter	: 2,13 m
Panjang	: 1,52 m
Power	: 135 Hp
Harga	: \$ 120.140

3.2.34 *Screener (SC-01)*

Fungsi	: Menyeragamkan ukuran kristal MgSO ₄ .7H ₂ O
Jenis	: <i>Vibrating Screen</i>
Jumlah	: 1 Unit
Kecepatan Vibrasi	: 3600 / menit

Diameter	: 1,2 m
Panjang	: 3,048 m
Power	: 4 Hp
Harga	: \$ 26.311

3.3 Perencanaan Produksi

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

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

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

c. Mesin (peralatan)

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

BAB IV

PERANCANGAN PRODUK

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang penting pada suatu perancangan karena akan berpengaruh secara langsung terhadap kelangsungan hidup pabrik. Banyak faktor yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik. Faktor ini dapat dibagi menjadi faktor primer dan faktor sekunder. Faktor primer terdiri dari sumber bahan baku, utilitas seperti persediaan air dan sumber tenaga listrik, daerah pemasaran dan transportasi. Faktor sekunder terdiri dari perizinan, komunitas masyarakat, keadaan tanah dan lain-lain. Berdasarkan faktor-faktor tersebut supaya biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin, dapat memberikan keuntungan, serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan, maka ditentukan pendirian pabrik akan berlokasi di Kawasan Industri Purwakarta, Jawa Barat dengan pertimbangan sebagai berikut :



Gambar 4.1 Peta Purwakata, Jawa Barat

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik sangat penting dalam perencanaan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama adalah pabrik tidak hanya dibangun dengan production cost dan operating cost yang minimum, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang dipertimbangkan.

Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

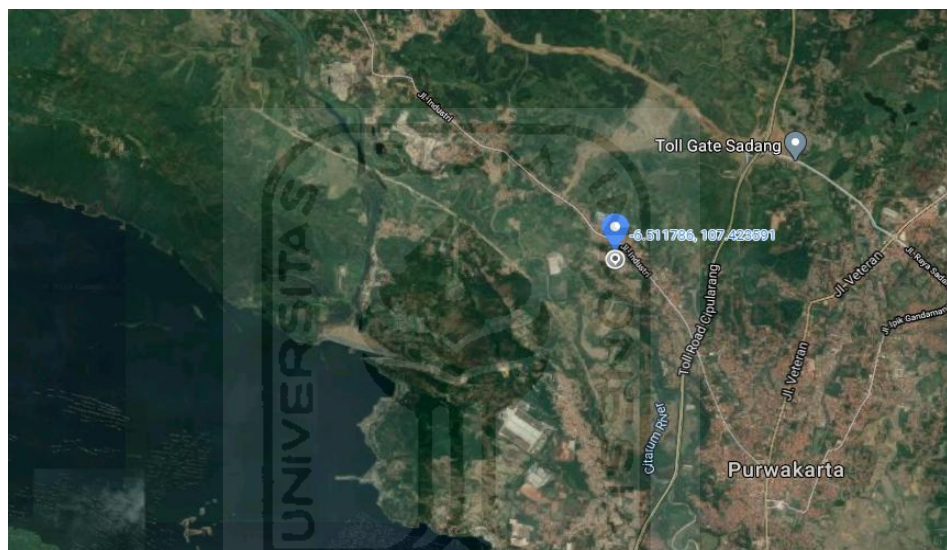
1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang cukup dan memadai
3. Transportasi dan distribusi yang lancar
4. Pemasaran yang cukup potensial

5. Penyediaan sumber daya manusia (tenaga kerja)

6. Keadaan geografis dan iklim

Dengan memperhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang tepat dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik Magnesium Sulfat direncanakan dibangun di daerah Purwakarta, Jawa Barat (Gambar 4.1).

Dan lokasi pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik

Daerah Purwakarta dipilih sebagai lokasi untuk mendirikan pabrik Magnesium Sulfat, hal ini dipertimbangkan karena beberapa hal berikut :

1. Sumber Bahan Baku

Lokasi pabrik cukup dekat dengan produsen bahan baku seperti Asam Sulfat yang telah banyak diproduksi di Indonesia, salah satunya yang diproduksi oleh PT. Indo Bharat Rayon di Purwakarta. Sedangkan Magnesium Karbonat sampai sekarang masih di impor dari Negara lain (seperti USA, China, dan negara lain).

2. Utilitas

Untuk menjalankan proses produksi, tenaga listrik, bahan bakar, dan air merupakan faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik dapat di suplai dari PLN dan generator. Pembangkit listrik utama untuk pabrik menggunakan generator *diesel* yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Sedangkan sumber air diperoleh dari Sungai Citarum dengan debit sungai citarum sebesar 78,74 m³/s, dan pada saat kemarau sebesar 2,7 m³/s (Jurnal Ilmu Pertanian Indonesia, 2013) maka sungai Citarum dapat dijadikan sebagai sumber air pabrik pada musim kemarau maupun hujan karena debit airnya yang cukup untuk memenuhi kebutuhan pabrik.

3. Fasilitas Transportasi dan Distribusi

Jalur transportasi baik darat maupun laut yang berperan dalam pendistribusian bahan baku maupun produk haruslah lancar dan memadai. Karena itu diperlukan fasilitas yang memadai seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan berat (kontainer)
- Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai.

Purwakarta merupakan kota yang strategis untuk mendirikan pabrik karena terletak antara perlintasan jalur Jakarta – Jawa bagian utara (Pantura) melalui Cikampek dan jalur Jakarta - Jawa bagian selatan melalui Bandung atau Sumedang. Untuk transportasi darat tersedia jalan tol Cipularang dekat dengan lokasi pendirian pabrik dan jalan raya yang menghubungkan ke daerah-daerah lain sehingga berpotensi untuk menunjang jalannya proses produksi dan pemasaran. Sedangkan untuk Magnesium Karbonat masih di impor, karena itu adanya

pelabuhan laut menjadi hal yang sangat penting. Transportasi laut terdekat dapat dilakukan melalui pelabuhan Tanjung Priok, Jakarta.

4. Pemasaran

Lokasi pabrik dekat dengan daerah pemasaran produk. Konsumen terbesar Magnesium Sulfat heptahidrat adalah industri farmasi dan tekstil yang sebagian besar berlokasi di Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur. Sedangkan untuk konsumen Magnesium Sulfat heptahidrat lainnya pada umumnya berlokasi di pulau Jawa sehingga dalam pemasarannya mudah.

5. Penyediaan Sumber Daya Manusia (Tenaga Kerja)

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja, dari tahun ke tahun kualitas tenaga kerja akan semakin meningkat. Tenaga kerja yang berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga terampil yang siap pakai, baik dari daerah Purwakarta dan sekitarnya akan mudah untuk didapatkan.

6. Keadaan Geografis dan Iklim

Lokasi pabrik memiliki iklim cukup baik, seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan suhu berkisar 20-35 °C.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Area

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Perluasan pabrik adalah salah satu hal untuk mengembangkan potensi pabrik yang didirikan, pentingnya hal ini agar tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

2. Perizinan

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang pengembangan industri, daerah Purwakarta telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Penempatan pabrik di kawasan industri sesuai Keputusan Presiden No. 41 Tahun 1996 tentang kawasan industri. Di dalamnya disebutkan pembangunan di kawasan industri merupakan syarat untuk melakukan pembangunan dan kegiatan produksi (pasal 15 ayat 2).

3. Prasarana dan Fasilitas

Fasilitas yang menunjang harus didirikan di daerah pabrik. Fasilitas tersebut meliputi sejumlah hotel, rumah sakit, gelanggang olahraga, pemadam kebakaran, petugas keamanan 24 jam, supermarket/pasar, kompleks perumahan, bank, tempat rekreasi masyarakat. Sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan

bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari seluruh bagian pabrik yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan barang, tempat penyediaan sarana utilitas, dan sarana-sarana lain yang dibutuhkan pabrik. Secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya kombinasi yang optimal ini diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

- a. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
- b. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
- c. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
- d. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.

- e. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
- f. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.
- g. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
- h. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar layout pabrik terbagi atas beberapa daerah utama, yaitu :

4.2.1 Daerah Perkantoran, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung

Daerah ini terdiri dari daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik, laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk, fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Daerah Gudang

Merupakan daerah untuk penampungan bahan-bahan yang diperlukan dalam proses oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

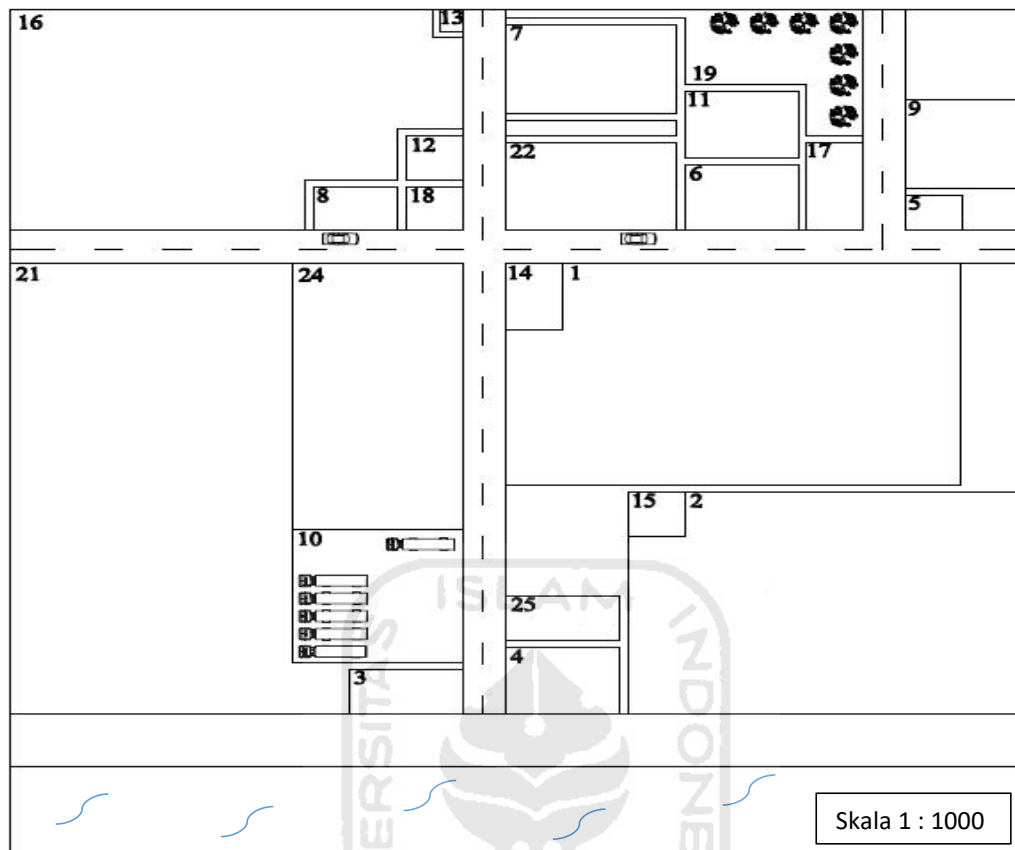
4.2.4 Daerah Utilitas dan *Power Station*

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

Pendirian pabrik Magnesium Sulfat ini direncanakan di bangun pada lahan seluas 2,81 ha. Adapun tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.3 dan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas Tanah	Luas Bangunan
		m ²	m ²
1	Area Proses	4000	4000
2	Area Utilitas	3500	3500
3	Bengkel	200	200
4	Gudang Peralatan	300	300
5	Kantin	80	80
6	Kantor Teknik dan Produksi	300	300
7	Kantor Utama	600	600
8	Laboratorium	150	150
9	Parkir Utama	400	0
10	Parkir Truk	900	0
11	Perpustakaan	300	300
12	Poliklinik	100	100
13	Pos Keamanan	20	20
14	Control Room	150	150
15	Control Utilitas	100	100
16	Area Mess	3500	3500
17	Masjid	200	200
18	Unit Pemadam Kebakaran	100	100
19	Taman	600	0
20	Jalan	5000	0
21	Daerah Perluasan	5000	0
22	Gedung Serba Guna	600	600
23	UPL	200	200
24	Parkir Karyawan	1800	0
	Jumlah	28100	14400



Gambar 4.3 Tata Letak Bangunan Pabrik

Keterangan :

- | | | |
|----------------------------------|----------------------|-------------------------------|
| 1. Area Proses | 9. Parkir Utama | 18. Unit Pemadam
Kebakaran |
| 2. Area Utilitas | 10. Parkir Truk | 19. Taman |
| 3. Bengkel | 11. Perpustakaan | 20. Jalan |
| 4. Gudang Peralatan | 12. Poliklinik | 21. Daerah Perluasan |
| 5. Kantin | 13. Pos Keamanan | 22. Gedung Serba
Guna |
| 6. Kantor Teknik dan
Produksi | 14. Control Room | 23. UPL |
| 7. Kantor Utama | 15. Control Utilitas | 24. Parkir Karyawan |
| 8. Laboratorium | 16. Area Mess | |
| | 17. Masjid | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi

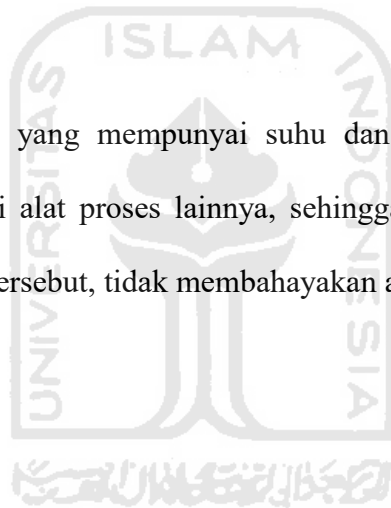
gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

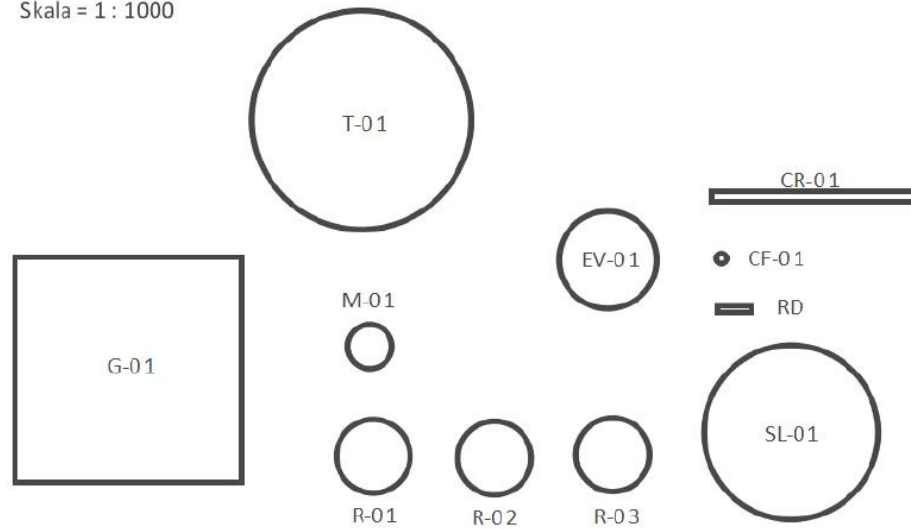
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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



Skala = 1 : 1000



Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

- T-01 : Tangki H_2SO_4
- G-01 : Gudang $MgCO_3$
- M-01 : Mixer
- R-01 : Reaktor 1
- R-02 : Reaktor 2
- R-03 : Reaktor 3
- EV-01 : Evaporator
- CR-01 : *Cristallizer*
- CF-01 : *Centrifuge*
- RD : Rotary Dryer
- SL-01 : Silo

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Produk Utama	Produk Samping
H ₂ SO ₄	5154,48	18,90	926,47
H ₂ O	12027,12	22,79	9033,74
MgCO ₃	3681,77		73,64
SiO ₂	37,19		37,19
CO ₂			1889,97
MgSO ₄		2,06	101,07
MgSO ₄ .7H ₂ O		8794,65	0,09
Sub Total	20900,56	8838,40	12062,16
Total	20900,56	20900,56	

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

a) Mixer (M-01)

Tabel 4. 3 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ SO ₄	5154,48		5154,48
H ₂ O	105,19	11921,92	12027,12
Sub Total	5259,67	11921,92	17181,60
Total	17181,60		17181,60

b) Reaktor (R-01)

Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
H ₂ SO ₄	5154,48			1754,70
H ₂ O	12027,12			12651,57
MgCO ₃		3681,77		767,68
SiO ₂		37,19		37,19
CO ₂			1526,43	
MgSO ₄				4162,99
Sub Total	17181,60	3718,96	1526,43	19374,13
Total	20900,56		20900,56	

c) Reaktor (R-02)

Tabel 4. 5 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂ SO ₄	1754,70		1120,64
H ₂ O	12651,57		12768,03
MgCO ₃	767,68		224,19
SiO ₂	37,19		37,19
CO ₂		284,68	
MgSO ₄	4162,99		4939,40
Sub Total	19374,13	284,68	19089,44
Total	19374,13	19374,13	

d) Reaktor (R-03)

Tabel 4. 6 Neraca Massa Reaktor 3

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
H ₂ SO ₄	1120,64		944,99
H ₂ O	12768,03		12800,29
MgCO ₃	224,19		73,64

Komponen	Arus 8	Arus 9	Arus 10
SiO ₂	37,19		37,19
CO ₂		78,86	
MgSO ₄	4939,40		5154,47
Sub Total	19089,44	78,86	19010,58
Total	19089,44	19089,44	

e) Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 7 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₂ SO ₄	944,99		944,99
H ₂ O	12800,29	6400,13	6400,16
MgCO ₃	73,64		73,64
SiO ₂	37,19		37,19
CO ₂			
MgSO ₄	5154,47		5154,48
Sub Total	19010,58	6400,13	12610,45
Total	19010,58	19010,58	

f) *Cristallizer* (CR-01)

Tabel 4. 8 Neraca Massa *Cristallizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
H ₂ SO ₄	944,99	755,99	189,00
H ₂ O	6400,16	2125,45	531,36
MgCO ₃	73,64	7,36	66,27
SiO ₂	37,19	3,72	33,47
CO ₂			
MgSO ₄	5154,48	82,47	20,62
MgSO ₄ .7H ₂ O			8794,73
Sub Total	12610,45	2974,99	9635,45
Total	12610,45	12610,45	

g) *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 4. 9 Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
H ₂ SO ₄	189,00	170,10	18,90
H ₂ O	531,36	478,23	53,14
MgCO ₃	66,27	66,27	
SiO ₂	33,47	33,47	
CO ₂			
MgSO ₄	20,62	18,56	2,06
MgSO ₄ .7H ₂ O	8794,73		8794,73
Sub Total	9635,45	766,62	8868,83
Total	9635,45	9635,45	

h) *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 4. 10 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
H ₂ SO ₄	18,90		18,90
H ₂ O	53,14	30,35	22,79
MgCO ₃			
SiO ₂			
CO ₂			
MgSO ₄	2,06		2,06
MgSO ₄ .7H ₂ O	8794,73	87,95	8706,79
Sub Total	8868,83	118,30	8750,54
Total	8868,83	8868,83	

i) Cyclone (CN-01)

Tabel 4. 11 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
	Arus 17	Arus 19	Arus 20	Arus 19	Arus 20	Arus 21
H ₂ SO ₄						
H ₂ O	30,35			30,35		
MgCO ₃						
SiO ₂						
CO ₂						
MgSO ₄						
MgSO ₄ .7H ₂ O	87,95			0,09		87,86
Sub Total	118,30			30,44		87,86
Total	118,30			118,30		

j) Ballmill (BM-01)

Tabel 4. 12 Neraca Massa Ballmill

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
	Arus 18	Arus 20	Arus 22	Arus 21	Arus 23
H ₂ SO ₄	18,90		0,38	19,28	
H ₂ O	22,79		0,46	23,24	
MgCO ₃					
SiO ₂					
CO ₂					
MgSO ₄	2,06		0,04	2,10	
MgSO ₄ .7H ₂ O	8706,79	87,86	175,89	8970,54	
Sub Total	8750,54	87,86	176,77	9015,16	
Total	9015,16			9015,16	

k) *Screener* (SN-01)

Tabel 4. 13 Neraca Massa *Screener*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
H ₂ SO ₄	19,28	0,38	18,90
H ₂ O	23,24	0,46	22,79
MgCO ₃			
SiO ₂			
CO ₂			
MgSO ₄	2,10	0,04	2,06
MgSO ₄ .7H ₂ O	8970,54	175,89	8794,65
Sub Total	9015,16	176,77	8838,40
Total	9015,16	9015,16	

4.4.2 Neraca Panas

a) Mixer (M-01)

Tabel 4. 14 Neraca Panas Mixer

Komponen	Q in (kJ/jam)			Q out (kJ/jam)
	A1	A2	Q kelarutan	A3
H ₂ SO ₄	37981,10		3884405,60	550161,26
H ₂ O	2270,39	257311,14		3631806,97
Sub Total	40251,49	257311,14	3884405,60	4181968,23
Total	4181968,23			4181968,23

b) Cooler (CL-01)

Tabel 4. 15 Neraca Panas Cooler

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
	A3	A4
H ₂ SO ₄	550161,25	300396,07
H ₂ O	3631806,97	2010937,29

Komponen	A3	A4
Q Pendingin		1870634,90
Total	4181968,23	4181968,23

c) Reaktor 1 (R-01)

Tabel 4. 16 Neraca Panas Reaktor 1

Komponen	Qin (kJ/jam)		Q out (kJ/jam)	
	Q4	Q5	Q6 (gas)	Q7
H ₂ SO ₄	300396,07			102261,73
H ₂ O	2010937,27			2115345,24
MgCO ₃		3703,69		6177,97
SiO ₂		134,52		1121,51
CO ₂			54179,51	
MgSO ₄				133888,86
Q reaksi	203330,91			
Q lepas			105527,61	
Sub Total	2514664,24	3838,20	54179,51	2464322,93
Total	2518502,44		2518502,44	

d) Reaktor 2 (R-02)

Tabel 4. 17 Neraca Panas Reaktor 2

Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)	
	Q7	Q8 (gas)	Q9
H ₂ SO ₄	102261,73		65309,21
H ₂ O	2115345,24		2134817,57
MgCO ₃	6177,97		1804,21
SiO ₂	1121,51		1121,51
CO ₂		10104,61	
MgSO ₄	133888,86		158859,45
Q reaksi	37921,69		
Q lepas			24700,44
Sub Total	2396717,01	10104,61	2386612,40
Total	2396717,01	2396717,01	

e) Reaktor 3 (R-03)

Tabel 4. 18 Neraca Panas Reaktor 3

Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)	
	Q9	Q10 (gas)	Q11
H ₂ SO ₄	65309,21		55072,79
H ₂ O	2134817,57		2140211,71
MgCO ₃	1804,21		592,61
SiO ₂	1121,51		1121,51
CO ₂		2799,13	
MgSO ₄	158859,45		165776,69
Q reaksi	10504,90		
Q lepas			6842,41
Sub Total	2372416,86	2799,13	2369617,72
Total	2372416,86	2372416,86	

f) Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 19 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Qin (kJ/jam)		Q out (kJ/jam)	
	Q11	Q supply	Q12 (uap)	Q13
H ₂ SO ₄	55072,79			107911,70
H ₂ O	2140211,71			2064196,76
MgSO ₄	165776,69			319736,43
MgCO ₃	592,61			1142,94
SiO ₂	1121,51			2251,86
H ₂ O (uap)		1061372,17	928907,79	
TOTAL	2362775,32	1061372,17	928907,79	2495239,69
	3424147,49		3424147,49	

g) *Cristllizer* (CR-01)

Tabel 4. 20 Neraca Panas *Cristallizer*

Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)	
	Q13	Q14	Q15
H2SO4	107911,70	21819,28	5454,82
H2O	2064196,76	177965,55	44491,39
MgSO4	319736,43	1326,21	331,55
MgSO4.7H2O			63636,69
MgCO3	1142,94	29,63	266,67
Sio2	2251,86	54,79	493,12
Q lepas		2179369,99	
Total	2495239,69	2495239,69	

h) *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 4. 21 Neraca Panas *Centrifuge*

Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)	
	Q15	Q16	Q17
H2SO4	5454,82	4909,34	545,48
H2O	44491,39	40042,25	4449,14
MgSO4	331,55	298,40	33,16
MgSO4.7H2O	63636,69		63636,69
MgCO3	266,67	266,67	
SiO2	493,12	493,12	
Total	114674,24	46009,77	68664,47
		114674,24	

i) *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 4. 22 Neraca Panas *Rotary Dryer*

Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
	Q	Q
Padatan	18624,59	34397,32
udara	47266,33	31493,61
TOTAL	65890,93	65890,93

j) *Heater Udara* (HE-01)

Tabel 4. 23 Neraca Panas *Heater Udara*

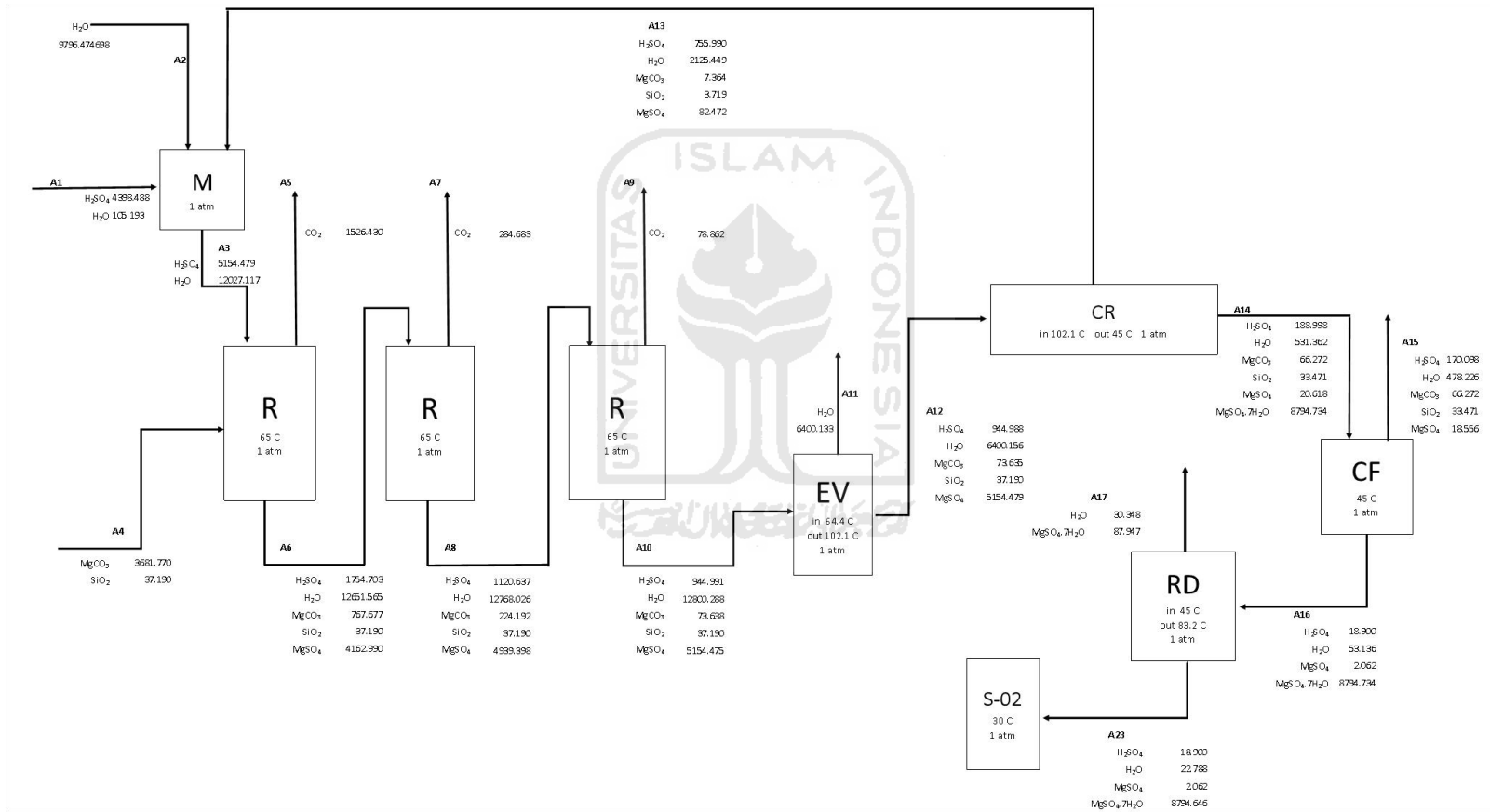
Komponen	Qin (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
	Q	Q
Udara	1447,71	24611,13
<i>Steam</i>	23163,41	
TOTAL	24611,13	24611,13

k) *Cooling Conveyor* (CC-01)

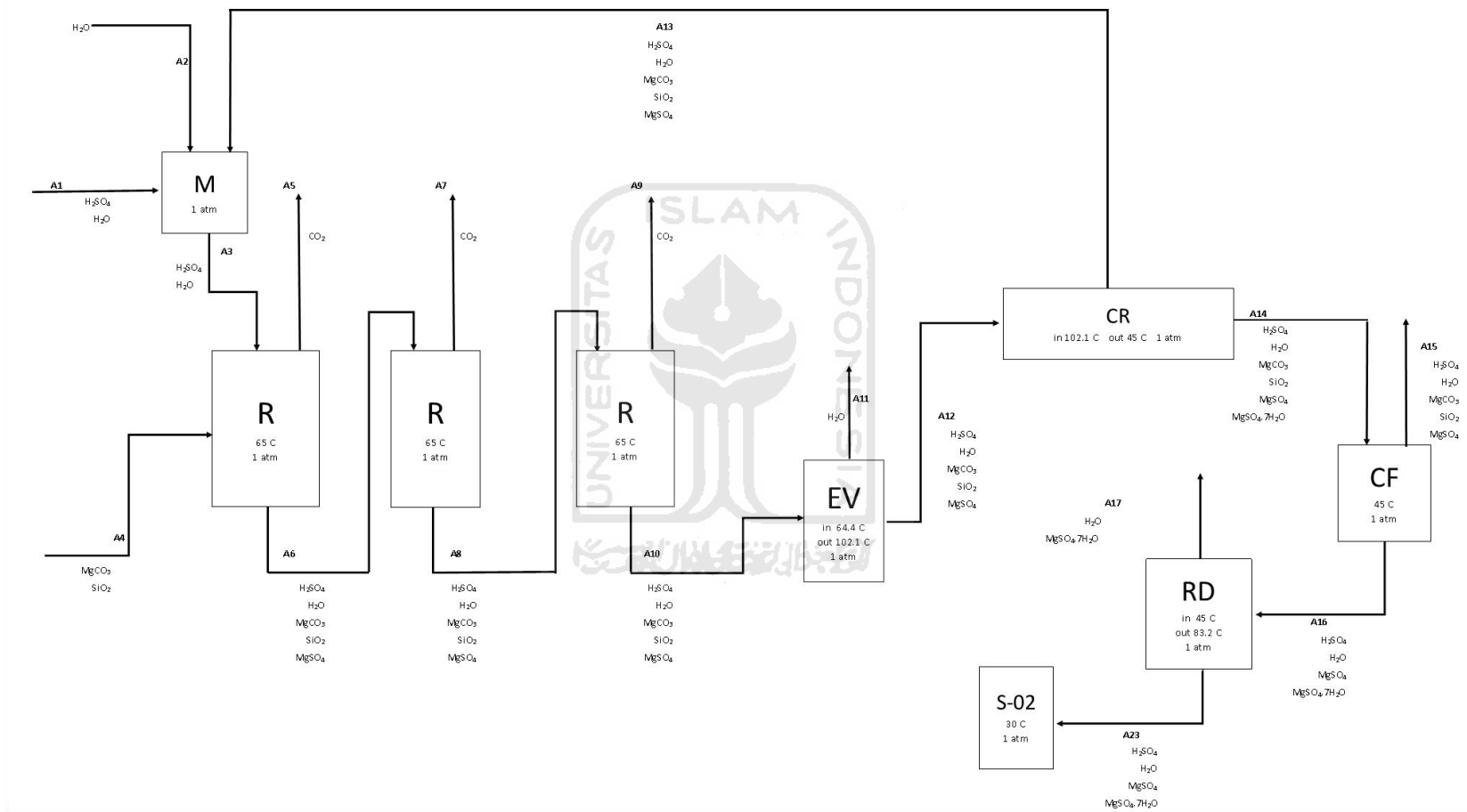
Tabel 4. 24 Neraca Panas *Cooling Conveyor*

Komponen	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	1615,41	135,32
H ₂ O	12919,90	1114,34
MgSO ₄	96,47	8,29
MgSO ₄ .7H ₂ O	185168,12	15909,17
Q Pendingin		182632,79
Total	199799,91	199799,91

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif dan Kuantitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 6 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Utilitas

Agar pabrik bisa beroperasi dengan baik, perlu membutuhkan sarana untuk penunjang proses. Unit pendukung proses bisa dikatakan juga sebagai unit utilitas. Sarana penunjang ini tidak kalah pentingnya dengan bahan baku dan bahan pembantu yang dibutuhkan dalam proses. Umumnya utilitas dalam pabrik meliputi air, kukus (*steam*), dan listrik. Penyediaan utilitas dilakukan secara langsung dimana utilitas diproduksi dalam pabrik tersebut.

Unit utilitas memegang peran penting dalam suatu pabrik. Dengan adanya unit utilitas, setiap unit yang terdapat di pabrik sangat terbantu ketika ingin memulai suatu proses. Dengan mensupply segala kebutuhan penunjang pabrik dapat menjalankan prosesnya dari awal hingga menjadi produk akhir. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik magnesium sulfat antara lain :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrumen Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Magnesium Sulfat ini, sumber

air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- Letak sungai berada dekat dengan pabrik
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

1. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 , O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale Forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Kerak dalam boiler dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

- Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya foaming diantaranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam boiler dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal di atas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan boiler . Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

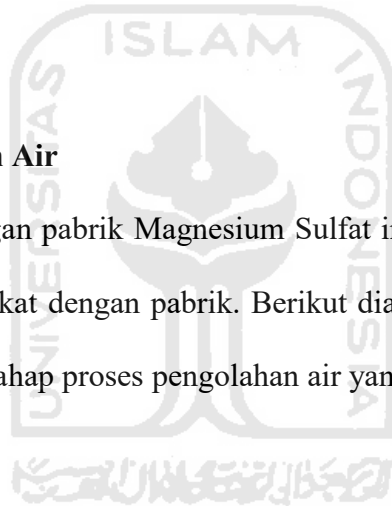
3. Air Sanitasi

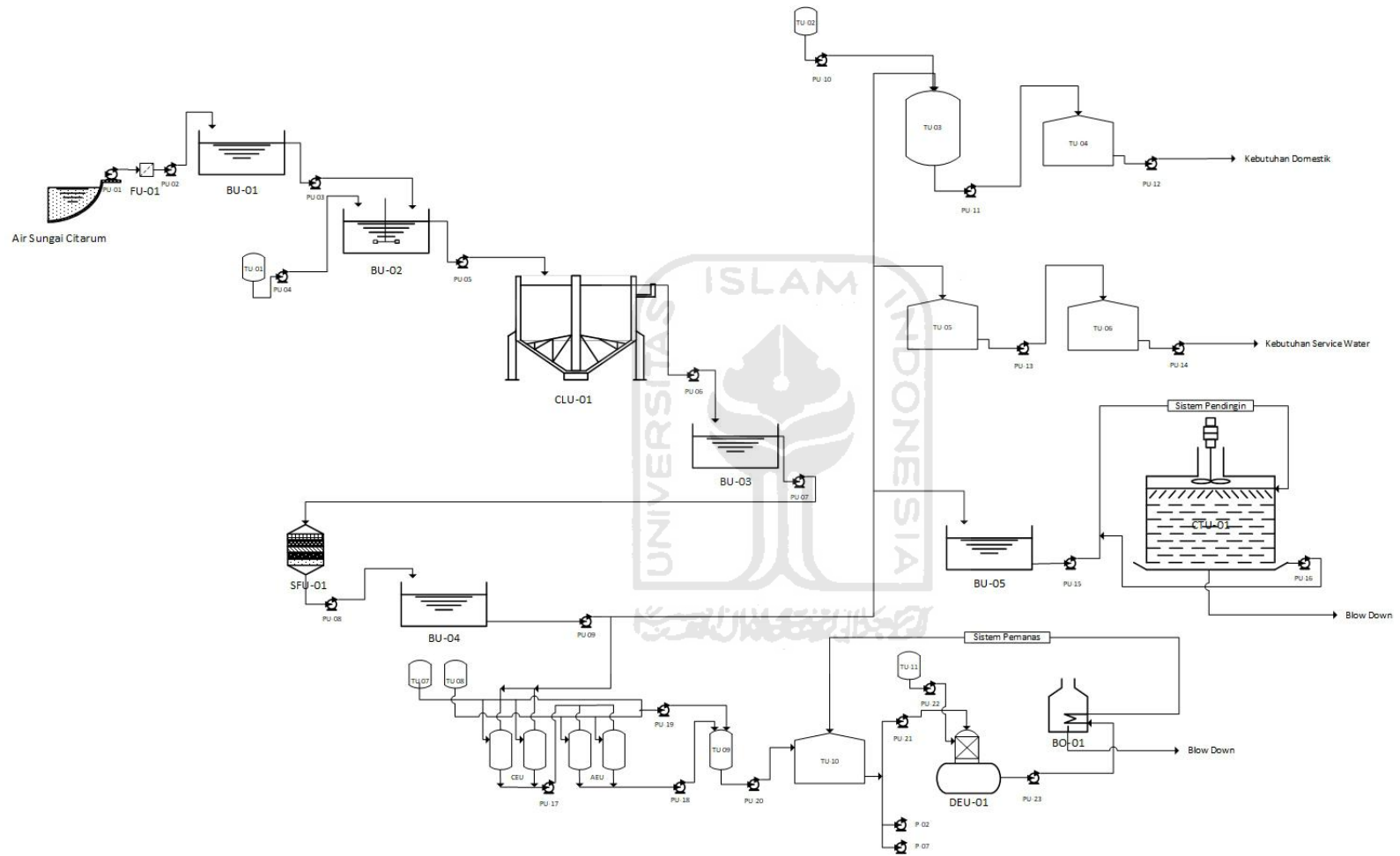
Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Syarat fisika, meliputi:
 - Suhu : Di bawah suhu udara
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak Berasa
 - Bau : Tidak Berbau
- Syarat kimia, meliputi :
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air. Air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik Magnesium Sulfat ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :





Gambar 4. 7 Diagram Pengolahan Air

Keterangan :

- | | | | |
|-----------|---------------------------------|-----------|--|
| 1. PU | : Pompa Utilitas | 13. TU-05 | : Tangki <i>Service Water</i> |
| 2. FU-01 | : <i>Screening</i> | 14. TU-06 | : Tangki Air Bertekanan |
| 3. BU-01 | : Bak Pengendap | 15. BU-05 | : Bak <i>Cooling Water</i> |
| 4. BU-02 | : Bak Penggumpal | 16. CTU | : <i>Cooling Tower</i> |
| 5. CLU | : <i>Clarifier</i> | 17. TU-07 | : Tangki NaOH |
| 6. BU-03 | : Bak Pengendap 2 | 18. TU-08 | : Tangki H ₂ SO ₄ |
| 7. SFU | : <i>Sand Filter</i> | 19. TU-09 | : <i>Mixed Bed</i> |
| 8. BU-04 | : Bak Penampung Air Bersih | 20. TU-10 | : Tangki Air Demin |
| 9. TU-01 | : Tangki Alum | 21. DEU | : Deaerator |
| 10. TU-02 | : Tangki Kaporit | 22. TU-11 | : Tangki Hidrazin (N ₂ H ₄) |
| 11. TU-03 | : Tangki Klorinasi | 23. BO | : <i>Boiler</i> |
| 12. TU-04 | : Tangki Air Kebutuhan Domestik | | |

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

1) Penyaringan Awal / *Screening*

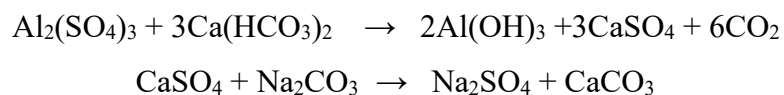
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

2) Bak Pengendap (BU-01)

Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3) Bak Penggumpal / Premix Tank (BU-02)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah :



4) *Clarifier* (CLU)

Raw water diumpankan ke tangki terlebih dahulu dan kemudian diaduk dengan kecepatan tinggi serta ditambahkan bahan–bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan–bahan kimia yang digunakan adalah:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai koagulan.
- b. Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) sebagai koagulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

5) Penyaring Pasir (SFU)

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju alat penyaring pasir untuk memisahkan dengan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari alat penyaring pasir akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung (penyaring reservoir air) yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

6) Bak Penampung Sementara (BU-04)

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan distribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler* dan air pendingin.

7) Tangki Klorinator (TU-02)

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke tangki Klorinator (TU-02). Air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti *amoeba*, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.

8) *Cation Exchanger* (CEU)

Air dari bak penampung (BU-04) berfungsi sebagai *make up boiler* , selanjutnya air diumpankan ke *kation exchanger* (CEU). Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

9) *Anion Exchanger* (AEU)

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* (CEU) kemudian diumpankan *anion exchanger* (AEU). AEU berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻ , Cl⁻ , dan SO₄²⁻ akan terikat dengan resin. Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikn kembali dengan larutan NaOH.

10) Unit Daerator (DEU)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O₂) dan karbon dioksida

(CO₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat O₂ sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

11) Bak Air Pendingin (BU-05)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat dispersant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

4.5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air yang digunakan meliputi air *steam* (*steam water*), air pendingin, air proses, air domestik, dan *service water*.

a. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4. 25 Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Evaporator	EV-01	481,94
Heater	HE-01	10,52
Jumlah		492,46

Steam yang direncanakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 2 \text{ atm}$$

$$T = 120 \text{ }^{\circ}\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1,2 \times 492,46 \text{ kg/jam} \\ &= 590,95 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times 590,95 \text{ kg/jam} \\ &= 88,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang menguap} &= 5\% \times 590,95 \text{ kg/jam} \\ &= 29,54 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Air yang Menguap} \\ &= 88,64 \text{ kg/jam} + 29,54 \text{ kg/jam} \\ &= 118,19 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air Pendingin *Cooling Water*

Tabel 4. 26 Kebutuhan Air Pendingin *Cooling Water*

Nama Alat	Kode alat	Jumlah (kg/Jam)
<i>Cooler</i> 01	CL-01	27944,40
Reaktor 01	R-01	1672,85
Reaktor 02	R-02	391,56
Reaktor 03	R-03	108,47
<i>Cooling Conveyor</i>	CC-01	2113,61
Kristalizer	CR-01	34758,69
		66989,58

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin

menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 1.2 \times 66989,58 \text{ kg/jam} \\ &= 80387,50 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang menguap (We)} &= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \\ &= 0,00085 \times 80387,50 \times (45-30) \\ &= 1024,94 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Drift Loss (Wd)} &= 0,0002 \times W_c \\ &= 0,0002 \times 80387,50 \text{ kg/jam} \\ &= 16,08 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown (Wb)} &= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \quad (\text{dipilih } \text{cycle} \text{ sebanyak 4 kali}) \\ &= \frac{1024,94 - (4 - 1)16,08}{4 - 1} \\ &= 325,57 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga jumlah makeup air adalah} &= W_e + W_d + W_b \\
&= 1024,94 + 16,08 + 325,57 \\
&= 1366,59 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

c. Air Proses

Tabel 4. 27 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer	M-01	11921,92
Total		11921,92

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, perancangan dibuat *over design* sebesar 10%, maka kebutuhan air proses menjadi :

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan air proses} &= 1,1 \times 11921,92 \\
&= 13114,12 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

d. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk tempat tinggal dan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk per orangnya adalah 100-200 liter/hari.

$$\text{Diambil kebutuhan air tiap orang} = 100 \text{ liter/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 172 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air untuk semua karyawan} = 700,54 \text{ kg/jam}$$

- Kebutuhan Air Area Mess

$$\text{Jumlah mess} = 20 \text{ rumah}$$

$$\text{Penghuni mess} = 60 \text{ orang}$$

Perkiraan kebutuhan air tiap orang	= 8.4 kg/jam
Kebutuhan air untuk mess	= 10000 kg/jam
Total kebutuhan air domestik	= 700,54 + 10000
	= 10701,55 kg/jam

Total kebutuhan air dapat dilihat pada tabel 4.27 berikut

Tabel 4. 28 Total Kebutuhan Air

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
<i>Domestik Water</i>	10700,55
<i>Service Water</i>	500,00
<i>Cooling Water</i>	80387,50
<i>Steam Water</i>	590,95
Air proses	13114,12
Total	105293,10

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 634,79 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*.

Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 120°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 2 atm, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 882,4 kW
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros

engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%. Kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat sebagai berikut :

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 4. 29 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	8,00	5965,60
<i>Bucket Elevator 01</i>	BE-01	2,00	1491,40
<i>Mixer</i>	M-01	8,47	6317,32
Reaktor 01	R-01	5043	37605,64
Reaktor 02	R-02	28,34	21133,58
Reaktor 03	R-03	24,22	18061,50
Crystallizer	CR-01	3,00	2237,10
Centrifuge	CF-01	125,00	93212,50
Rotary Dryer	RD-01	36,32	27085,73
Blower RD	BL-01	2,00	1491,40
Cooling Conveyor RD	CC-01	1,27	947,04
Conveyor CR	SC-01	2,00	1491,40
Conveyor CF	SC-02	2,00	1491,40
Bucket Elevator Epsom	BE-02	3,00	2237,10
BallMill	BM-01	135,00	100669,50
Screener	SN-01	4,00	2982,80
Pompa-01	P-01	0,75	559,28
Pompa -02	P-02	0,75	559,28
Pompa-03	P-03	1,50	1118,55
Pompa-04	P-04	2,00	1491,40
Pompa-05	P-05	2,00	1491,40
Pompa-06	P-08	2,00	1491,40
Pompa-07	P-09	0,25	186,43
Pompa-08	P-10	0,25	186,43

Alat	Kode Alat	Hp	Watt
Pompa-09	P-11	10,00	7457,00
Total		454,556	338962,15

Power yang dibutuhkan = 338962.15 Watt

= 338,96 kW

b. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 4. 30 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-02	2,00	1491,40
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	10,00	7457,00
Kompresor Udara	CP-01	6,00	4474,20
Pompa-01	PU-01	5,00	3728,50
Pompa-02	PU-02	5,00	3728,50
Pompa-03	PU-03	5,00	3728,50
Pompa-04	PU-04	0,25	186,43
Pompa-05	PU-05	5,00	3728,50
Pompa-06	PU-06	5,00	3728,50
Pompa-07	PU-07	2,00	1491,40
Pompa-08	PU-08	3,00	2237,10
Pompa-09	PU-09	3,00	2237,10
Pompa-10	PU-10	0,25	186,43
Pompa-11	PU-11	1,00	745,70
Pompa-12	PU-12	1,00	745,70
Pompa-13	PU-13	0,05	37,29
Pompa-14	PU-14	0,05	37,29
Pompa-15	PU-15	3,00	2237,10
Pompa-16	PU-16	3,00	2237,10
Pompa-17	PU-17	1,50	1118,55
Pompa-18	PU-18	1,50	1118,55
Pompa-19	PU-19	7,50	5592,75
Pompa-20	PU-20	1,50	1118,55
Pompa-21	PU-21	0,05	37,29
Pompa-22	PU-22	0,05	37,29
Pompa-23	PU-23	0,05	37,29
Tangki Pelarutan H ₂ SO ₄	TU-07	0,05	37,29
Tangki Pelarutan NaOH	TU-08	0,05	37,29
Boiler	BO-01	17,95	13386,15
Total		89,80	66964,70

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= 66964.70 \text{ Watt} \\ &= 66,96 \text{ kW} \end{aligned}$$

- c. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC
 - Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sebesar 20 kW
 - Listrik yang digunakan sebagai penerangan diperkirakan sebesar 150 kW.
- d. Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan Laboratorium
 - Diperkirakan listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100 kW
- e. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi
 - Diperkirakan listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik magnesium sulfat :

Tabel 4. 31 Rincian Kebutuhan Listrik

Keperluan	Kebutuhan (Kw)
Proses	338.96
Utilitas	66.96
Listrik Ac	20
Listrik Penerangan	150
Laboratorium dan Bengkel	100
Instrumentasi	30
	705.93

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 705,93 kW. Kebutuhan listrik untuk pabrik Magnesium Sulfat ini dapat dipenuhi oleh PLN dan generator sebagai cadangannya. Dengan mengambil faktor daya 80% maka kebutuhan listrik yang di penuhi oleh generator sebesar 882,41 kW.

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 56,074 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator dan boiler adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Dibutuhkan bahan bakar sebanyak 98,33 kg/jam. Sedangkan untuk boiler sebesar 10,26 kg/jam. Bahan bakar tersebut dipesan dari PT Pertamina.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Magnesium Sulfat ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Bentuk PT ini adalah asosiasi

pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa faktor yang mendukung antara lain :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan, penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
7. Mudah bergerak di pasar global.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan undang- undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.

3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang - undang pemburuhan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan segala aktivitas suatu proses pabrik secara efisien dan efektif, di suatu perusahaan diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

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

1. Pembagian tugas kerja yang jelas
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pendelegasian wewenang
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

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

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

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

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen

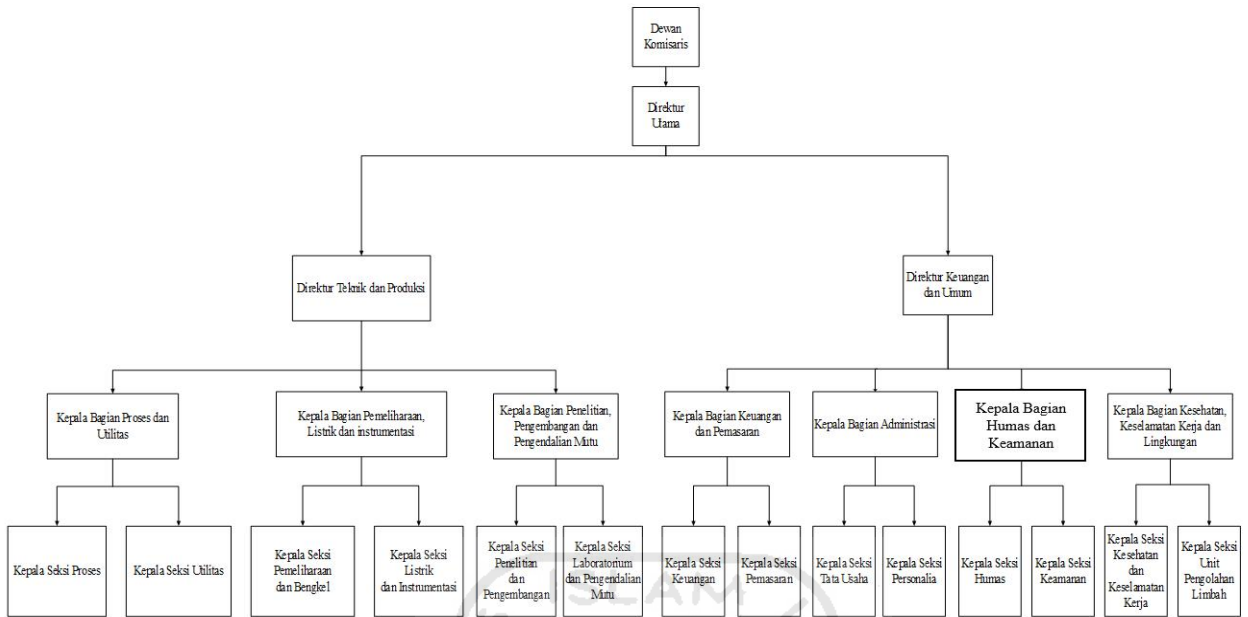
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik, Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan serta penelitian dan pengembangan. Direktur Keuangan dan Umum membawahi bidang keuangan, pemasaran, administrasi, humas dan keamanan .

Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Magnesium Sulfat dari magnesium karbonat dan asam sulfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun.



Gambar 4. 8 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang Saham

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

- a. Mengangkat dan memberhentikan direktur
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

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

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur.
- c. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

4.6.3.3 Direktur Utama

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

kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.6.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas
Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.
2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
3. Kepala Bagian Penelitian Pengembangan dan Pengendalian Mutu
Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Kepala Bagian Administrasi
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan

2. Kepala Seksi Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.
5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan
6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah
7. Kepala Seksi Keuangan
Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
8. Kepala Seksi Pemasaran
Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
9. Kepala Seksi Tata Usaha
Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
10. Kepala Seksi Personalia
Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
11. Kepala Seksi Humas
Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6.4 Status Karyawan

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

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

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

4.6.5 Ketenagakerjaan

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. Karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

3. Kerja Lembur

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

4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1 setiap bulan. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4. 32 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji / Orang /Bulan	Gaji total / tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
2	Direktur	2	Rp 30.000.000	Rp 720.000.000
3	Kepala Bagian	8	Rp 15.000.000	Rp 1.440.000.000
4	Kepala Seksi	14	Rp 12.000.000	Rp 2.016.000.000
5	Sekretaris	6	Rp 7.000.000	Rp 504.000.000
6	Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 192.000.000
7	Perawat	4	Rp 6.000.000	Rp 288.000.000
8	Karyawan	74	Rp 7.000.000	Rp 6.216.000.000
9	Operator	39	Rp 7.000.000	Rp 3.276.000.000
10	Satpam	6	Rp 4.000.000	Rp 288.000.000
11	Supir	5	Rp 4.000.000	Rp 240.000.000
12	Cleaning Service	7	Rp 3.500.000	Rp 294.000.000
13	Bengkel	4	Rp 5.000.000	Rp 240.000.000
Jumlah		172		Rp 16.194.000.000

5. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Magnesium Sulfat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau shut down. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus.

Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

- a. Pegawai non shift yang bekerja selama 8 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala

departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift :

Senin- Kamis : 08.00 - 17.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07:30 – 17:00 (istirahat 11:30 – 13:00)

Sabtu dan Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- b. Pegawai shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 shift dan 4 Regu. Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat regu. Setiap regu mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift:

Tabel 4. 33 Jadwal Kerja Shift

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan :

P = *Shift Pagi*

S = Shift Siang

M = *Shift Malam*

L = Libur

4.6.6 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poloklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan

g. Tempat Ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas dan meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

- Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

- Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja

- Cuti Hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

4.6.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

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

Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4. 34 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/S-1
Operator	D-3/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTP/SLTA
Satpam	SLTA
Bengkel	SLTA / D-3

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

a. *Return On Investment (ROI)*

Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Shut Down Point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

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

1. Penentuan modal industri (*Capital Investment*)
 - Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. *Total production cost*
 - a. Penentuan biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
 - Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - b. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
3. Pendapatan Modal

Sebelum memperkirakan BEP, ada beberapa hal yang harus diperkirakan terlebih dahulu, yaitu :

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

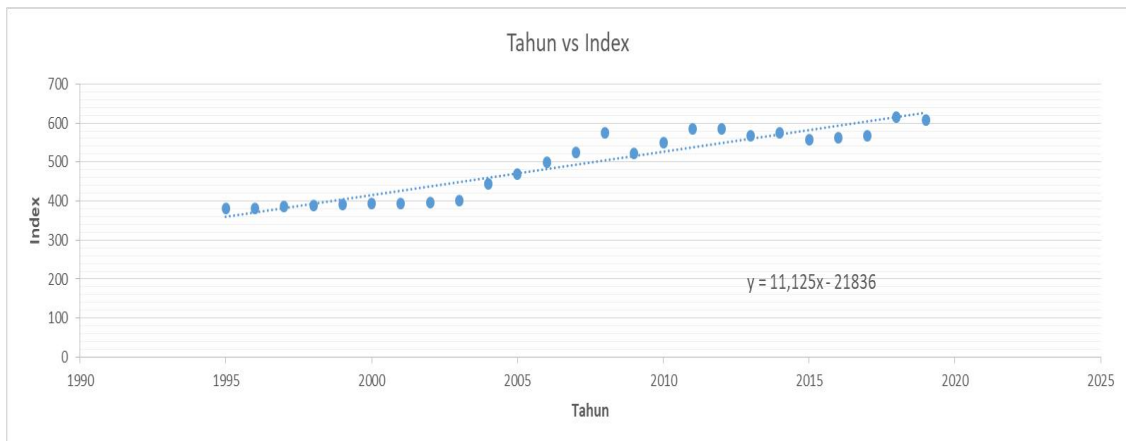
4.7.1 Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit. Sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Tabel 4. 35 Harga Indeks

Tahun	CE Index
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	614,6
2019	607,5

Sumber : *Peters and Timmerhaus, 2003* dan www.chemengonline.com



Gambar 4. 9 Tahun vs Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 11,125 x - 21836$. Pabrik Magnesium Sulfat akan dibangun pada tahun 2025 dengan kapasitas sebesar 70.000 ton/tahun, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 692,125 untuk tahun 2025 .

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries dan Newton, 1955)

$$E_x = E_y \times (N_x/N_y)$$

Dimana :

E_x : Harga Alat pada tahun x

E_y : Harga Alat pada tahun y

N_x : Indeks harga pada tahun x

N_y : Indeks harga pada tahun y

Berdasarkan dari persamaan diatas, maka dapat diperoleh hasil perhitungan harga alat sebagai berikut :

Tabel 4. 36 Harga Alat Proses

Nama Alat	Jumlah	Harga 2025 (\$)	Harga 2025 (Rp)
Tangki (H ₂ SO ₄)	1	314.646	4.546.634.121
Gudang MgCO ₃	1	18.021	260.402.871
<i>Belt Conveyor</i>	1	10.332	149.297.646
<i>Bucket Elevator 1</i>	1	14.897	215.266.373
<i>Hooper</i>	1	12.855	185.754.048
<i>Mixer</i>	1	794.484	11.480.294.555
<i>Cooler</i>	1	52.861	763.848.420
Reaktor	3	1.257.863	18.176.120.368
<i>Evaporator</i>	1	241.721	3.492.870.504
<i>Cristalizer</i>	1	36.042	520.805.741
<i>Screw Conveyor 1</i>	1	9.371	135.409.493
<i>Centrifuge</i>	1	157.623	2.277.657.108
<i>Screw Conveyor 2</i>	1	9.371	135.409.493
<i>Rotary Drier</i>	1	115.574	1.670.050.410
<i>Heater Udara</i>	1	1.201	17.360.191
<i>Bag Filter</i>	1	1.201	17.360.191
<i>Blower</i>	1	35.441	512.125.646
<i>Cylone</i>	1	6.608	95.481.053
<i>Cooling Conveyor</i>	1	10.332	149.297.646
<i>Bucket Elevator 2</i>	1	21.745	314.219.464
Silo MgSO ₄	1	24.028	347.203.827
Pompa 2	2	15.138	218.738.411
Pompa 3	2	27.392	395.812.363
Pompa 1	2	16.820	243.042.679
Pompa 4	2	26.190	378.452.172
Pompa 5	2	26.190	378.452.172
Pompa 6	2	26.190	378.452.172
Pompa 7	2	21.625	312.483.445
Pompa 8	2	16.820	243.042.679
Pompa 9	2	41.809	604.134.660
Ball Mill	1	120.140	1.736.019.137
Screeener	1	26.311	380.188.191
Total		3.510.843	50.731.687.249

Tabel 4. 37 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Harga 2025 (\$)	Harga 2025 (Rp)
Screening	1	28.954	418.380.612
Reservoir	1	1.802	26.040.287
Premix Tank	1	1.802	26.040.287
Clarifier	1	12.014	173.601.914
Bak Pengendap I	1	1.802	26.040.287
Bak Pengendap II	1	1.802	26.040.287
Sand Filter	1	8.290	119.785.320
Bak Air Penampung Sementara	1	1.802	26.040.287
Tangki air proses	1	34.120	493.029.435
Bak Air Pendingin	1	11.654	168.393.856
Cooling Tower	1	60.070	868.009.569
Blower Cooling Tower	1	55.384	800.304.822
Anion Exchanger	2	12.014	173.601.914
Kation Exchanger	2	12.014	173.601.914
Mixed Bed Exchanger	1	19.222	277.763.062
Deaerator	1	6.007	86.800.957
Boiler	1	27.993	404.492.459
Tangki Alum	1	11.293	163.185.799
Tangki Kaporit	1	3.244	46.872.517
Tangki Klorinasi	1	15.258	220.474.430
Tangki Air Bersih	1	180.210	2.604.028.706
Tanki NaOH	1	4.806	69.440.765
Tangki H ₂ SO ₄	1	8.410	121.521.340
Tangki Air Demin	1	28.954	418.380.612
Tangki Hydrazine (N ₂ H ₄)	1	31.116	449.628.957
Tangki Air Bertekanan	1	31.477	454.837.014
Tangki Service Water	1	31.477	454.837.014
Pompa 1	2	28.593	413.172.555
Pompa 2	2	28.593	413.172.555
Pompa 3	2	28.593	413.172.555
Pompa 4	2	6.247	90.272.995
Pompa 5	2	28.593	413.172.555
Pompa 6	2	28.593	413.172.555
Pompa 7	2	28.593	413.172.555
Pompa 8	2	28.593	413.172.555
Pompa 9	2	28.593	413.172.555

Nama Alat	Jumlah	Harga 2025 (\$)	Harga 2025 (Rp)
Pompa 10	2	3.604	52.080.574
Pompa 11	2	15.138	218.738.411
Pompa 12	2	15.138	218.738.411
Pompa 13	2	3.604	52.080.574
Pompa 14	2	3.604	52.080.574
Pompa 15	2	24.509	354.147.904
Pompa 16	2	24.509	354.147.904
Pompa 17	2	15.138	218.738.411
Pompa 18	2	15.138	218.738.411
Pompa 19	2	7.689	111.105.225
Pompa 20	2	15.138	218.738.411
Pompa 21	2	7.689	111.105.225
Pompa 22	2	7.689	111.105.225
Pompa 23	2	7.689	111.105.225
Tangki Bahan Bakar	1	6.007	86.800.957
Generator	1	144.168	2.083.222.965
Kompresor	1	6.608	95.481.053
Total		1.201.037	17.354.983.316

4.7.2 Dasar Perhitungan

- Kapasitas produksi = 70.000 ton/tahun
- Pabrik beroperasi = 330 hari
- Umur pabrik = 10 tahun
- Pabrik didirikan pada tahun = 2025
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.700,-
- Upah pekerja asing = \$ 14 /man hour
- Upah pekerja Indonesia = Rp 25.000/man hour

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik. Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau equity dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

- Investasi Cepat Kembali
- Aman, baik secara hukum, teknologi dan lain sebagainya
- Menghasilkan ketungan yang besar

Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik.

Tabel 4. 38 *Physichal Plant Cost* (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	69.264.640.644	4.711.880
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	17.316.160.161	1.177.970
3	Instalasi cost	13.843.100.493	941.708
4	Pemipaan	17.463.069.858	1.187.964
5	Instrumentasi	17.790.511.884	1.210.239
6	Insulasi	3.050.437.660	207.513
7	Listrik	6.926.464.064	471.188
8	Bangunan	43.200.000.000	2.938.776
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	126.450.000.000	8.602.041
	Total	Rp315.304.384.764	\$21.449.278

Tabel 4. 39 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	63.060.876.953	4.289.856
2	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	378.365.261.717	25.739.133

Tabel 4. 40 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	378.365.261.717	25.739.133
2	<i>Cotractor's fee</i>	15.134.610.469	1.029.565
3	<i>Contingency</i>	37.836.526.172	2.573.913
	<i>Total Fixed Capital Investment</i>	431.336.398.357	29.342.612

b. *Working Capital Investment*

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

Tabel 4. 41 *Working Capital Investment (WCI)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	34.088.493.146	2.318.945
2	<i>Inproses Onventory</i>	24.209.890.785	1.646.931
3	<i>Product Inventory</i>	48.419.781.570	3.293.863
4	<i>Extended Credit</i>	70.626.818.182	4.804.545
5	<i>Available Cash</i>	48.419.781.570	3.293.863
	<i>Total WCI</i>	225.764.765.252	15.358.147

4.7.3.2 **Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)**

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries dan Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 4. 42 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

NO	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	374.973.424.610	25.508.396
2	<i>Labor</i>	16.194.000.000	1.101.633
3	<i>Supervision</i>	2.429.100.000	165.245
4	<i>Maintenance</i>	8.626.727.967	586.852
5	<i>Plant Supplies</i>	1.294.009.195	88.028
6	<i>Royalty and Patents</i>	7.768.950.000	528.500
7	<i>Utilities</i>	13.457.703.707	915.490
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	424.743.915.479	28.894.144

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran–pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 43 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.238.800.000	220.327
2	<i>Laboratory</i>	1.619.400.000	110.163
3	<i>Plant Overhead</i>	8.097.000.000	550.816
4	<i>Packaging and Shipping</i>	38.844.750.000	2.642.500
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	51.799.950.000	3.523.806

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4. 44 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	43.133.639.836	2.934.261
2	<i>Propertu taxes</i>	8.626.727.967	586.852
3	<i>Insurance</i>	4.313.363.984	293.426
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	56.073.731.786	3.814.540

Tabel 4. 45 Total Manufacturing Cost (TMC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	424.743.915.479	28.894.144
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	51.799.950.000	3.523.806
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	56.073.731.786	3.814.540
	<i>Total Manufacturing Cost (TMC)</i>	532.617.597.266	36.232.490

4.7.3.3 *General Expense*

Genaral Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

Tabel 4. 46 *Genaral Expense (GE)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	15.978.527.918	1.086.975
2	<i>Sales Expense</i>	47.402.966.157	3.224.692
3	<i>Research</i>	21.304.703.891	1.449.300
4	<i>Finance</i>	13.142.023.272	894.015
	<i>General Expenses(GE)</i>	97.828.221.237	6.654.981

Tabel 4. 47 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	532.617.597.266	36.232.490
2	<i>General Expenses(GE)</i>	97.828.221.237	6.654.981
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	630.445.818.503	42.887.471

4.7.3.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: Rp 776.895.000.000
Total Biaya Produksi	: Rp 630.445.818.503
Keuntungan	: Total penjualan - Total biaya produksi
Keuntungan	: Rp 146.449.181.497

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	: 25 % x Rp 146.449.181.497
Pajak	: Rp 36.612.295.374
Keuntungan	: Rp 109.836.886.123

4.7.3.5 Analisis Kelayakan

Pabrik Magnesium Sulfat Heptahidrat dari Magnesium Karbonat dan Asam Sulfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena tekanan operasinya (< 10 atm), suhu operasi (< 1000 K), serta bahan baku dan produknya umumnya mudah ditangani.

1. *Return on Investment* (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Capital Investment}} \times 100\%$$

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{FCI} + \text{WCI}} \times 100\%$$

- a. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%. (Aries & Newton, 1955).

$$\text{ROI b} = 22,29 \% \text{ (Memenuhi Kelayakan)}$$

- b. ROI setelah pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = 16,72 \% \text{ (Memenuhi Kelayakan)}$$

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$\text{POT} = \frac{\text{Total Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI} + \text{WCI}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

- a. POT sebelum pajak (POT b)

$$\text{POT b} = 4,49 \text{ tahun}$$

- b. POT setelah pajak (POT a)

$$\text{POT a} = 5,98 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan

berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %.

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

$$\text{BEP} = 40,06\%$$

Tabel 4. 48 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	43.133.639.836	2.934.261
2	Proerty Taxes	8.626.727.967	586.852
3	Insurance	4.313.363.984	293.426
	Total Nilai Fa	56.073.731.786	3.814.540

Tabel 4. 49 *Annual Variable Cost (Va)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	374.973.424.610	25.508.396
2	Packaging and Shipping	38.844.750.000	2.642.500
3	Utilities	13.457.703.707	915.490
4	Royalty & Patent	7.768.950.000	528.500
	Total Nilai Va	435.044.828.317	29.594.886

Tabel 4.50 *Annual Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Labor Cost	16.194.000.000	1.101.633
2	Payroll Overhead	3.238.800.000	220.327
3	Supervision	2.429.100.000	165.245
4	Plant Overhead	8.097.000.000	550.816
5	Laboratorium	1.619.400.000	110.163
6	General Expense	97.828.221.237	6.654.981
7	Maintenance	8.626.727.967	586.852
8	Plant Supplies	1.294.009.195	88.028
	Total Nilai Ra	139.327.258.400	9.478.045

Tabel 4. 51 *Annual Sales Cost (Sa)*

No	Type Of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Sales Cost	Rp776.895.000.000	\$52.850.000
	Total	Rp776.895.000.000	\$52.850.000

Dari hasil perhitungan dari data di atas di dapatkan BEP sebesar 40,06%. BEP yang ideal untuk pabrik kimia pada adalah 40%–60%, sehingga pabrik sudah memenuhi kelayakan.

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

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

$$SDP = 17,11\%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik .

Biasanya seorang *investor* ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka

setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^{-n} + WC + SV$$

Dimana :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 431.336.398.357

Working Capital Investment (WCI) : Rp 225.764.765.252

Salvage value (SV) = Depresiasi : Rp 43.133.639.836

Cash Flow (CF) : Rp 166.112.549.231

Nilai *Discounted cash flow* (I) dihitung secara trial & error dimana nilai R harus sama dengan S. Dengan *trial & error* diperoleh :

Nilai I : 0,2522

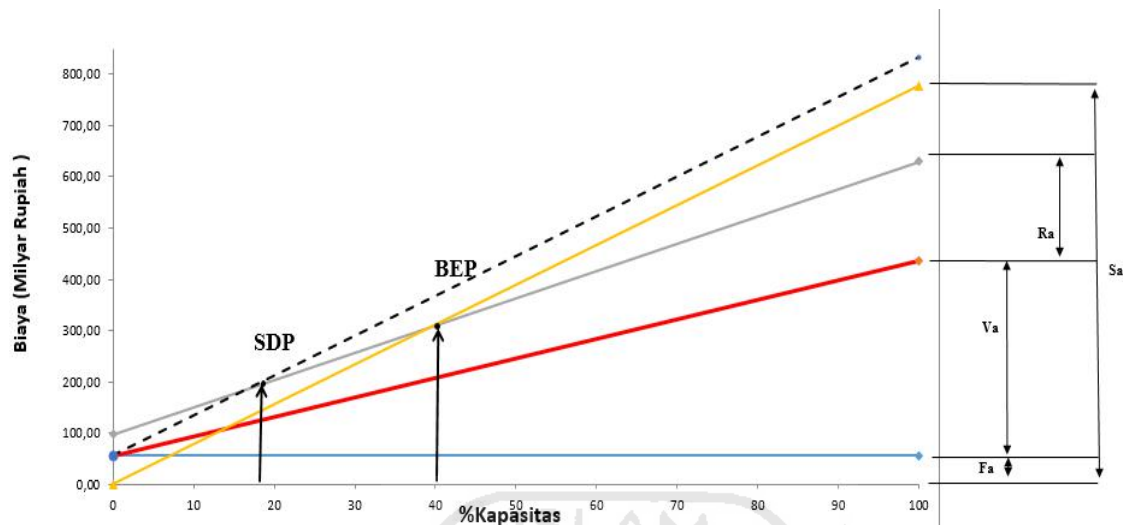
DCFR : 25,22%

Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga pinjaman bank

Minimum nilai DCFR : 1.5 x 4 % = 6 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat minimum DCFR

Suhu bunga pinjaman Oktober tahun 2020 adalah 4 % (Bank Indonesia, 2020)



Gambar 4. 10 Kolerasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya atau Penjualan

Gambar di atas menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 40,06 % dan 17,11 %. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti Ra, Va, Fa, dan Sa dimana diketahui berdasarkan perhitungan.

BEP ditentukan secara grafis dengan mencari perpotongan antara garis Sa dengan *total cost*, sedangkan untuk menentukan SDP, dibuat garis sejajar Sa dan dimulai dari titik Fa, perpotongan garis tersebut dengan garis *total cost* merupakan titik SDP.

Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan dikatakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah

titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar.



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan Magnesium Sulfat dari Magnesium Karbonat dan Asam Sulfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik Magnesium Sulfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang berbahan baku magnesium sulfat .
2. Pabrik Magnesium Sulfat berbentuk Perseroan Terbatas (PT) akan didirikan di kawasan industri Purwakarta, Jawa Barat dengan luas tanah keseluruhan 2,81 ha dan luas bangunan 1,44 ha. Jumlah karyawan 172 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka Pabrik Magnesium Sulfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah.
4. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 146.449.181.497 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 109.836.886.123 (dengan asumsi pajak 25%).

5. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 22,29% dan setelah pajak adalah 16,72%. ROI setelah pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11%. (Aries & Newton, 1955).
6. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 4,49 tahun dan setelah pajak adalah 5,98 tahun.
7. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 40,06 % dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 17,11 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40% - 60% dan $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955).
8. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 25,22 %. Suku bunga simpanan bank rata-rata pada saat ini sebesar 6 % .
9. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Magnesium Sulfat layak dikaji untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik lain, sehingga diperlukan kontrak pembelian bahan baku dalam range waktu tertentu.

3. Produk Magnesium Sulfat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*.
New York: McGraw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik,. Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku. www.bps.go.id
[diakses : Juni 2020].
- Brown, G. G. 1973. *Unit Operations*. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle
Company Inc.
- Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley
Eastern Limited
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. *Chemical Equipment Design*, Vol.6.
New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Geankoplis, C. J. 1978. *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd ed.
Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc.
- Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Book Co.
Ltd.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1979. *Encyclopedia of Chemical Engineering
Technology*. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons
Inc.
- Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> Diakses pada
september 2020 pukul 10.00 WIB.
- Mc Cabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. *Unit Operation of Chemical
Engineering*, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha , Ltd.

- Mc. Ketta, J. J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant*. Singapore: McGraw - Hill International Edition.
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, Timmerhaus. 1991. *Plant Design and economics for chemical engineers*
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Ulrich, G. D. 1984. *A guide to chemical engineering process design and economics*
- UNdata A world information <https://data.un.org/>
[diakses : Juni 2020].
- Walas, S. M. 1988. *Chemical Process Equipment*. New York : Butterworth Publishers, Reed Publishing Inc,
- Yaws, Carl. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York : McGraw-Hill.

The logo of Universitas Islam Indonesia is a shield-shaped emblem. At the top, the word "ISLAM" is written in a sans-serif font. The shield is flanked by the words "UNIVERSITAS" on the left and "INDONESIA" on the right, both written vertically. The central part of the shield features a stylized, symmetrical floral or leaf-like design. Below the shield, there is a line of Arabic calligraphy.

LAMPIRAN-LAMPIRAN

LAMPIRAN A



LAMPIRAN A

LAMPIRAN PERHITUNGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara MgCO_3 dan H_2SO_4 menjadi MgSO_4

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk/RATB
(*Continous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi Operasi : Suhu : 65°C
Tekanan : 1 atm
Waktu Tinggal : 2,7 Jam

Alasan Pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya operasi lebih rendah.

Tujuan Perancangan :

1. Menghitung neraca massa
2. Menghitung neraca panas
3. Perancangan reactor

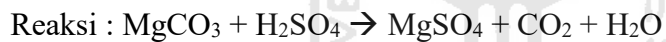
Data Bahan Baku :

1. MgCO_3 kemurnian 99 %
2. H_2SO_4 98 %

Spesifikasi Produk yang di inginkan MgSO_4 99,5 %

Komponen	BM (kg/kmol)
H_2SO_4	98
H_2O	18
MgCO_3	84
SiO_2	60
CO_2	44
MgSO_4	120
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	246

A. Kinetika Reaksi



Reaksi dianggap berorde 2

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$(-r_a)$ = Laju Reaksi MgSO_4 , $\text{kmol/m}^3 \text{ jam}$

k = konstanta laju reaksi, $\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$

C_a = konsentrasi MgCO_3 , kmol/m^3

C_b = konsentrasi H_2SO_4 , kmol/m^3

Berdasarkan referensi, di dapatkan

1. Konversi Sebesar = 0,98
2. Reaksi berlangsung dalam reactor alir tanki berpengaduk
(RATB)
3. Waktu reaksi yang dibutuhkan = 2,7 jam

4. Suhu operasi 65 °C = 338,15 K

$$\text{Density} = A \left[B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right]$$

Komponen	A	B	n	Tc
MgCO ₃				
SiO ₂	0,33537	0,1	0,28571	4076,87
CO ₂				
MgSO ₄	0,72724	0,30000	0,28571	2697,31
MgSO ₄ .7H ₂ O				
H ₂ SO ₄	0,4217	0,1936	0,2857	925,0000
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28571	647,1300

Komponen	density (ρ), kg/L	density (ρ), kg/m ³
MgCO ₃	2,95	2958
SiO ₂	3,17	3170,29
CO ₂	1,98	19800
MgSO ₄	2,66	2660
H ₂ SO ₄	1,78	1783,53
H ₂ O	0,99	990,18

Komponen	BM (kg/kmol)	rho (kg/m ³)	Umpan			Wi (%massa)	Wi*rho (rho camp) kg/m ³
			Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)		
MgCO ₃	84	2958	43,830	3681,770		0,176	521,071
SiO ₂	60	3170,300	0,619	37,189		0,002	5,641
H ₂ SO ₄	98	1783,539	52,596	5154,478		0,246	439,855
H ₂ O	18	990,180	668,173	12027,116		0,575	569,793
				20900,555	13,604	1	1536,361

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv)

$$F_v = \frac{\text{massa campuran } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\text{densitas campuran } \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)} = \frac{20900,5552 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{1536,361 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)} = 13,6039 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung konsentrasi umpan

$$\text{Konsentrasi MgCO}_3 \text{ (Cao)} = \frac{43,8306 \text{ kmol/jam}}{13,6039 \text{ m}^3/\text{jam}} = 3,2219 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi H}_2\text{SO}_4 \text{ (Cbo)} = \frac{52,5967 \text{ kmol/jam}}{13,6039 \text{ m}^3/\text{jam}} = 3,866 \text{ kmol/m}^3$$

Rasio mol umpan masuk (M) = 1 : 1,2

Menghitung konstanta reaksi

Konstanta reaksi arrhenius di ambil dari hasil pendekatan pada jurnal reaksi magnesite dengan nitric acid, karena data kinetika reaksi magnesite dengan asam sulfat tidak ditemukan, dari jurnal (*Leaching kinetics of magnesite in citric acid*) didapatkan $(-E_a) = 61350 \text{ J/mol}$ & $(A) = 6,4 \times 10^6 / \text{menit}$

Diketahui : $R = 8,314 \text{ Joule/mol.K}$; $T = 338,15 \text{ kelvin}$ (65°C)

$$k = A \exp (-E_a)/(RT)$$

$$k = 6,4 \times 10^6 \exp (- 61350 / (8,314 * 338,15))$$

$$k = 0,0213 \text{ liter/mol.menit}$$

$$k = 1279,8051 \text{ liter/kmol.jam}$$

$$k = 1,2798 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

B. Optimasi Reaktor

$$R_{in} - R_{out} - R_{reactan} = R_{acc}$$

$$FV.CA_o - FV CA - (-rA).V = 0$$

$$Fv (CA_0 - CA) = (-r_A).V$$

$$\frac{Fv (CA_0 - (CA_0 - CA_0 x))}{k CA CB}$$

$$V = \frac{Fv CA_0 x}{k (CA_0 (1-X)).(CB_0 - CA_0 X)} \times \frac{CA_0}{CA_0}$$

$$M = C_{b0}/C_{a0}$$

$$V = \frac{Fv CA_0 X}{k CA_0 (1-X).CA_0 (M-X)}$$

$$V = \frac{Fv X}{k CA_0 (1-X).(M-X)}$$

Dapat di simpulkan bahwa persamaan volume untuk RATB adalah

$$V = \frac{Fv X}{k CA_0 (1-X).(M-X)}$$

Untuk lebih dari 1 reaktor ; dengan n adalah jumlah reaktor

$$V = \frac{Fv (X_n - X_{n-1})}{k CA_0 (1 - X_n).(M - X_n)}$$

Untuk mencari konversi reaktor ke n :

$$(X_n - X_{n-1}) = \frac{V. k CA_0 (1 - X_n).(M - X_n)}{Fv}$$

$$(X_n - 1) = X_n - \frac{V. k CA_0 (1 - X_n).(M - X_n)}{Fv}$$

Dengan data : $X_{A1} = 0,98$

$$: k = 1,2798 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$: Fv = 13,6039 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperoleh optimasi :

1. Jumlah Reaktor : 1

$$(X_n - 1) = X_n - \frac{V \cdot k C_{Ao} (1 - X_n) \cdot (M - X_n)}{F_v}$$

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_A = 0,98$$

$$V = 734,8 \text{ m}^3$$

2. Jumlah Reaktor : 2

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = 0,88$$

$$X_{A2} = 0,98$$

$$V_1 = V_2 = 75,2453 \text{ m}^3$$

3. Jumlah Reaktor : 3

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = 0,791$$

$$X_{A2} = 0,939$$

$$X_{A3} = 0,98$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = 30,659 \text{ m}^3$$

4. Jumlah Reaktor : 4

$$X_{Ao} = 0$$

$$X_{A1} = 0,567$$

$$X_{A2} = 0,866$$

$$X_{A3} = 0,950$$

$$X_{A4} = 0,98$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 22,236 \text{ m}^3$$

5. Jumlah Reaktor 5 :



$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,526$$

$$X_{A2} = 0,821$$

$$X_{A3} = 0,919$$

$$X_{A4} = 0,96$$

$$X_{A5} = 0,98$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 14,422 \text{ m}^3$$

n	V1 (m3)	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)	V4 (gallon)	V5 (gallon)
1	734,820	194118,967				
2	75,245	19877,724	19877,724			
3	30,659	8099,252	8099,252	8099,252		
4	22,236	5874,201	5874,201	5874,201	5874,201	
5	14,422	3809,807	3809,807	3809,807	3809,807	3809,807

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0,00	0,980				
2	0,00	0,880	0,980			
3	0,00	0,791	0,939	0,980		
4	0,00	0,568	0,867	0,950	0,980	
5	0,00	0,526	0,821	0,920	0,961	0,980

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Harga reaktor didapat dari

<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>. Dipilih stainless steel sebagai

bahan pembuat reaktor.

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga (Rp)	Harga total (\$)	Harga total (Rp)
1	194118,97	1.470.600	20.588.400.000	1.470.600	20.588.400.000
2	19877,72	439.500	6.153.000.000	879.000	12.306.000.000
3	8099,25	273.100	3.823.400.000	819.300	11.470.200.000
4	5874,20	230.300	3.224.200.000	921.200	12.896.800.000
5	3809,81	183.100	2.563.400.000	915.500	12.817.000.000

Dilihat dari segi ekonomi, jumlah reaktor berpengaruh pada harga reaktor

Dari hasil optimasi, didapatkan harga paling ekonomis dengan menggunakan 3 buah reaktor.

MENGHITUNG NERACA MASSA TIAP REAKTOR

Reaktor 1 : Konversi = 0,791

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H ₂ SO ₄	5154,478	1754,703
H ₂ O	12027,116	12651,565
MgCO ₃	3681,770	767,677
SiO ₂	37,189	37,189
CO ₂	0	1526,429
MgSO ₄	0	4162,990
TOTAL	20900,5552	20900,555

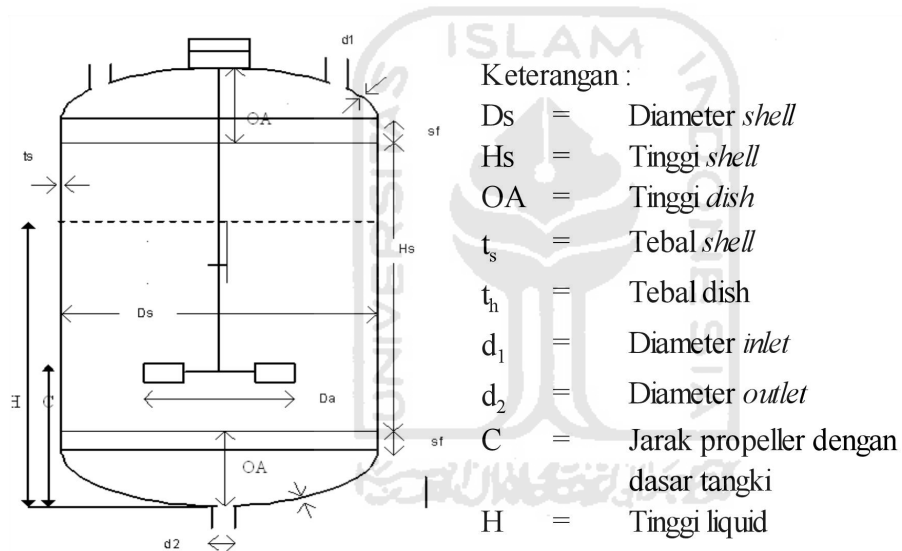
Reaktor 2 : Konversi = 0,939

Komponen	Input (kg/jam)	output (kg/jam)
H ₂ SO ₄	1754,703	1120,636
H ₂ O	12651,565	12768,026
MgCO ₃	767,677	224,191
SiO ₂	37,189	37,189
CO ₂	0	284,682
MgSO ₄	4162,990	4939,397
TOTAL	19374,125	19374,125

Reaktor 3 : Konversi = 0,98

Komponen	Input (kg/jam)	output (kg/jam)
H ₂ SO ₄	1120,636	944,9908416
H ₂ O	12768,026	12800,287
MgCO ₃	224,191	73,638
SiO ₂	37,189	37,189
CO ₂		78,861
MgSO ₄	4939,397	5154,474
TOTAL	19089,442	19089,442

MENGHITUNG DIMENSI REAKTOR :



Untuk torispherical dished head :

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor(1 : 1,5)

$$V \text{ over design} = 36,791 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$V_{\text{over design}} = D^3 \cdot \frac{1,5}{4} \pi$$

$$D_s = \sqrt[3]{\frac{4 \times 36,7908}{3,14 \times 1,5}}$$

$$D_s = 4,127 \quad (1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}) \quad (1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft})$$

$$D_s = 162,488 \text{ in}$$

$$D_s = 13,541 \text{ ft}$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$H = 6,1908 \text{ m}$$

$$H = 243,73 \text{ in}$$

$$H = 20,31 \text{ ft}$$

Bentuk reaktor dipilih *vertical vessel* dengan *torispherical dished head*

(Brownell & Young hal 88)

dasar pemilihan digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam 1 atm .

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D_s^3$$

Dimana :

D_s : diameter shell, in

V_{dish} : volume dish, ft³

(Pers. 5.11, Brownell, hal 88)

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 \times (162,488)^3$$

$$= 210,2116 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{sf}} = \frac{3,14}{4} \times (162,488 \text{ in})^2 \times \frac{2 \text{ in}}{144}$$

$$V_{\text{sf}} = 287,86 \text{ in}^3 = 0,17 \text{ ft}^3$$

V_{head}

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$V_{\text{head}} = 2 * (210,2116 + 0,17) \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{head}} = 420,76 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{head}} = 11,91 \text{ m}^3 \quad (1 \text{ ft}^3 = 0,02832 \text{ m}^3)$$

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 36,79 \text{ m}^3 + 11,91 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 48,71 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Bottom}} = 0.5 V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{bottom}} = 0,5 * 11,91 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{bottom}} = 5,957 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Cairan}} = V_{\text{Shell}} - V_{\text{Bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = 36,79 \text{ m}^3 - 5,957 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 30,834 \text{ m}^3$$

$$h_{\text{Cairan}} = \frac{4 V}{\pi D^2}$$

$$H_{\text{cairan}} = (4 * 30,834) / (3,14 * (4,127)^2)$$

$$H_{\text{cairan}} = 2,751 \text{ m}$$

Dari hasil perhitungan, didapatkan spesifikasi RATB sebagai berikut :

Diameter shell : 4,127 m

Tinggi shell : 6,191 m
 Volume shell : 36,791 m³
 Volume head : 11,914 m³
 Volume reaktor : 48,705 m³
 Volume bottom : 5,957 m³
 Volume cairan : 30,834 m³
 Tinggi cairan dalam shell : 2,751 m

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Digunakan persamaan dari Pers. 13.1, Brownell & Young, 1959 hal. 254

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

Reaktor terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head). Head atas dan head bawah berbentuk torispherical. Bahan untuk reaktor adalah Stainless Steel SA-240 grade D type 430 .

Menghitung tekanan :

$$P_{\text{Hidrostatic}} = \frac{\rho gh}{gc}$$

Actual Air to Liquid Pressure Ratio = 1 : 144

Dik :

Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psi

$g/gc = 1$

ρ campuran = 1536,36 kg/m³

$$P \text{ hidrostatik} = 30,74 \text{ kg/m}^3 = 0,0437 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ hidrostatik} + P \text{ Operasi}$$

$$P \text{ total} = 0,0437 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi} = 14,74 \text{ psi}$$

Tekanan over design 10 % sehingga tekanan desain menjadi = 16,218 psi

Spesifikasi :

$$\text{Max. Allowable Stress (f)} = 17500 \text{ psia (Coulson hal 812)}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,80 \text{ (tabel 13.2 brownell 1959:254)}$$

$$\text{Faktor koreksi (C)} = 0,125 \text{ (tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)}$$

$$\text{Jari-jari shell (ri)} = 81,244 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan desain (P)} = 16,216 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$t_s = 0,22 \text{ in}$$

Dari tabel Brownell hal 350 tentang tebal shell, dipilih:

$$T_s \text{ standart} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

Menghitung Ukuran Head

Menghitung tebal head :

$$t_h = \frac{P r_c \cdot W}{2 f E - 0,2 P} + C$$

Dimana:

t_h = tebal head , m

W= faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

f = allowable stress = 17500 psi

E= joint efisiensi = 0,8

C= corrosion allowance, = 0,125 in

$$P = P_{\text{Design}} - P_{\text{Lingkungan}}$$

P = 16,216 psi – 14,7 psi =

P = 1,516 psi

$$OD = ID_{\text{shell}} + 2ts$$

OD = 162,49 in+ (2 x 0,25) in

OD = 162,99 in

Dari table 5.7 brownell :

OD standart	168 in
icr	10,125 in
r	144 in



$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

W = 1,693 in

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

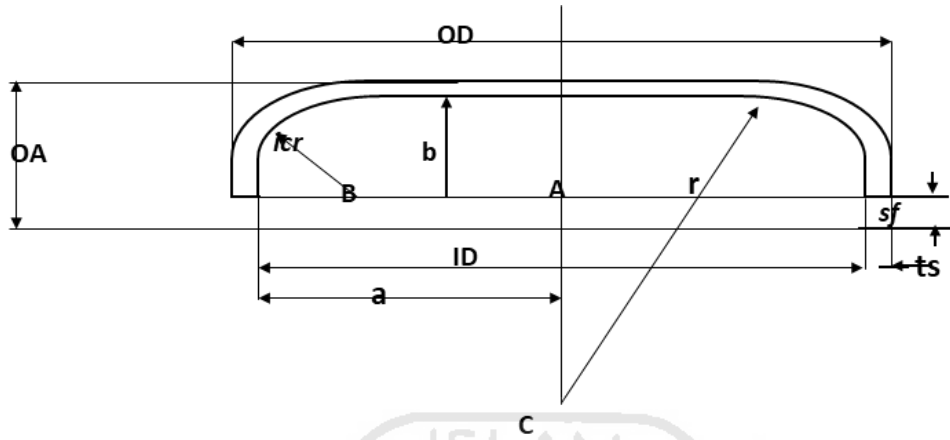
(Pers 7.77 Brownell & Young , 1959 hal : 138)

th = 0,138 in

Dari table Brownell hal 350, untuk tebal shell di pilih th standar :

$$3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

(Gambar 5.8 Brownell Hal : 87)



Dengan t_h sebesar 0,1875 in , maka nilai s_f adalah $1 \frac{1}{2} s/d 2$,
dipilih nilai s_f sebesar 2 in

$$ID = OD - 2ts$$

$$ID = 168 \text{ in} - (2 \times 0,1875)$$

$$ID = 167,625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$A = 167,625 \text{ in} / 2$$

$$A = 83,813 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 83,813 \text{ in} - 11 \text{ in}$$

$$AB = 73,688 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 144 \text{ in} - 10,125 \text{ in}$$

$$BC = 133,875 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{(133,875 \text{ in})^2 - (73,688 \text{ in})^2}$$

$$AC = 111,771 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 144 \text{ in} - 111,771 \text{ in}$$

$$b = 32,229 \text{ in}$$

$$h_{\text{Head}} = th + b + sf$$

$$OA = h_{\text{head}} = 0,1875 \text{ in} + 32,229 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$OA = h_{\text{head}} = 34,417 \text{ in}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

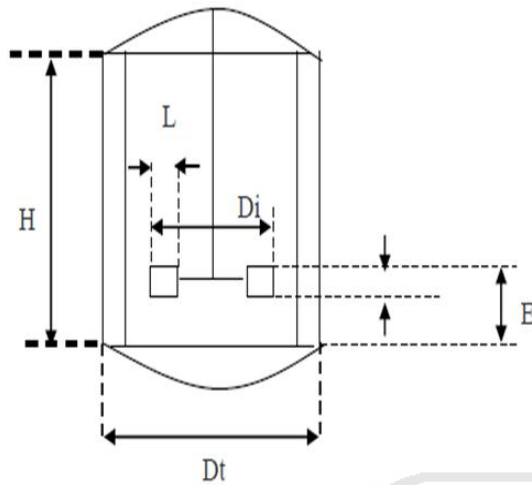
$$h_{\text{reaktor}} = 2 h_{\text{head}} + h_{\text{shell}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = (2 \times 34,417) \text{ in} + 243,731 \text{ in}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 312,57 \text{ in}$$



Menghitung Spesifikasi Ukuran Pengaduk



Keterangan

ID	: diameter dalam pengaduk
D_i	: diameter pengaduk
L	: panjang sudut pengaduk
W	: lebar sudut pengaduk
E	: jarak pengaduk dengan dasar tangki
J	: lebar <i>baffle</i>
H	: tinggi cairan

Data pengaduk dari Brown (Unit Operation) hal : 507

$$D_i / ID = 1/3$$

$$W / D_i = 1/5$$

$$L / D_i = 1/4$$

$$ID = 4,127 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Pengaduk (} D_i \text{)} = ID / 3 = 1,375 \text{ m}$$

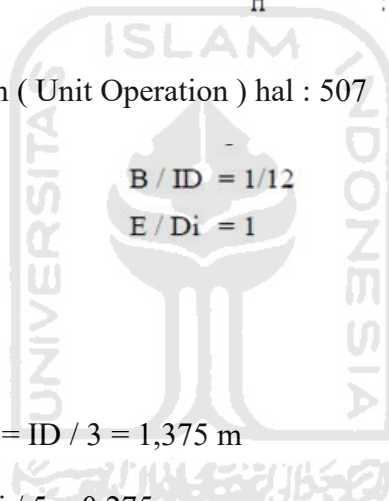
$$\text{Tinggi pengaduk (} W \text{)} = D_i / 5 = 0,275 \text{ m}$$

$$\text{Lebar Pengaduk (} L \text{)} = D_i / 4 = 0,343 \text{ m}$$

$$\text{Lebar Baffle (} B \text{)} = ID / 12 = 0,343 \text{ m}$$

$$\text{Jarak Pengaduk dengan dasar tangki (} E \text{)} = D_i * 1 = 1,376 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Cairan (} ZL \text{)} = h \text{ cairan} = 2,751 \text{ m}$$



Menghitung kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 DI}}$$

(Eq. 8-8, Page 345 Rase , 1977)

Dimana: N = kecepatan putar pengaduk, rpm
 d = diameter pengaduk, ft
 Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m
 Sg = *specific gravity*
 WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

Sg (Specific Gravity) = ρ_{cairan}/ρ_{air}

$$Sg = 1536 \text{ kg/m}^3 / 1000 \text{ m}^3 = 1,536$$

$$WELH = h_{\text{Cairan}} \cdot sg$$

$$WELH \text{ (water equivalent liquid height)} = 2,751 \text{ m} \times 1,536$$

$$WELH = 4,227 \text{ m} = 13,869 \text{ ft}$$

$$\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{WELH}{D}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 4,227 \text{ m} / 4,127 \text{ m} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Maka kecepatan putar pengaduk (N)} = 172,161 \text{ rpm} = 2,869 \text{ rps}$$

Komponen	Massa	Fraksi Massa (x)	ρ (kg/m ³)	ρ campuran (x.ρ)	μ (cP)	μ campuran (cP)
MgCO ₃ 99%	3681,770	0,176	2958,000	521,071	0	0
SiO ₂ 1%	37,189	0,001	3170,299	5,641	0	0
H ₂ SO ₄	5154,478	0,246	1783,5392	439,855	7,518	1,854
H ₂ O	12027,116	0,575	990,179	569,793	0,433	0,249
	20900,555	1,000		1536,361		2,103

$$\rho \text{ campuran} = 1536,36 \text{ kg/m}^3 = 1,032 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 2,1037 \text{ cp} = 0,00141 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung Power Pengaduk (P)

$$\text{Re} = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

$$\rho = 1,032 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,001 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 4,514 \text{ ft}$$

$$N = 2,869 \text{ rps}$$

$$\text{Re} = 42689,589$$

Karena $\text{Re} > 10.000$, $N_p = \text{KT}$

$\text{KT} = 5,75$ (McCabe hal : 253 untuk pengaduk turbine 6 blade disk)

$$P_a = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

N_p	Power Number	=	5,75
ρ	Densitas campuran	=	1536,361 kg/m ³
D_i	Diameter Pengaduk	=	1,376 m
N_i	Kecepatan putar pengaduk	=	2,869 rps

$$g_c = 32,174$$

$$\text{Maka, } P_a = 31964,79 \text{ watt}$$

$$P_a = 31,96 \text{ Kw} = 42,87 \text{ Hp}$$

Effisiensi Daya motor = 85 % (Fig. 14.38 peters hal : 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta}$$

Sehingga $P = 42,87 / 0,85$

$P = 50,43$ HP

NERACA PANAS REAKTOR -01

Tinjauan Termodinamika :

Tabel Enthalpi Reaktan

Komponen	n (kmol)	Hf (kj/mol)	Q reaktan (Kj)
H ₂ O	668,1731467	-241,9882477	-161690,0489
H ₂ SO ₄	52,59672	-810,941292	-42652,85207
MgCO ₃	43,8306	-1095,68556	-48024,55551
Total			-252367,4565

Tabel Enthalpi Pembentukan Produk

Komponen	n (mol)	Hf (kj/mol)	Q reaktan (Kj)
H ₂ O	702,8647335	-241,9882477	-170085,0053
CO ₂	34,69158687	-393,7769136	-13660,74601
MgSO ₄	34,69158687	-1276,722792	-44291,53965
MgCO ₃	9,139013125	-1095,68556	-10013,48471
H ₂ SO ₄	17,90513313	-810,941292	-14520,01179
Total			-252570,7874

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{f produk}} - \Delta H_{\text{f reaktan}}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = (-252570,7874) - (-252367,4565)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -203,33 \text{ kj/ mol} = -203330,91 \text{ kj/mol}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa reaksi antara magnesium karbonat dan asam sulfat menjadi magnesium sulfat adalah reaksi eksotermis karena $\Delta H^{\circ}_{\text{f}}$ bernilai negatif.

Neraca Panas : R-01

Kondisi Operasi = 65 oC dan 1 atm .

Masuk	kJ/jam	Keluar	kJ/jam
ΔH_{in}	2315171,536	ΔH_{out}	2412974,833
ΔH_{Rx}	203330,91	pendingin	105527,61
Total	2518502,442	Total	2518502,442

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Beban pendingin (Q_w) = 105527,609 kJ/jam = 100040,173 Btu / jam

(1 kJ = 0,9478 Btu)

C_p air 30 °C = 4,1915 Kj/kg.K

C_p air pada 45°C = 4,2020 Kj/kg.K

Maka, $\Delta H = C_p \cdot \Delta T$

$\Delta H = 63,0825$ Kj/ jam

$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$ $m = \frac{Q}{\Delta H}$



m (massa pendingin) = $Q / \Delta H$

m (massa pendingin) = 105527,609 kJ/jam / 63,0825 Kj/ jam

m (massa pendingin) = 1672,851 kg/ jam

Menghitung dimensi Pendingin :

Suhu fluida panas masuk reaktor = 65 °C = 149°F

Suhu fluida panas keluar reactor = 65 °C = 149°F

Suhu fluida dingin masuk reactor = 30°C = 86 °F

Suhu fluida dingin keluar reactor = 45°C = 113°F

	Fluida Panas °F	Fluida Dingin °F	ΔT , °F
ΔT_1	149	86	63
ΔT_2	149	113	36
tc	149	99,5	

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 63 - 36 / \ln (63 - 36)$$

$$\Delta T_{LMTD} = 48,247 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung Luas Transfer Panas

Nilai UD untuk *heavy organic* sebesar 5-75 Btu/ft².F jam

Diambil, UD = 75 Btu/ft².F jam

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 100040,173 \text{ Btu / jam / (75 Btu/ft}^2\text{.F jam x 48,247 } ^\circ\text{F)}$$

$$A = 27,6464 \text{ ft}^2$$

$$A = 2,5684 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot Hs) + \left(\frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)$$

$$A = (3,14 \times 14 \text{ ft} \times 20,311 \text{ ft}) + (3,14/4 \times 14 \text{ ft}^2)$$

$$A = 1046,73 \text{ ft}^2$$

Karena luas selubung reactor > luas transfer panas, maka menggunakan jaket pendingin.

Menghitung Dimensi Jaket

$$F_v = \frac{W}{\rho \text{ air}}$$

$$F_v = 1672,851 \text{ kg/jam} / 992,25 \text{ kg/m}^3$$

$$F_v = 1,6859 \text{ m}^3 / \text{jam} ; 0,0281 \text{ m}^3/\text{menit} ; 0,0005 \text{ m}^3 / \text{sekon}$$

Lama waktu tinggal dalam jaket :

$$V / F_v = (30,659 \text{ m}^3 / 13,604 \text{ m}^3/\text{jam}) \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} = 135,22 \text{ menit}$$

$$\text{Volume} = F_v \times t$$

$$\text{Volume} = 0,0281 \text{ m}^3/\text{menit} \times 135,22 \text{ menit} = 3,800 \text{ m}^3$$

Menghitung Luas penampang aliran

Nilai kecepatan untuk cairan dalam pipa 1,5 – 2,5 m/s (Coulson, 1989 hal. 534)

Dipilih nilai kecepatan cairan (v) = 2,5 m/s ~ 9000 m/jam

$$A = \frac{F_{vp}}{v} = \frac{\pi}{4} (ID)^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{vp}}{\pi v}}$$

$$ID = (4 * 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} / 3,14 * 2,5 \text{ m/s})^{1/2}$$

$$ID = 0,0386 \text{ m} = 1,52 \text{ in}$$

Dari table 11Kern, hal 844 , dipilih :

$$IPS (2'') = 2 \text{ in}$$

$$OD = 2,380 \text{ in} \sim 0,1983 \text{ ft}$$

$$ID = 2,067 \text{ in} \sim 0,1723 \text{ ft}$$

$$A' = 3,35 \text{ in}^2 \sim 0,0232 \text{ ft}^2 \text{ (Flow area per pipe)}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in}^2 \text{ (Surface per lin ft}^2/\text{ft)}$$

Menghitung Mass Velocity (v)

$$G_t = W_a / A'$$

$$G_t = 3687,967 \text{ lb/jam} / 0,0232 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 158528,543 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Menghitung h dan hio

Pada $t_c = 99,5 \text{ F}$

Viskostias air (μ) = 0,7085 Cp (Geankoplis , 2003)

$$= 1,714 \text{ lb/ft.jam}$$

$$R_{et} = \frac{ID \cdot G_t}{\mu}$$

Re dalam pipa = (0,1723 ft * 158528,543 lb/jam.ft²) / 1,714 lb/ft.jam

$$Re = 15932,100$$

Maka diperoleh hi dari (fig.25 Kern hal 835)

$$h_i = 390 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 390 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} * (0,1723 \text{ ft} / 0,198 \text{ ft})$$

$$h_{io} = 338,71 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung Koefisien Transfer panas pada reaktor yang didinginkan oleh jaket dengan pengaduk flat six-blade turbine with disk dengan baffle digunakan persamaan 4.13-1

$$\frac{h_o \cdot Dt}{k} = a \left(\frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m$$

$$h_o = \frac{0,74 \cdot k}{Dt} \left(\frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Geankoplis, hal. 301)

Dimana :

h_o = Koefisien transfer panas jaket, Btu/jam.ft².°F

Dt = Diameter dalam tangki = 13,486 ft

k = Konduktifitas panas = 0,630 Btu/hr.ft.oF

Da = Diameter putaran pengaduk = 4,514 ft

N = Kecepatan putaran pengaduk = 10329,685 rph

μ = Viskositas = 2,104 cP

= 5,089 lb/ft.hr

ρ = Densitas campuran = 1,536 lb/ft³

C_p = Kapasitas panas = 0,783 Btu/lb.oF

h_o = 46651,515 Btu/jam.ft².°F

Menghitung Uc dan Ud

Uc = Clean overall coefficient

Ud = Dirty overall coefficient

Eq 6.38 Kern , hal 231 :

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

Uc = 336,269 Btu/jam.ft².°F

Dirt Factors (Rd) = 0,001 (*Heavy Organic – Water*) (Table 8. Kern Hal 240)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

Ud = 251,647 Btu/hr.ft².oF

Menghitung Tebal Jacket

Tebal Jacket = Volume Jacket / Luas Selimut Jacket

Tebal Jacket = 3,800 m³ / 97,24 m²

Tebal Jacket = 0,039 m ~ 1,538 in

Menghitung Diameter

Diameter Jacket = OD Shell + 2 (Tebal jacket)

$$= 168 \text{ in} + 2*(1,538 \text{ in})$$

$$= 171,077 \text{ in}$$

Diameter Luar Jacket = Diameter jacket + 2*(Tebal jacket)

$$= 171,077 \text{ in} + 2*(1,538 \text{ in})$$

$$= 174,153 \text{ in}$$

Tinggi Jacket = Tinggi cairan

$$= 2,751 \text{ m} \sim 108,325 \text{ in}$$

Menghitung Lebar Jacket

Lebar jacket = (Diameter Jacket – Diameter Shell) / 2

$$= (171,077 \text{ in} - 162,487 \text{ in}) / 2$$

$$= 4,295 \text{ in}$$

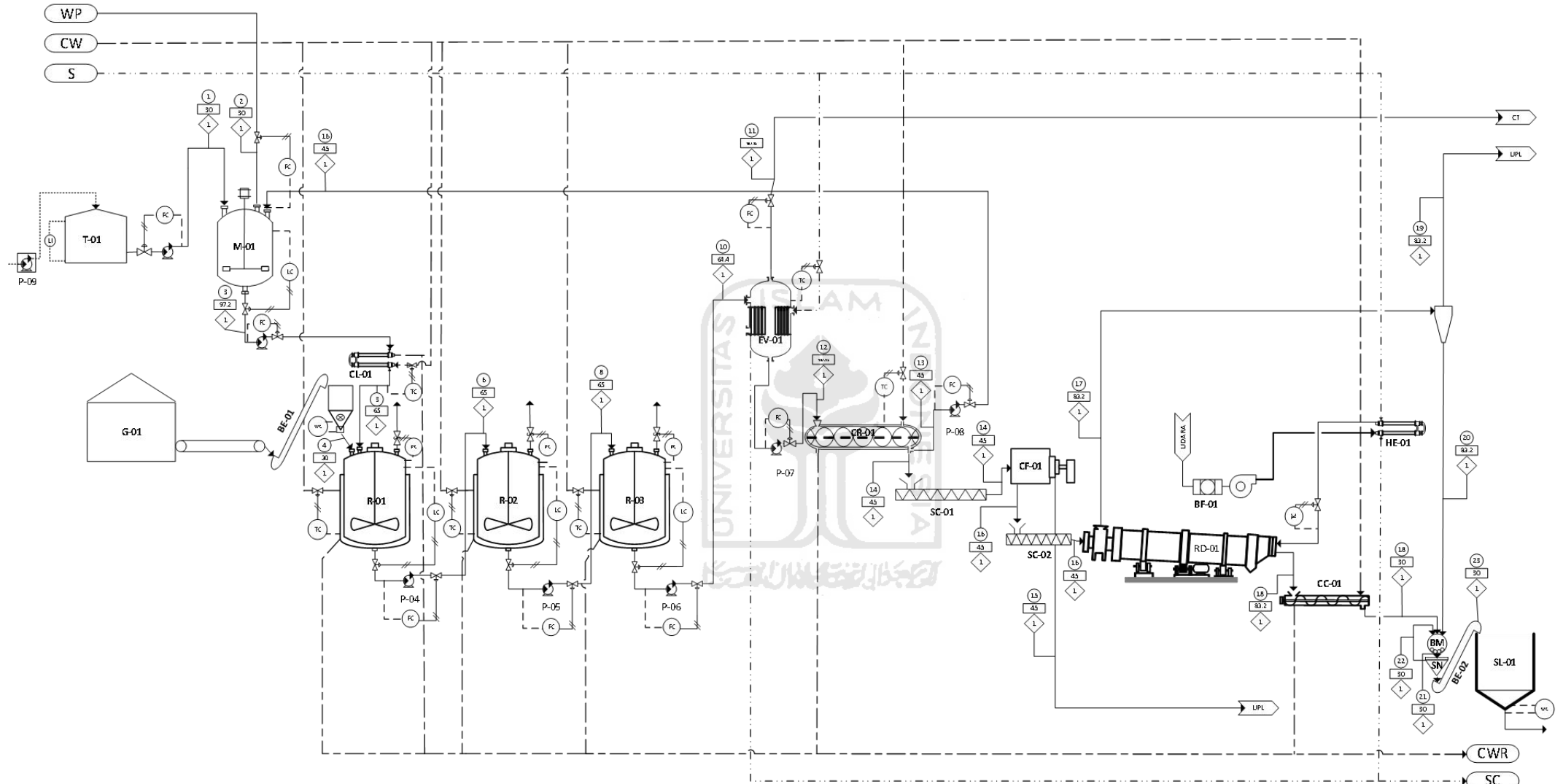


LAMPIRAN B



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT DARI MAGNESIUM KARBONAT DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



Komponen	Laju Alir (kg/jam)																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	
H ₂ SO ₄	5154.48		5154.48			1754.70	1120.64		944.99	944.99	755.99	189.00	170.10	18.90		18.90					19.28	0.38	18.90	
H ₂ O	105.19	11921.92	12027.12			12651.57	12768.03		12800.29	6400.13	6400.16	2125.45	531.36	478.23	53.14	30.35	22.79	30.35			23.24	0.46	22.79	
MgCO ₃				3681.77		767.68	224.19		73.64	73.64	7.36	66.27	66.27											
SiO ₂				37.19		37.19			37.19		37.19	3.72	33.47	33.47										
CO ₂					1526.43		284.68		78.86															
MgSO ₄						4162.99	4939.40		5154.47		5154.48	82.47	20.62	18.56	2.06	2.06					2.10	0.04	2.06	
MgSO ₄ ·7H ₂ O																	8794.73	87.95	8706.79	0.09	87.86	8970.54	175.89	8794.65
Total	5259.67	11921.92	17181.60	3718.96	1526.43	19374.13	284.68	19089.44	78.86	19010.58	6400.13	12610.45	2974.99	9635.45	766.62	8868.83	118.30	8750.54	30.44	87.86	9015.16	176.77	8838.40	

Keterangan Kode Alat	
T	Tangki
G	Gudang
BC	Beluk Conveyor
BE	Bucket Elevator
H	Hooper
M	Mixer
CL	Cooler
R	Reaktor
RD/RF	Rotary Drum Vacuum Filter
EV	Evaporator
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
SC	Screw Conveyor
RD	Rotary Drir
HE	Heater
BL	Blower
BF	Bag Filter
CH	Cyclone
CC	Cooling Conveyor
SL	Silo
P	Pompa

Keterangan Instrumen	
CW	Cooling Water
CRW	Cooling Water Return
SC	Steam
WC	Water Process Treatment
FC	Flow Control
LC	Level Control
TC	Temperature Control
WC	Weight Control
PC	Pressure Control

Keterangan Simbol	
○	Manor Arus
○	Temperatur, °C
○	Flow, m ³ /jam
○	Elektronik
○	Elektronik
○	Control Valve
○	Relief Valve

UNIVERSITAS ISLAM Negeri Sunan Gunung Djati Bandung

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

DISUSUN OLEH:

1. NAMA DAN NO. MATA DIKURSI

2. NAMA DAN NO. MATA DIKURSI

DOSEN PEMBIMBING:

1. DR. SRIHATI RANA

2. DR. H. ST. W. S.