

PRA RANCANGAN PABRIK GIPSUM DARI ASAM SULFAT DAN  
BATUAN KAPUR DENGAN KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan  
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan  
Jurusan Teknik Kimia  
Politeknik Negeri Ujung Pandang

NURUL YUSRA DIYAH 43120034  
SRI RAHAYU 43120036

PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA  
BERKELANJUTAN  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG  
MAKASSAR  
2024

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan kapasitas 800.000 Ton/Tahun**” Oleh Nurul Yusra Diyah, NIM 431 20 034 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.



Makassar, Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II

Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.  
NIP. 196006061988032002

Tri Hartono, LRSC, M. ChemEng.  
NIP. 196312251992021001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng  
NIP. 197304092003122002

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan kapasitas 800.000 Ton/Tahun**” Oleh Sri Rahayu, NIM 431 20 036 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.



Makassar, Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II

Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.  
NIP. 196006061988032002

Tri Hartono, LRSC, M. ChemEng.  
NIP. 196312251992021001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng  
NIP. 197304092003122002

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari ini, Selasa tanggal 1 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa oleh mahasiswa Nurul Yusra Diyah NIM 431 20 034 dengan judul **“Pra rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, Oktober 2024



### Tim Penguji Ujian Skripsi :

- |                                     |                    |
|-------------------------------------|--------------------|
| 1. Ir. Zulmanwardi, M.Si.           | Ketua (.....)      |
| 2. Dra. Abigael Todingbua', M.Si.   | Sekretaris (.....) |
| 3. Lasire, S.T.,M.Si.               | Anggota (.....)    |
| 4. Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng. | Anggota (.....)    |
| 5. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.   | Anggota (.....)    |
| 6. Tri Hartono, LRSC, M. ChemEng    | Anggota (.....)    |

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari ini, Selasa tanggal 1 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa oleh mahasiswa Sri Rahayu NIM 431 20 036 dengan judul **“Pra rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, Oktober 2024

### Tim Penguji Ujian Skripsi :

- |                                     |  |
|-------------------------------------|--|
| 1. Ir. Zulmanwardi, M.Si.           | Ketua (.....)  |
| 2. Dra. Abigael Todingbua', M.Si.   | Sekretaris  |
| 3. Lasire, S.T.,M.Si.               | Anggota     |
| 4. Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng. | Anggota     |
| 5. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T.   | Anggota     |
| 6. Tri Hartono, LRSC, M. ChemEng    | Anggota     |

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT. Yang senantiasa melimpahkan rahmat dan kasih sayang-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan skripsi **Pra-Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 Ton/Tahun**. Sholawat dan salam kepada junjungan Nabi Muhammad SAW., beserta keluarganya, para sahabat, dan orang-orang yang mengikuti-Nya dengan baik sampai hari kemudian kelak. Penulisan skripsi Pra Rancangan Pabrik ini merupakan salah satu persyaratan untuk membuat dan melaksanakan skripsi agar dapat menyelesaikan jenjang studi D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang. Dalam pelaksanaan dan penyusunan skripsi ini, penulis banyak mendapat bimbingan dan bantuan yang bermanfaat dari berbagai pihak. Maka dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Yuliani HR., S.T., M.Eng. selaku Ketua Prodi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T., selaku dosen pembimbing I Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Tri Hartono, LRSC, M. ChemEng selaku dosen pembimbing II Pra Rancangan Pabrik Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Dosen Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

7. Kedua Orang Tua tercinta, dua orang paling berjasa dalam hidup penulis, yang tidak henti-hentinya memberikan kasih sayang dengan penuh cinta dan selalu memberikan motivasi. Terima kasih selalu berjuang untuk kehidupan penulis. Terima kasih untuk semuanya berkat doa dan dukungan kedua orang tua penulis bisa berada di titik ini. Sehat selalu dan hiduplah lebih lama lagi, ayah dan ibu harus selalu ada disetiap perjalanan dan pencapaian hidup penulis.
8. Teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
9. Teman-teman kelas 4B (Arrhenius) D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan.
10. Teman-teman 7 Icons (Jusnaeni, Irma Yunita, Nuraenun, Andi Aflah Solihatin, dan Sri Maharani)

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan skripsi ini masih banyak kekurangan, baik dari segi teknis maupun dari segi penyajian dan bahasanya. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan skripsi ini dan demi perbaikan pada masa mendatang sehingga dapat bermanfaat bagi kita semua.

Makassar, Oktober 2024

Penulis

## DAFTAR ISI

	hlm.
HALAMAN SAMPUL .....	i
HALAMAN PENGESAHAN .....	ii
HALAMAN PENERIMAAN .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR TABEL .....	xiv
DAFTAR GAMBAR .....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN .....	xvii
SURAT PERNYATAAN .....	xviii
RINGKASAN .....	xx
SUMMARY .....	xxi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan .....	2
1.2.1 Data Impor .....	2
1.2.2 Data Produksi .....	3
1.2.3 Data Ekspor .....	4
1.2.4 Data Konsumsi .....	5



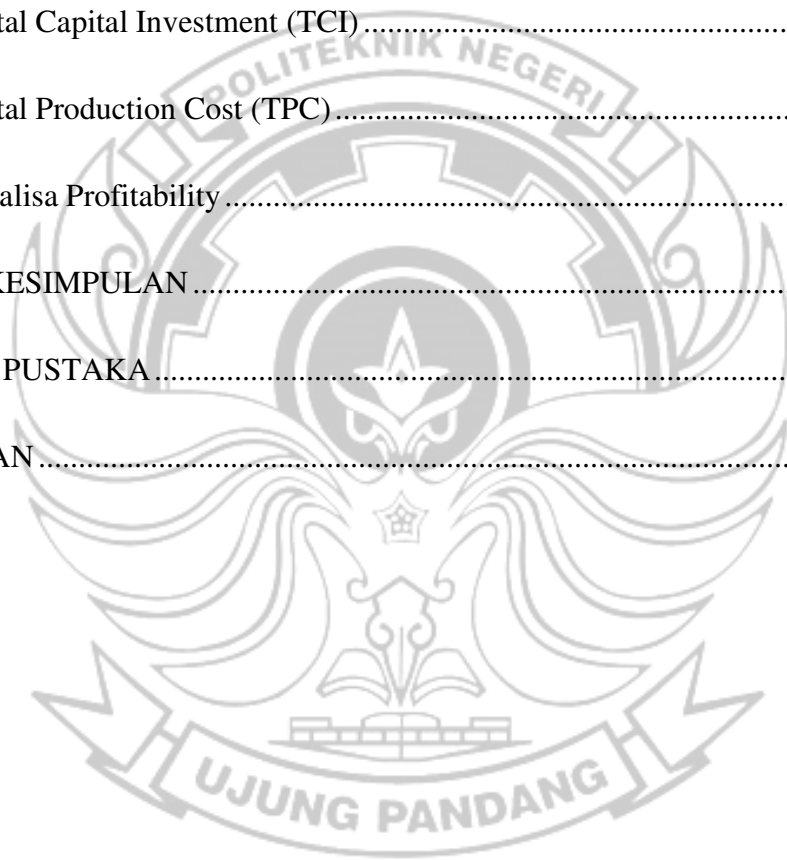
1.3 Pemilihan Lokasi .....	7
1.4 Tinjauan Pustaka .....	9
1.4.1 Proses Pembuatan Gypsum dari $\text{CaCl}_2$ dan $\text{H}_2\text{SO}_4$ .....	9
1.4.2 Proses pembuatan gypsum dari gypsum rock .....	10
1.4.3 Proses pembuatan gypsum dari batu kapur dan asam sulfat .....	11
1.5 Ketersediaan Bahan Baku .....	12
1.6 Pertimbangan Pemilihan Proses .....	13
<b>BAB II DESKRIPSI PROSES</b> .....	<b>14</b>
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	14
2.1.1 Gypsum .....	14
2.1.2 Asam Sulfat .....	15
2.2 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk .....	16
2.2.1 Asam Sulfat .....	16
2.2.2 Kalsium Karbonat .....	17
2.2.3 Air .....	18
2.2.4 Kalsium Sulfat Dihidrat (Gypsum) .....	18
2.3 Konsep Proses .....	19
2.3.1 Dasar Reaksi .....	19
2.3.2 Kondisi Operasi .....	20
2.3.3 Tinjauan Termodinamika .....	20
2.4 Uraian Proses .....	22
2.4.1 Tahap Persiapan Bahan Baku .....	22
2.4.2 Tahap Reaksi .....	23

2.4.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk .....	23
2.5 Diagram Alir .....	25
2.6 Flowsheet Dasar .....	26
<b>BAB III NERACA MASSA.....</b>	<b>27</b>
3.1 <i>Crusher</i> I.....	27
3.2 <i>Hammer Mill dan Vibrating screen</i> I.....	28
3.3 Reaktor.....	30
3.6 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	31
3.7 <i>Rotary Dryer</i> .....	32
3.8 <i>Crusher</i> II.....	33
3.9 <i>Hammer Mill dan Vibrating Screen</i> II.....	34
<b>BAB IV NERACA PANAS .....</b>	<b>36</b>
4.1 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	36
4.2 Reaktor (R-101).....	37
4.3 <i>Cooling Conveyor</i> (CC-101).....	38
4.5 <i>Rotary Dryer</i> (RD-101).....	40
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>41</b>
5.1 Gudang Batu Kapur (G-101).....	41
5.2 <i>Bucket Elevator</i> I (BE-101).....	41
5.2 <i>Crusher</i> I (CR-101).....	42

5.3 <i>Belt Conveyor</i> I (BC-101).....	43
5.4 <i>Hammer Mill</i> I (HM-101).....	44
5.5 <i>Vibrating Screen</i> I (VS-101).....	45
5.6 <i>Bucket Elevator</i> II (BE-102).....	46
5.7 Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (T-101).....	46
5.8 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	47
5.9 Pompa (P-101).....	49
5.10 Reaktor (R-101).....	50
5.11 <i>Cooling Conveyor</i> (CC-101).....	51
5.12 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-101).....	51
5.13 <i>Belt Conveyor</i> II (BC-102).....	52
5.14 <i>Rotary Dryer</i> (RD-101).....	53
5.15 <i>Bucket Elevator</i> III (BE-103).....	54
5.16 <i>Crusher</i> II (J-02).....	55
5.17 <i>Belt Conveyor</i> III (BC-103).....	56
5.18 <i>Hammer Mill</i> II (HM-102).....	57
5.19 <i>Vibrating Screen</i> II (VS-102).....	58
5.20 <i>Bucket Elevator</i> IV (BC-104).....	59
5.21 Gudang Penyimpanan (G-102).....	61
<b>BAB VI UTILITAS</b> .....	<b>62</b>

6.1 Unit Pengadaan Air .....	62
6.1.1 Kebutuhan Air Proses .....	63
6.1.2 Kebutuhan Air Pendingin .....	63
6.1.4 Air Konsumsi Umum dan Sanitasi .....	66
6.2 Unit Pengadaan Listrik .....	74
6.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	77
6.3.1 Spesifikasi alat Unit Penyedia Bahan Bakar .....	77
6.4 Unit Pengolahan Limbah .....	78
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....</b>	<b>83</b>
7.1 Instrumen .....	83
7.1.1 Tujuan Sistem Pengendalian dan Instrumentasi .....	83
7.1.2 Instrumentasi yang Digunakan pada Pabrik Gypsum .....	83
7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup .....	84
7.2.1 Identifikasi bahaya yang dapat ditimbulkan didalam suatu pabrik .....	86
7.2.2 Upaya penanganan keadaan darurat .....	87
7.2.3 Penanganan resiko bahaya dari bahan baku dan produk .....	89
7.2.4 Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui implementasi K3LH .....	90
<b>BAB VIII BENTUK ORGANISASI DAN MENEJEMEN PERUSAHAAN .....</b>	<b>92</b>
8.1 Bentuk Perusahaan .....	92
8.2 Struktur Organisasi .....	93
8.3 Tugas Dan Wewenang .....	95
8.4 Jam kerja .....	101

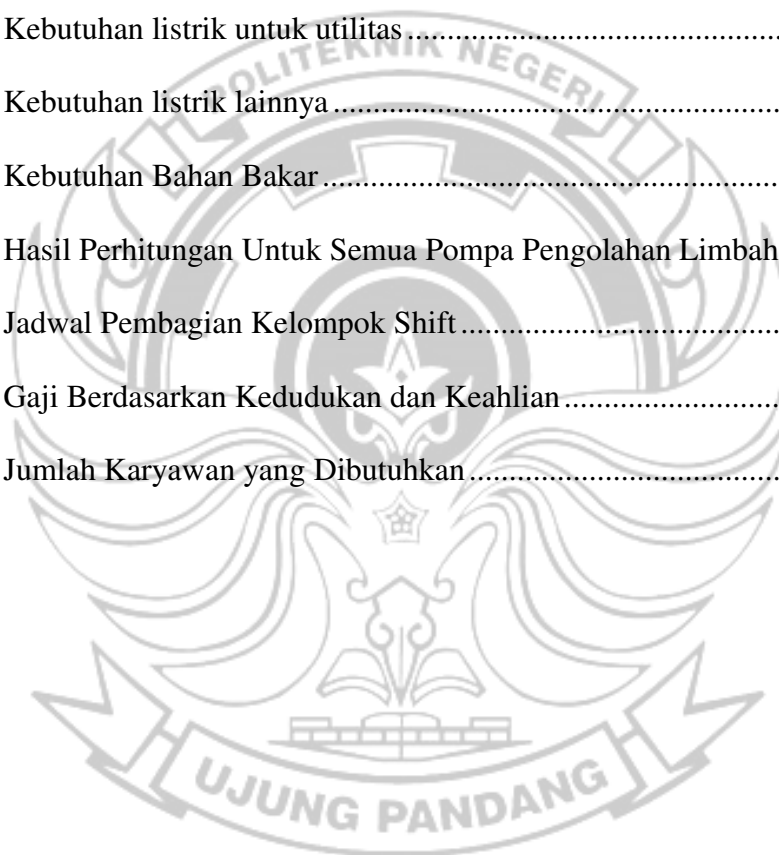
8.5 Status Karyawan Dan Sistem Gaji.....	105
<b>BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN.....</b>	<b>110</b>
9.1 Deskripsi Tata Letak.....	110
9.2 Tata Letak Alat Proses.....	112
<b>BAB X ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>113</b>
10.1 Total Capital Investment (TCI).....	113
10.2 Total Production Cost (TPC).....	114
10.3 Analisa Profitability.....	115
<b>BAB XI KESIMPULAN.....</b>	<b>117</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>118</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>123</b>



## DAFTAR TABEL

	hlm.
Tabel 1. 1 Data statistik kebutuhan impor di Indonesia .....	2
Tabel 1. 2 Data produksi gipsum di Indonesia .....	3
Tabel 1. 3 Data statistik kebutuhan Ekspor di Indonesia .....	4
Tabel 1. 4 Data statistik konsumsi gipsum di Indonesia .....	5
Tabel 1. 5 Pertimbangan pemilihan proses .....	13
Tabel 2. 1 Tabel Komposisi Gipsum .....	15
Tabel 2. 2 Komposisi batu kapur .....	16
Tabel 2. 3 Data $\Delta H^{\circ}f$ tiap komponen .....	20
Tabel 2. 4 Data $\Delta G^{\circ}f$ tiap komponen .....	21
Tabel 3. 2 Komposisi batu kapur .....	27
Tabel 3. 3 Neraca Massa <i>Crusher</i> I .....	28
Tabel 3. 4 Neraca Massa <i>Hammer Mill</i> I .....	29
Tabel 3. 5 Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> I .....	29
Tabel 3. 6 Neraca Massa Reaktor .....	30
Tabel 3. 7 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	31
Tabel 3. 8 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> .....	32
Tabel 3. 9 Neraca Massa <i>Crusher</i> II .....	33
Tabel 3. 10 Neraca Massa <i>Hammer Mill</i> II .....	34
Tabel 3. 11 Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> II .....	35
Tabel 4. 1 Neraca panas <i>Heat Exchanger</i> .....	36
Tabel 4. 2 Neraca Panas Reaktor .....	37

Tabel 4. 3 Neraca Panas <i>Cooling Conveyor</i> .....	38
Tabel 4. 4 Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	39
Tabel 4. 5 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> .....	40
Tabel 6. 1 Total Kebutuhan Air .....	66
Tabel 6. 2 Hasil Perhitungan Untuk Semua Pompa Utilitas .....	73
Tabel 6. 3 Kebutuhan listrik untuk proses .....	75
Tabel 6. 4 Kebutuhan listrik untuk utilitas .....	76
Tabel 6. 5 Kebutuhan listrik lainnya .....	76
Tabel 6. 6 Kebutuhan Bahan Bakar .....	77
Tabel 6. 7 Hasil Perhitungan Untuk Semua Pompa Pengolahan Limbah .....	81
Tabel 8. 1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift .....	104
Tabel 8. 2 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian .....	106
Tabel 8. 3 Jumlah Karyawan yang Dibutuhkan .....	109



## DAFTAR GAMBAR

	hlm.
Gambar 1. 1 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah impor gipsum .....	3
Gambar 1. 2 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah ekspor gipsum .....	4
Gambar 1. 3 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah konsumsi gipsum .	6
Gambar 1. 4 Gambar Lokasi Pabrik Gipsum .....	7
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif Proses Pembuatan Gipsum .....	25
Gambar 2. 3 Flowsheet Dasar Pembuatan Gipsum .....	26
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif Proses Pembuatan Gipsum .....	25
Gambar 2. 2 Flowsheet Dasar Pembuatan Gipsum .....	26
Gambar 6. 1 Flowsheet <i>Water Treatment Plant</i> .....	82
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	94
Gambar 9. 1 <i>lay out</i> pabrik .....	112



## DAFTAR LAMPIRAN

	hlm.
LAMPIRAN A .....	A-1
LAMPIRAN B .....	B-1
LAMPIRAN C .....	C-1
LAMPIRAN D .....	D-1
LAMPIRAN E .....	E-1



## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Nurul Yusra Diyah

NIM : 431 20 034

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 ton/tahun” merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi pra rancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung risiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 01 Oktober 2024



Nurul Yusra Diyah  
431 20 034

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Sri Rahayu

NIM : 431 20 036

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 ton/tahun” merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi pra rancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung risiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 01 Oktober 2024



Sri Rahayu  
431 20 036

# **PRA RANCANGAN PABRIK GIPSUM DARI ASAM SULFAT DAN BATUAN KAPUR DENGAN KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN**

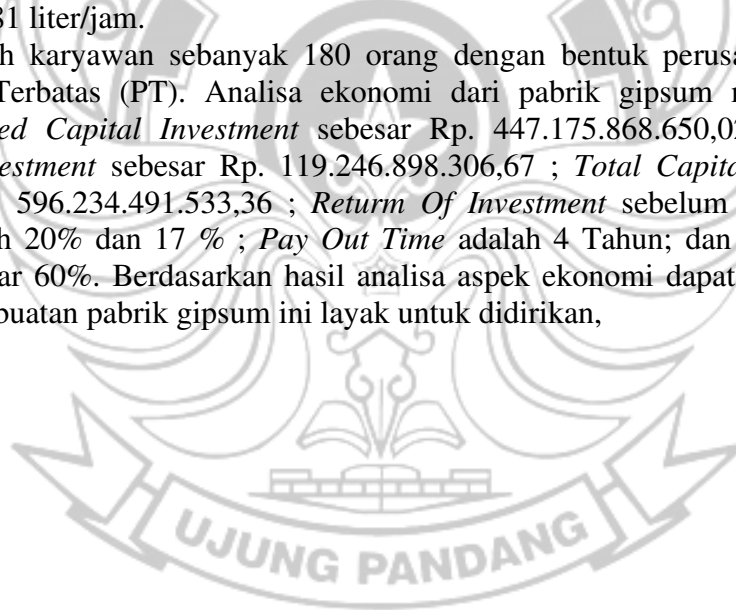
## **RINGKASAN**

Pra Rancangan Pabrik Gypsum Dari Asam Sulfat Dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 800.000 Ton/Tahun direncanakan akan didirikan di daerah Semarang, Jawa Tengah lebih tepatnya di Jl. Taman Marina, Kec. Semarang Barat, Kota Semarang, Jawa Tengah pada tahun 2029. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun.

Proses pembuatan gipsum dilakukan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Pada reaktor reaksi berlangsung pada suhu 93,3°C dan tekanan 1 atm dan berlangsung pada keadaan eksotermis.

Untuk memproduksi gipsum sebesar 800.000 ton/tahun diperlukan bahan baku asam sulfat sebesar 130.123,05 kg/jam dan batuan kapur sebanyak 65.061,52 kg/jam. Utilitas pendukung meliputi kebutuhan air sebesar 387.090,0646 kg/jam, kebutuhan tenaga listrik sebesar 7.371,0509 kW, dan kebutuhan bahan bakar sebesar 5.481 liter/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 180 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT). Analisa ekonomi dari pabrik gipsum menunjukkan jumlah *Fixed Capital Investment* sebesar Rp. 447.175.868.650,02 ; *Working Capital Investment* sebesar Rp. 119.246.898.306,67 ; *Total Capital Investment* sebesar Rp. 596.234.491.533,36 ; *Return Of Investment* sebelum dan sesudah pajak adalah 20% dan 17 % ; *Pay Out Time* adalah 4 Tahun; dan *Break Event Point* sebesar 60%. Berdasarkan hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa pembuatan pabrik gipsum ini layak untuk didirikan,



# **PRE DESIGN GYPSUM PLANT FROM SULFURIC ACID AND LIMESTONE WITH CAPACITY 800,000 TONS/YEAR**

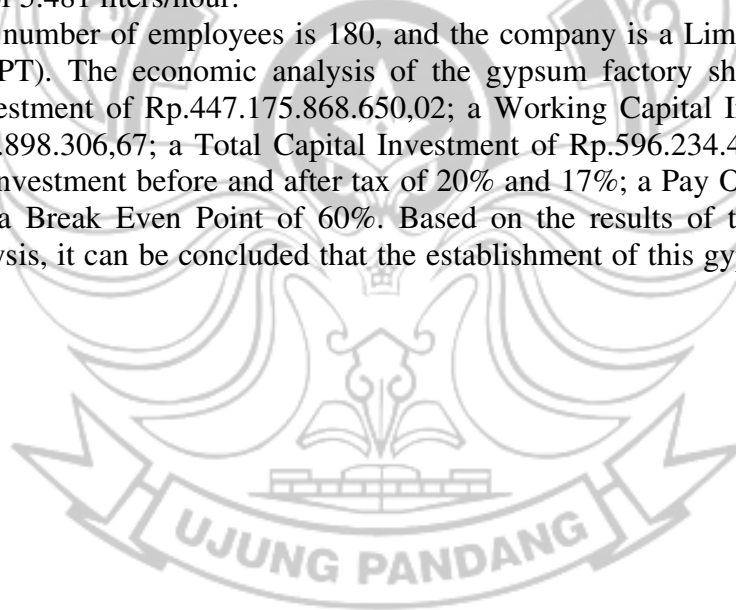
## **SUMMARY**

The Pre-Design of a Gypsum Plant from Sulfuric Acid and Limestone with a capacity of 800.000 tons/year is planned to be established in the Semarang area, Central Java, specifically at Jl. Taman Marina, Semarang Barat District, Semarang City, Central Java in 2029. This factory operates continuously for 330 days a year.

The gypsum production process is carried out in a Stirred Tank Flow Reactor (STFR). In the reactor, the reaction occurs at a temperature of 93.3°C and a pressure of 1atm, and it proceeds in an exothermic state.

To produce gypsum of 800.000 tons/year, 130.123,05 kg/hour of sulfuric acid and 65.061,52 kg/hour of limestone are required. Supporting utilities include water needs of 387.090,0646 kg/hour, electricity needs of 7.371,0509 kW, and fuel needs of 5.481 liters/hour.

The number of employees is 180, and the company is a Limited Liability Company (PT). The economic analysis of the gypsum factory shows a Fixed Capital Investment of Rp.447.175.868.650,02; a Working Capital Investment of Rp.119.246.898.306,67; a Total Capital Investment of Rp.596.234.491.533,36; a Return on Investment before and after tax of 20% and 17%; a Pay Out Time of 4 years; and a Break Even Point of 60%. Based on the results of the economic aspect analysis, it can be concluded that the establishment of this gypsum factory is feasible.



# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Era globalisasi saat ini semakin meningkat pada perkembangan pembangunan, hal ini dapat dibuktikan dengan banyaknya proyek yang akan dibangun di Indonesia baik di kota maupun di desa. Perkembangan pembangunan ini mengakibatkan kebutuhan semen meningkat hingga 3% setiap tahun (PT. Semen Indonesia), sehingga berdampak pada peningkatan kebutuhan gipsum (Kalsium Sulfat Dihidrat) karena gipsum merupakan salah satu bahan baku dalam pembuatan semen.

Gipsum telah diproduksi di Indonesia. Namun, hasil produksinya tidak dapat menutupi kebutuhan industri dalam negeri sehingga perlu dilakukan impor. Kebutuhan gipsum di Indonesia mencapai 6.178.309 ton/tahun sementara beberapa pabrik di Indonesia hanya memproduksi sekitar 1.835.000 ton/tahun (BPS) sehingga dengan mempertimbangkan besarnya kebutuhan gipsum di Indonesia dan jumlah bahan baku yang tersedia serta data dari pabrik gipsum yang telah berdiri di Indonesia, maka perlu dibangun pabrik gipsum dari batuan kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dengan tujuan mampu mengurangi ketergantungan impor gipsum dari luar negeri, menambah devisa negara, serta membuka lapangan kerja disekitar wilayah industri yang didirikan.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan

Berdasarkan data statistik produksi gipsum di Indonesia masih belum dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri sehingga mengakibatkan gipsum harus di impor dari luar negeri.

### 1.2.1 Data Impor

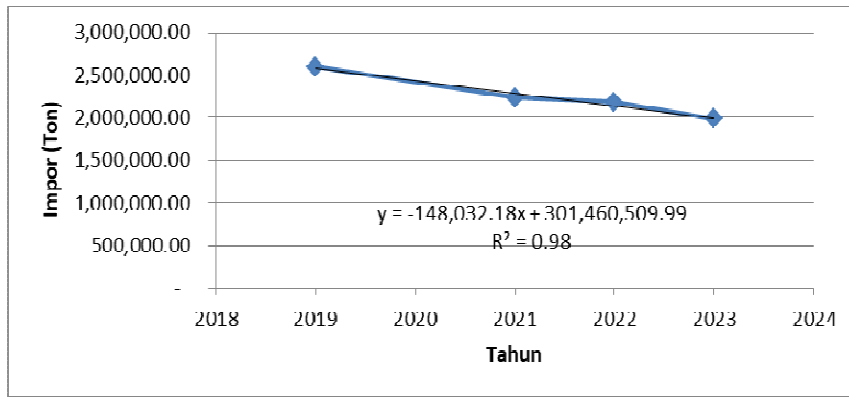
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor gipsum di Indonesia dari tahun ke tahun (2019-2023) dapat dilihat pada tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data statistik kebutuhan impor di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Impor Gipsum (Ton)
1	2019	2.598.128,08
2	2021	2.238.086,32
3	2022	2.179.842,40
4	2023	1.985.797,93

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik linier antara data tahun pada sumbu x dan jumlah impor pada sumbu y, grafik tersebut dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah impor gipsum

$$y = -148.032,18x + 301.460.509,99$$

$$y = -148.032,18 (2029) + 301.460.509,99$$

$$y = 1.103.216,77$$

### 1.2.2 Data Produksi

Produksi Kalsium Sulfat Dihidrat (Gipsum) dalam negeri dapat dilihat dari pabrik yang sudah ada di Indonesia, seperti pada Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Data produksi gipsum di Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Petrokimia Gresik	800.000
PT. Smelting	35.000
PT. Petro Jordan Abadi	1.000.000
<b>Total</b>	<b>1.835.000</b>

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

Dari data tersebut, maka dapat diketahui jumlah total produksi gipsum di Indonesia sebesar 1.835.000 ton setiap tahunnya.



### 1.2.3 Data Ekspor

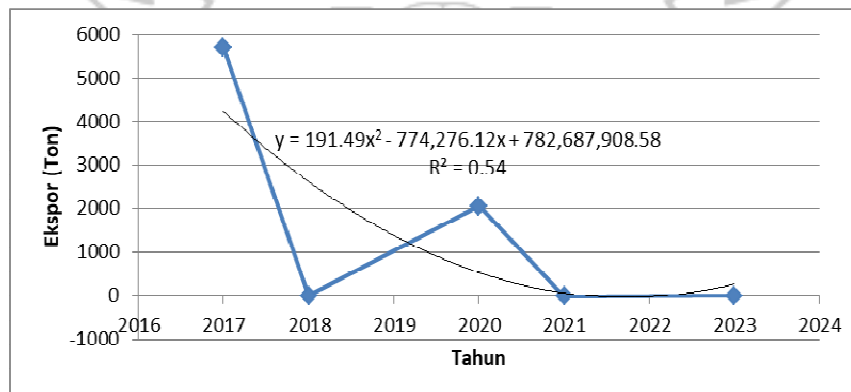
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan ekspor gipsum di Indonesia dari tahun ke tahun (2017-2023) dapat dilihat pada tabel 1.3

Tabel 1. 3 Data statistik kebutuhan Ekspor di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Ekspor Gipsum (Ton)
1	2017	5700.202
2	2018	1.85
3	2020	2060.12
4	2021	0.035
5	2023	0.5339

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik linier antara data tahun pada sumbu x dan jumlah impor pada sumbu y, grafik tersebut dapat dilihat pada gambar 1.2



Gambar 1. 2 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah ekspor gipsum

$$y = 191.49x^2 - 774.276,12x + 782.687.908,58$$

$$y = 191.49 (2029)^2 - 774.276,12 (2029) + 782.687.908,58$$

$$y = 15.544,19$$

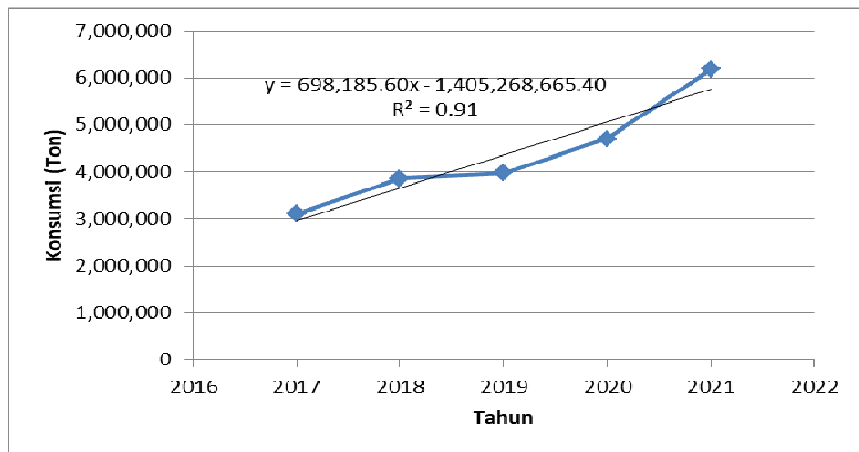
#### 1.2.4 Data Konsumsi

Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan ekspor gipsum di Indonesia dari tahun ke tahun (2017- 2021) mengalami peningkatan. Perkembangan data produksi tersebut dapat dilihat pada tabel 1.4

Tabel 1. 4 Data statistik konsumsi gipsum di Indonesia

<b>Tahun ke-</b>	<b>Tahun</b>	<b>Konsumsi Gipsum (Ton)</b>
1	2017	3.106.867
2	2018	3.867.995
3	2019	3.980.167
4	2020	4.706.967
5	2021	6.178.309

Berdasarkan data tersebut maka dapat dibuat grafik linier antara data tahun pada sumbu x dan jumlah impor pada sumbu y, grafik tersebut dapat dilihat pada gambar 1.3



Gambar 1. 3 Regresi linier hubungan antara tahun dan jumlah konsumsi gipsum

$$y = 698,185,60x - 1.405.268.665,40$$

$$y = 698,185,60 (2029) - 1.405.268.665,40$$

$$y = 11.349.917$$

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$= (1.103.216,77 + 1.835.000) \text{ ton/tahun}$$

$$= 2.938.216,77 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Demand} = \text{Ekspor} + \text{Konsumsi}$$

$$= (15.544,19 + 11.349.917) \text{ ton/tahun}$$

$$= 11.365.461,19 \text{ ton/tahun}$$

### Kapasitas pabrik

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$= (11.365.461,19 - 2.938.216,77) \text{ ton/tahun}$$

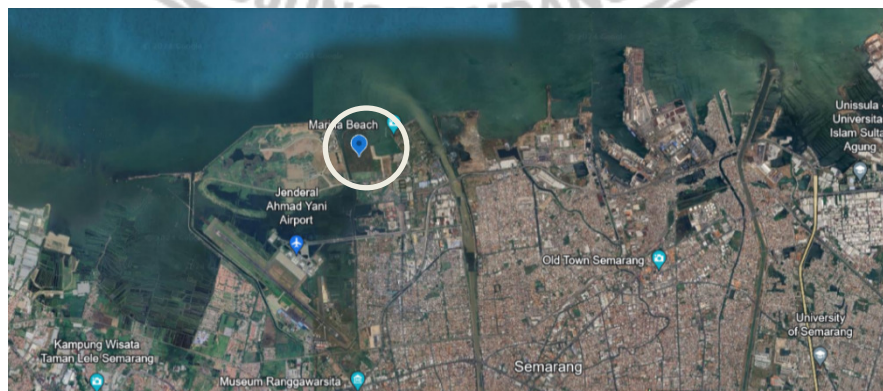
$$= 8.427.244,42 \text{ ton/tahun}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapabilitas} &= 10\% \times \text{Peluang} \\
 &= 10\% \times 8.427.244,42 \text{ ton/tahun} \\
 &= 842.724,44 \text{ ton/tahun} \\
 &= 800.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

### 1.3 Pemilihan Lokasi

Penentuan lokasi suatu pabrik menjadi hal utama yang harus diperhatikan, dimana lokasi yang ditetapkan untuk membangun perusahaan harus memiliki standar dan komponen yang baik dan tepat. Komponen yang dimaksud adalah suatu lokasi pabrik dapat dilihat dari kemudahan dalam pengoperasian dan dari segi nilai ekonomi pabrik yang akan dibangun. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang akan dihasilkan. Lokasi pabrik juga harus menjamin biaya transportasi dan produksi seminimal mungkin.

Pabrik gipsum ini direncanakan akan dibangun di daerah Semarang, Jawa Tengah lebih tepatnya di Jl. Taman Marina, Kec. Semarang Barat, Kota Semarang, Jawa Tengah.



Gambar 1. 4 Gambar Lokasi Pabrik Gipsum

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi ini adalah :

1. Penyediaan Bahan Baku

Kriteria sumber bahan baku merupakan suatu penilaian yang dititik beratkan pada kemudahan memperoleh bahan baku. Hal ini bertujuan untuk meminimalisir biaya penyediaan bahan baku, maka dalam hal ini pabrik gipsum didirikan dekat dengan penghasil bahan baku utama. Bahan baku utama dalam pembuatan produk ini yaitu asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas 1.170.000 ton/tahun. Bahan baku batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) diperoleh dari pertambangan yang tersedia di wilayah Tuban, Jawa Timur.

2. Letak Pabrik Dengan Daerah Pemasaran

Faktor yang perlu diperhatikan adalah letak pabrik dekat dengan konsumen yang membutuhkan gipsum dan jumlah kebutuhannya. Daerah Semarang merupakan daerah yang strategis untuk pendirian suatu pabrik karena dekat dengan PT Semen Gresik KWSG Semarang dan PT Semen Grobongan sebagai salah satu produsen semen di Indonesia. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan menggunakan jalur darat dikarenakan letaknya yang strategis, serta diharapkan produk gipsum ini dapat diekspor.

3. Sarana Transportasi

Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku, pemasaran produk dan pengangkutan dapat ditempuh melalui jalur darat dan jalur laut. Dengan adanya fasilitas jalan

raya dan pelabuhan laut yang memadai, maka pemilihan lokasi di Semarang sangat tepat. Diharapkan dapat memperlancar kegiatan produksi serta pemasaran, baik pemasaran internasional maupun domestik.

#### 4. Utilitas

Perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Tenaga listrik untuk pabrik ini nantinya akan disuplai dari PLN UP3 Semarang dan PT PLN Semarang. Terkait pembangkit listrik utama pabrik menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya di dapatkan dari PT. Pertamina. Lokasi pabrik ini nantinya untuk memenuhi kebutuhan air untuk utilitas didapatkan dari PDAM Tirta Moedal Kantor Cabang yang terletak di Semarang, Jawa Tengah dan air tersebut nantinya akan di proses menggunakan metode pengolahan air yang telah dirancang dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan air (air servis, air proses, air domestik, air penghasil steam, air pendingin dan lain-lain). Sehingga lokasi ini telah mempunyai sarana-sarana pendukung yang memadai.

### 1.4 Tinjauan Pustaka

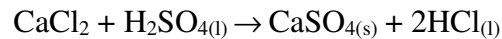
Proses pembuatan gipsum terdiri dari beberapa macam proses, yakni :

#### 1.4.1 Proses Pembuatan Gipsum dari $\text{CaCl}_2$ dan $\text{H}_2\text{SO}_4$

Pembuatan gipsum dengan proses ini dilakukan dengan cara dimasukkan  $\text{CaCl}_2$  ke dalam reaktor dengan ditambahkan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  pada suhu

50-80 °C dan tekanan 1 atm. Terjadi reaksi netralisasi di dalam reaktor yang menghasilkan CaSO<sub>4</sub> dan HCl dengan konversi mencapai 100%.

Reaksi yang terjadi :



Proses pemisahan CaSO<sub>4</sub> dan HCl menggunakan absorber yang berupa larutan CaSO<sub>4</sub> diuapkan sehingga menghasilkan CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O. Selanjutnya untuk mengurangi kandungan air maka dimasukkan kedalam alat *evaporator* kemudian masuk ke *crystalizer* untuk agar terbentuk kristal. Setelah itu masuk ke *centrifuge* dan kristal yang keluar dari *centrifugal* dimasukkan ke dalam alat pengering (*Rotary Dryer*), lalu didinginkan dengan *rotary drum cooler* sehingga menghasilkan kemurnian gipsum hingga 90%. (Wiley & Sons, 1998)

#### 1.4.2 Proses pembuatan gipsum dari gipsum rock

Pembuatan gipsum dari gipsum rock dilakukan dengan cara menghancurkan batuan gipsum yang diperoleh di wilayah pegunungan. Penghancuran batuan gipsum ini dilakukan dengan menggunakan alat *primary crusher* lalu diayak untuk menghasilkan batuan yang halus. Proses penghancuran dan pengayakan dilakukan beberapa kali untuk mendapatkan hasil yang diinginkan. Setelah batu-batuan diayak, dimasukkan ke *sink float* untuk membersihkan kotoran, kemudian masuk ke *secondary crusher* untuk menghancurkan batu-batuan yang belum halus, dan sebagian lagi dimasukkan ke *fine grinding* untuk digiling menjadi butiran yang lebih

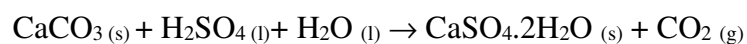
halus. Setelah digiling, sebagian butiran yang halus dikalsinasi untuk menghasilkan *board plaster* lalu sebagian lagi dimasukkan ke ball mill untuk menghasilkan *bagged plaster*.

Jika dilihat dari sudut pandang ekonomi, proses ini tidak menguntungkan karena membutuhkan biaya investasi yang besar untuk proses penambangan. Namun, kapasitas produksi yang dihasilkan belum tentu besar dan juga tidak menghasilkan produk samping yang dapat dijual. (Faith, Keyes, & Clark, 1957)

#### 1.4.3 Proses pembuatan gipsum dari batu kapur dan asam sulfat

Pembuatan gipsum dengan proses ini terjadi melalui proses kalsinasi. Dalam proses ini, batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) direaksikan dengan asam sulfat encer ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) di reaktor pada suhu  $93,33\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Metode ini menghasilkan konversi sebesar 90%. Selanjutnya, produk yang dihasilkan dari reaktor dimasukkan ke dalam alat pemisah untuk menghilangkan impuritasnya. Sehingga, kadar impuritas dapat dikurangi melalui proses purifikasi yang menghasilkan gipsum dengan kemurnian lebih dari 91%.

Reaksi yang terjadi :



(Jerry F. Key, Jr, 2003)



### 1.5 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan gipsum adalah asam sulfat dan batuan kapur. Untuk mengurangi biaya penyediaan bahan baku, pabrik kalsium sulfat dihidrat didirikan di Jawa yang dekat dengan penghasil bahan baku batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) yang diperoleh dari pertambangan yang tersedia di daerah Kab.Rembang, Jawa Tengah. Sementara bahan asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas 1.170.000 ton per tahun.



## 1.6 Pertimbangan Pemilihan Proses

Tabel 1. 5 Pertimbangan pemilihan proses

Perbandingan	Pembuatan gipsum dari gipsum rock	Pembuatan gipsum dari batu kapur	Pembuatan gipsum dari $\text{CaCl}_2$ dan $\text{H}_2\text{SO}_4$
Bahan baku	Gipsum rock	$\text{CaCO}_3$ dan $\text{H}_2\text{SO}_4$	$\text{CaCl}_2$ dan $\text{H}_2\text{SO}_4$
Suhu	<melting point gipsum	93° C	50-80° C
Konversi	-	90%	100%
Konsumsi energy	Sedang	Sedikit	Sedang
Kemurnian produk	Tergantung bahan baku	Kadar 91-92%	Kadar 90%
Persediaan bahan baku	Terbatas jumlahnya	Berlimpah dan mudah didapat	$\text{CaCl}_2$ sangat sedikit
Biaya produksi	Besar	Sedang	Besar

Pada perancangan ini digunakan proses pembuatan gipsum dari batu kapur dan asam sulfat karena jika dibandingkan dengan yang lain, proses ini lebih ekonomis dan perolehan bahan baku yang mudah didapatkan di tempat pembangunan pabrik, Selain itu, kondisi operasinya berlangsung pada suhu yang rendah dan menggunakan tekanan atmosferis dan memiliki kemurnian yang tinggi dengan kadar sebesar 91%, sehingga penanganannya mudah dan jumlah energi yang dibutuhkan standar.

## BAB II DESKRIPSI PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 2.1.1 Gypsum

Gypsum ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) merupakan salah satu mineral dengan kadar kalsium tinggi yang tersusun akibat adanya sedimentasi air laut. Gypsum mempunyai kandungan dua molekul yang terdiri dari  $\text{CaSO}_4$  dan  $2\text{H}_2\text{O}$ . (Yuniarti, Majid, & Faisal, 2019)

Adapun beberapa kegunaan dari gipsum yakni sebagai berikut :

- a. Pembuatan Material Bangunan: Gypsum digunakan secara luas dalam industri konstruksi untuk membuat material bangunan seperti plester, papan gipsum, dan blok gipsum. Papan gipsum, misalnya, digunakan dalam dinding dan langit-langit interior sebagai bahan penutup yang mudah diaplikasikan dan diubah.
- b. Industri Pupuk: Gypsum juga digunakan sebagai bahan baku dalam produksi pupuk dan sebagai amendemen tanah untuk meningkatkan struktur tanah dan membantu pertumbuhan tanaman.
- c. Industri Semen: Gypsum dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan semen serta dalam industri pengecoran logam sebagai bahan pemisah dalam proses pengecoran untuk membantu menghasilkan permukaan logam yang lebih halus. (U.S. Geological Survey, 2020)

Tabel 2. 1 Tabel Komposisi Gypsum

<b>Komponen</b>	<b>Komposisi (%)</b>
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	91.70%
CaCO <sub>3</sub>	5.92%
H <sub>2</sub> O	0.93%
MgCO <sub>3</sub>	0.57%
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.38%
SiO <sub>2</sub>	0.21%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.15%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.10%
CaSO <sub>4</sub>	0.04%
<b>Total</b>	100%

(Sumber: (Green & Perry, 2008))

### 2.1.2 Asam Sulfat

Asam sulfat merupakan asam kuat yang bereaksi dengan banyak material, termasuk logam dan mineral, untuk membentuk garam sulfat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfat mempunyai banyak kegunaan dan merupakan salah satu produk utama industri kimia. Asam sulfat murni yang tidak diencerkan tidak dapat ditemukan secara alami di bumi oleh karena sifatnya yang higroskopis. Asam sulfat 98% umumnya disebut sebagai asam sulfat pekat. Terdapat berbagai jenis konsentrasi asam sulfat yang digunakan untuk berbagai keperluan seperti kegunaan laboratorium, asam baterai, asam bilik atau asam pupuk, asam menara atau, asam pekat. Salah satu kegunaan lain asam sulfat yakni

sebagai bahan baku tambahan pada pembuatan gipsum. (BPPT, 2007)  
(Badan Pusat Statistik, 2024)

### 2.1.3 Batuan Kapur

Batu kapur (limestone) adalah batuan sedimen yang berasal dari organisme laut yang telah mati dan berubah menjadi kalsium karbonat ( $\text{CaCO}_3$ ). Komposisi batuan kapur dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2. 2 Komposisi batu kapur

<b>Komponen</b>	<b>Komposisi (%)</b>
$\text{CaCO}_3$	97.89%
$\text{MgCO}_3$	0.95%
$\text{SiO}_2$	0.36%
$\text{H}_2\text{O}$	0.30%
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.25%
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0.17%
$\text{CaSO}_4$	0.08%
<b>Total</b>	<b>100%</b>

(Sumber: (Perdana & Hidayat, 2022))

## 2.2 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

### 2.2.1 Asam Sulfat

#### a. Sifat Fisika

Rumus molekul	: $\text{H}_2\text{SO}_4$
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Densitas	: 1.830 g/l
Titik didih	: 340°C

Titik beku	: 10.31°C
Specific gravity	: 1,834
Impuritas H <sub>2</sub> O	: 2 % mol
C <sub>p</sub>	: 0,4518 Cal/g°C
Viskositas	: 26,7 cp

(Green & Perry, 2008)

b. Sifat Kimia

Asam sulfat merupakan asam kuat dan bersifat sangat korosif, menyebabkan iritasi, dan eksplosif.

2.2.2 Kalsium Karbonarat

a. Sifat Fisika

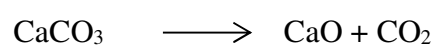
Rumus molekul	: CaCO <sub>3</sub>
Berat molekul	: 100,09 g/mol
Wujud	: padat
Densitas	: 2,83 g/cm <sup>3</sup>
Titik leleh	: 825°C
Titik didih	: -

(Green & Perry, 1984)

b. Sifat Kimia

Salah satu sifat kimia batu kapur yaitu dapat mengalami kalsinasi.

Reaksinya :



Warna batu kapur adalah putih dan akan berubah menjadi agak kecoklatan jika terkontaminasi tanah liat atau senyawa besi.

(Patnaik, 2003)

### 2.2.3 Air

#### a. Sifat Fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul (g/gmol)	: 18
Wujud	: Cair
Viskositas	: 0,838 Kg/m.s
Specific gravity	: 0,95838 g/ml
Titik didih	: 100°C

(Kirk & Othmer, 1978)

#### b. Sifat Kimia

Air dianggap sebagai pelarut universal karena mampu melarutkan banyak senyawa kimia. Ini karena kemampuannya membentuk ikatan hidrogen dengan berbagai molekul serta merupakan pelarut jernih yang tidak berwarna. (Silberberg, 2006)

### 2.2.4 Kalsium Sulfat Dihidrat (Gypsum)

#### a. Sifat Fisika

Rumus molekul	: CaSO <sub>4</sub> . 2H <sub>2</sub> O
Nama lain	: Kalsium sulfat dihidrat
Berat molekul (g/gmol)	: 172
Kenampakan	: Serbuk berwarna putih

Kemurnian : 91,66 %  
Densitas : 2,32 g/cm<sup>3</sup>  
Melting Point : 150 °C  
Kelarutan dalam air (20°C) : 0,21 g CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O/100 g larutan. (Perry & Green, 2008)

b. Sifat Kimia

Gipsum bersifat larut dalam air, meskipun kelarutannya lebih rendah dibandingkan dengan garam-garam yang sangat larut. Pada suhu ruang, gipsum dapat larut dalam air dengan membentuk larutan yang disebut air gipsum. Bahan dasar gipsum adalah mineral gipsum kalsium sulfat dihidrat (CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O). Apabila dipanaskan, CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O akan kehilangan 1,5gram mol H<sub>2</sub>O yang kemudian akan menjadi kalsium sulfat hemihidrat. Berikut ini adalah proses

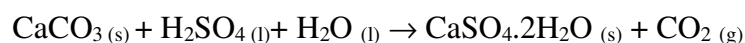
Reaksinya:



## 2.3 Konsep Proses

### 2.3.1 Dasar Reaksi

Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan gipsum sebagai berikut:



Proses ini terjadi dengan mencampurkan bahan baku berupa batuan kapur dengan asam sulfat.



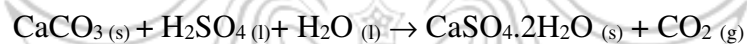
### 2.3.2 Kondisi Operasi

Kondisi operasi di reaktor yang berfungsi untuk membentuk gipsum pada suhu 93,3°C dan tekanan 1 atm. Konversi pembentukan gipsum sebesar 90 % dan perbandingan berat antara batu kapur dan asam sulfat masuk reaktor sebesar 1:2. Waktu tinggal di reaktor adalah 5- 10 menit. (Jerry F. Key, Jr, 2003)

### 2.3.3 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ini bertujuan untuk memahami sifat dan kesetimbangan reaksi yang terjadi dalam proses pembuatan gipsum dari asam sulfat dan batu kapur. Data yang digunakan adalah entalpi panas pembentukan dan energi pada masing-masing bahan baku dan produk.

pada proses pembentukan gipsum terjadi reaksi sebagai berikut:



Dengan suhu 93,3°C dan tekanan 1 atm.

Tabel 2. 3 Data  $\Delta H^{\circ}f$  tiap komponen

Senyawa	$\Delta H^{\circ}f$ (kkal/mol)
CaCO <sub>3</sub> (s)	-289.5
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (aq)	-193.69
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O (s)	-479.33
CO <sub>2</sub> (g)	-94.052
H <sub>2</sub> O (l)	-68.3174

(Sumber: (Perry & Green, 2008))

$$\Delta H^\circ = \Sigma \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Sigma \Delta H^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\Delta H = (-479.33 \text{ kkal/mol}) + (-94.052 \text{ kkal/mol}) - [(-193.69 \text{ kkal/mol}) + (-289.5 \text{ kkal/mol}) + (-68.3174 \text{ kkal/mol})]$$

$$\Delta H = -21,8746 \text{ kkal/mol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas diperoleh nilai  $\Delta H^\circ$  negatif, sehingga dapat diketahui bahwa reaksi ini bersifat eksotermik yaitu melepaskan panas ke lingkungan.

Tabel 2. 4 Data  $\Delta G^\circ_f$  tiap komponen

Senyawa	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
CaCO <sub>3</sub> (s)	-1129.1
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (aq)	-697.2
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O (s)	-739.1
CO <sub>2</sub> (g)	-394.37
H <sub>2</sub> O (l)	-237.18

(Sumber: (Perry & Green, 2008))

$$\Delta G^\circ = \Sigma \Delta G^\circ_f (\text{produk}) - \Sigma \Delta G^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\Delta G^\circ = (-731.9 \text{ kJ/mol}) + (-394.37 \text{ kJ/mol}) - [(-1129.1 \text{ kJ/mol}) + (-697.2 \text{ kJ/mol}) + (-237.18 \text{ kJ/mol})]$$

$$\Delta G^\circ = 937.21 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas diperoleh nilai  $\Delta G^\circ$  positif, sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi tersebut tidak spontan pada

kondisi standar. Hubungan  $\Delta G^\circ$  dengan konstanta kesetimbangan reaksi adalah sebagai berikut

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

$$\Delta G^\circ/RT = -\ln K$$

$$R = 8,314 \text{ j/mol K}$$

$$T = 298 \text{ K}$$

$$\Delta G^\circ = 937.21 \text{ kJ/mol} = 937.21 \times 10^3 \text{ j/mol}$$

$$\ln K = \Delta G^\circ/RT$$

$$= 937.21 \times 10^3 \text{ j/mol} / 8,314 \text{ j/mol K} \times 298 \text{ K}$$

$$= -39.44$$

$$K = e^{(-39.44)}$$

$$K = 2.18 \times 10^{-17}$$

## 2.4 Uraian Proses

### 2.4.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

#### a. Batuan kapur ( $\text{CaCO}_3$ )

Batuan kapur yang diperoleh dari area penambangan atau pabrik supplier diangkut menggunakan *bucket elevator* untuk ditampung di gudang penyimpanan. Setelah dari gudang penyimpanan, batu kapur dipecah menjadi ukuran yang lebih kecil hingga 3 cm menggunakan *crusher* lalu untuk memperoleh ukuran 200 mesh dihancurkan lagi menggunakan *hammer mill* lalu di bawah menuju ke *vibrating screen* untuk memisahkan batuan kapur yang memiliki ukuran yang *oversize*.

Selanjutnya batuan kapur dimasukkan kedalam *screw conveyor* dan dibawah ke dalam reaktor untuk diproses. Adapun batu kapur yang memiliki ukuran oversize dibawah kembali menuju crusher untuk dihancurkan kembali.

b. Asam sulfat ( $H_2SO_4$ )

$H_2SO_4$  kadar 50 % disimpan dalam tangki penyimpanan pada kondisi  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm

#### 2.4.2 Tahap Reaksi

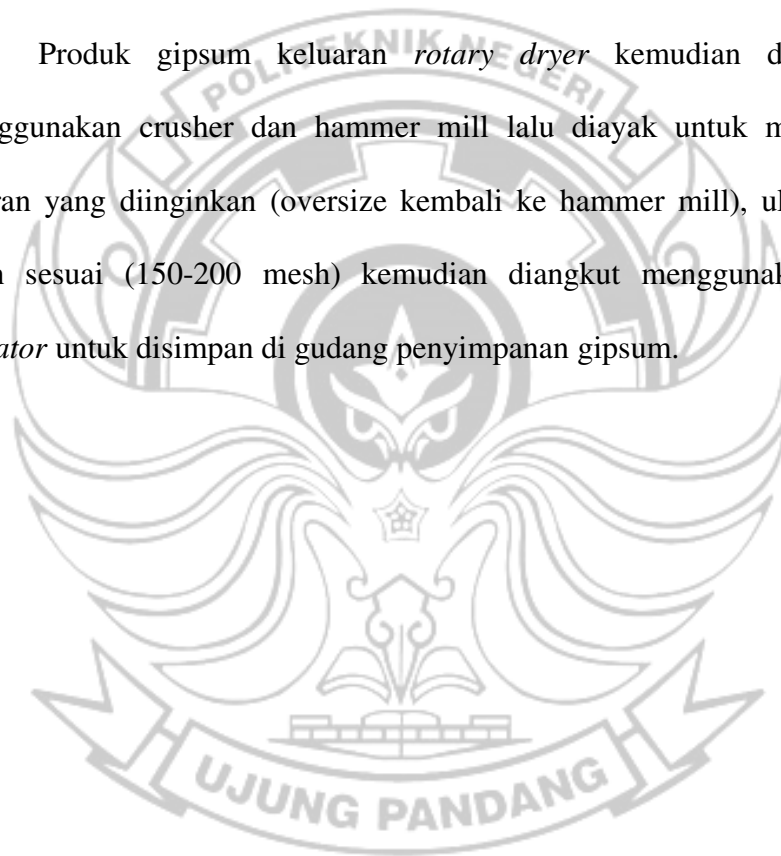
Pada tahap ini  $H_2SO_4$  dipanaskan pada *heat exchanger* hingga suhunya mencapai  $93.3^\circ C$  lalu diteruskan ke reaktor. Reaktor yang digunakan adalah RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk). Begitupun dengan batuan kapur yang sebelumnya telah melewati proses pengayakan dimasukkan kedalam reaktor. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi eksotermis dengan tekanan 1 atm dan suhu produk keluar reaktor sebesar  $93,33^\circ C$ . Selain menghasilkan kalsium sulfat dihidrat ( $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ ), reaksi tersebut juga menghasilkan gas karbon dioksida ( $CO_2$ ). Gas yang keluar dari reaktor dibuang langsung ke lingkungan. Slurry yang keluar dari reaktor kemudian dialirkan ke cooling conveyor untuk mendinginkan slurry sampai suhu  $30^\circ C$ .

#### 2.4.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

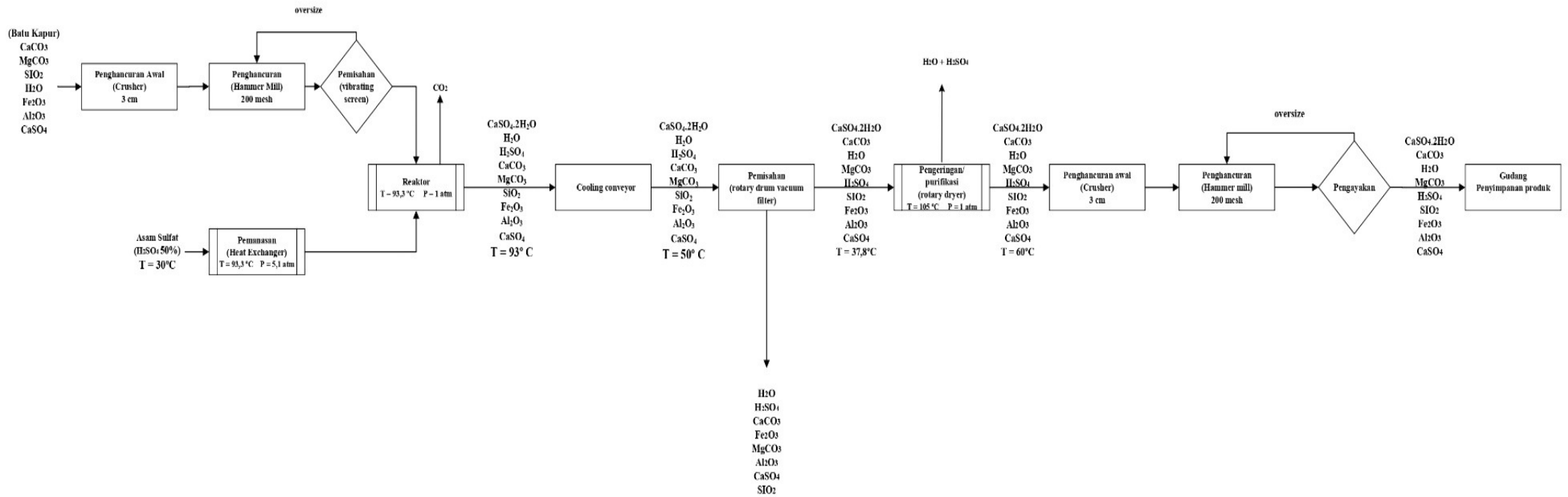
Slurry yang sudah bersuhu  $30^\circ C$  kemudian dialirkan ke *rotary drum vakum filter* untuk memisahkan cake dengan filtrate (yang mengandung air dan asam sulfat).

Keluaran cake gipsum dari *rotary drum vakum filter* dipanaskan oleh *rotary dryer tipe direct counter current* yang beroperasi pada suhu 105°C dan tekanan 1 atm untuk mengeringkan cake. Kadar  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  produk keluaran rotary dryer adalah 97,6%. Sedangkan asam sulfat dan air yang menjadi produk samping menguap dari *rotary dryer* akan dialirkan ke UPL untuk penanganan lebih lanjut.

Produk gipsum keluaran *rotary dryer* kemudian dihancurkan menggunakan crusher dan hammer mill lalu diayak untuk memperoleh ukuran yang diinginkan (oversize kembali ke hammer mill), ukuran yang telah sesuai (150-200 mesh) kemudian diangkut menggunakan *bucket elevator* untuk disimpan di gudang penyimpanan gipsum.



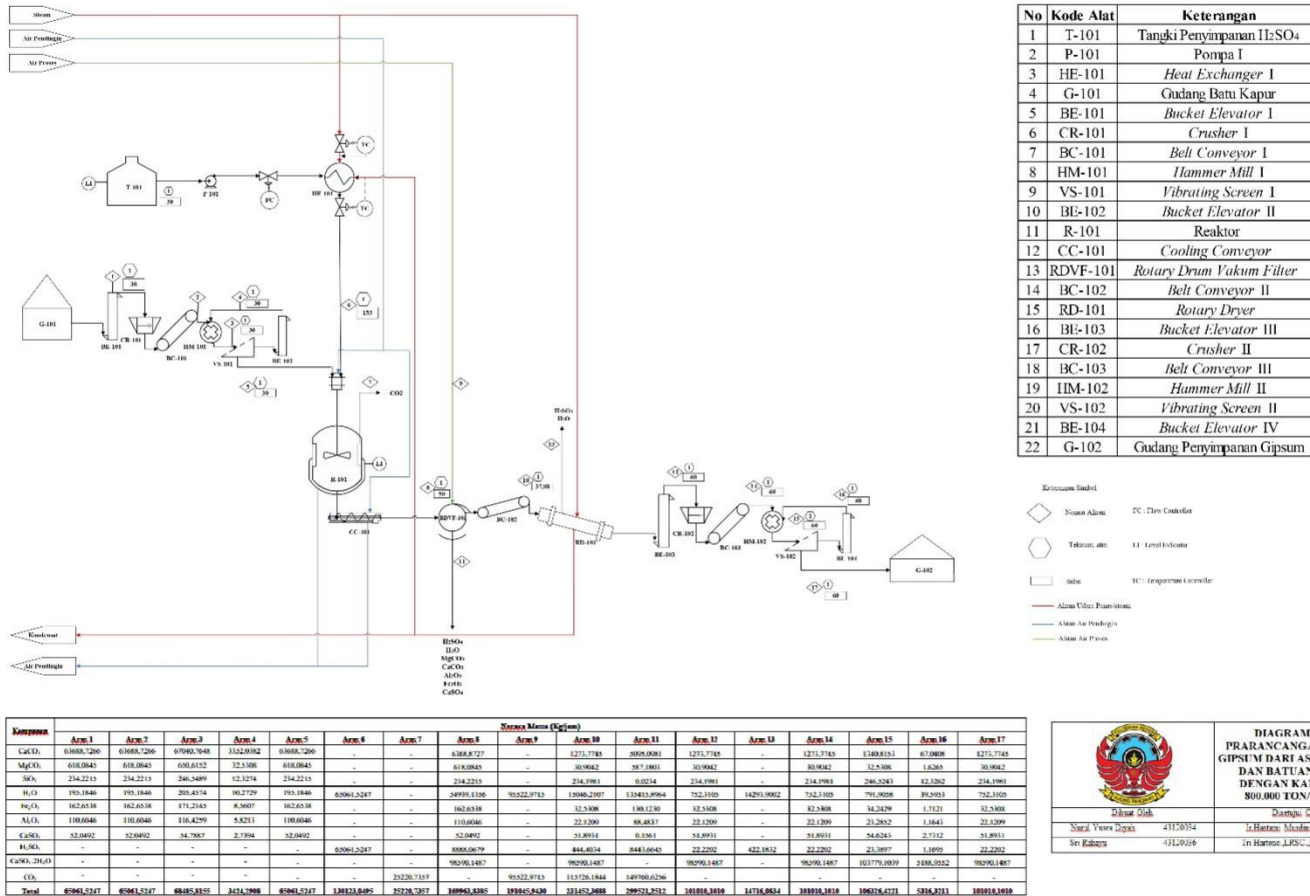
## 2.5 Diagram Alir



Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif Proses Pembuatan Gypsum

## 2.6 Flowsheet Dasar

DIAGRAM ALIR PRARANCANGAN PABRIK GIPSUM DARI ASAM SULFAT DAN BATUAN KAPUR DENGAN KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 2 Flowsheet Dasar Pembuatan Gypsum

### BAB III NERACA MASSA

Basis : 100 kg/jam

Kapasitas Gypsum : 101010,1010 kg/jam

Waktu Operasional Pabrik : 330 hari/tahun dan 24 jam/hari

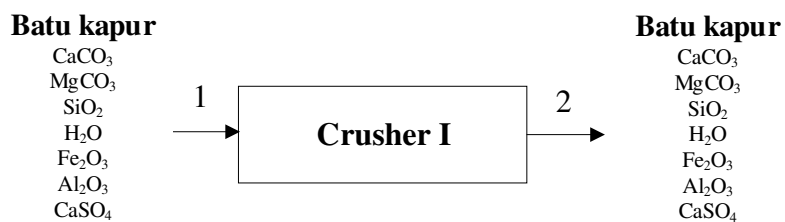
Tipe Proses : Kontinyu

Tabel 3. 1 Komposisi batu kapur

Komponen	Komposisi (%)	Berat (Kg)
CaCO <sub>3</sub>	97,89%	63.688,7266
MgCO <sub>3</sub>	0,95%	618,0845
SiO <sub>2</sub>	0,36%	234,2215
H <sub>2</sub> O	0,30%	195,1846
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,25%	162,6538
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,17%	110,6046
CaSO <sub>4</sub>	0,08%	52,0492
<b>Total</b>	<b>100%</b>	<b>65.061,5247</b>

(Sumber: (Perdana & Hidayat, 2022))

#### 3.1 Crusher I

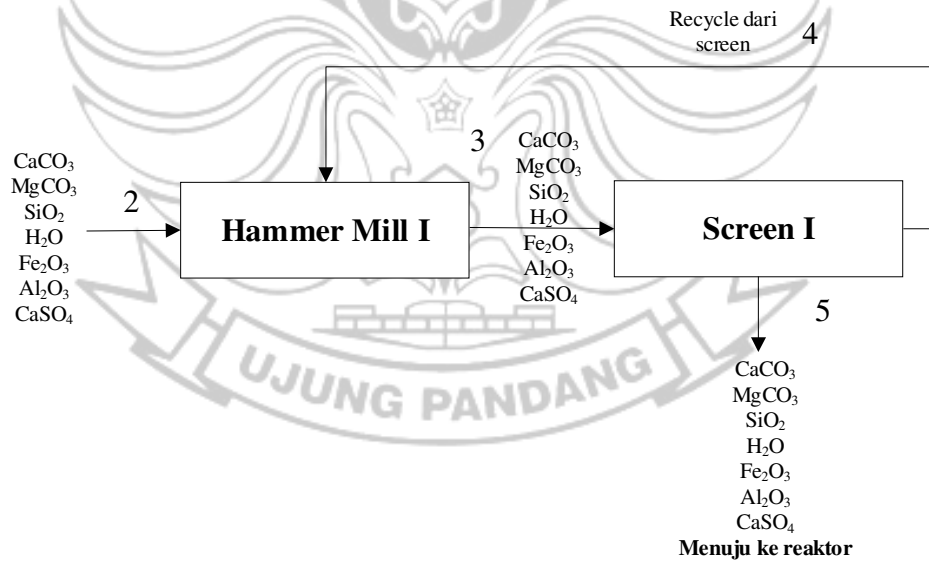




Tabel 3. 2 Neraca Massa *Crusher I*

Komponen	F1 (kg/jam)	F2 (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	63.688,7266	63.688,7266
MgCO <sub>3</sub>	618,0845	618,0845
SiO <sub>2</sub>	234,2215	234,2215
H <sub>2</sub> O	195,1846	195,1846
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	162,6538
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	110,6046
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	52,0492
<b>Total</b>	<b>65.061,5247</b>	<b>65.061,5247</b>

### 3.2 Hammer Mill dan Vibrating screen I



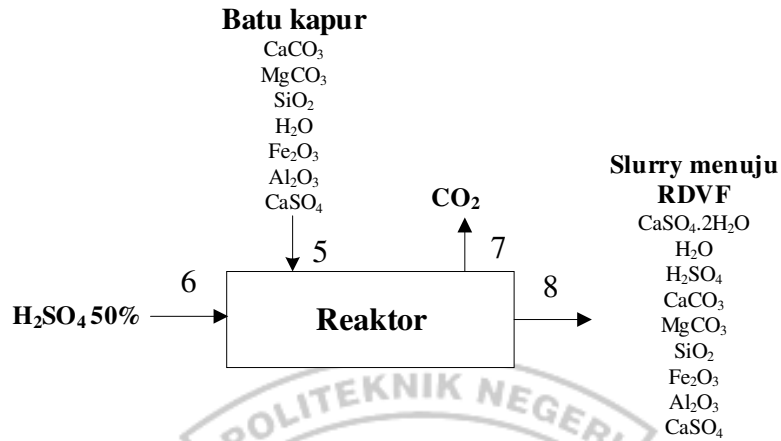
Tabel 3. 3 Neraca Massa *Hammer Mill I*

Komponen	Input (Jaw + Recycle) (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F2	F4	F3
CaCO <sub>3</sub>	63.688,7266	3,352,0382	67.040,7648
MgCO <sub>3</sub>	618,0845	32,5308	650,6152
SiO <sub>2</sub>	234,2215	12,3274	246,5489
H <sub>2</sub> O	195,1846	10,2729	205,4574
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	8,5607	171,2145
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	5,8213	116,4259
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	2,7394	54,7887
Sub Total	65.061,5247	3.424,2908	68.485.8155
<b>Total</b>	<b>68.485,8155</b>		<b>68.485,8155</b>

Tabel 3. 4 Neraca Massa *Vibrating screen I*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (Recycle + Reaktor) (kg/jam)	
	F3	F4	F5
CaCO <sub>3</sub>	67.040,7648	3.352,0382	63.688,7266
MgCO <sub>3</sub>	650,6152	32,5308	618,0845
SiO <sub>2</sub>	246,5489	12,3274	234,2215
H <sub>2</sub> O	205,4574	10,2729	195,1846
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	171,2145	8,5607	162,6538
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	116,4259	5,8213	110,6046
CaSO <sub>4</sub>	54,7887	2,7394	52,0492
Sub Total	68.485,8155	3.424,2908	65.061,5247
<b>Total</b>	<b>68.485,8155</b>	<b>68.485,8155</b>	

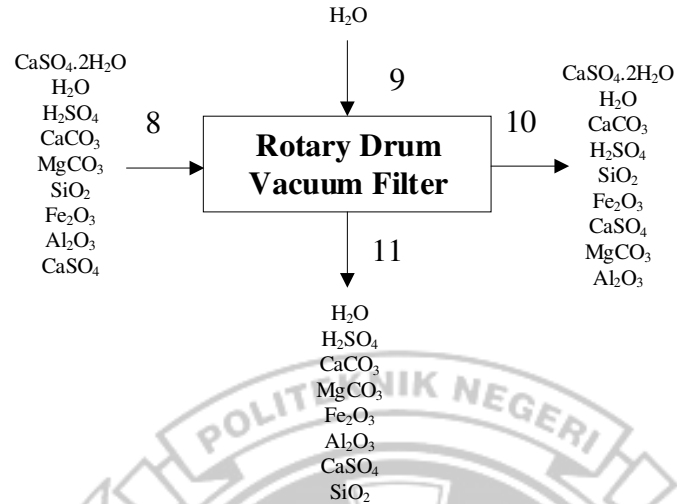
### 3.3 Reaktor



Tabel 3. 5 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F5	F6	F7	F8
$\text{CaCO}_3$	63.688,7266	-	-	6.368,8727
$\text{MgCO}_3$	618,0845	-	-	618,0845
$\text{SiO}_2$	234,2215	-	-	234,2215
$\text{H}_2\text{O}$	195,1846	65.061,5247	-	54.939,1356
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	162,6538	-	-	162,6538
$\text{Al}_2\text{O}_3$	110,6046	-	-	110,6046
$\text{CaSO}_4$	52,0492	-	-	52,0492
$\text{H}_2\text{SO}_4$	-	65.061,5247	-	8888,0679
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-	-	-	98.590,1487
$\text{CO}_2$	-	-	25.220,73572	-
Sub Total	65.061,5247	130.123,0495	25.220,7357	169.963,8385
<b>Total</b>	195.184,5742		195.184,5742	

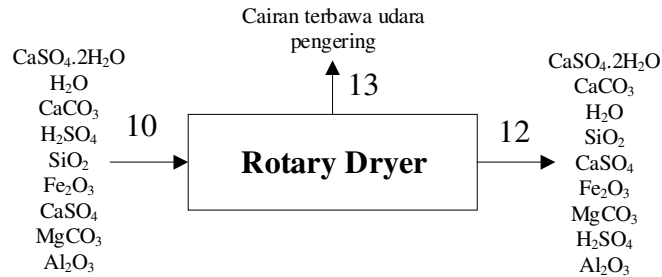
### 3.6 Rotary Drum Vacuum Filter



Tabel 3. 6 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F8	F9	F10	F11
CaCO <sub>3</sub>	6.368,8727	-	1.273,7745	5.095,0981
MgCO <sub>3</sub>	618,0845	-	30,9042	587,1803
SiO <sub>2</sub>	234,2215	-	234,1981	0,0234
H <sub>2</sub> O	54.939,1356	95.522,9715	15.046,2107	135.415,8964
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	-	32,5308	130,1230
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	-	22,1209	88,4837
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	-	51,8931	0,1561
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8.888,0679	-	444,4034	8.443,6645
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	98.590,1487	-	98.590,1487	-
Sub Total	169.963,8385	95.522,9715	115.726,1844	149.760,6256
<b>Total</b>	265.486,8100		265.486,8100	

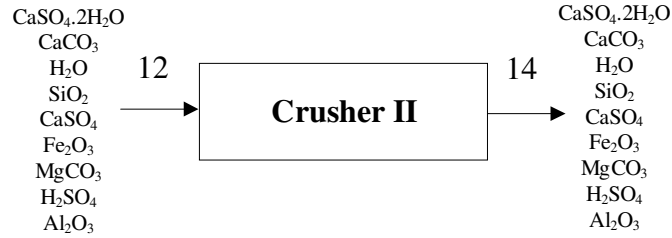
### 3.7 Rotary Dryer



Tabel 3. 7 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Input	Output	
	(kg/jam)	(kg/jam)	
	F10	F13	F12
CaCO <sub>3</sub>	1.273,7745	-	1.273,7745
MgCO <sub>3</sub>	30,9042	-	30,9042
SiO <sub>2</sub>	234,1981	-	234,1981
H <sub>2</sub> O	15.046,2107	14.293,9002	752,3105
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32,5308	-	32,5308
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,1209	-	22,1209
CaSO <sub>4</sub>	51,8931	-	51,8931
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	444,4034	422,1832	22,2202
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	98.590,1487	-	98.590,1487
Sub Total	115.726,1844	14.716,0834	101.010,1010
<b>Total</b>	115.726,1844	115.726,1844	

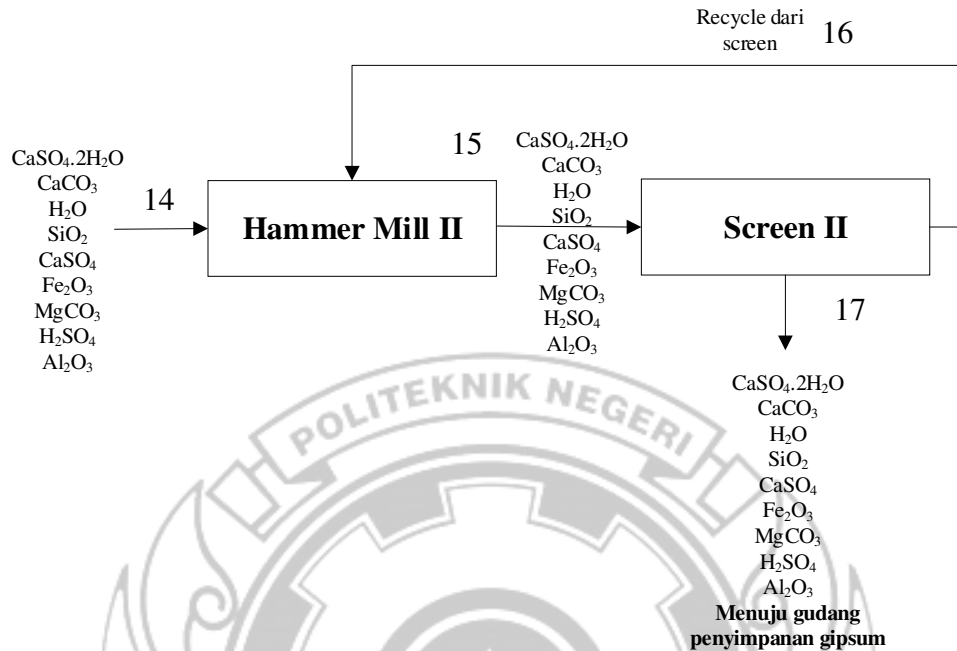
### 3.8 Crusher II



Tabel 3. 8 Neraca Massa *Crusher II*

Komponen	Input F12 (kg/jam)	Output F14 (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	1.273,7745	1.273,7745
MgCO <sub>3</sub>	30,9042	30,9042
SiO <sub>2</sub>	234,1981	234,1981
H <sub>2</sub> O	752,3105	752,3105
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32,5308	32,5308
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,1209	22,1209
CaSO <sub>4</sub>	51,8931	51,8931
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	22,2202	22,2202
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	98.590,1487	98.590,1487
<b>Total</b>	<b>101.010,1010</b>	<b>101.010,1010</b>

### 3.9 Hammer Mill dan Vibrating Screen II



abel 3. 9 Neraca Massa *Hammer Mill II*

Komponen	Input (Jaw + Recycle) (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F14	F16	F15
CaCO <sub>3</sub>	1.273,7745	67,0408	1.340,8153
MgCO <sub>3</sub>	30,9042	1,6265	32,5308
SiO <sub>2</sub>	234,1981	12,3262	246,5243
H <sub>2</sub> O	75,3105	39,5953	791,9058
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32,5308	1,7121	34,2429
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,1209	1,1643	23,2852
CaSO <sub>4</sub>	51,8931	2,7312	54,6243
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	22,2202	1,1695	23,3897
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	98.590,1487	5.188,9552	103.779,1039
Sub Total	101.010,1010	5.316,3211	106.326,4221
<b>Total</b>	<b>106.326,4221</b>		<b>106.326,4221</b>

Tabel 3. 10 Neraca Massa *Vibrating screen* II

Komponen	Input (kg/jam)	Output (Recycle + Gudang) (kg/jam)	
	F15	F16	F17
CaCO <sub>3</sub>	1.340,8153	67,0408	1.273,7745
MgCO <sub>3</sub>	32,5308	1,6265	30,9042
SiO <sub>2</sub>	246,5243	12,3262	234,1981
H <sub>2</sub> O	791,9058	39,5953	752,3105
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	34,2429	1,7121	32,5308
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	23,2852	1,1643	22,1209
CaSO <sub>4</sub>	54,6243	2,7312	51,8931
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,3897	1,1695	22,2202
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	103.779,1039	5.188,9552	98.590,1487
Sub Total	106.326,4221	5.316,3211	101.010,1010
<b>Total</b>	<b>106.326,4221</b>	<b>106.326,4221</b>	





## BAB IV NERACA PANAS

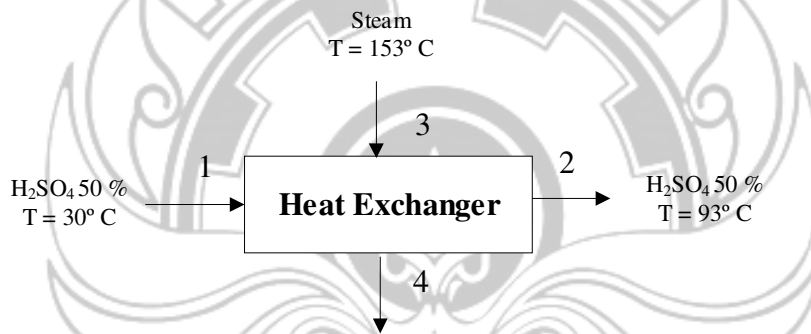
Kapasitas Produksi = 800.000 ton/tahun

Bahan baku = Batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Produk = Gypsum ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )

Waktu operasi produksi = 330 hari/tahun; 24 jam/hari

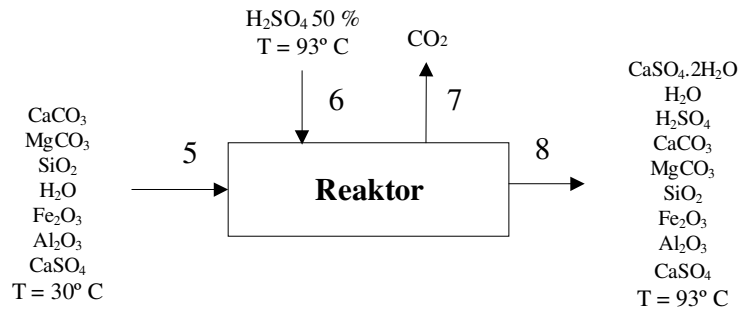
### 4.1 Heat Exchanger (HE-101)



Tabel 4. 1 Neraca panas *Heat Exchanger*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kj/jam)	(kj/jam)
Q1	183.024,5645	-
Q2	-	2.501.147,5957
Q3	3.028.797,0092	-
Q4	-	710.673,978
<b>Total</b>	<b>3.211.821,5737</b>	<b>3.211.821,5737</b>

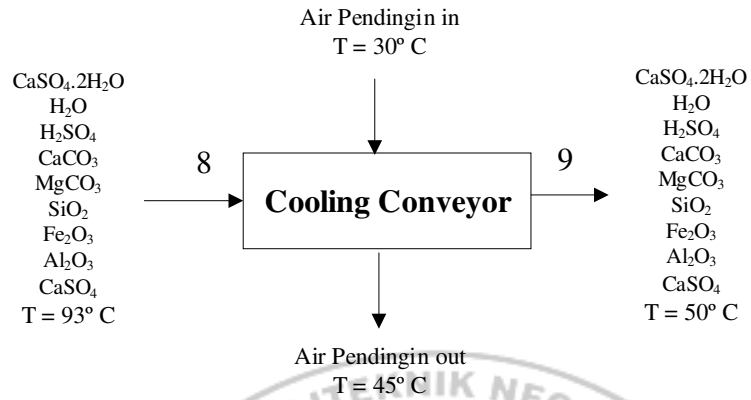
## 4.2 Reaktor (R-101)



Tabel 4. 2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q6	2.501.147,5957	-
Q5	270.911,7339	-
Q7	-	1.543.333,2276
Q8	-	15.674.424,9640
Qreaksi	16.693.249,3535	-
Qpendingin	-	2.247.550,4915
<b>Total</b>	<b>19.465.308,6831</b>	<b>19.465.308,6831</b>

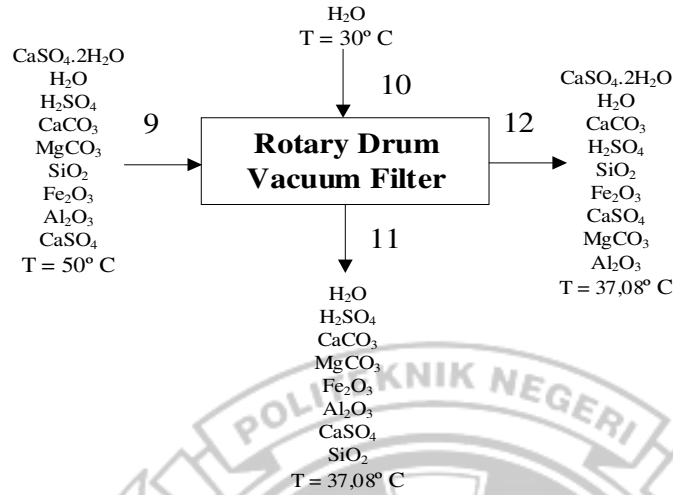
### 4.3 Cooling Conveyor (CC-101)



Tabel 4. 3 Neraca Panas *Cooling Conveyor*

Komponen	Masuk	Keluar
	(kj/jam)	(kj/jam)
Q8	15.674.424,9640	-
Q9	-	5.649.342,8516
Qpendingin	-	10.025.082,1124
Total	15.674.424,9640	15.674.424,9640

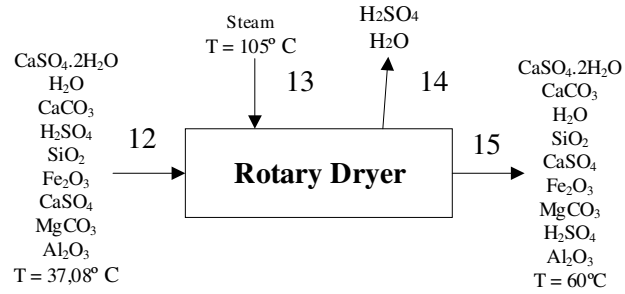
#### 4.4 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-101)



Tabel 4. 4 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter

Komponen	Masuk	Keluar
	(kj/jam)	(kj/jam)
Q9	5.649.342,8516	-
Q10	2.439.852,3978	-
Q11	-	7.061.552,7043
Q12	-	1.027.642,5450
<b>Total</b>	<b>8.089.195,2493</b>	<b>8.089.195,2493</b>

#### 4.5 Rotary Dryer (RD-101)



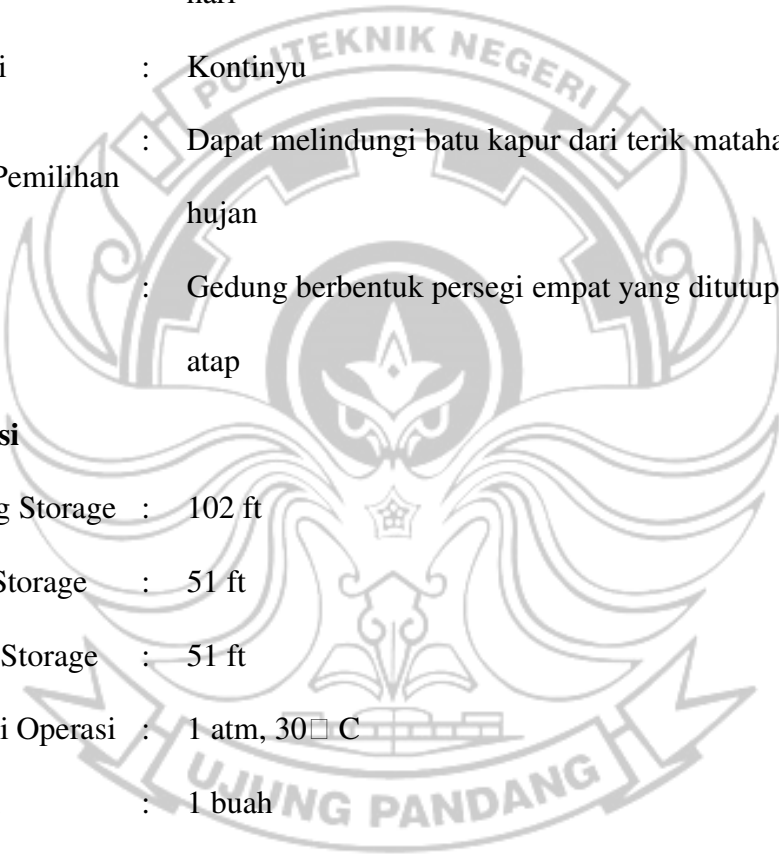
Gambar B. 1 Blok diagram aliran panas pada Rotary Dryer

Tabel 4. 5 Neraca Panas Rotary Dryer

Input	(kj/jam)	Output	(kj/jam)
Q12	1.027.642,5450	Q15	4.189.399,6002
Q13 (Qsteam)	63.852.806,9729	Q14	50.219.002,4598
		Qsteam	10.472.022,1287
		Q penguapan	25,3292
<b>Total</b>	<b>64.880.449,5179</b>	<b>Total</b>	<b>64.880.449,5179</b>

## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 5.1 Gudang Batu Kapur (G-101)



Alat	:	Gudang Batu Kapur
Kode	:	G-101
Fungsi	:	Menampung batu kapur untuk proses produksi selama 7 hari
Operasi	:	Kontinyu
Dasar Pemilihan	:	Dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan
Tipe	:	Gedung berbentuk persegi empat yang ditutup dengan atap
<b>Dimensi</b>		
Panjang Storage	:	102 ft
Lebar Storage	:	51 ft
Tinggi Storage	:	51 ft
Kondisi Operasi	:	1 atm, 30°C
Jumlah	:	1 buah

### 5.2 Bucket Elevator I (BE-101)

Alat	:	Bucket elevator I (BE-101)
Kode	:	BE-101
Fungsi	:	Untuk mengangkat batu kapur dari gudang batu kapur

menuju ke *crusher*

- Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*
- Dasar : Dapat mengangkut batuan kapur berukuran 25 cm
- Pemilihan : menuju *crusher*
- Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### **Dimensi**

- Rate bahan : 101010,0101 kg/jam = 2424240,242 kg/hari
- Kapasitas : 27 ton/jam
- Panjang bucket : 25 ft
- Sudut elevasi : 90°
- Ukuran : 8 x 5 x 5 1/2 in
- Spacing : 14 in
- Kecepatan : 225 ft/min
- Power : 2,6 hp
- Jumlah : 1 buah

### **5.2 Crusher I (CR-101)**

- Alat : *Crusher I (CR-101)*
- Kode : CR-101
- Fungsi : Memecah batu kapur dari ukuran 25cm menjadi 3cm
- Tipe : *Blake crusher*
- Dasar Pemilihan : Mesin ini merupakan jenis mesin yang

digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang dan tipe mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

**Dimensi**

Rate bahan masuk : 65.061,5247 kg/jam = 65,615 ton/jam

masuk

Kapasitas : 60-67 ton/jam

Speed : 210 Rpm

Size Opening : 36 x 24 in

Power : 48 hp

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

Jumlah : 1 buah

**5.3 Belt Conveyor I (BC-101)**

Alat : *Belt Conveyor I (BC-101)*

Kode : BC-101

Fungsi : Membawa batu kapur keluaran crusher menuju hammer mill



Tipe : Through belt on 20°  
Dasar Pemilihan : Dapat mengangkat batuan kapur yang berukuran kecil  
harga relatif lebih murah  
Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### **Dimensi**

Rate bahan masuk : 65061,5247 kg/jam = 65,0615 ton/jam  
Densitas : 168,5925 lb/ft<sup>3</sup>  
Bahan : *Carbon Steel*  
*Belt Plies* : 5 lapis  
*Power* : 2.64 hp  
Jumlah : 1 buah

### **5.4 Hammer Mill I (HM-101)**

Alat : *Hammer Mill (HM-101)*  
Kode : HM-01  
Fungsi : Memecah batu kapur dari ukuran 3 cm  
menjadi 200 mesh  
Tipe : *Hammer Mill no.505*  
Dasar pemilihan : Dapat menghancurkan batu kapur hingga  
halus sampai dengan 200 mesh  
Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### **Dimensi**

Rate bahan masuk : 68.4858 ton/jam

Kapasitas	: 40-60 ton/jam
<i>Speed</i>	: 1200 r/min
<i>Motor dimensions</i>	: 30 x 30 in
<i>Power</i>	: 1835.0377 HP
Jumlah	: 1 buah

### 5.5 Vibrating Screen I (VS-101)

Alat	: <i>Vibrating Screen I</i> (VS-101)
Kode	: VS-101
Fungsi	: Memisahkan batu kapur yang berukuran dibawah 200 mesh
Tipe	: <i>Electrically Vibrating Screen</i>
Dasar Pemilihan	: Dapat memisahkan batu kapur yang ukurannya tidak memenuhi kriteria
Kondisi Operasi	: 1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	: 68,4858 ton/jam
Kapasitas over design 20%	: 82,1830 ton/jam
<i>Capacity range</i>	: 5-20 ton/ft <sup>2</sup> .24 h
<i>Aperture</i>	: 200 mesh = 0.0774 mm
<i>Approximate Capacity</i>	: 1972,391 ton/24h
<i>Luas Screen</i>	: 1332,697 ft <sup>2</sup> area
Jumlah	: 1 buah

### 5.6 *Bucket Elevator II (BE-102)*

Alat	: <i>Bucket elevator II (BE-102)</i>
Kode	: BE-102
Tipe	: <i>Sentrifugal discharge bucket</i>
Fungsi	: Untuk mengangkat batu kapur dari vibrating screen menuju hammer mill
Dasar pemilihan	: Dapat mengangkat batuan kapur yang tidak lolos vibrating screen menuju hammer mill
Kondisi Operasi	: 1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	:
Rate bahan	: 3424,2908 kg/jam = 3,4242908 ton/jam
Kapasitas	: 14 ton/jam
Panjang bucket	: 25 ft
Sudut elevasi	: 90°
Ukuran	: 6 x 4 x 4 1/4 in
Spacing	: 12 in
Kecepatan	: 225 ft/min
Power	: 2 HP
Jumlah	: 1 buah

### 5.7 **Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-101)**

Alat	: Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50%
Kode	: T-101

Fungsi	: Menyimpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50% untuk kebutuhan proses reaksi
Tipe	: pembentukan gipsum silinder tegak dengan tutup atas kerucut (conical roof) dan tutup bawah flat
Dasar pemilihan	: Desain sederhana dan cocok untuk penyimpanan bahan berkapasitas besar
Kondisi operasi	: 1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	: 286921,3241 lb/jam
Densitas H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50%	: 88,1997 lb/ft <sup>3</sup>
Volume total tangki	: 655.822,4002 ft <sup>3</sup>
Tebal shell course 1	: 1,9188 in
Tebal shell course 2	: 1,6599 in
Tebal shell course 3	: 1,4057 in
Tebal shell course 4	: 1,1493 in
Tebal shell course 5	: 0,8930 in
Tebal shell course 6	: 0,6368 in
Tinggi tangki total	: 148,7946 ft
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 167 Grade 11 Tipe 316

### 5.8 Heat Exchanger (HE-101)

Alat	: Heat Exchanger
------	------------------

Kode : HE-101

Fungsi : Menaikkan temperature fresh feed (asam sulfat) dari temperature 30°C menjadi 93°C dengan media pemanas berupa steam

Dasar pemilihan : Desain sederhana dan cocok untuk penyimpanan bahan berkapasitas besar

Fluida panas

Laju steam : 1.101,581018 kg/jam

Temperatur awal ( $T_1$ ) : 153°C = 307,4°F

Temperatur akhir ( $T_2$ ) : 80°C = 176°F

Fluida dingin

Laju umpan : 130.123,0495 kg/jam

Temperatur awal ( $t_1$ ) : 30°C = 86°F

Temperatur akhir ( $t_2$ ) : 93°C = 199,4°F

*Tube length* (L) : 16 ft

*Outside Diametere* (OD) : 1 in

*Birmingham Wire Gage* : 14

(BWG)

*Tubes' Surface area* ( $a''$ ) : 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

*Tube Pitch* (PT) : 1 ¼ in triangular pitch

*Number of passes* : 2

*Number of tubes* (NT) : 72,7803 = 86 tube

*Flow area tube* ( $a_t'$ ) : 0,546 in<sup>2</sup>

### 5.9 Pompa (P-101)

Alat	: Pompa
Kode	: P-101
Tipe	: <i>centrifugal pump</i>
Fungsi	: Mengalirkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50% dari tangki penyimpanan menuju <i>heat exchanger</i>
Dasar Pemilihan	: Konstruksi sederhana dan harga lebih murah serta biaya perawatan cenderung lebih murah dibanding jenis pompa lainnya
Kondisi Operasi	: 1 atm, 30°C
Rate bahan	: 79,7641 lb/s
<b>Ukuran pipa</b>	
D nominal	: 8 in
ID	: 7,625 in
OD	: 8,625 in
Power	: 5,51 HP
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>

### 5.10 Reaktor (R-101)

Alat	: Reaktor
Kode	: R-101
Fungsi	: Untuk mereaksikan $\text{CaCO}_3$ (padat) dengan larutan $\text{H}_2\text{SO}_4$
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk <i>torispherical dished head</i> , dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i> .
Dasar pemilihan	: Pertimbangan memilih reactor RATB karena dapat digunakan untuk mereaksikan reaktan berfase padat cair.
Kondisi operasi	: 1 atm, $93^\circ\text{C}$
Volume reaktor	: 1,4211 m <sup>3</sup> /jam
Tinggi reaktor	: 142,3656 in
Diameter pengaduk	: 27,6254 in
Efisiensi pengaduk	: 84%
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304

### 5.11 *Cooling Conveyor (CC-101)*

Alat	: <i>Cooling Conveyor</i>
Kode	: CC-101
Fungsi	: Mendinginka <i>slurry</i> dari <i>reaktor</i> menuju ke <i>rotary drum vacuum filter</i>
Tipe	: <i>Plain spout or chutes</i>
Dasar pemilihan	: Umum digunakan untuk padatan dengan system tertutup
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	: 169.963,8385 kg/jam
Kapasitas	: 187 ton/jam
Efisiensi motor	: 93%
Power	: 0,00225 hp
Kondisi operasi	: 1 atm, 30°C
Jumlah	: 1 buah

### 5.12 *Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-101)*

Alat	: <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Kode	: RDVF-101



Fungsi : Untuk memisahkan endapan  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  dengan larutan pengendap dan air

Tipe : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : 20 inHg = 0,668 atm, 30°C = 303 K

### **Volume**

Tinggi : 16 ft

Diameter : 12 ft

Kecepatan putar : 1 rpm

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 4 hp

### **5.13 Belt Conveyor II (BC-102)**

Alat : *Belt Conveyor (BC-102)*

Kode : BC-102

Fungsi : Membawa cake dari *Rotary Drum Vacuum Filter* menuju ke *Rotary Dryer*

Tipe : *Through belt on 20°*

Dasar Pemilihan : Dapat mengangkat cake dengan tidak memakan banyak ruang serta harga relatif lebih murah

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### Dimensi

Rate bahan masuk : 115726,1844 kg/jam = 115,7262 ton/jam

Densitas : 97,6655 lb/ft<sup>3</sup>

Panjang belt : 32 ft

Waktu Operasi : 24 jam

*Belt Width* : 40 cm

*Belt piles* : 5

Kecepatan belt : 269,3007 ft/min

Power : 5,12 hp

#### 5.14 Rotary Dryer (RD-101)

Alat : *Rotary Dryer*

Kode : RD-01

Fungsi : Memisahkan gipsum dari cairan

Diameter : 28,9363 m

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Panjang : 115,7452 m

Putaran : 1 rpm

Waktu tinggal : 1,7216 jam

Kemiringan : 5°

Efisiensi motor : 95%

Power : 939,6905 hp

Jumlah : 1 buah

### **5.15 Bucket Elevator III (BE-103)**

Alat : *Bucket elevator III (BE-103)*

Kode : BE-103

Fungsi : Untuk mengangkat produk gipsum keluaran  
*Rotary Dryer* menuju ke *crusher II*

Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*

Dasar Pemilihan : Dapat mengangkat bongkahan produk gipsum  
untuk dengan jumlah besar

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### **Dimensi**

Rate bahan : 101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam

Kapasitas : 150 ton/jam

Panjang bucket : 25 ft

Sudut elevasi : 90°

Ukuran : 16 x 8 x 8 1/2 in

Spacing : 18 in

Kecepatan : 300 ft/min

Power : 16 HP

Jumlah : 1 buah

#### 5.16 *Crusher II (J-02)*

Alat : *Crusher II (CR-102)*

Kode : CR-102

Fungsi : Memecah bongkahan produk gipsum keluaran rotary dryer

Tipe : *Blake crusher*

Dasar Pemilihan : Karena mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang dan tipe mesin ini

merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

**Dimensi**

Rate bahan masuk : 101010,1010 kg/jam = 101.0101 ton/jam

Kapasitas : 102 ton/jam

Speed : 210 Rpm

Size Opening : 36 x 24 in

Power : 73,99 hp

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

Jumlah : 1 buah

**5.17 Belt Conveyor III (BC-103)**

Alat : Belt Conveyor III (BC-103)

Kode : BC-103

Fungsi : Membawa produk gipsum keluaran

	<i>crusher II</i> menuju ke <i>hammer mill II</i>
Tipe	: Through belt on 20°
Dasar Pemilihan	: Dapat mengangkat produk yang berukuran kecil : harga relatif lebih murah
Kondisi Operasi	: 1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	: 101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam
Densitas	: 139,3217 lb/ft <sup>3</sup>
Panjang belt	: 32 ft
Waktu Operasi	: 24 jam
<i>Belt Width</i>	: 40 cm
<i>Belt piles</i>	: 5
Kecepatan belt	: 164,7757 ft/min
Power	: 5,12 hp

### 5.18 Hammer Mill II (HM-102)

Alat : *Hammer Mill II*

Kode : HM-102

Fungsi : Memecah produk gipsum menjadi 200 mesh

Tipe : *Hammer Mill* no.605

Dasar pemilihan : Dapat menghancurkan batu kapur hingga halus sampai dengan 200 mesh

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

**Dimensi**

Rate bahan masuk : 106,3264 ton/jam

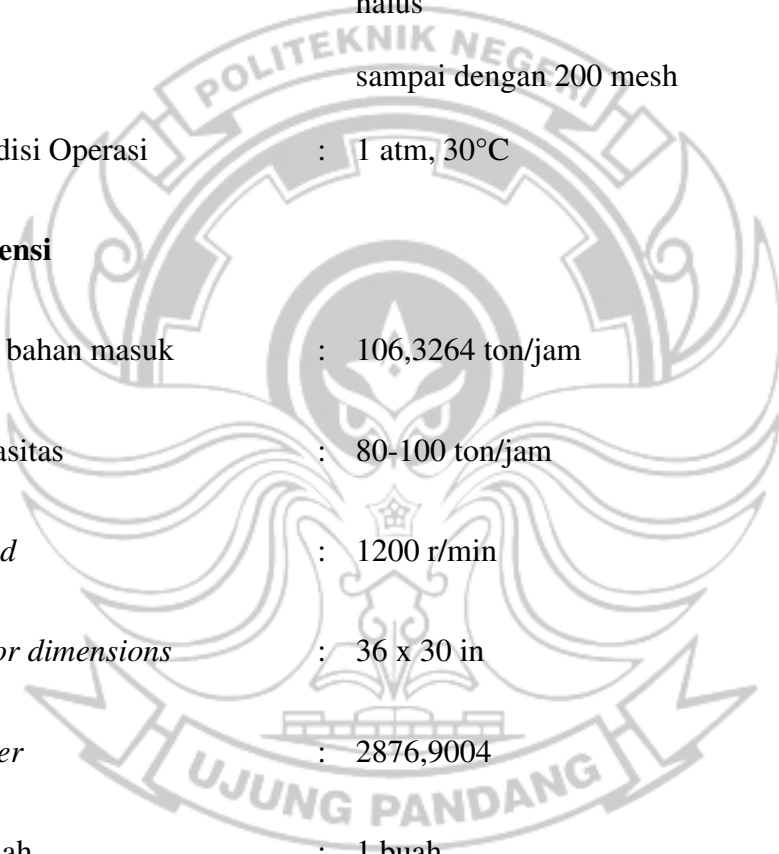
Kapasitas : 80-100 ton/jam

*Speed* : 1200 r/min

*Motor dimensions* : 36 x 30 in

*Power* : 2876,9004

Jumlah : 1 buah



#### **5.19 Vibrating Screen II (VS-102)**

Alat : *Vibrating Screen II* (VS-102)

Kode : VS-102

Fungsi : Memisahkan gipsum yang berukuran dibawah 200 mesh

Tipe : *Electrically Vibrating Screen*

Dasar Pemilihan : Dapat memisahkan gipsum yang ukurannya tidak memenuhi kriteria

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

### **Dimensi**

Rate bahan masuk : 106,3264 ton/jam

Kapasitas over design : 127,5917 ton/jam  
20%

*Capacity range* : 5-20 ton/ft<sup>2</sup>.24 h

*Aperture* : 200 mesh = 0.0774 mm

*Approximate Capacity* : 3062,2 ton/24h

*Luas Vibrating screen* : 2069,5917 ft<sup>2</sup> area

Jumlah : 1 buah

### **5.20 Bucket Elevator IV (BC-104)**

Alat : *Bucket elevator IV*

Kode : BE-104



Fungsi : Untuk mengangkat produk gipsum keluaran *vibrating screen* menuju ke gudang penyimpanan produk

Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*

Dasar Pemilihan : Dapat mengangkat produk gipsum hasil *vibrating screen* menuju ke gudang penyimpanan produk

Kondisi Operasi : 1 atm, 30°C

**Dimensi**

Rate bahan : 101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam

Kapasitas : 150 ton/jam

Panjang bucket : 25 ft

Sudut elevasi : 90°

Ukuran : 16 x 8 x 8 1/2 in

Spacing : 18 in

Kecepatan : 300 ft/min

Power : 15,6 HP

Jumlah : 1 buah

### 5.21 Gudang Penyimpanan (G-102)

Alat : Gudang Penyimpanan

Kode : G-102

Fungsi : Menyimpan produk gispum

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Dasar pemilihan : Dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan

Tipe : Bangunan berupa gedung berdinding dengan bahan konstruksi beton berbentuk persegi panjang

#### Dimensi

Panjang *storage* : 515,2 m

Lebar *storage* : 19,25 m

Tinggi *storage* : 7 m

Luas *storage* : 6.067,6 m<sup>2</sup>

## BAB VI UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam pabrik. Oleh karena itu, unit-unit utilitas harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik gipsum diklasifikasikan sebagai berikut :

1. Kebutuhan Air
  - a. Kebutuhan air proses
  - b. Kebutuhan air pendingin
  - c. Kebutuhan uap (*steam*)
  - d. Air untuk berbagai kebutuhan
2. Kebutuhan Tenaga Listrik
3. Kebutuhan Bahan Bakar
4. Unit Pengolahan Limbah

### 6.1 Unit Pengadaan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain. Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air suatu pabrik meliputi air proses, uap (*steam*), air pendingin, dan air untuk berbagai kebutuhan. Kebutuhan air pada pabrik gipsum adalah sebagai berikut :

### 6.1.1 Kebutuhan Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk keperluan operasional (proses) dalam menjalankan pabrik.

### 6.1.2 Kebutuhan Air Pendingin

Air Pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin. Air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, akan mengalami kenaikan temperatur sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi. Sehingga diperlukan alat yang digunakan mendinginkan air tersebut untuk dapat digunakan kembali, yaitu dengan cooling tower.

### 6.1.3 Kebutuhan Steam

Proses penguapan membutuhkan air umpan boiler. Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler dapat menyebabkan kerusakan pada boiler. Berikut adalah zat-zat yang dapat merusak boiler:

- a. Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- b. Zat padat terlarut (suspended solid)

- c. Garam-garam kalsium dan magnesium
- d. Zat organik (organic matter)
- e. Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

**a) Perhitungan Kebutuhan Steam**

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan panas peralatan sebesar 56.380,76234 kg/jam. Perencanaan yang dihasilkan pada unit pengolahan steam sebanyak 20% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya. Sehingga steam yang dihasilkan oleh boiler sebesar 70.475,95292 kg/jam.

**b) Spesifikasi Alat Unit Penyedia Steam**

**1) Boiler (BL-01)**

Kode	BL-01
Fungsi	Untuk menyediakan steam keperluan alat proses yang memerlukan steam
Jenis	Silinder tegak dengan dasar datar dan atap berbentuk torispherical roof
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 Grade C
Laju alir, F	75.592,9713 kg/jam
Tekanan design, P	28,2197 psi
Volume tangki	91,1051 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	3,8715 m

Tinggi tangki	8,5288 m
Tebal shell	0,3090 in
Jumlah	1
Daya	4198,5573 Hp

## 2) Tangki Air Demin

Kode	T-AD
Fungsi	Untuk tempat penampungan air demin sebelum didistribusikan ke boiler
Jenis	Silinder tegak dengan dasar dan atap datar
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 Grade C
Laju alir, F	75.592,97134 kg/jam
Tekanan design, P	28,2197 psi
Volume tangki	91,1051 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	3,8715 m
Tinggi tangki	8,5288 m
Tebal shell	0,3090 in
Jumlah	1

#### 6.1.4 Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan domestik. Air domestik digunakan untuk keperluan kantor, mushollah, poliklinik, kantin, laboratorium dan lain-lain. Air domestik yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu:

a. Syarat fisik :

- Suhu normal di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun
- Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama pathogen

Adapun kebutuhan air pada pabrik gipsum dapat dilihat pada tabel 6.1 sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Total Kebutuhan Air

No.	Jenis kebutuhan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Air Proses	95.522,9715
2	Air Pendingin	195.735,7672
3	Air Pendingin tambahan	3.511,010324
4	Air Boiler	75.592,97134
5	Air make up boiler	15.118,59427
6	Air Konsumsi dan sanitasi	1.608,75
<b>Total</b>		<b>387.090,0646</b>

### 6.1.5 Sistem Pengolahan Air

Air sungai yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung kotoran, garam dan lain-lain. Oleh sebab itu air sungai perlu diproses lebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air sungai sebagai sumber air yang dipompa ke bak pengendapan awal untuk mengendapkan partikel-partikel berat kemudian dipompa ke clarifier, lalu ditambahkan tawas ( $\text{Al}_2\text{SO}_4)_3$  dan kapur ( $\text{CaO}$ ) untuk mengendapkan partikel/kotoran yang ada, kemudian dipompa ke sand filter menuju ke bak penampungan air bersih, selanjutnya dari bak penampungan air bersih ini didistribusikan untuk memenuhi keperluan pabrik. Sedangkan kebutuhan air sanitasi dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air sanitasi dengan menambahkan kaporit untuk membunuh kuman, selanjutnya dari bak ini dipompa untuk kebutuhan sanitasi.

Kebutuhan air untuk air umpan boiler dipompa ke tangki anion dan kation exchanger untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air ditampung di tangki air demin kemudian dipompakan ke boiler untuk kebutuhan air umpan. Untuk mengurangi kebutuhan air yang besar

maka kebutuhan air pendingin dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air pendingin kemudian dipompakan ke Cooling Tower untuk didinginkan sebelum direcycle ke bak penampungan untuk diproses kembali.



## 6.1.6 Spesifikasi Alat Unit Penyedia Air

### 1. Bak Pengendapan Awal (B-01)

Kode	: B-01
Fungsi	Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari air sungai
Jenis	: Persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Volume bak	: 1.866,0938 m <sup>3</sup>
Panjang	: 19,5432 m
Lebar	: 9,7716 m
Tinggi	: 9,7716 m

### 2. Clarifier (C-01)

Kode	: C-01
Fungsi	: Mengendapkan flok yang terbentuk dengan penambahan koagulan
Jenis	: Silinder tegak dengan dasar konis
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Volume tangki	: 1.866,0938 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 15,2777 m

Tinggi tangki : 11,4582 m  
Tebal shell : 0,9999 in = 1 in  
Daya pengaduk : 127.0383 Hp

### 3. Bak Air Bersih (B-02)

Kode : B-02  
Fungsi : Untuk menampung air sebelum dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, air proses, air pendingin dan air umpan boiler  
Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 1.866,0938 m<sup>3</sup>  
Panjang : 19,5432 m  
Lebar : 9,7716 m  
Tinggi : 9,7716 m

### 4. Bak Air Pendingin (B-03)

Kode : B-03  
Fungsi : Untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses  
Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 943,6081 m<sup>3</sup>  
Panjang : 15,5698 m  
Lebar : 7,7849 m  
Tinggi : 7,7849 m

#### 5. Bak Air Sanitasi (B-04)

Kode : B-04  
Fungsi : Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sebeulum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab, toilet dan lainnya.  
Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 23.2665 m<sup>3</sup>  
Panjang : 4,5316 m  
Lebar : 2,2658 m  
Tinggi : 2,2658 m

#### 6. Bak Sand Filter (B-05)

Kode : B-05  
Fungsi : Untuk meyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki clarifier

Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 1.866,0938 m<sup>3</sup>  
Panjang : 19,5432 m  
Lebar : 9,7716 m  
Tinggi : 9,7716 m

#### 7. Cation Exchanger (CE-01)

Kode : CE-01  
Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air melalui pertukaran kation  
Jenis : Silinder tegak dengan dasar datar dan atap berbentuk torispherical roof.  
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Volume tangki : 116,6308 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 3,6723 m  
Tinggi tangki : 11,7385 m  
Tebal shell : 0,3310 in  
Jumlah : 2

#### 8. Anion Exchanger (AE-01)

Kode : AE-01  
Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air melalui

pertukaran anion

Jenis : Silinder tegak dengan dasar datar dan atap berbentuk torispherical roof.

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume tangki : 116,6308 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 3,6723 m

Tinggi tangki : 11,7385 m

Tebal shell : 0,3310 in

Jumlah : 2

#### 9. Cooling Tower (CT-01)

Kode : CT-01

Fungsi : Untuk mendinginkan air sirkulasi agar dapat digunakan kembali

Jenis : Induced draft counter flow cooling tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume : 353.853026 m<sup>3</sup>

Tinggi : 10,9251 m

Luas Menara : 55,1030 m<sup>2</sup>

Daya : 25 Hp

#### 10. Pompa (P-01)

Kode : P-01

Fungsi : Memompa air sungai ke bak pengendapan awal

Tipe : Centrifugal pump

Laju alir volumetric : 13.737,7701 ft<sup>3</sup>/jam

Diameter pipa : 12,19 in

Daya pompa : 12,2068 Hp

Jumlah : 1

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut.

Tabel 6. 2 Hasil Perhitungan Untuk Semua Pompa Utilitas

No	Nama Pompa	Laju alir (ft <sup>3</sup> /jam)	Diameter pipa (in)	Daya (Hp)
1	P-01	13.737,7701	16	12,2068
2	P-02	13.737,7701	16	12,2068
3	P-03	13.737,7701	16	12,2068
4	P-04	6.946,6339	10	6,4811
5	P-05	3.390,0964	8	3,6293
6	P-06	57,0943	1	0,1843
7	P-07	2.682,7836	6	3,1342
8	P-08	6.946,6339	10	6,4811
9	P-09	6.946,6339	10	6,4811
10	P-10	57,0943	1	0,1843
11	P-11	32,6416	1	0,1050
<b>Total</b>				<b>63,3016</b>

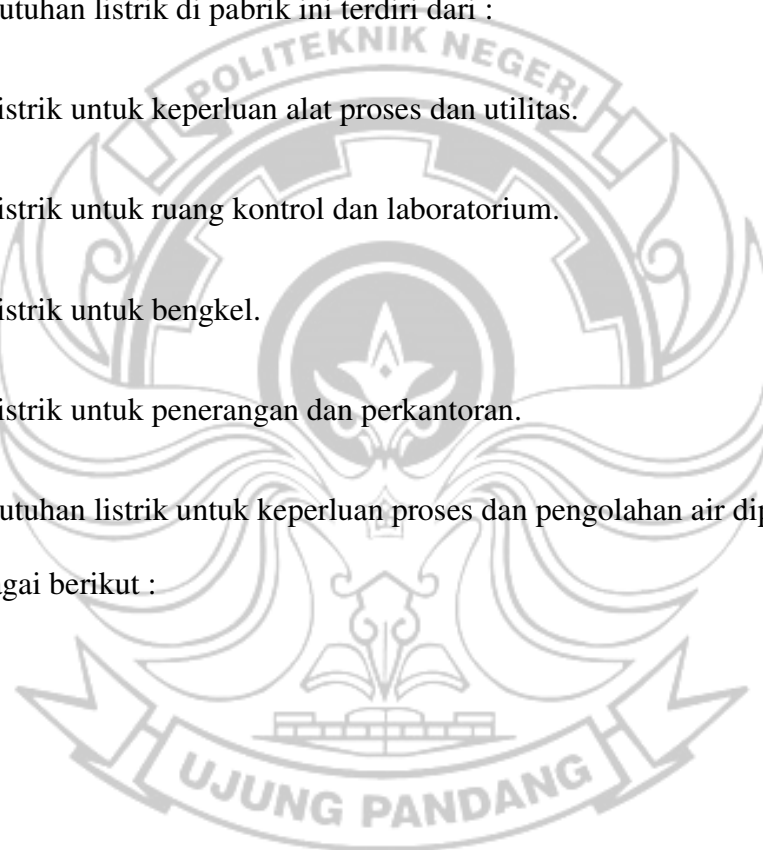
## 6.2 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik gipsum ini dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator pabrik. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Kebutuhan listrik di pabrik ini terdiri dari :

1. Listrik untuk keperluan alat proses dan utilitas.
2. Listrik untuk ruang kontrol dan laboratorium.
3. Listrik untuk bengkel.
4. Listrik untuk penerangan dan perkantoran.

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air diperkirakan sebagai berikut :



Tabel 6. 3 Kebutuhan listrik untuk proses

No	Nama Alat	Daya (HP)
1	Crusher 1	47,66
2	Crusher 2	73,99
3	Belt Conveyor 1	2,64
4	Belt Conveyor 2	5,12
5	Belt Conveyor 3	5,12
6	Hammer Mill 1	1853,04
7	Hammer Mill 2	2876,90
8	Pompa	5,52
9	Reaktor	4
10	Cooling Conveyor	0,00275
11	Rotary Drum Vacuum Filter	4
12	Rotary Dryer	940
13	Bucket Elevator 1	3
14	Bucket Elevator 2	2
15	Bucket Elevator 3	16
16	Bucket Elevator 4	16
<b>Total</b>		<b>5.854,98</b>



Tabel 6. 4 Kebutuhan listrik untuk utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)
1	Cooling Tower	CT	25
2	Clarifier	CL-01	127,0387
3	Clarifier II	CL-02	2,6260
4	Pompa-01	P-01	12,2068
5	Pompa-02	P-02	12,2068
6	Pompa-03	P-03	12,2068
7	Pompa-04	P-04	6,4811
8	Pompa-05	P-05	3,6293
9	Pompa-06	P-06	0,1843
10	Pompa-07	P-07	3,1342
11	Pompa-08	P-08	6,4811
12	Pompa-09	P-09	6,4811
13	Pompa-10	P-10	0,1843
14	Pompa-11	P-11	0,1050
15	Pompa-12	P-12	17,2775
16	Pompa-13	P-13	17,2775
17	Pompa-14	P-14	17,2775
18	Pompa-15	P-15	17,2775
<b>Total</b>			<b>287,0766</b>

Tabel 6. 5 Kebutuhan listrik lainnya

No	Jenis Kebutuhan	Daya (HP)
1	Ruang Kontrol dan Laboratorium	1.412,6741
2	Penerangan dan Perkantoran	1.412,6741
<b>Total</b>		<b>2.825,3482</b>

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan listrik total} &= P \text{ pabrikasi} + P \text{ penerangan} + P \text{ control} \\ &= (7.063,3705 + 1.412,6741 + 1.412,6741) \text{ Hp} \\ &= 9.888,7187 \text{ Hp} \\ &= 7.371,0509 \text{ kW}\end{aligned}$$

### 6.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar untuk pabrik selulosa asetat adalah sebagai berikut:

Tabel 6. 6 Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar	Kebutuhan solar (m <sup>3</sup> /jam)
Boiler	4,8365
Generator	0,6454
<b>Total</b>	<b>5,4819</b>

#### 6.3.1 Spesifikasi alat Unit Penyedia Bahan Bakar

##### 1) Tangki Bahan Bakar (T-BB)

Kode : TBB-01

Fungsi : Menyimpan bahan bakar sebelum didistribusikan ke boiler dan generator

Bentuk : Selinder vertikel dengan dasar datar (flat bottom) dan atap

	berbentuk torispherical roof
Tipe	: Water tube boiler
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 39,4357 m <sup>3</sup>
Dimensi	
Diameter tangki, D	: 2,9294 m
Tinggi total , H	: 6,4305 m
Tinggi shell, Hs	: 5,8589 m
Tebal shell, Ts	: 0,2449 in
Tinggi head, Oa	: 0,5716 m
Tebal head, Th	: 0,25 in
Tekanan design, P	: 24,3185 psi
Jumlah	: 4

#### 6.4 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia, untuk itu limbah ditampung dan diolah sebelum dibuang ke badan air. Sumber limbah dari pabrik gipsum ini berupa limbah cair yang meliputi:

$$\text{Limbah domestik} = 80\% \times 1.608,75 \text{ kg/jam} = 1.287 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Limbah proses} = 149.760,6256 \text{ kg/jam}$$

#### 6.4.1 Spesifikasi Alat Pengolahan Limbah

##### 1) Bak Penampungan Limbah (BPL-01)

Kode	: BPL-01
Fungsi	Untuk menampung limbah dari proses industri, domestik seperti kantor, lab dan lain-lain
Jenis	: Persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Volume bak	: 728,1743 m <sup>3</sup>
Panjang	: 14,2812 m
Lebar	: 7,1406 m
Tinggi	: 7,1406 m

##### 2) Clarifier II (C-02)

Kode	: C-02
Fungsi	: Mengendapkan flok yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu.
Jenis	: Silinder tegak dengan dasar konis
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Volume tangki	: 182,0435 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 7,0328 m
Tinggi tangki	: 5,2746 m

Tebal shell : 0,4137 in  
Daya pengaduk : 2,6260 Hp

### 3) Tangki Sand Filter (TF-01)

Kode : TF-01  
Fungsi : Untuk meyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air : dari tangki clarifier  
Jenis : Silinder tegak dengan atap berbentuk torispherical roof.  
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Volume tangki : 91,0217 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 3,3814 m  
Tinggi tangki : 10,7342 m  
Tebal shell : 0,2171 in

### 4) Bak Netralisasi (B-06)

Kode : B-06  
Fungsi : Menetralisir air limbah sebelum : dibuang ke lingkungan.  
Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 2.184,5229 m<sup>3</sup>

Panjang : 20,5970 m  
 Lebar : 10,2985 m  
 Tinggi : 10,2985 m

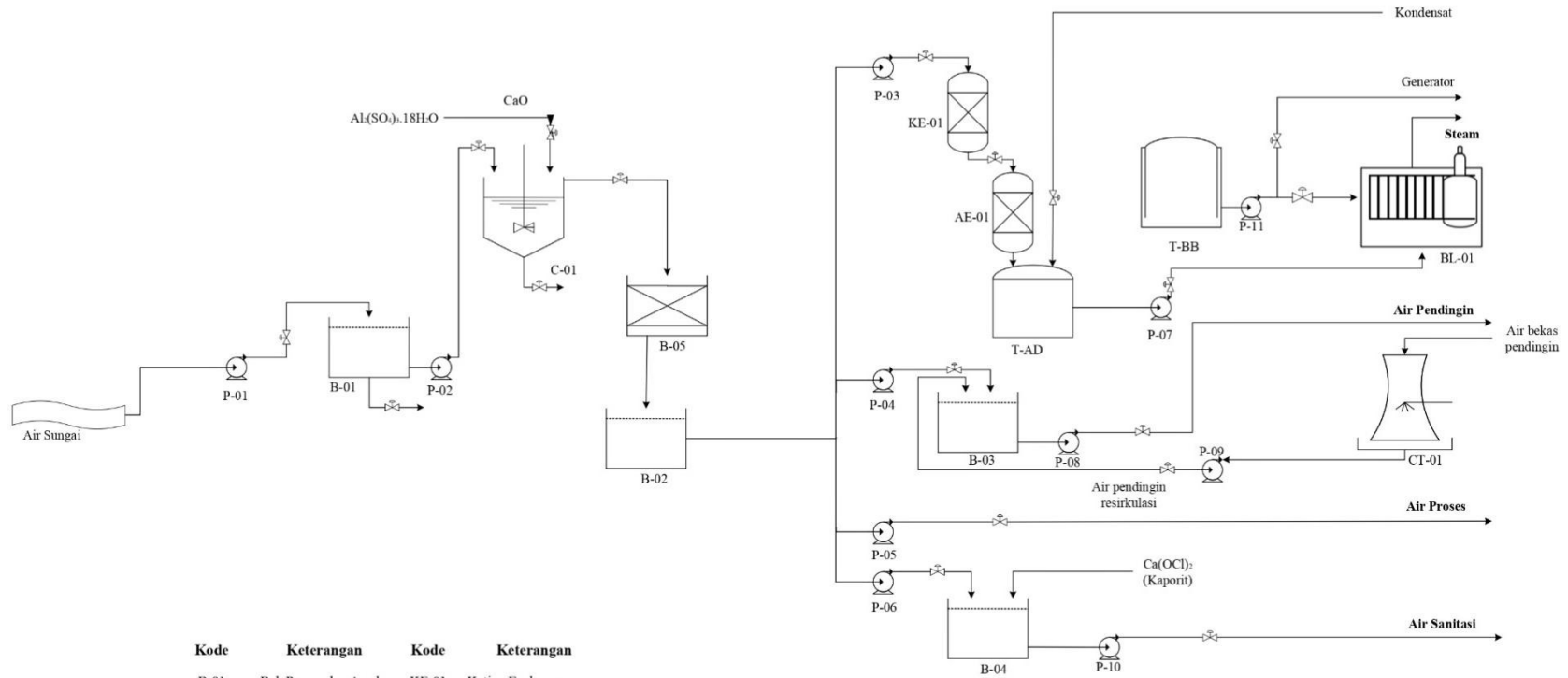
### 5) Pompa

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, diperoleh spesifikasi tiap pompa dengan tipe centrifugal pump sebagai berikut :

Tabel 6. 7 Hasil Perhitungan Untuk Semua Pompa Pengolahan Limbah

No	Nama Pompa	Fungsi	Laju alir (ft <sup>3</sup> /jam)	Daya (Hp)
1	P-12	Memompa air dari bak penampungan limbah ke clarifier	5360.6583	17,2775
2	P-13	II Memompa air dari clarifier ke sand filter	5360.6583	17,2775
3	P-14	Memompa air dari sand filter ke bak netralisasi	5360.6583	17,2775
4	P-15	Memompa air dari bak netralisasi menuju ke pembuangan	5360.6583	17,2775

## 6.5 Flowsheet Water Treatment Plant



Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
B-01	Bak Pengendap Awal	KE-01	Kation Exchanger
B-02	Bak Air Bersih	AE-01	Anion Exchanger
B-03	Bak Air Pendingin	CT-01	Cooling Tower
B-04	Bak Air Sanitasi	BL-01	Boiler
B-05	Bak Sand Filter	T-AD	Tangki Air Demin
C-01	Clarifier	T-BB	Tangki Bahan Bakar
P 01 – P 11 Pompa			

Gambar 6. 1 Flowsheet Water Treatment Plant

## BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

### 7.1 Instrumen

Instrumentasi adalah suatu sistem yang berfungsi sebagai alat ukur, alat deteksi, atau alat pantau yang merupakan bagian dari sistem pengendalian. Instrumentasi merupakan salah satu hal yang sangat penting dalam suatu proses produksi karena dapat mengawasi kondisi yang terjadi selama proses produksi dengan menggunakan beberapa variabel proses yang dapat dikontrol seperti suhu, tekanan, level, aliran, dan sebagainya

#### 7.1.1 Tujuan Sistem Pengendalian dan Instrumentasi

- 1) Menjaga kondisi operasi di setiap peralatan proses;
- 2) Mendeteksi tanda-tanda awal kerusakan peralatan atau masalah
- 3) dalam proses produksi;
- 4) Untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan memenuhi
- 5) spesifikasi yang diinginkan;
- 6) Membantu mengoptimalkan proses produksi;
- 7) menjaga keselamatan, lingkungan, dan peralatan.

#### 7.1.2 Instrumentasi yang Digunakan pada Pabrik Gypsum

Pada pabrik gypsum ini, digunakan beberapa instrumentasi untuk mengatur variabel operasi, diantaranya :

- 1) *Temperature Controller* (TC) berfungsi untuk mengatur besarnya temperature pada alat proses agar tetap sesuai dengan temperature yang ditetapkan;



- 2) *Flow Controller* (FC) berfungsi untuk mengatur, mencatat, dan mengendalikan besarnya laju alir supaya berada pada kondisi operasi yang sesuai;
- 3) *Level Indicator* (LI) berfungsi berfungsi untuk mengetahui ketinggian bahan cairan dalam alat proses;
- 4) *Ratio Controller* (RC) berfungsi mengatur rasio aliran antara dua aliran yang berbeda dalam suatu operasi.

## **7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup**

Keselamatan kerja merupakan salah satu faktor yang menjadi tanggung jawab setiap perusahaan. Keselamatan kerja dapat diartikan sebagai upaya untuk mencegah cedera, kecelakaan, dan penyakit yang terkait dengan pekerjaan atau aktivitas yang dilakukan di tempat kerja, oleh karena itu setiap perusahaan wajib menerapkan sistem manajemen keselamatan dan kesehatan kerja.

Undang-undang Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja adalah landasan hukum utama yang mengatur segala hal terkait keselamatan kerja di Indonesia. Undang-undang ini mencakup berbagai aspek, mulai dari definisi keselamatan kerja, ruang lingkup penerapan, hingga kewajiban pengusaha dan pekerja.

Beberapa poin penting dalam undang-undang tersebut antara lain:

- Definisi keselamatan kerja: Undang-undang ini memberikan definisi yang jelas mengenai keselamatan kerja, yaitu segala kegiatan yang

bertujuan untuk mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja, penyakit akibat kerja, dan kerugian lain yang timbul dari pekerjaan.

- Ruang lingkup: Undang-undang ini berlaku untuk semua tempat kerja, baik di darat, di dalam tanah, di permukaan air, di dalam air maupun di udara, yang berada di wilayah hukum Indonesia.
- Kewajiban pengusaha: Pengusaha wajib menyediakan tempat kerja yang aman, sehat, dan bebas dari bahaya, serta menyediakan alat pelindung diri (APD) bagi pekerja.
- Kewajiban pekerja: Pekerja wajib menggunakan APD yang telah disediakan, menaati peraturan keselamatan kerja, dan melaporkan setiap kondisi yang membahayakan.
- Panitia Pembina Keselamatan dan Kesehatan Kerja (P2K3): Undang-undang ini juga mengatur pembentukan P2K3 yang bertugas untuk meningkatkan kesadaran dan partisipasi semua pihak dalam mewujudkan keselamatan kerja.

Selain Undang-undang Nomor 1 Tahun 1970, terdapat peraturan perundang-undangan lain yang terkait dengan keselamatan kerja, seperti:

- Peraturan Pemerintah (PP): Mengatur lebih detail mengenai pelaksanaan Undang-undang Nomor 1 Tahun 1970.
- Keputusan Menteri Ketenagakerjaan: Mengatur mengenai standar keselamatan kerja untuk berbagai jenis pekerjaan.
- Norma Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3): Merupakan pedoman teknis mengenai cara melaksanakan K3 yang baik dan benar.

### 7.2.1 Identifikasi bahaya yang dapat ditimbulkan didalam suatu pabrik

Dalam beberapa sumber dijelaskan jenis bahaya dapat diklasifikasikan antara lain :

#### 1) Bahaya Mekanis

Bahaya mekanis adalah potensi bahaya yang berasal dari mesin, peralatan, atau proses fisik yang dapat menyebabkan cedera fisik atau kerusakan pada lingkungan sekitarnya. Ini dapat meliputi risiko seperti tertimpa, terjepit, terpotong, terbakar, atau terpapar benda atau energi berbahaya lainnya selama proses produksi, penggunaan mesin, atau aktivitas terkait lainnya.

#### 2) Bahaya Listrik

Bahaya listrik berasal dari energi listrik. Energi listrik dapat mengakibatkan berbagai bahaya, seperti sengatan listrik, hubungan singkat dan kebakaran. Di tempat kerja banyak ditemukan bahaya listrik, baik dari jaringan listrik, peralatan kerja maupun mesin-mesin yang menggunakan energi listrik.

#### 3) Bahaya Kimiawi

Bahaya kimiawi adalah potensi bahaya yang berasal dari zat-zat kimia yang dihasilkan selama produksi.

Bahaya yang dapat ditimbulkan oleh bahan-bahan kimia antara lain (Ramli, 2010):

- a. Keracunan oleh bahan kimia yang bersifat beracun (toxic)

- b. Iritasi, oleh bahan kimia yang memiliki sifat iritasi, seperti asam keras
- c. Kebakaran dan peledakan
- d. Polusi dan pencemaran lingkungan

#### 4) Bahaya Fisik

Bahaya fisik adalah ancaman atau risiko yang berasal dari faktor-faktor fisik di lingkungan kerja yang dapat menyebabkan cedera atau gangguan kesehatan pada pekerja. Ini dapat mencakup berbagai macam faktor, seperti suhu ekstrim, kebisingan, radiasi, getaran, tekanan atmosfer, atau bahaya ergonomi.

#### 7.2.2 Upaya penanganan keadaan darurat

Penanganan keadaan darurat di pabrik merupakan hal yang sangat krusial untuk meminimalisir risiko kerugian baik materi maupun non-materi. Berikut adalah beberapa upaya yang umumnya dilakukan:

##### 1. Identifikasi dan Penilaian Risiko

- Mengenal potensi bahaya: Melakukan analisis terhadap semua potensi bahaya yang mungkin terjadi di pabrik, seperti kebakaran, ledakan, kebocoran bahan kimia, gempa bumi, dan lain-lain.
- Menilai tingkat risiko: Menentukan tingkat keparahan dan kemungkinan terjadinya setiap bahaya yang telah diidentifikasi.
- Menentukan prioritas: Menetapkan prioritas penanganan berdasarkan tingkat risiko yang telah dinilai.

## 2. Perencanaan Darurat

- Membuat rencana evakuasi: Menyusun prosedur evakuasi yang jelas dan mudah dipahami oleh seluruh karyawan, termasuk jalur evakuasi, titik kumpul, dan tugas masing-masing petugas.
- Membentuk tim tanggap darurat: Membentuk tim yang terdiri dari karyawan terlatih untuk menangani berbagai jenis keadaan darurat.
- Menyiapkan peralatan darurat: Menyediakan peralatan darurat yang lengkap dan berfungsi dengan baik, seperti alat pemadam kebakaran, alat pelindung diri, kotak P3K, dan alat komunikasi.
- Melakukan simulasi: Melakukan simulasi keadaan darurat secara berkala untuk menguji efektivitas rencana yang telah dibuat dan melatih kesiapsiagaan tim tanggap darurat.

## 3. Pelatihan dan Sosialisasi

- Memberikan pelatihan: Melaksanakan pelatihan kepada seluruh karyawan mengenai prosedur evakuasi, penggunaan peralatan darurat, dan pertolongan pertama.
- Melakukan sosialisasi: Melakukan sosialisasi secara berkala untuk meningkatkan kesadaran karyawan tentang pentingnya keselamatan dan keamanan di tempat kerja.

## 4. Koordinasi dengan Instansi Terkait

- Membangun hubungan baik: Membangun hubungan baik dengan pihak pemadam kebakaran, kepolisian, rumah sakit, dan instansi terkait lainnya.
- Melakukan koordinasi: Melakukan koordinasi dengan instansi terkait untuk memastikan kesiapan dalam menghadapi keadaan darurat.

#### 5. Evaluasi dan Perbaikan

- Melakukan evaluasi: Melakukan evaluasi secara berkala terhadap pelaksanaan rencana darurat untuk mengidentifikasi kekurangan dan kelemahan.
- Melakukan perbaikan: Melakukan perbaikan terhadap rencana darurat berdasarkan hasil evaluasi.

#### 7.2.3 Penanganan resiko bahaya dari bahan baku dan produk

##### 1) Asam sulfat ( $H_2SO_4$ )

Jenis bahaya : Menyebabkan luka bakar, iritasi kulit, dan kerusakan pada mata

Pencegahan : Memberikan tanda peringatan bahwa bahan ini mudah terbakar dan jauhkan dari panas serta memerhatikan penanganan dan tempat penyimpanannya.

Tindakan : Jika terkena mata bilas secara hati-hati dengan air selama beberapa menit dan jika pada kulit atau rambut

segera lepaskan semua pakaian yang terkontaminasi  
lalu bilas kulit dengan air.

## 2) Batuan Kapur ( $\text{CaCO}_3$ )

Jenis bahaya : Bahan kimia ini dianggap tidak berbahaya namun kebijaksanaan dalam proses produksi harus tetap diperhatikan

Pencegahan : Simpan di tempat yang benar dan jaga kebersihan setelah penanganan

Tindakan : Jika terkena mata bilas secara hati-hati dengan air selama beberapa menit, jika pada kulit cuci dengan banyak air, dan jika tertelan segera bilas mulut dan segera hubungi dokter jika korban merasa kurang sehat.

### 7.2.4 Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui implementasi K3LH

Kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan hidup (K3LH) di lingkungan kerja merupakan komponen yang tak terpisahkan dari keberhasilan perusahaan. Usaha pencegahan kecelakaan kerja dapat dilakukan melalui implementasi K3LH yang baik, perusahaan dapat menciptakan lingkungan kerja yang aman, sehat, dan produktif. Adapun beberapa upaya yang dapat dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja, sebagai berikut:

- 1) Analisis risiko
- 2) Melaksanakan pelatihan k3
- 3) Penggunaan alat pelindung diri (APD)

- 4) Perawatan Peralatan dan Mesin
- 5) Penerapan Prosedur Kerja yang Aman (Standard Operating Procedure/SOP)
- 6) Pembentukan tim K3
- 7) Investigasi Kecelakaan
- 8) Keterlibatan Manajemen





## BAB VIII BENTUK ORGANISASI DAN MENEJEMEN PERUSAHAAN

### 8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan	: perseroan terbatas
Lapangan usaha	: memproduksi gipsum dengan bahan baku batuan kapur
Lokasi	: Semarang, Jawa Tengah
Struktur organisasi	: garis
Kapasitas	: 800.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor yaitu:

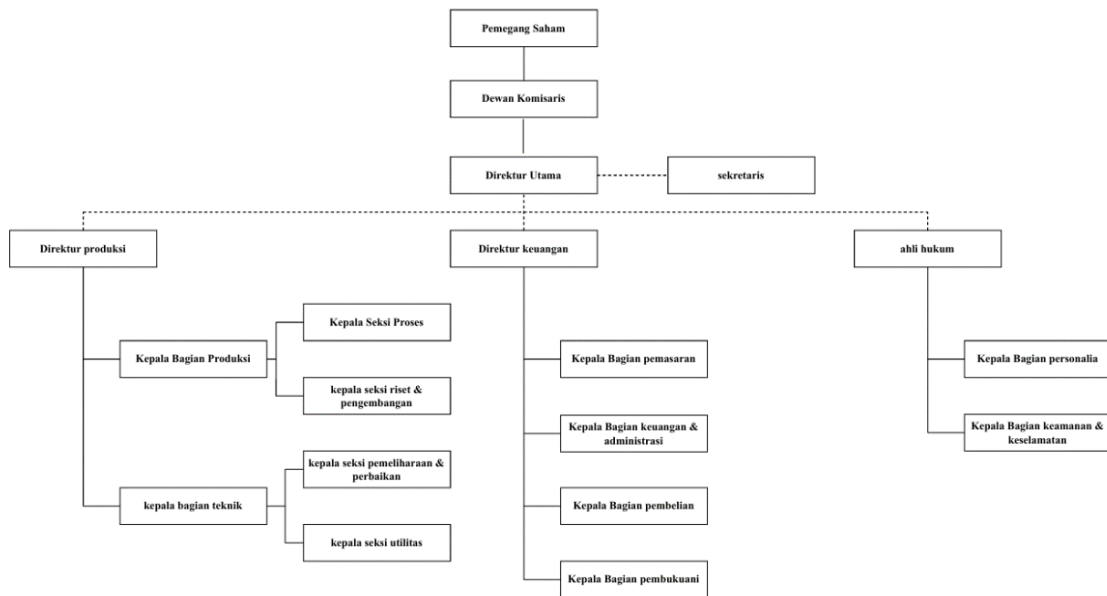
- Mendapatkan modal lebih mudah dengan menjual saham perusahaan
- Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas, sehingga pimpinan perusahaan memegang tanggung jawab kelancaran produksi
- Pemegang saham yaitu pemilik perusahaan dan pengurus perusahaan yaitu direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris
- Perusahaan lebih terjamin keberlangsungannya, karena pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan karena tidak berpengaruh
- Dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman dari manajemen para pemegang saham

Lapangan usaha lebih luas suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sanagt besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

## 8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi sangat mempengaruhi keberhasilan yang dapat dicapai oleh sebuah organisasi. Struktur organisasi dapat dikatakan sebagai sebuah sistem yang menggambarkan bentuk suatu organisasi (Putri, dkk, 2022). Struktur organisasi dapat diartikan sebagai suatu bentuk dari jaringan kerja mengenai tugas-tugas, komunikasi serta suatu bentuk pelaporan yang menghubungkan setiap pekerjaan antar anggota organisasi (Wahjono, 2022). Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- a. Principle of Organizational (Asas Tujuan Organisasi)
- b. Principle of Unity of Objective (Asas Kesatuan Tujuan)
- c. Principle of Unity of Command (Asas Kesatuan Perintah)
- d. Principle of The Span of Management (Asas Rentang Kendali)
- e. Principle of Delegation of Authority (Asas Pendelegasian Wewenang)
- f. Principle of Parity of Authority and Responsibility (Asas Keseimbangan Wewenang dan Tanggung Jawab)
- g. Principle of Responsibility (Asas Tanggung Jawab)
- h. Principle of Devision of Work (Asas Pembagian Kerja)
- i. Principle of Personnel Placement (Asas Penempatan Personalia)
- j. Principle of Scalar Chain (Asas Jenjang Berangkai)
- k. Principle of Efficiency (Asas Efisiensi)
- l. Principle of Continuity (Asas Kesenambungan)
- m. Principle of Coordination (Asas Koordinasi)



Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

Adanya berbagai asas-asas organisasi ini bertujuan untuk terciptanya sebuah pedoman yang mana akan dilaksanakan agar didapat sebuah struktur organisasi yang baik serta segala aktivitas yang dilakukan bisa berjalan dengan lancar. Pentingnya asas-asas organisasi bagi orang-orang yang ada dalam organisasi adalah untuk menjadi pegangan dalam bekerja, melaksanakan tugasnya yang telah ditentukan dengan penuh tanggung jawab sesuai dengan wewenang yang diberikan.

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

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

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

### **8.3 Tugas Dan Wewenang**

#### **1. Pemegang Saham**

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

Pada RUPS tersebut, para pemegang saham berwenang:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris;
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur;
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **2. Dewan Komisaris**

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

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber - sumber dana dan pengarahan pemasaran;
- Mengawasi tugas - tugas direksi;
- Membantu direksi dalam tugas - tugas penting

### 3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan penyusun, pemimpin, dan penanggung jawab jalannya suatu perusahaan. Tugas dan wewenang Direktur Utama sebagai berikut :

- Memimpin jalannya perusahaan dan penanggung jawab perusahaan pada Dewan Komisaris;
- Membuat peraturan dan tata cara perusahaan;
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai;
- Penanggung jawab atas kemajuan perusahaan;
- Membuat peraturan, kebijakan dan tata tertib perusahaan;
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.

### 4. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dan wewenang Direktur Teknik dan Produksi sebagai berikut :

- Mengawasi jalannya proses dan operasi pabrik;
- Mengontrol kualitas dan kuantitas produk pabrik;
- Bertanggung jawab pada Direktur Utama;
- Mengontrol jumlah dan mutu produk;
- Memelihara dan memperbaiki alat-alat produksi

### 5. Direktur Keuangan

Tugas dan wewenang Direktur Keuangan sebagai berikut :

- Bertanggung jawab pada Direktur Utama;
- Mengawasi laba-rugi perusahaan;
- Mengatur penggajian karyawan;

- Mengawasi masuk-keluarnya keuangan perusahaan;
- Mengawasi kesejahteraan karyawan.

## 6. Staf Ahli

Staf Ahli merupakan divisi yang membantu kinerja dari dewan direksi, yakni: Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan. Staf Ahli terdiri beberapa ahli sesuai dengan tiap-tiap bidangnya yaitu : ahli teknik (R&D), ahli ekonomi dan Pemasaran, dan ahli hukum. Berikut tugas dan wewenang dari Staf Ahli :

- Memberikan nasehat atau pandangan berdasarkan keahlian tiap-tiap bidangnya kepada Direktur Direksi;
- Mengawasi ketertiban dan kelancaran kerja sesuai dengan tiap-tiap bidang;
- Mengikuti dan mempelajari perkembangan teknologi untuk perencanaan yang mempengaruhi kemajuan perusahaan.

## 7. Kepala Bagian

Kepala Bagian merupakan divisi yang melakukan koordinasi, mengatur, dan mengawasi pekerjaan dari setiap kepala seksi, serta memberikan saran, pertimbangan dan melakukan pelaporan hasil kerja yang telah dicapai oleh setiap seksi kepada tiap direkurnya.

### 7.1. Kepala Bagian Produksi

- Bertanggung jawab atas kegiatan produksi;
- Bertanggung jawab atas jalannya proses produksi dan teknik;

- Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi;
- Mengontrol kualitas produk;
- Menetapkan metode produksi.

#### 7.2. Kepala Bagian Teknik

- Bertanggung jawab atas sarana pendukung proses produksi dan utilitas;
- Bertanggung jawab atas penyediaan energi dan air yang dibutuhkan untuk produksi;
- Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan teknik.

#### 7.3. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

- Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan;
- Mengawasi, mengatur, dan memeriksa laporan keuangan perusahaan;
- Bertanggung jawab atas transaksi keuangan perusahaan.

#### 7.4. Kepala Bagian Pemasaran

- Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan;
- Membuat strategi pemasaran;
- Mengontrol distribusi produk;
- Membuat rencana pemasaran dalam jangka pendek dan panjang;
- Memperhatikan keinginan, kebutuhan, komplain konsumen akan produk.

#### 7.5. Kepala Bagian Pembelian

- Memastikan jumlah dan keadaan bahan baku dalam produksi;
- Mengatur, merencanakan, dan mengawasi kegiatan pembelian untuk proses produksi;
- Mengawasi dan menyeleksi bahan baku untuk produksi;
- Memastikan kegiatan yang berhubungan dengan transaksi penjualan produk.

#### 7.6. Kepala Bagian Personalia

- Membina dan mengevaluasi tenaga kerja;
- Memberikan motivasi tenaga kerja;
- Memperhatikan kebutuhan dan kesejahteraan tenaga kerja;
- Melakukan seleksi dan penerimaan tenaga kerja sesuai yang dibutuhkan perusahaan.

#### 7.7. Kepala Bagian Quality Control

- Melakukan pengecekan mutu suatu produk yang akan dipasarkan;
- Mengawasi dan mengontrol proses produksi sesuai dengan standar.

#### 7.8. Kepala Bagian Gudang

- Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi;
- Bertanggung jawab atas keluar masuknya bahan baku dan produk.

#### 7.9. Kepala Bagian Keselamatan Kerja



- Bertanggung jawab memperhatikan keselamatan kerja karyawan pabrik agar sesuai dengan standar;
- Bertanggung jawab menjaga keamanan lingkungan pabrik baik di luar maupun di dalam pabrik.

8. Kepala Seksi Dalam organisasi kepala seksi terdiri dari :

#### 8.1. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan

- Bertanggung jawab atas peralatan atau instrumen pabrik agar dapat beroperasi dengan baik;
- Merencanakan perbaikan dan pemeliharaan pada alat bila terjadi kerusakan;
- Melaksanakan pekerjaan pembengkelan termasuk kegiatan mekanis, perpipaan dan pengelasan;
- Melakukan pemeliharaan secara kontinyu bagi peralatan pada waktu-waktu tertentu.

#### 8.2. Kepala Seksi Utilitas

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk kebutuhan proses terutama kebutuhan air, listrik, dan bahan bakar.

#### 8.3. Kepala Seksi Proses

- Mengawasi dan melaksanakan proses mulai dari bahan baku sampai menjadi produk;
- Mengontrol proses dalam segala instrumentasi agar proses berjalan lancar.

#### 8.4. Kepala Seksi Riset dan Pengembangan

Mengadakan penelitian untuk mengembangkan dan meningkatkan mutu produk.

#### 8.5. Kepala Seksi *Quality Control*

Mengadakan pemeriksaan dan menetapkan standarisasi terhadap bahan baku, bahan pembuatan, dan produk.

#### 8.6. Kepala Seksi Pembukuan

- Melakukan pembukuan terhadap keuangan atau kekayaan yang milik perusahaan;
- Membuat neraca penggunaan uang tiap kwartal (4 bulan).

#### 8.7. Kepala Seksi Personalia

- Melakukan penerimaan pegawai;
- Mengesahkan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis;
- Mengatur jaminan-jaminan sosial pegawai yang bersifat kontinu (koperasi, kesehatan, perumahan dan santunan bagi pekerja yang mengalami kecelakaan dan lain-lain).


#### 8.8. Kepala Seksi Penyimpanan (Gudang)

- Mengawasi dan melaksanakan distribusi bahan baku dan peralatan baik keluar maupun masuk gudang;
- Mengontrol persediaan bahan baku yang diperlukan.

### **8.4 Jam kerja**

Pabrik Gypsum dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur 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. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

1. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Karyawan yang termasuk dalam *non-shift* ialah :

- 
- a. Direktur Utama
  - b. Sekertaris
  - c. Direktur Produksi
  - d. Direktur Keuangan
  - e. Ahli Hukum
  - f. Kepala Bagian Produksi
  - g. Kepala Bagian Teknik
  - h. Kepala Bagian *Quality Control*
  - i. Kepala Bagian Gudang
  - j. Kepala Bagian Pemasaran
  - k. Kepala Bagian Pembelian
  - l. Kepala Bagian Keuangan & Administrasi
  - m. Kepala Bagian Personalia
  - n. Kepala Bagian Keselamatan Kerja
  - o. Kepala Seksi Riset dan Pengembangan
  - p. Karyawan QC

- q. Karyawan Marketing
- r. Karyawan Pemasaran
- s. Karyawan Pembelian
- t. Karyawan HR
- u. Karyawan *logistic*

Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift* :

- Senin – Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
- Sabtu : 07:00 – 12:00
- Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

2. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*.

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik, yaitu :

- a. Kepala Seksi Proses;
- b. Kepala Seksi Pemeliharaan & Perbaikan;
- c. Kepala Seksis Utilitas;
- d. Kepala Seksi *Quality Control*;
- e. Karyawan Utilitas;
- f. Karyawan Teknik/teknisi;
- g. Operator Produksi;
- h. Karyawan Produksi.

Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut :

*Shift Pagi ( Day Shift) : 08.00 - 16.00*

*Shift Sore (Swing Shift) : 16.00 - 24.00*

*Shift Malam (Night Shift) : 24.00- 08.00*

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu (A / B / C / D) dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat serta dikenakan secara bergantian.

Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk.

Tabel 8. 1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	A	A	A	A	A	B	B
Siang	B	B	B	B	C	C	C
Malam	C	C	D	D	D	D	D
Libur	D	C	C	C	B	A	A

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	B	B	B	B	B	C	C
Siang	C	C	C	C	D	D	D
Malam	D	D	A	A	A	A	A
Libur	A	A	D	D	C	B	B

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	C	C	C	C	C	D	D
Siang	D	D	D	D	A	A	A

Malam	A	A	B	B	B	B	B
Libur	B	B	A	A	D	C	C

<i>Shift</i>	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	D	D	D	D	D	A	A
Siang	A	A	A	A	B	B	B
Malam	B	B	C	C	C	C	C
Libur	C	C	B	A	A	D	D

### 8.5 Status Karyawan Dan Sistem Gaji

Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan karyawan tetap, harian dan borongan.

#### a. Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

#### b. Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

#### c. Karyawan Borongan

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

### 8.5.1 jaminan sosial

Jaminan Sosial merupakan suatu hal yang penting dalam perusahaan dan hal yang harus diperhatikan sebuah perusahaan, dikarenakan hal ini berkaitan erat dengan kesejahteraan karyawan yang berkerja di perusahaan. Jaminan sosial yang diberikan pada karyawan berupa gaji, tunjangan dan beberapa fasilitas pendukung yang disediakan.

#### 1. Gaji Tenaga Kerja

Gaji adalah upah yang diberikan kepada pekerja pada tiap bulannya. Gaji yang diberikan pada pekerja/karyawan upahnya ditentukan sesuai dengan status, tingkat pendidikan dan massa kerja yang bersangkutan, yaitu:

Tabel 8. 2 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian

Golongan	Jabatan	Gaji Tiap Bulan (Rp)
I	Direktur Utama	Rp 28.000.000
II	Direktur Bagian	Rp 15.000.000
III	Kepala Bagian	Rp 10.000.000
IV	Kepala Seksi Bagian	Rp 7.500.000
V	Teknisi/Operator/Karyawan Biasa	Rp 3.500.000

2. Tunjangan dan Fasilitas Tunjangan dan fasilitas merupakan suatu hal yang diberikan oleh perusahaan untuk meningkatkan kesejahteraan, keselamatan, dan produktifitas karyaaan. Tunjangan dan fasilitas yang diberikan :

a. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS)

BPJS merupakan tunjangan sosial yang dianjurkan oleh pemerintah untuk menjamin kecelakaan kerja, kematian dan hari tua. Selain untuk pekerja/karyawan, BPJS kesehatan juga akan diberikan oleh perusahaan bagi istri dan 2 orang anak.

b. Cuti

Cuti yang diberikan kepada karyawan, meliputi cuti tahunan, cuti pernikahan, cuti hamil (khusus karyawan). Setiap pekerja berhak mendapatkan cuti tahunan selama 12 hari kerja. Pekerja wanita berhak mendapatkan cuti hamil selama tiga bulan yaitu satu bulan sebelum saatnya melahirkan dan dua bulan sesudah melahirkan. Cuti pernikahan diberikan kepada karyawan yang akan menikah atau apabila ada saudara kandung yang menikah.

c. Tunjangan Hari Raya (THR)

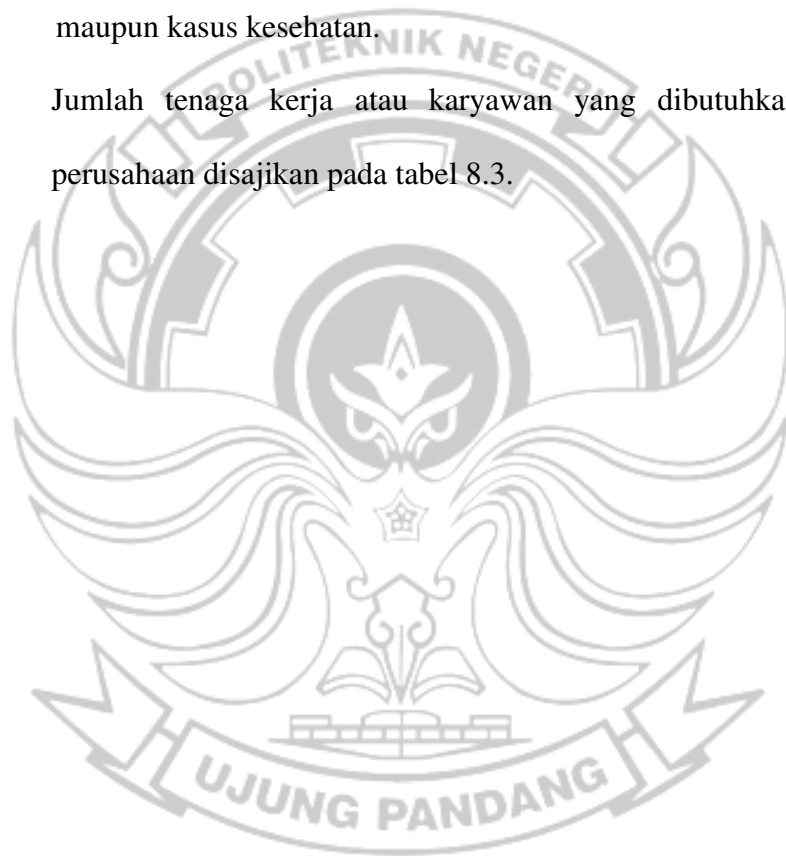
Tunjangan hari raya diberikan kepada karyawan yang telah bekerja selama 6 bulan sebanyak satu kali setahun. Besarnya THR yang diberikan pada karyawan disesuaikan dengan masa kerjanya di perusahaan. Karyawan yang telah bekerja diatas satu tahun akan menerima 1 bulan gaji pokok, sedangkan karyawan yang telah bekerja dibawah satu tahun akan menerima setengah bulan gaji pokok.

d. Fasilitas Pendukung



Fasilitas pendukung yang diberikan perusahaan kepada karyawan diantaranya kantin, klinik, ruang istirahat, dan ruang ibadah. Setiap karyawan berhak memperoleh makanan dan minuman yang disediakan pada jam istirahat. Perusahaan juga menyediakan 63 kotak P3K di sekitar lingkungan perusahaan untuk dapat memberikan pertolongan pertama saat terjadi kecelakaan maupun kasus kesehatan.

Jumlah tenaga kerja atau karyawan yang dibutuhkan didalam perusahaan disajikan pada tabel 8.3.



Tabel 8. 3 Jumlah Karyawan yang Dibutuhkan

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Sekretaris	1
Direktur Produksi	1
Direktur Keuangan	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. QC	1
Ka. Bag. Gudang	1
Kepala Seksi Proses	1
Kepala seksi R & D	1
Kepala Seksi Perbaikan dan Pemeliharaan	1
Kepala Seksi Utilitas	1
Kepala Seksi Pembelian	1
Karyawan Pembelian	5
Karyawan Teknik	15
Karyawan Produksi	34
Karyawan QC	15
Karyawan Utilitas	15
Karyawan Logistic	4
Kepala Seksi Pembukuan	3
Karyawan Marketing	6
Kepala Seksi Personalia	3
HRD	5
Resepsionis	4
Karyawan Kebersihan	18
Karyawan Keamanan	18
Pegawai Poliklinik	6
Dokter	4
Supir	12
<b>Total</b>	<b>180</b>

## BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

### 9.1 Deskripsi Tata Letak

Tata letak pabrik adalah suatu landasan utama dalam dunia industri. Menurut Wignjosoebroto (2009), tata letak pabrik meliputi perencanaan dan pengaturan letak mesin, peralatan, aliran bahan dan orang-orang yang bekerja pada masing-masing stasiun kerja. Jika disusun secara baik, maka operasi kerja menjadi lebih efektif dan efisien. Menurut Purnomo (2004), tujuan utama perancangan tata letak adalah optimasi pengaturan fasilitas-fasilitas operasi sehingga nilai yang diciptakan oleh industri produksi akan maksimal.

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

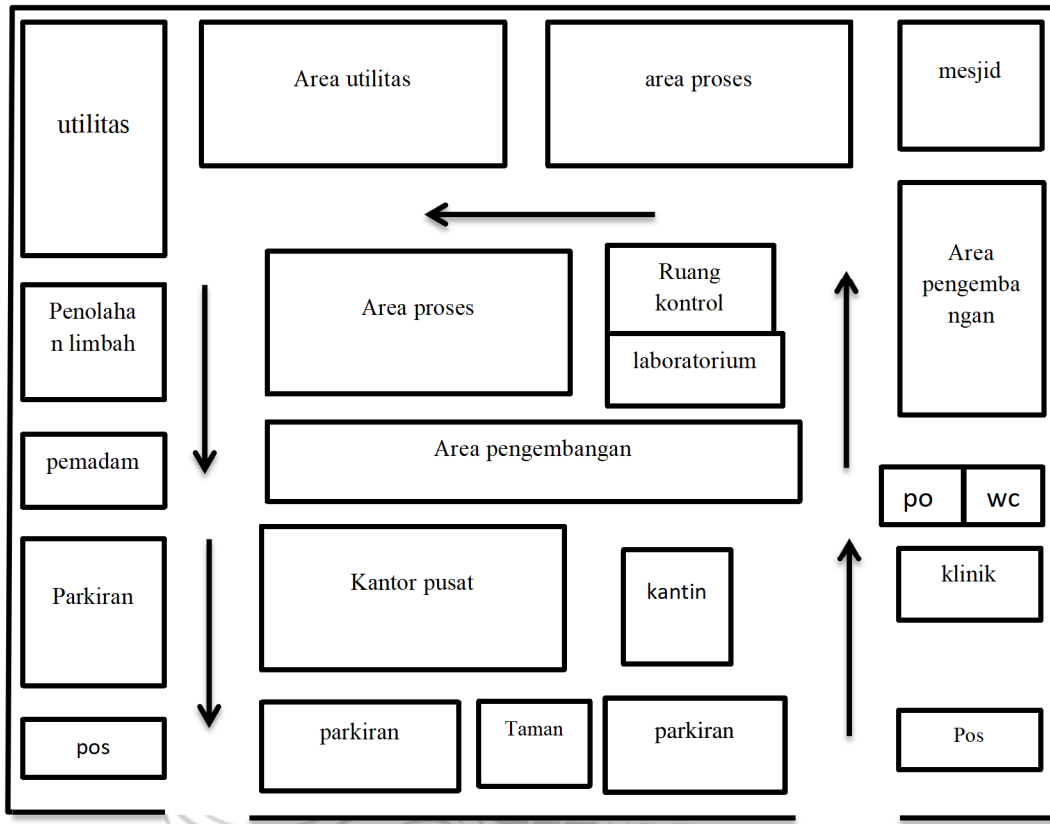
- a. Penentuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang lain sebab pabrik gipsum ini pabrik baru.
- b. Lahan perluasan pabrik digunakan sebagai pengembangan pabrik di masa yang akan datang.
- c. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
- d. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah out door untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara out door.

- e. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan atau lahan. (Vilbrant, 1959)

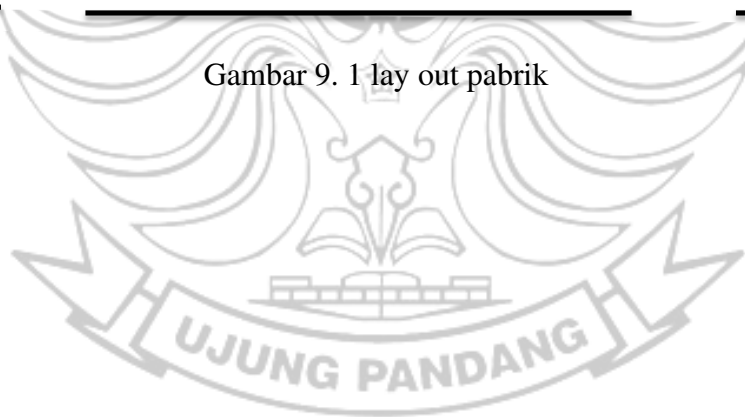
Secara garis besar *lay out* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol  
Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah proses merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
3. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk. Merupakan daerah untuk tangki bahan baku dan produk
4. Daerah gudang, bengkel dan garasi. merupakan daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.
5. daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan (Vilbrant, 1959).
6. Untuk lebih jelasnya tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar 9.1 dibawah ini.

## 9.2 Tata Letak Alat Proses



Gambar 9. 1 lay out pabrik



## **BAB X ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak. Disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel ditinjau dari segi ekonomi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau adalah :

1. Tingkat pengembalian bunga (Interest Rate of Return)
2. Jarak waktu pengembalian pinjaman (Pay Out Time)
3. Titik impas/Break Event Point (BEP)

Untuk menentukan faktor-faktor di atas, terlebih dahulu harus diketahui :

1. Total Investasi (Total Capital Investment)
2. Biaya Produksi (Total Production Cost)

### **10.1 Total Capital Investment (TCI)**

Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

Total Capital Investment secara garis besar dibagi dua bagian :

- a. Fixed Capital Investment (FCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik

dapat beroperasi. Berdasarkan lampiran D diperoleh Fixed Capital Investment (FCI) : Rp. 447.175.868.522,44

b. Working Capital Investment (WCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi)

Modal tersebut terdiri dari :

- 1) Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian dan persediaan bahan baku.
- 2) Biaya produksi
- 3) Pajak
- 4) Gaji karyawan

Berdasarkan lampiran D diperoleh Working Capital Investment (WCI) :

= Rp. 119.246.898.272,65

**10.2 Total Production Cost (TPC)**

Berdasarkan lampiran D diperoleh Total Production Cost (TPC)

=Rp. 12.687.528.252.103,10

Total Production Cost terdiri dari :

a. Manufacturing Cost

Adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari :

1) Direct Production Cost

Meliputi biaya bahan baku, gaji karyawan, utilitas, Pengawasan, Pemeliharaan dan perbaikan, Operasi suplay, laboratorium, paten dan royalti.

2) Fixed Charge

Yaitu biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya laju produksi, biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, dan asuransi.

3) Plant Over Head Cost

Terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas reaksi, dan fasilitas penyimpan

4) General Expenses

Yaitu biaya umum yang meliputi biaya administrasi, biaya distribusi, biaya penelitian dan biaya pengembangan, serta biaya tak terduga lainnya.

### 10.3 Analisa Profitability

Berdasarkan lampiran D diperoleh :

- 1) Break Event Point (BEP) merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas



ditentukan dengan cara membuat suatu kurva kapasitas versus unit Cost. Break Event Point (BEP) yang diperoleh sebesar 60 %

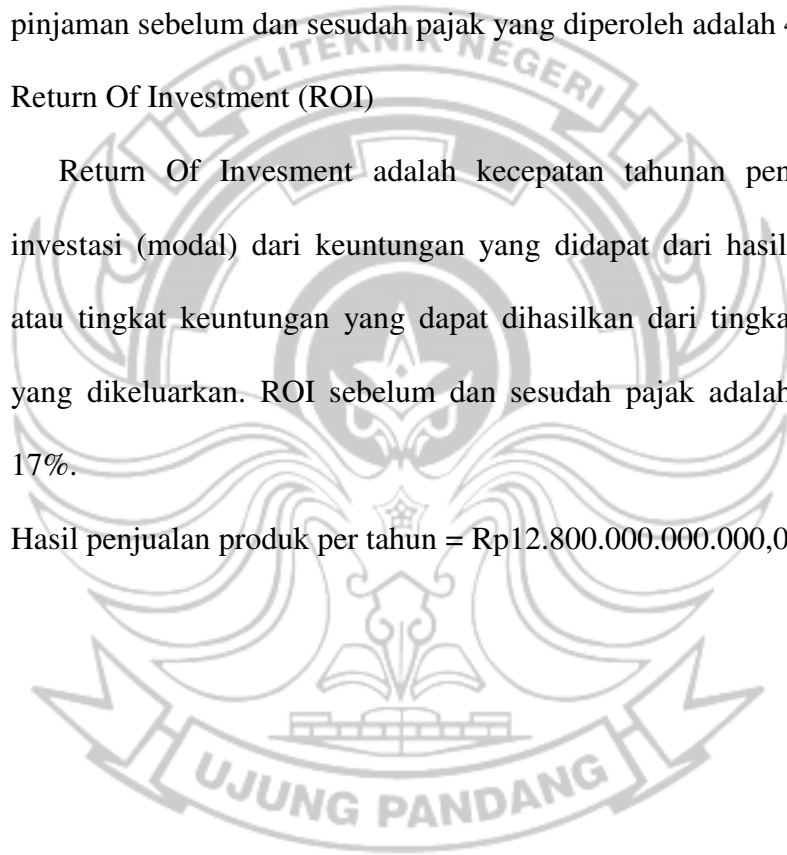
2) Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan. Jangka waktu pengembalian pinjaman sebelum dan sesudah pajak yang diperoleh adalah 4 tahun

3) Return Of Investment (ROI)

Return Of Investment adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan yang didapat dari hasil penjualan atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. ROI sebelum dan sesudah pajak adalah 19% dan 17%.

4) Hasil penjualan produk per tahun = Rp12.800.000.000.000,00



## BAB XI KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan pada Prarancangan Pabrik Gypsum (Kalsium Sulfat Dihidrat) dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur dengan kapasitas produksi 800.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi 800.000 ton/tahun menggunakan bahan baku asam sulfat sebanyak 130.123,05 kg/jam dan batu kapur sebanyak 65.061,52 kg/jam.
2. Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT)
3. Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 180 orang.
4. Analisa Ekonomi dengan Metode Discounted Flow
  - Return on Investment (ROI) sebelum pajak = 20%
  - Return on Investment (ROI) setelah pajak = 17%
  - Break Even Point (BEP) = 60%
  - Pay Out Time (POT) = 4 Tahun

Berdasarkan hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa pembuatan pabrik gipsum ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aqsha, N., & Fauziah. (2022). *Prarancangan Pabrik Gypsum (Kalsium Sulfat Dihidrat) dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur dengan Kapasitas 130.000 ton/tahun*. Makassar: Politeknik Negeri Ujung Pandang. Retrieved from <http://repository.poliupg.ac.id/>
- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik. (2024). [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Retrieved Februari 19, 2024
- BPPT. (2007). *"Asam Sulfat". Buku Pedoman Industri Kimia Indonesia*. Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi. Retrieved from <https://www.bppt.go.id/perpustakaan/dokumen-lainnya/buku-pedoman-industri-kimia-indonesia/>
- Brown, A. W. A. 1951. *Insect Control by Chemicals*. John Wiley & Sons, New York.
- Brown, G.G., 1978. *Unit Operation, Modern Asia Edition*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959. *Process Equipment Design*, 2nd ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Carl L., Yaws, 1999. *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, New York.

- Chohey, N.P., 1994. Handbook of Chemical Engineering Calculations, 2nd Edition, McGraw-Hill Inc., United States of America.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983. Chemical Engineering Design, 6th ed., Vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Erliza, Y., Abdul, M., & Faisal. (2019). Studi Perlakuan Terhadap Tanah untuk Menentukan Nilai Resistansi dan Tahanan Jenis Pentahanan. *Jurnal Surya Energi*, 3(2).
- Evans, Rupert N, dan Edwin, Lewis H. 1978. "Foundation of Vocational Education". Columbus. Ohio: Charles E. Merrill Publishing Company.
- Faith, W., Keyes, D., & Clark, R. (1957). *Industrial Chemistry* (Vol. 2). London.
- Green, D., & Perry, R. (1984). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (6th ed.). New York, US: McGraw Hill Company.
- Green, D., & Perry, R. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (8th ed.). New York, US: McGraw-Hil.
- Irving, S., & Richard. (1987). *Hawley's Condensed Chemical Dictionary*. New York: Van Nostrand Rainhold.
- Jerry F. Key, Jr. (2003). *Patent No. US 6,613,141 B2*. United States.
- Kern, Donald. Q., 1965, "Process Heat Transfer", New York : Mc Graw-Hi Book Company.

Kirk, & Othmer. (1978). Encyclopedia of Chemical Technology. *The Inter Science Encyclopedia*, 1(3rd).

Matche. 2021. [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci).

Mc Adams, W.H., 1985. Heat Transmission, 3rd., Mc Graw Hill Book Co., Inc.,  
New York

McCabe, W. L., Smith, J. C. & Harriott, P., 1993. Unit Operation of Chemical Engineering. 5th ed. New York: McGraw-Hill, Inc..

Metcalf & Eddy, 1991. Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse, Third Edition, McGraw-Hill, New York.

Patnaik. (2003). *Handbook of Inorganic Chemical*. New York: McGraw Hill Company.

Perdana, M. D., & Hidayat, A. R. (2022). *Pra Rancangan Pabrik Kimia Gypsum (Kalsium Sulfat Dihidrat) dari Asam Sulfat dan Batuan Kapur dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun*.

Perry.,et al. 1984. Perry's Chemical Engineers's Handbook. 6th. New York :  
Mcgraw Hill Company.

Perry., et al. 2008. Perry's Chemical Engineers's Handbook. 8th. New York :  
Mcgraw Hill Company

- Perry, R.H., Green, D., 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Silberberg, M. (2006). *Chemistry : The Molecular Nature of Matter and Change*. McGraw-Hill.
- U.S. Geological Survey. (2020). *Mineral commodity summaries 2020*. Reston, VA: U.S. Geological Survey.
- US Patents, 6. (Recovery Of Cement Kiln Dust Through Precipitation Of Calcium Sulfate Using Acid Solution). 2003. US : United State.
- Vilbrandt, F.C. and Dryden, C.E., 1959. Chemical Engineering Plant Design, 4th edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo.
- Wiley, J., & Sons. (1998). Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. *Sonochemistry*, 26(4).
- Walas, S.M., 1988, Chemical Process Equipment, 3rd ed., Butterworths series in chemical engineering, USA
- Walas, Couper, dkk, 2010. Chemical Process Equipment Selection And Design, 2nd edition, Elsevier, United State of America.
- Yaws, C.L., 1999. Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Book Company,

Yuniarti, E., Majid, A., & Faisal. (2019). Studi Perlakuan Terhadap Tanah untuk Menentukan Nilai Resistansi dan Tahanan Jenis Pentanahan. *Jurnal Surya Energy*, 3(2).

Zamani, 1998. Manajemen, Badan Penerbit IPWI: Jakarta.



## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa pembuatan gipsium dari batu kapur dengan kapasitas 101010,0101 kg/jam.

Basis perhitungan :

- Satu jam operasi pada keadaan *steady state*.
- Satuan laju alir massa adalah kg/jam

Data yang diketahui :

1. Bahan baku asam sulfat dengan kemurnian 50%
2. Batu kapur dengan kadar  $\text{CaCO}_3$  97,89%

Tabel A. 1 Kandungan Batu Kapur

Komponen	Komposisi (%)
$\text{CaCO}_3$	97,89%
$\text{MgCO}_3$	0,95%
$\text{SiO}_2$	0,36%
$\text{H}_2\text{O}$	0,30%
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,25%
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,17%
$\text{CaSO}_4$	0,08%
<b>Total</b>	100%

(Sumber: (Perdana & Hidayat, 2022))

3. Konversi terhadap  $\text{CaCO}_3$  di reaktor adalah 90%. Umpan larutan asam sulfat banding batu kapur adalah 2:1. (US Patents 6.613.141)



Asumsi pabrik beroperasi 330 hari dalam 1 tahun, maka kapasitas produksi pabrik

$$= 800.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

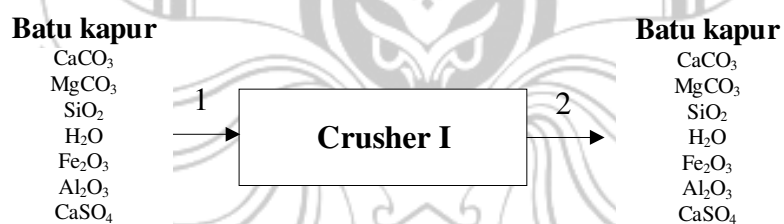
$$= 101.010,1010 \text{ kg/jam}$$

Jumlah umpan batu kapur = 100 kg/jam

$$\text{Umpan larutan asam sulfat } 50\% = 100 \text{ kg/jam H}_2\text{SO}_4 + 100 \text{ kg/jam H}_2\text{O}$$

$$= 200 \text{ kg/jam}$$

### 1. *Crusher I*



Gambar A. 1 Skema aliran proses pada *crusher I*

Neraca massa komponen arus 1 (F1) :

a.  $\text{CaCO}_3 = 97,89\% \times 100 \text{ kg/jam}$

$$= 97,8900 \text{ kg/jam}$$

b.  $\text{MgCO}_3 = 0,95\% \times 100 \text{ kg/jam}$

$$= 0,9500 \text{ kg/jam}$$

e.  $\text{SiO}_2$  = 0,36% x 100 kg/jam  
= 0,3600 kg/jam

f.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,25% x 100 kg/jam  
= 0,2500 kg/jam

g.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,17% x 100 kg/jam  
= 0,1700 kg/jam

h.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0,30% x 100 kg/jam  
= 0,3000 kg/jam

i.  $\text{CaSO}_4$  = 0,08% x 100 kg/jam  
= 0,0800 kg/jam

Neraca massa komponen (Arus 2) :

a.  $\text{CaCO}_3$  = 97,89% x 100 kg/jam  
= 97,8900 kg/jam

b.  $\text{MgCO}_3$  = 0,95% x 100 kg/jam  
= 0,9500 kg/jam

e.  $\text{SiO}_2$  = 0,36% x 100 kg/jam  
= 0,3600 kg/jam

f.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,25% x 100 kg/jam

= 0,2500 kg/jam

g.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,17% x 100 kg/jam

= 0,1700 kg/jam

h.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0,30% x 100 kg/jam

= 0,3000 kg/jam

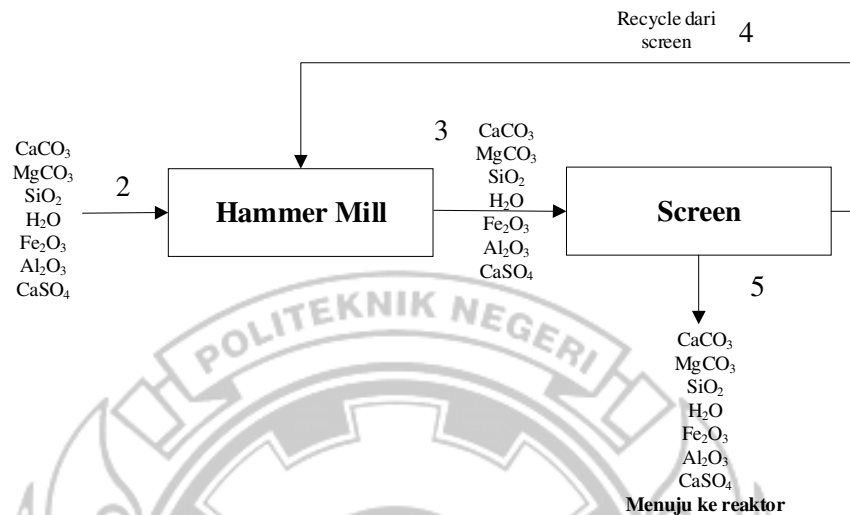
i.  $\text{CaSO}_4$  = 0,08% x 100 kg/jam

= 0,0800 kg/jam

Tabel A. 2 Neraca Massa *Crusher*

<b>Komponen</b>	<b>F1</b> (kg/jam)	<b>F2</b> (kg/jam)
$\text{CaCO}_3$	97,8900	97,8900
$\text{MgCO}_3$	0,9500	0,9500
$\text{SiO}_2$	0,3600	0,3600
$\text{H}_2\text{O}$	0,3000	0,3000
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,2500	0,2500
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,1700	0,1700
$\text{CaSO}_4$	0,0800	0,0800
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>

## 2. Hammer Mill dan Vibrating Screen



Gambar A. 2 Skema aliran proses pada *hammer mill* dan *vibrating screen*

Perhitungan untuk menentukan jumlah batu kapur yang di-recycle

F2 : Batu Kapur dari Crusher

F3 : Batu Kapur ke Vibrating screen

F5 : Batu Kapur ke Reaktor

F4 : Batu kapur recycle dari Vibrating screen

Tinjau alat hammer mill

$$F2 + F4 = F3$$

$$F4 = F3 - F2 \text{ (pers.1)}$$

Tinjau Alat Vibrating screen

$$F3 = F4 + F5$$

$$F4 = F3 - F5 \text{ (pers.2)}$$

Subs. pers 1 ke pers.2

$$F3 - F2 = F3 - F5$$

$$F5 = F2$$

$$F5 = 100.0000 \text{ kg/jam}$$

Sebanyak 5% batu kapur yang tidak lolos seleksi vibrating screener akan di-recycle ke dalam hammer mill, maka dari persamaan (2) dapat dihitung banyaknya batu kapur yang keluar menuju ke vibrating screen

$$F4 = F3 - F5$$

$$5\% \times F3 = F3 - F5$$

$$F3 - 0,05 F3 = F5$$

$$0,95 F3 = 100,0000 \text{ kg/jam}$$

$$F3 = 105,2632 \text{ kg/jam}$$


Kemudian dapat ditentukan banyaknya batu kapur yang di-recycle sebagai berikut :

$$F4 = F3 - F5$$

$$F4 = 105,2632 \text{ kg/jam} - 100,0000 \text{ kg/jam}$$

$$= 5,2632 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen (Arus 3) :



a.  $\text{CaCO}_3$  = 97.89% x 105,2632 kg/jam  
= 103,0421 kg/jam

b.  $\text{MgCO}_3$  = 0.95% x 105,2632 kg/jam  
= 1,0000 kg/jam

c.  $\text{SiO}_2$  = 0.36% x 105,2632 kg/jam  
= 0,3789 kg/jam

d.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0.17% x 105,2632 kg/jam  
= 0.1789 kg/jam

e.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0.25% x 105,2632 kg/jam  
= 0,2632 kg/jam

f.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0.30% x 105,2632 kg/jam  
= 0,3158 kg/jam

g.  $\text{CaSO}_4$  = 0.08% x 105,2632 kg/jam  
= 0,0842 kg/jam

Neraca massa komponen (Arus 4) :

a.  $\text{CaCO}_3$  = 97.89% x 5,2632 kg/jam  
= 5,1521 kg/jam

b.  $\text{MgCO}_3$  = 0.95% x 5,2632 kg/jam

$$= 0,5000 \text{ kg/jam}$$

c.  $\text{SiO}_2$   $= 0.36\% \times 5,2632 \text{ kg/jam}$

$$= 0,0189 \text{ kg/jam}$$

d.  $\text{Al}_2\text{O}_3$   $= 0.17\% \times 5,2632 \text{ kg/jam}$

$$= 0,0089 \text{ kg/jam}$$

e.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$   $= 0.25\% \times 5,2632 \text{ kg/jam}$

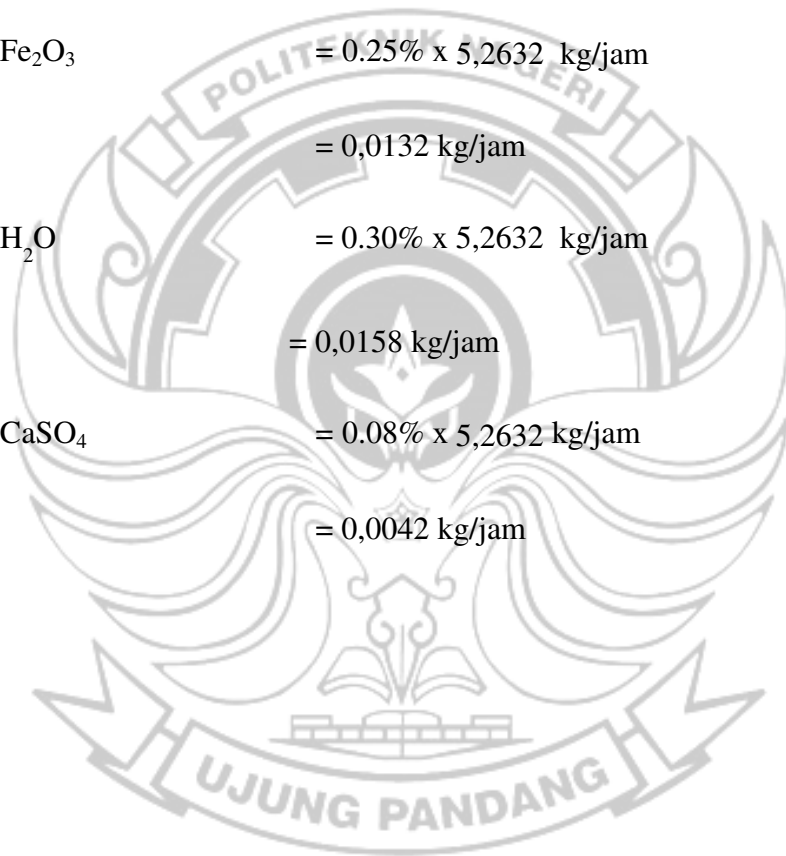
$$= 0,0132 \text{ kg/jam}$$

f.  $\text{H}_2\text{O}$   $= 0.30\% \times 5,2632 \text{ kg/jam}$

$$= 0,0158 \text{ kg/jam}$$

g.  $\text{CaSO}_4$   $= 0.08\% \times 5,2632 \text{ kg/jam}$

$$= 0,0042 \text{ kg/jam}$$



Tabel A. 3 Neraca Massa *Hammer Mill*

Komponen	Input (Jaw + Recycle) (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F2	F4	F3
CaCO <sub>3</sub>	97,8900	5,1521	103,0421
MgCO <sub>3</sub>	0,9500	0,0500	1,0000
SiO <sub>2</sub>	0,3600	0,0189	0,3789
H <sub>2</sub> O	0,3000	0,0158	0,3158
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2500	0,0132	0,2632
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,1700	0,0089	0,1789
CaSO <sub>4</sub>	0,0800	0,0042	0,0842
Sub Total	100,0000	5,2632	105,2632
<b>Total</b>	<b>105,2632</b>		<b>105,2632</b>

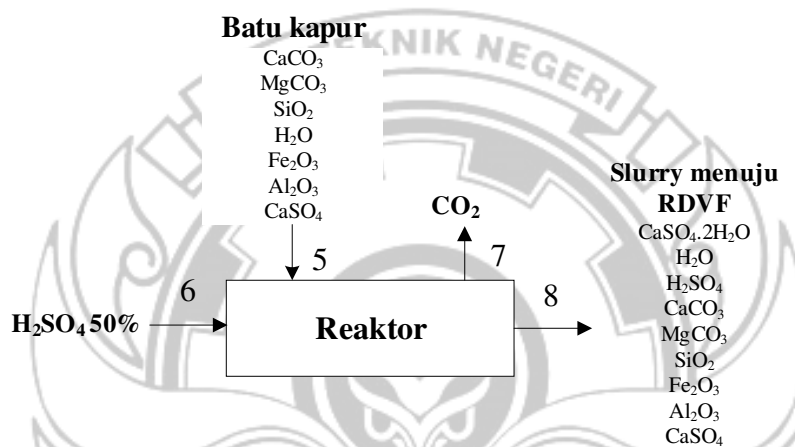
Tabel A. 4 Neraca Massa *Vibrating Vibrating screen*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (Recycle + Reaktor) (kg/jam)	
	F3	F4	F5
CaCO <sub>3</sub>	103,0421	5,1521	97,8900
MgCO <sub>3</sub>	1,0000	0,0500	0,9500
SiO <sub>2</sub>	0,3789	0,0189	0,3600
H <sub>2</sub> O	0,3158	0,0158	0,3000
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2632	0,0132	0,2500
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,1789	0,0089	0,1700
CaSO <sub>4</sub>	0,0842	0,0042	0,0800
Sub Total	105,2632	5,2632	100,0000
<b>Total</b>	<b>105,2632</b>	<b>105,2632</b>	



### 3. Reaktor (R-101)

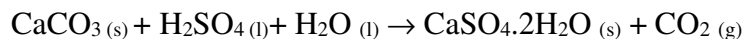
Reaksi pembentukan berlangsung di dalam reaktor, dimana kalsium karbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) dengan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) menjadi kalsium sulfat dihidrat ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) atau disebut sebagai gipsum. Skema aliran di reaktor sebagai berikut :



Gambar A. 3 Skema aliran proses pada reaktor

Reaksi pembentukan gipsum yang terjadi di reaktor dengan konversi sebesar 90% (US Patents 6.613.141)

Reaksi yang terjadi :



Berdasarkan perhitungan pada tinjauan termodinamika diperoleh

$\Delta H = -21,8746$  kkal/mol yang artinya nilai  $\Delta H^\circ$  negatif, sehingga dapat diketahui bahwa reaksi ini bersifat eksotermik yaitu melepaskan panas ke lingkungan.

Neraca massa total :

$$F6 + F5 = F7 + F8$$

Dimana :

F6 = Asam sulfat 50% dari tangki penyimpanan

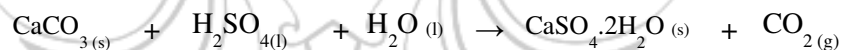
F5 = Batu kapur dari vibrating screen

F7 = CO<sub>2</sub> dari reaktor

F8 = Slurry menuju ke filter

Perbandingan umpan batu kapur : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% masuk reaktor adalah 1:2. Umpan batu kapur sebanyak 100 kg/jam dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% sebanyak 200 kg/jam. Dimana, larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% mengandung H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebesar 100 kg/jam dan H<sub>2</sub>O sebesar 100 kg/jam.

Reaksi :



Mula-mula (kmol)	0,9789	1,0204	5,5722	0	0
Bereaksi (kmol)	0,8810	0,8810	0,8810	0,8810	0,8810
Sisa (kmol)	0,0979	0,1394	4,6912	0,8810	0,8810

Neraca massa komponen :

a. CaCO<sub>3</sub> = 0,0979 kmol/jam x 100 kg/kmol

- = 9,7890 kg/jam
- b.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 0,1394 kmol/jam x 98 kg/kmol  
= 13,6610 kg/jam
- c.  $\text{H}_2\text{O}$  = 4,6912 kmol/jam x 18 kg/kmol  
= 84,4418 kg/jam
- d.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 0,8810 kmol/jam x 172 kg/kmol  
= 151,5337 kg/jam
- e.  $\text{MgCO}_3$  = 0.95% x 100 kg/jam  
= 0,9500 kg/jam
- f.  $\text{SiO}_2$  = 0.36% x 100 kg/jam  
= 0,3600 kg/jam
- g.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0.17% x 100 kg/jam  
= 0,1700 kg/jam
- h.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0.25% x 100 kg/jam  
= 0,2500 kg/jam
- i.  $\text{CaSO}_4$  = 0.08% x 100 kg/jam  
= 0,0800 kg/jam
- j.  $\text{CO}_2$  = 0,8810 kmol/jam x 44 kg/kmol

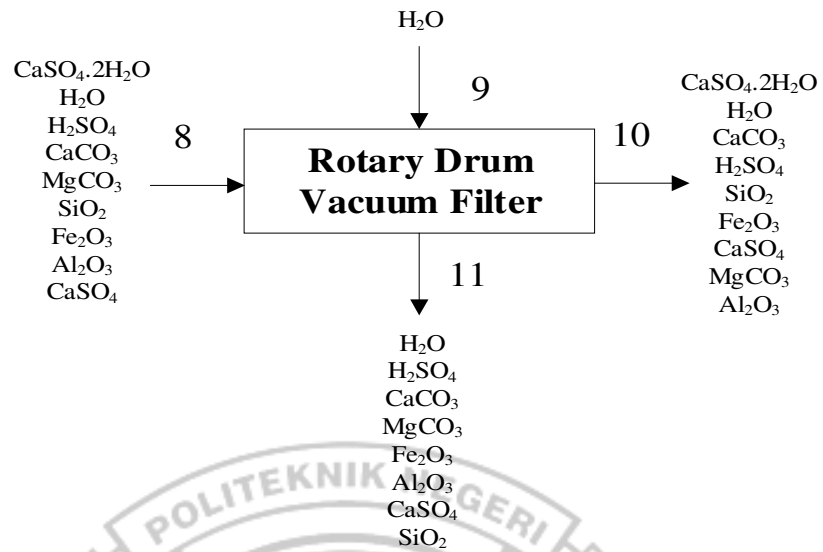
$$= 38,7644 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 5 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F5	F6	F7	F8
CaCO <sub>3</sub>	97,8900	-	-	9,7890
MgCO <sub>3</sub>	0,9500	-	-	0,9500
SiO <sub>2</sub>	0,3600	-	-	0,3600
H <sub>2</sub> O	0,3000	100,0000	-	84,4418
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2500	-	-	0,2500
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,1700	-	-	0,1700
CaSO <sub>4</sub>	0,0800	-	-	0,0800
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	100,0000	-	13,6610
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	-	-	-	151,5337
CO <sub>2</sub>	-	-	38,7644	-
Sub Total	100,0000	200,0000	38,7644	261,2356
<b>Total</b>	300,0000		300,0000	

#### 4. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-101)

*Rotary drum vacuum filter* digunakan untuk memisahkan *slurry* produk reaktor menjadi *cake* dan filtrat.



Gambar A. 4 Skema aliran proses rotary drum vacuum filter

Neraca massa total :

$$F8 + F9 = F10 + F11$$

Dimana :

F8 = Slurry dari reaktor

F9 = Air pencuci

F10 = Cake menuju rotary dryer

F11 = filtrat menuju UPL

Neraca massa komponen (Arus 8) :

- a.  $\text{CaCO}_3$  = 9,7890 kg/jam
- b.  $\text{MgCO}_3$  = 0,9500 kg/jam
- c.  $\text{SiO}_2$  = 0,3600 kg/jam
- d.  $\text{H}_2\text{O}$  = 84,4418 kg/jam
- e.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,1700 kg/jam
- f.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,2500 kg/jam

- g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,0800 kg/jam
- h.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 13,6610 kmol/jam
- i.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 151,5337 kmol/jam
- Total = 261,2356 kg/jam

Neraca massa komponen (Arus 9) :

Air pencuci yang digunakan (asumsi 90% dari solid) (Hugot,472)

$$= 90\% \times (261,2356 - 84,4418 - 13,5337) \text{ kg/jam}$$

$$= 146,8194 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 6 Kelarutan tiap komponen dalam air

Komponen	Kelarutan di	Terendap
	air % wt	
$\text{CaCO}_3$	80 %	20 %
$\text{MgCO}_3$	95 %	5 %
$\text{SiO}_2$	0 %	99.99 %
$\text{Al}_2\text{O}_3$	80 %	20 %
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	80 %	20 %
$\text{H}_2\text{SO}_4$	95 %	5 %
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0 %	100 %
$\text{CO}_2$	0 %	99.80 %
$\text{CaSO}_4$	0.3 %	99.70 %

(Pubchem, 2020)

Neraca massa komponen cake (Arus 10) :

$$F_{10} = (F_8 + F_9) \times \% \text{ komponen terendapkan}$$

Dimana :

F8 = Slurry dari reaktor

F9 = Air pencuci

Viskositas filtrat dan air pencuci dianggap sama, sehingga air yang terkandung didalam cake tersisa 10%.

$$\begin{aligned} \text{a. } H_2O &= (84,4418 \text{ kg/jam} + 146,8194 \text{ kg/jam}) \times 10\% \\ &= 23,1261 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. } MgCO_3 &= 0,9500 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 0,0475 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. } CaCO_3 &= 9,7890 \text{ kg/jam} \times 20\% \\ &= 0,0196 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. } SiO_2 &= 0,3600 \text{ kg/jam} \times 99,99\% \\ &= 0,3600 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{e. } Al_2O_3 &= 0,1700 \text{ kg/jam} \times 20\% \\ &= 0,0340 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{f. } Fe_2O_3 &= 0,2500 \text{ kg/jam} \times 20\% \\ &= 0,0500 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{g. } CaSO_4 &= 0,0800 \text{ kg/jam} \times 99,70\% \\ &= 0,0798 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{h. } \text{H}_2\text{SO}_4 = 13,6610 \text{ kg/jam} \times 5\%$$

$$= 0,6831 \text{ kg/jam}$$

$$\text{i. } \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 151,5337 \text{ kg/jam} \times 100\%$$

$$= 151,5337 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen filtrat (Arus 11) :

$$\text{F11} = (\text{F8} + \text{F9}) - \text{F10}$$

Dimana :

F8 = Slurry dari reaktor

F9 = Air pencuci

F10 = *Cake* menuju *rotary dryer*

$$\text{a. } \text{H}_2\text{O} = (84,4418 + 146,8194) \text{ kg/jam} - 23,1261 \text{ kg/jam}$$

$$= 208,1351 \text{ kg/jam}$$

$$\text{b. } \text{MgCO}_3 = 0,9500 \text{ kg/jam} - 0,0475 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,9025 \text{ kg/jam}$$

$$\text{c. } \text{CaCO}_3 = 9,7890 \text{ kg/jam} - 1,9578 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,8312 \text{ kg/jam}$$

$$\text{d. } \text{SiO}_2 = 0,3600 \text{ kg/jam} - 0,35996 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,0004 \text{ kg/jam}$$

$$\text{e. } \text{Al}_2\text{O}_3 = 0,1700 \text{ kg/jam} - 0,0340 \text{ kg/jam}$$



$$= 0,1360 \text{ kg/jam}$$

f.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,2500 kg/jam – 0,0500 kg/jam

$$= 0,2000 \text{ kg/jam}$$

g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,0800 kg/jam – 0,0798 kg/jam

$$= 0,0002 \text{ kg/jam}$$

h.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 13,6610 kg/jam – 0,6831 kg/jam

$$= 12,9780 \text{ kg/jam}$$

i.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 151,5337 kg/jam – 151,5337 kg/jam

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

Tabel A. 7 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F8	F9	F10	F11
$\text{CaCO}_3$	9,7890	-	1,9578	7,8312
$\text{MgCO}_3$	0,9500	-	0,0475	0,9025
$\text{SiO}_2$	0,3600	-	0,35996	0,00004
$\text{H}_2\text{O}$	84,4418	146,8194	23,1261	208,1351
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,2500	-	0,0500	0,2000
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,1700	-	0,0340	0,1360
$\text{CaSO}_4$	0,0800	-	0,0798	0,0002
$\text{H}_2\text{SO}_4$	13,6610	-	0,6831	12,9780
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	151,5337	-	151,5337	-
Sub Total	261,2356	146,8194	177,8719	230,1831
<b>Total</b>	408,0550		408,0550	

## 5. Rotary Dryer (RD-101)



Gambar A. 5 Skema aliran proses pada *rotary dryer*

Umpan *dryer* merupakan produk dari *rotary drum vakum filter* yang akan dihilangkan cairannya dengan pengaliran udara kering sehingga produk keluar hanya mengandung 5% cairan.

Neraca massa komponen (Arus 13) :

- a.  $\text{H}_2\text{O} = 95\% \times 23,1261 \text{ kg/jam}$   
 $= 21,9698 \text{ kg/jam}$
- b.  $\text{H}_2\text{SO}_4 = 95\% \times 0,6831 \text{ kg/jam}$   
 $= 0,6489 \text{ kg/jam}$

Neraca massa komponen (Arus 12):

$$F_{12} = F_{10} - F_{13}$$

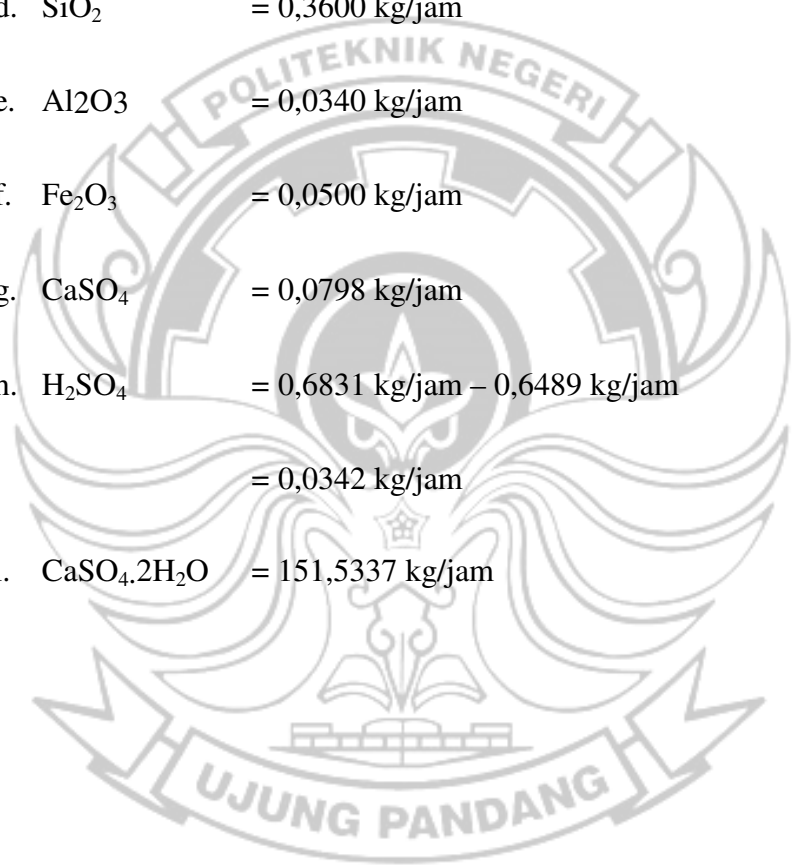
Dimana :

$F_{10}$  = Cake menuju rotary dryer

$F_{13}$  = Cairan yang menguap

F12 = Gypsum (produk) menuju ke gudang

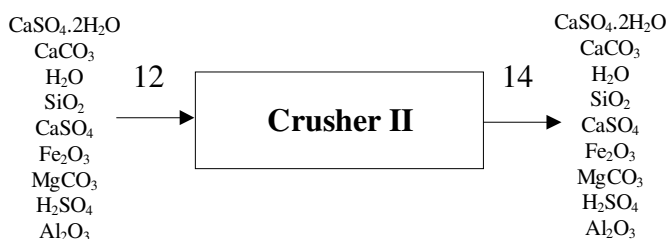
- a.  $\text{H}_2\text{O}$  = 23,1261 kg/jam – 21,9698 kg/jam  
= 1,1563 kg/jam
- b.  $\text{MgCO}_3$  = 0,0475 kg/jam
- c.  $\text{CaCO}_3$  = 1,9578 kg/jam
- d.  $\text{SiO}_2$  = 0,3600 kg/jam
- e.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,0340 kg/jam
- f.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,0500 kg/jam
- g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,0798 kg/jam
- h.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 0,6831 kg/jam – 0,6489 kg/jam  
= 0,0342 kg/jam
- i.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 151,5337 kg/jam



Tabel A. 8 Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F10	F13	F12
CaCO <sub>3</sub>	1,9578	0,0000	1,9578
MgCO <sub>3</sub>	0,0475	0,0000	0,0475
SiO <sub>2</sub>	0,3600	0,0000	0,3600
H <sub>2</sub> O	23,1261	21,9698	1,1563
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0500	0,0000	0,0500
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0340	0,0000	0,0340
CaSO <sub>4</sub>	0,0798	0,0000	0,0798
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,6831	0,6489	0,0342
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	151,5337	0,0000	151,5337
Sub Total	177,8719	22,6187	155,2532
<b>Total</b>	177,8719	177,8719	

6. *Crusher II*

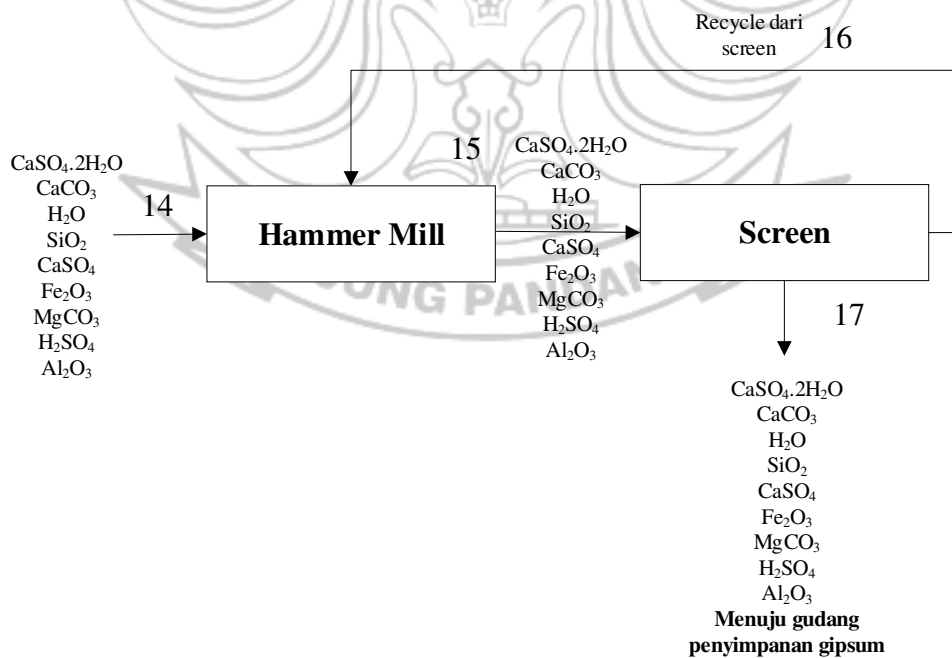


Gambar A. 6 Skema aliran proses pada crusher II

Tabel A. 9 Neraca Massa *Crusher II*

Komponen	Input F12 (kg/jam)	Output F14 (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	1,9578	1,9578
MgCO <sub>3</sub>	0,0475	0,0475
SiO <sub>2</sub>	0,3600	0,3600
H <sub>2</sub> O	1,1563	1,1563
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0500	0,0500
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0340	0,0340
CaSO <sub>4</sub>	0,0798	0,0798
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0342	0,0342
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	151,5337	151,5337
<b>Total</b>	<b>155,2532</b>	<b>155,2532</b>

**7. Hammer Mill dan Vibrating screen II**



Gambar A. 7 Skema aliran proses pada *hammer mill* dan *vibrating screen*

Perhitungan untuk menentukan jumlah batu kapur yang di-recycle

F14 : Batu Kapur dari Crusher

F15 : Batu Kapur dari hammer mill ke Vibrating screen

F17 : Batu Kapur dari vibrating screen ke Reaktor

F16 : Batu kapur recycle dari Vibrating screen

Tinjau alat hammer mill

$$F14 + F16 = F15$$

$$F16 = F15 - F14 \text{ (pers.1)}$$

Tinjau Alat Vibrating screen

$$F15 = F16 + F17$$

$$F16 = F15 - F17 \text{ (pers.2)}$$

Subs. pers 1 ke pers.2

$$F15 - F14 = F15 - F17$$

$$F17 = F14$$

$$F17 = 155,2532 \text{ kg/jam}$$

Sebanyak 5% batu kapur yang tidak lolos seleksi vibrating screener akan di-recycle ke dalam hammer mill, maka dari persamaan (2) dapat dihitung banyaknya batu kapur yang keluar menuju ke vibrating screen

$$F16 = F15 - F17$$

$$5\% F15 = F15 - B17$$

$$F15 - 0,05 F15 = F17$$

$$0,95 F15 = 155,2532 \text{ kg/jam}$$

$$F15 = 163.4244 \text{ kg/jam}$$

Kemudian dapat ditentukan banyaknya batu kapur yang di-recycle sebagai berikut :

$$F16 = F15 - F17$$

$$F16 = 163.4244 \text{ kg/jam} - 155,2532 \text{ kg/jam}$$

$$F16 = 8.1712 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen (Arus 15) :

$$\begin{aligned} \text{a. CaCO}_3 &= 1,26\% \times 163,4244 \text{ kg/jam} \\ &= 2,0608 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. MgCO}_3 &= 0,03\% \times 163,4244 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0500 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. SiO}_2 &= 0,23\% \times 163,4244 \text{ kg/jam} \\ &= 0,3789 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. Al}_2\text{O}_3 &= 0,02\% \times 163,4244 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0358 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{e. Fe}_2\text{O}_3 &= 0,03\% \times 163,4244 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0526 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

f.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0,74% x 163,4244 kg/jam

= 0,2172 kg/jam

g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,05% x 163,4244 kg/jam

= 0,0840 kg/jam

h.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 97,60% x 163,4244 kg/jam

= 159,5092 kg/jam

i.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 0,02% x 163,4244 kg/jam

= 0,0360 kg/jam

Neraca massa komponen (Arus 16) :

a.  $\text{CaCO}_3$  = 1,26% x 8,1712 kg/jam

= 0,1030 kg/jam

b.  $\text{MgCO}_3$  = 0,03% x 8,1712 kg/jam

= 0,0025 kg/jam

c.  $\text{SiO}_2$  = 0,23% x 8,1712 kg/jam

= 0,0189 kg/jam

d.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,02% x 8,1712 kg/jam

= 0,0018 kg/jam

e.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,03% x 8,1712 kg/jam

= 0,0026 kg/jam



f.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0,74% x 8,1712 kg/jam

= 0,0609 kg/jam

g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,05% x 8,1712 kg/jam

= 0,0042 kg/jam

h.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 97,60% x 8,1712 kg/jam

= 7,9755 kg/jam

i.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 0,02% x 8,1712 kg/jam

= 0,0018 kg/jam

Neraca massa komponen (Arus 17) :

a.  $\text{CaCO}_3$  = 1,26% x 155,2532 kg/jam

= 1,9578 kg/jam

b.  $\text{MgCO}_3$  = 0,03% x 155,2532 kg/jam

= 0,0475 kg/jam

c.  $\text{SiO}_2$  = 0,23% x 155,2532 kg/jam

= 0,3600 kg/jam

d.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  = 0,02% x 155,2532 kg/jam

= 0,0340 kg/jam

e.  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  = 0,03% x 155,2532 kg/jam

= 0,0500 kg/jam

f.  $\text{H}_2\text{O}$  = 0,74% x 155,2532 kg/jam

= 1,1563 kg/jam

g.  $\text{CaSO}_4$  = 0,05% x 155,2532 kg/jam

= 0,0798 kg/jam

h.  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  = 97,60% x 155,2532 kg/jam

= 151,5337 kg/jam

i.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 0,02% x 155,2532 kg/jam

= 0,0342 kg/jam

Tabel A. 10 Neraca Massa *Hammer Mill II*

Komponen	Input (Jaw + Recycle) (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F14	F16	F15
$\text{CaCO}_3$	1,9578	0,1030	2,0608
$\text{MgCO}_3$	0,0475	0,0025	0,0500
$\text{SiO}_2$	0,3600	0,0189	0,3789
$\text{H}_2\text{O}$	1,1563	0,0609	1,2172
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,0500	0,0026	0,0526
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,0340	0,0018	0,0358
$\text{CaSO}_4$	0,0798	0,0042	0,0840
$\text{H}_2\text{SO}_4$	0,0342	0,0018	0,0360
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	151,5337	7,9755	159,5092
Sub Total	155,2532	8,1712	163,4244
<b>Total</b>	<b>163,4244</b>		<b>163,4244</b>

Tabel A. 11 Neraca Massa *Vibrating screen II*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (Recycle + Gudang) (kg/jam)	
	F15	F16	F17
CaCO <sub>3</sub>	2,0608	0,1030	1,9578
MgCO <sub>3</sub>	0,0500	0,0025	0,0475
SiO <sub>2</sub>	0,3789	0,0189	0,3600
H <sub>2</sub> O	1,2172	0,0609	1,1563
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0526	0,0026	0,0500
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0358	0,0018	0,0340
CaSO <sub>4</sub>	0,0840	0,0042	0,0798
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0360	0,0018	0,0342
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	159,5092	7,9755	151,5337
Sub Total	163,4244	8,1712	155,2532
<b>Total</b>	<b>163,4244</b>	<b>163,4244</b>	

Gypsum yang dihasilkan = 155.2532 kg/jam

Faktor Pengali =  $\frac{101010.1010 \text{ kg/jam}}{155.2532 \text{ kg/jam}}$

= 650.6152474 kg/jam

Kemurnian Produk yang dihasilkan = 97,6 %

**LAMPIRAN B**  
**PERHITUNGAN NERACA PANAS**

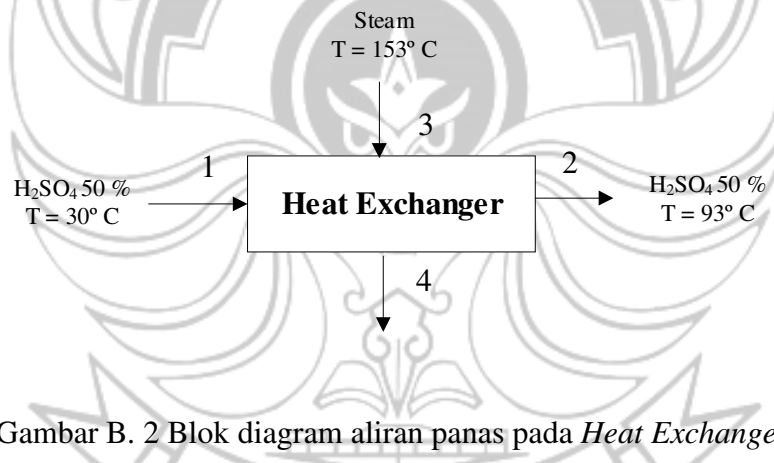
Kapasitas Produksi = 800.000 ton/tahun

Bahan baku = Batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Produk = Gypsum ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )

Waktu operasi produksi = 330 hari/tahun; 24 jam/hari

**1. Heat Exchanger (HE-101)**



Gambar B. 2 Blok diagram aliran panas pada *Heat Exchanger*

Fungsi : Sebagai pemanasan awal (*preheater*) yakni dengan menaikkan temperatur  $\text{H}_2\text{SO}_4$  50% dari 30°C menjadi 93°C sebelum masuk ke reaktor (R01)

Kondisi Operasi :  $T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

$T_{out} = 93^\circ\text{C} = 366 \text{ K}$

$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

$$P = 5,1 \text{ bar}$$

$$T_{\text{steam}} = 153^{\circ}\text{C}$$

Kapasitas panas ( $C_p$ ) untuk fase cair dapat dihitung dengan persamaan berikut

(Yaws,1999) :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = \int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = \left[ AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 \right]_{T_1}^{T_2}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4) \Big|_{T_1}^{T_2}$$

Data A, B, C, dan D untuk menghitung kapasitas panas fase cair masing-masing komponen yakni pada tabel B.1 berikut:

Tabel B. 1 Parameter perhitungan kapasitas panas komponen fase cair

Senyawa	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,0530	-0,0400	-2,1103 x 10 <sup>-4</sup>	5,3469 x 10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	26,0040	0,7034	-1,3856 x 10 <sup>-3</sup>	1,0342 x 10 <sup>-6</sup>

Keterangan :

T = Kelvin

$C_p$  = Joule/mol.K

(Carl & Yaws, 1999)

Neraca panas pada *heat exchanger* (HE) sebagai berikut :

$$Q_1 + Q_3 = Q_2 + Q_4$$

$$Q_{\text{steam}} = Q_2 - Q_1$$

$$Q_3 = m \times hg$$

$$Q_4 = m \times hf$$

Perhitungan kapasitas panas ( $C_p$ ) tiap komponen pada suhu  $30^\circ\text{C}$  :

$$T_1 = \text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{Suhu masuk reaktor} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4) \Big|_{T_1}^{T_2}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 26,0040(303 - 298) + \frac{0,7034}{2}(303^2 - 298^2) + \\ &\quad - \frac{1,3856 \cdot 10^{-3}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-3}}{4}(303^4 - 298^4) \\ &= 701,5448 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4) \Big|_{T_1}^{T_2}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 92,0530(303 - 298) + \frac{-0,0400}{2}(303^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4}(303^4 \\ &\quad - 298^4) \end{aligned}$$

$$= 377,5028 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan kalor ( $Q$ ) tiap komponen pada suhu  $30^\circ\text{C}$  :

$$Q = \int n C_p dT$$

$$Q_{H_2O} = 361,4529152 \text{ kmol/jam} \times 377,5028 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 136.449,4837 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{H_2SO_4} = 66,38931096 \text{ kmol/jam} \times 701,5448 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 46.575,0772 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_1 = Q_{H_2O} + Q_{H_2SO_4}$$

$$= 136.449,4837 \text{ kJ/jam} + 46.575,0772 \text{ kJ/jam}$$

$$= 183.024,5645 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B. 2 Hasil perhitungan tiap komponen *heat exchanger* pada suhu 30°C

Komponen	M (kg/jam)	BM (kg/kmol)	N (kmol/jam)	CpdT (kJ/Kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	6506,152474	18	361,4529152	377,5028	136.449,4837
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6506,152474	98	66,38931096	701,5448	46.575,0772
Total					183.024,5645

Perhitungan kapasitas panas (Cp) tiap komponen pada suhu 93°C

$$T_1 = \text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

$$T_2 = \text{Suhu masuk reaktor} = 93^\circ\text{C} = 366\text{K}$$

$$C_p H_2O = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,0530(366 - 298) + \frac{-0,0400}{2}(366^2 - 298^2) + \frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3}(366^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4}(366^4 - 298^4)$$

$$= 5.114,8627 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{H}_2\text{SO}_4 = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 26,0040(366 - 298) + \frac{0,7034}{2}(366^2 - 298^2) + \frac{-1,3856 \cdot 10^{-3}}{3}(366^3 - 298^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-3}}{4}(366^4 - 298^4)$$

$$= 9.826,3645 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan kalor (Q) tiap komponen pada suhu 93°C :

$$Q = \int n C_p dT$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 361,4529 \text{ kmol/jam} \times 5.114,8627 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.848.782,0250 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 66,3893 \text{ kmol/jam} \times 9.826,3645 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 652.365,5707 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_2 = Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$= 1.848.782,0250 \text{ kJ/jam} + 652.365,5707 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.501.147,5957 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B. 3 Hasil perhitungan tiap komponen *heat exchanger* pada suhu 93°C

Komponen	M (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	C <sub>p</sub> dT (kJ/Kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	6.506,152474	18	361,4529152	5.114,8627	1.848.782,0250



H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6.506,152474	98	66,38931096	9.826,3645	652.365,5707
Total					2.501.147,5957

Perhitungan laju alir massa dan panas *steam*

$$Q_{\text{steam}} = Q_2 - Q_1$$

$$= 2.501.147,5957 \text{ kJ/jam} - 183.024,5645 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.318.123,0312 \text{ kJ/jam}$$

*Steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$\text{Temperatur (T)} = 153^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 5,1 \text{ bar}$$

$$H_g = 2749,5 \text{ kJ/kg}$$

$$H_f = 645,14 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{steam}} &= H_g - H_f \\ &= 2749,5 \text{ kJ/kg} - 645,14 \text{ kJ/kg} \\ &= 2104,36 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Maka, massa *steam* :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{2.318.123,0312 \text{ kJ/jam}}{2104,36 \text{ kJ/kg}} \\ &= 1101,5810 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas *steam* masuk ( $Q_{\text{steam in}}$ )

$$Q_3 = m \times H_g$$

$$= 1101,5810 \text{ kg/jam} \times 2749,5 \text{ kJ/kg}$$

$$= 3.028.797,0092 \text{ kJ/jam}$$

Panas *steam* keluar ( $Q_{\text{steam out}}$ )

$$Q_4 = m \times H_f$$

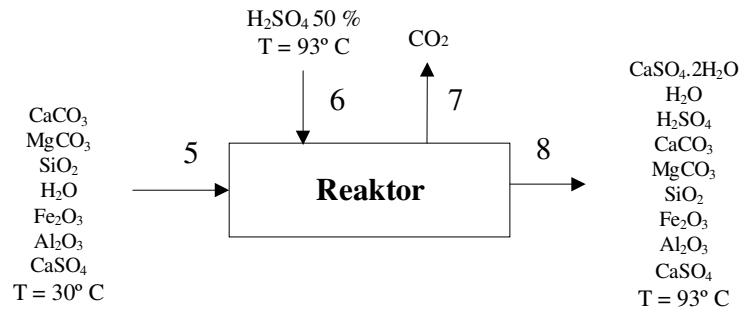
$$= 1101,5810 \text{ kg/jam} \times 645,14 \text{ kJ/kg}$$

$$= 710.673,978 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B. 4 Neraca panas ditinjau dari *heat exchanger* (HE)

Komponen	Masuk	Keluar
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Q1	183.024,5645	
Q2		2.501.147,5957
Q3	3.028.797,0092	
Q4		710.673,978
<b>Total</b>	<b>3.211.821,5737</b>	<b>3.211.821,5737</b>

## 2. Reaktor (R-101)



Gambar B. 3 Blok diagram aliran panas pada Reaktor

Berdasarkan lampiran A, diketahui jumlah komponen masuk dan keluar dari Reaktor (R-101) sebagai berikut :



Tabel B. 5 Neraca massa tiap komponen pada reaktor

Komponen	Input				Output			
	F5 (kg)	F5 (kmol)	F6 (kg)	F6 (kmol)	F7 (kg)	F7 (kmol)	F8 (kg)	F8 (kmol)
CaCO <sub>3</sub>	63688,7 266	636,8 873	-	-	-	-	6368,87 27	63,688 7
MgCO <sub>3</sub>	618,084 5	7,358 1	-	-	-	-	618,084 5	7,3581
SiO <sub>2</sub>	234,221 5	3,903 7	-	-	-	-	234,221 5	3,9037
H <sub>2</sub> O	195,184 6	10,84 36	65061,5 247	3614,5 292	-	-	54939,1 356	3052,1 742
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,653 8	1,016 6	-	-	-	-	162,653 8	1,0166
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,604 6	1,095 1	-	-	-	-	110,604 6	1,0951
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	0,382 7	-	-	-	-	52,0492	0,3827
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	65061,5 247	663,89 31	-	-	8888,06 79	90,694 6
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-	98590,1 487	573,19 85
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	25220,7 357	573,1 985	-	-
Sub Total	65061,5 247	661,4 871	130123, 0495	4278,4 223	25220,7 357	573,1 985	169963, 8385	3793,5 123
<b>Total</b>	<b>195184,5742</b>				<b>195184,5742</b>			

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan gipsum (CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O) antara asam sulfat

(H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) 50% dan batu kapur (CaCO<sub>3</sub>)

$$\text{Kondisi Operasi : } T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{K}$$

$$T_{\text{out}} = 93^{\circ}\text{C} = 366\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Neraca panas di reaktor adalah sebagai berikut :

$$Q_6 + Q_5 + Q_{\text{reaksi}} = Q_7 + Q_8 + Q_{\text{pendingin}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_5 + Q_6 + Q_{\text{reaksi}} - Q_7 + Q_8$$

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_R = \Delta H_{r25} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})$$

**a. Perhitungan panas (Q6) dari HE**

$$T_1 = \text{Suhu referensi} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

$$T_2 = \text{Suhu masuk reaktor} = 93^{\circ}\text{C} = 366\text{K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= \int n C_p dT \\ &= 652.365,5707 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= \int n C_p dT \\ &= 1.848.782,0250 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } Q_6 = 2.501.147,5957 \text{ kJ/Jam}$$

**b. Perhitungan bahan masuk (Q5) dari vibrating screen**

Tabel B. 6 Parameter perhitungan kapasitas panas komponen batu kapur

Senyawa	A	B	C
H <sub>2</sub> O	9,6950	0,0750	1,56E-05
CaCO <sub>3</sub>	19,68	0,01189	-307600
SiO <sub>2</sub>	10,87	8,71E-03	-2,41E+05
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,0800	8,97E-03	-5,23E+05
CaSO <sub>4</sub>	18,52	0,0219	-156800
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	24,72	0,01604	-423400
MgCO <sub>3</sub>	16,9		
CO <sub>2</sub>	10,34	0,00274	-195500
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	46,8		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-34,353	7,02E-01	-6,12E-04

Keterangan :

T = Kelvin

Cp = kkal/kmol.K

Untuk H<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Cp = Joule/mol.K

(Perry 8ed : table 2-154)

T1 = Suhu referensi = 25°C = 298K

T2 = Suhu masuk reaktor = 30°C = 303K

Perhitungan panas komponen dapat dihitung dengan persamaan:

$$C_p = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) - C \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Untuk Cp H<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$C_p = A + BT + CT^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3)$$

Perhitungan kapasitas panas (Cp) tiap komponen pada suhu 30°C :

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = A + BT + CT^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 9,6950(303 - 298) + \frac{0,0750}{2}(303^2 - 298^2) + \\ &\quad - \frac{0,000015584}{3}(303^3 - 298^3) \\ &= 154,0585 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ CaCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 19,68(303 - 298) + \frac{0,01189}{2}(303^2 - 298^2) - \\ &\quad - 307600 \left( \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 415,4624 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ SiO}_2 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 10,87(303 - 298) + \frac{0,008712}{2}(303^2 - 298^2) - \\ &\quad - 241200 \left( \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 226,4364 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ Al}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 22,0800(303 - 298) + \frac{0,008971}{2}(303^2 - 298^2) - \\ &\quad - 522500 \left( \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 397,5185 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ CaSO}_4 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 18,52 (303 - 298) + \frac{0,0219}{2} (303^2 - 298^2) - 156800 \left( \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 489,1104 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ Fe}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 24,72 (303 - 298) + \frac{0,01604}{2} (303^2 - 298^2) - 423400 \left( \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 520,2286 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ MgCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 16,9 (303 - 298) \times 4,1868$$

$$= 353,7846 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan kalor (Q) tiap komponen pada suhu 30°C :

$$Q = \int n C_p dT$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \int n C_p dT$$

$$= 10,8436 \text{ kmol/jam} \times 154,0585 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.670,54714 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{CaCO}_3} = \int n C_p dT$$

$$= 636,8873 \text{ kmol/jam} \times 415,4624 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 264.602,6816 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{SiO}_2} = \int n C_p dT$$

$$= 3,9037 \text{ kmol/jam} \times 226,4364 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 883,9379 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Al}_2\text{O}_3} = \int n C_p dT$$

$$= 1,0951 \text{ kmol/jam} \times 397,5185 \text{ kJ/kmol}$$



$$= 435,3205 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{CaSO}_4} = \int n C_p dT$$

$$= 0,3827 \text{ kmol/jam} \times 489,1104 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 187,1897 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = \int n C_p dT$$

$$= 1,0166 \text{ kmol/jam} \times 520,2286 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 528,8572 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{MgCO}_3} = \int n C_p dT$$

$$= 7,3581 \text{ kmol/jam} \times 353,7846 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2603,19967 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } Q_5 = 270.911,7339 \text{ kJ/jam}$$

**c. Perhitungan panas reaksi**

$$T_1 = \text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

$$T_2 = \text{Suhu masuk reaktor} = 93^\circ\text{C} = 366\text{K}$$

Tabel B. 7 Hasil perhitungan tiap komponen reaktor pada suhu 93°C

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kj/jam)
H <sub>2</sub> O	3052,1742	2.234,2300	6.819.259,2929
CaCO <sub>3</sub>	63,6887	5.923,8658	377.283,4678
SiO <sub>2</sub>	3,9037	3.288,5745	12.837,5804
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0951	5.770,2864	6.319,0116
CaSO <sub>4</sub>	0,3827	6.933,4045	2.653,5169
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0166	7.448,7538	7.572,3012
MgCO <sub>3</sub>	7,3581	4.811,4706	2.603,1997
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	13.324,0723	7.637.338,7890
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	90,6946	8.915,1732	808.557,8045
Total Q8			15.674.424,9640

$$Q_{CO_2} = \int n C_p dT$$

$$= 573,1985 \text{ kmol/jam} \times 2.692,493303 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.543.333,2276 \text{ kj/jam}$$

$$\text{Maka, Total } Q7 = 1.543.333,2276 \text{ kj/jam}$$

$$\Delta H \text{ produk} = Q7 + Q8$$

$$= 1.543.333,228 \text{ kj/jam} + 15.674.424,9640 \text{ kj/jam}$$

$$= 17.217.758,1916 \text{ kj/jam}$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = Q5 + Q6$$

$$= 270.911,7339 \text{ kj/jam} + 2.501.147,5957 \text{ kJ/Jam}$$

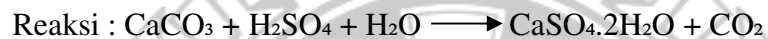
$$= 2.772.059,3296 \text{ kj/jam}$$

Data  $\Delta H_f$  masing-masing komponen pada suhu 25°C (298 K) untuk panas

reaksi dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel B. 8 Panas reaksi pada T standar (25°C)

Komponen	$\Delta H_f$ (kkal/mol)	$\Delta H_f$ kJ/mol
H <sub>2</sub> O	-68,3174	-285,84
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-193,69	-0,810399
CaCO <sub>3</sub>	-289,5	-1.211268
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	-479,33	-2005,5167
CO <sub>2</sub>	-94,052	-393,5136



$$\begin{aligned} \Delta H_{r25} &= [(n \times \Delta H_f \text{ CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}) + (n \times \Delta H_f \text{ CO}_2)] - [(n \times \Delta H_f \\ &\text{CaCO}_3) + (n \times \Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4) + (n \times \Delta H_f \text{ H}_2\text{O})] \\ &= [((573,1985) \times (-2005,5167)) + ((573,1985) \times (-393,5136))] - \\ &[((63,6887) \times (1,211268)) + ((90,6946) \times (0,810399)) + ((3052,174 \\ &2) \times (-285,84))] \\ &= -2.247.550,4915 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{reaksi}} &= \Delta H_R = \Delta H_{r25} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) \\ &= 2.247.550,4915 + (17.217.758,1916 - 2.772.059,3296) \\ &= 16.693.249,3535 \end{aligned}$$

Maka,  $Q_{\text{reaksi}} = 16.693.249,3535$  kJ/jam

Perhitungan panas pendingin ( $Q_{\text{pendingin}}$ )

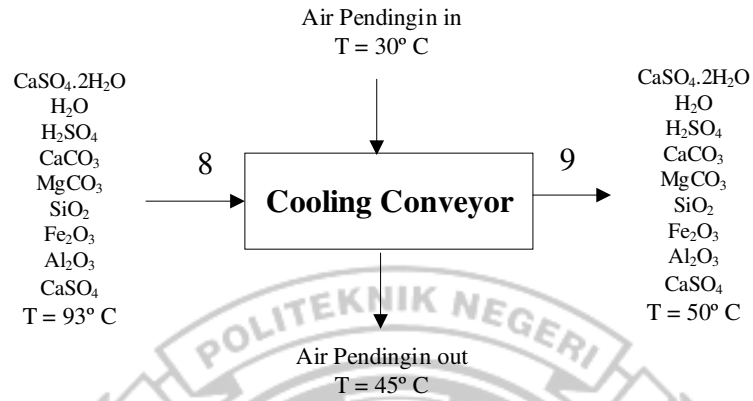
$$Q_{\text{pendingin}} = Q_5 + Q_6 + Q_{\text{reaksi}} - Q_7 - Q_8$$

$$\begin{aligned}
 &= (270.911,7339 + 2.501.147,5957 + 16.693.249,3535 - \\
 &\quad 1.543.333,228 - 15.674.424,9640) \text{ kj/jam} \\
 &= 2.247.550,4915 \text{ kj/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 9 Neraca panas ditinjau dari reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
Q6	2.501.147,5957	-
Q5	270.911,7339	-
Q7	-	1.543.333,2276
Q8	-	15.674.424,9640
Qreaksi	16.693.249,3535	-
Qpendingin	-	2.247.550,4915
<b>Total</b>	<b>19.465.308,6831</b>	<b>19.465.308,6831</b>

### 3. Cooling Conveyor (CC-101)



Gambar B. 4 Blok diagram aliran panas pada *Cooling Conveyor*

Fungsi : Mendinginkan *slurry* dari reactor menuju ke *rotary drum vakum filter* dari 93°C menjadi 50°C

Kondisi Operasi :  $T_{in} = 93^{\circ}\text{C} = 366\text{K}$   
 $T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323\text{K}$   
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$

Neraca panas di CC-01 adalah sebagai berikut :

$$Q_8 = Q_9 + Q_{pendingin}$$

**a. Perhitungan panas bahan masuk (Q8) dari reaktor :**

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_1 = 93^{\circ}\text{C} = 366^{\circ}\text{K}$$

Tabel B. 10 Hasil perhitungan tiap komponen bahan masuk dari reaktor pada suhu 93°C

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kj/jam)
H <sub>2</sub> O	3052,1742	2.234,2300	6.819.259,2929
CaCO <sub>3</sub>	63,6887	5.923,8658	377.283,4678
SiO <sub>2</sub>	3,9037	3.288,5745	12.837,5804
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0951	5.770,2864	6.319,0116
CaSO <sub>4</sub>	0,3827	6.933,4045	2.653,5169
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0166	7.448,7538	7.572,3012
MgCO <sub>3</sub>	7,3581	4.811,4706	2.603,1997
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	13.324,0723	7.637.338,7890
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	90,6946	8.915,1732	808.557,8045
Total Q8			15.674.424,9640

**b. Perhitungan panas bahan keluar (Q9) dari cooling conveyor**

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_1 = 50^{\circ}\text{C} = 323^{\circ}\text{K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = A + BT + CT^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 9,6950(323 - 298) + \frac{0,0750}{2}(323^2 - 298^2) + \frac{-0,000015584}{3}(323^3 - 298^3)$$

$$= 786,6314 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ CaCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 19,68(323 - 298) + \frac{0,01189}{2}(323^2 - 298^2) - \\ &\quad - 307600 \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 2.111,8359 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ SiO}_2 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 10,87(323 - 298) + \frac{0,008712}{2}(323^2 - 298^2) - \\ &\quad - 241200 \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 1.158,6138 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ Al}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 22,0800(323 - 298) + \frac{0,008971}{2}(323^2 - 298^2) - \\ &\quad - 522500 \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 2.034,4864 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ CaSO}_4 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 18,52(323 - 298) + \frac{0,0219}{2}(323^2 - 298^2) - \\ &\quad - 156800 \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 2.479,7293 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ Fe}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 24,72(323 - 298) + \frac{0,01604}{2}(323^2 - 298^2) - \\ &\quad - 423400 \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868 \\ &= 2.648,3228 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ MgCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 16,9(323 - 298) \times 4,1868 \\ &= 1.768,9230 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = A + BT + CT^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = -34,353 (323 - 298) + \frac{0.70211}{2} (323^2 - 298^2) + \frac{-0.00061154}{3} (323^3 - 298^3)$$

$$= 3.116,5394 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 46,8 (323 - 298) \times 4,1868$$

$$= 4.898,5560 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel B. 11 Hasil perhitungan tiap komponen bahan keluar dari *cooling conveyor* pada suhu 50°C

Komponen	n (kmol/jam)	C <sub>p</sub> dT (kJ/kmol)	Q (kj/jam)
H <sub>2</sub> O	3.052,1742	786,6315	2.400.936,2550
CaCO <sub>3</sub>	63,6887	2.111,8359	134.500,1398
SiO <sub>2</sub>	3,9037	1.158,6138	4.522,8708
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0951	2.034,4864	2.227,9559
CaSO <sub>4</sub>	0,3827	2.479,7293	949,0292
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0166	2.648,3228	2.692,2488
MgCO <sub>3</sub>	7,3581	1.768,9230	13.015,9984
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	573,1985	4.898,5560	2.807.845,1430
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	90,6946	3.116,5395	282.653,2106
Total Q9			5.649.342,8516

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_8 - Q_9$$

$$= (15.674.424,9640 - 5.649.342,8516) \text{ kj/jam}$$

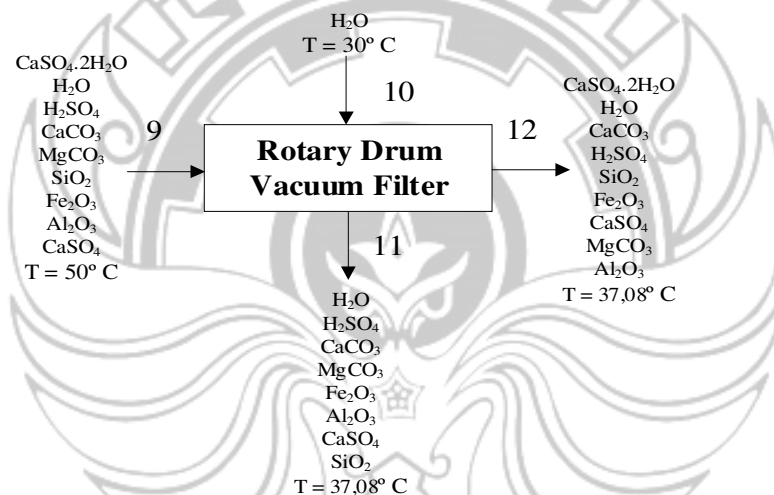
$$= 10.025.082,1124 \text{ kj/jam}$$



Tabel B. 12 Neraca panas ditinjau dari cooling conveyor

Komponen	Masuk	Keluar
	(kj/jam)	(kj/jam)
Q8	15.674.424,9640	
Q9		5.649.342,8516
Qpendingin		10.025.082,1124
<b>Total</b>	<b>15.674.424,9640</b>	<b>15.674.424,9640</b>

4. *Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)*



Gambar B. 5 Blok diagram aliran panas pada *Rotary Drum Vacuum Filter*

Berdasarkan lampiran A, diketahui jumlah komponen masuk dan keluar dari rotary drum vacuum filter adalah :

Tabel B. 13 Neraca massa ditinjau dari *rotary drum vacuum filter*

KOMPONEN	Input				Output			
	F9 (kg)	F9 (kmol)	F10 (kg)	F10 (kmol)	F12 (kg)	F12 (kmol)	F11 (kg)	F11 (kmol)
CaCO <sub>3</sub>	6368,8 727	63,68 87	-	-	1273,7 745	12,73 77	5095,0 981	50,95 10
MgCO <sub>3</sub>	618,08 45	7,358 1	-	-	30,904 2	0,367 9	587,18 03	6,990 2
SiO <sub>2</sub>	234,22 15	3,903 7	-	-	234,19 81	3,903 3	0,0234	0,000 4
H <sub>2</sub> O	54939, 1356	3052, 1742	95522, 9715	5306,8 31749	15046, 2107	835,9 006	135415 ,8964	7523, 1054
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,65 38	1,016 6	-	-	32,530 8	0,203 3	130,12 30	0,813 3
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,60 46	1,095 1	-	-	22,120 9	0,219 0	88,483 7	0,876 1
CaSO <sub>4</sub>	52,049 2	0,382 7	-	-	51,893 1	0,381 6	0,1561	0,001 1
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8888,0 679	90,69 46	-	-	444,40 34	4,534 7	8443,6 645	86,15 98
CaSO <sub>4</sub> . 2H <sub>2</sub> O	98590, 1487	573,1 985	-	-	98590, 1487	573,1 985	-	-
Sub Total	169963 ,8385	3793, 5123	95522, 9715	5306,8 31749	115726 ,1844	1431, 4467	149760 ,6256	7668, 8973
<b>Total</b>	265.486,8100				265.486,8100			

Fungsi : Memisahkan antara cake dan filtrat dari slurry

Kondisi Operasi : Tin = 50°C = 323K

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

$$P = 20 \text{ inHg} = 0,668 \text{ atm}$$

**a. Perhitungan panas bahan masuk (Q9) dari *cooling conveyor* :**

$$T_{in} = 50^{\circ}\text{C} = 323\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Tabel B. 14 Hasil Perhitungan bahan masuk dari cooling conveyor

Komponen	n (kmol/jam)	C <sub>p</sub> dT (kJ/kmol)	Q (kj/jam)
H <sub>2</sub> O	3.052,1742	786,6315	2.400.936,2550
CaCO <sub>3</sub>	63,6887	2.111,8359	134.500,1398
SiO <sub>2</sub>	3,9037	1.158,6138	4.522,8708
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0951	2.034,4864	2.227,9559
CaSO <sub>4</sub>	0,3827	2.479,7293	949,0292
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0166	2.648,3228	2.692,2488
MgCO <sub>3</sub>	7,3581	1.768,9230	13.015,9984
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	4.898,5560	2.807.845,1430
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	90,6946	3.116,5395	282.653,2106
Total Q9			5.649.342,8516

**b. Perhitungan panas air pencuci (Q10) :**

$$T_{in} = 50^{\circ}\text{C} = 323\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2 - T_1)^2 + \frac{C}{3}(T_2 - T_1)^3 + \frac{D}{4}(T_2 - T_1)^4]$$

$T_2$

$T_1$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p dT &= 92,0530(323 - 298) + \frac{-0,0400}{2}(323^2 - 298^2) + \\ &\frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3}(323^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4}(323^4 - 298^4) \\ &= 459,7569 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 5306,8317 \text{ kmol/jam} \times 459,7569 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2.439.852,3978 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Maka, } Q_{10} = 2.439.852,3978 \text{ kJ/jam}$$

**c. Perhitungan filtrat keluar (Q11) :**

$$T_{in} = 37,08^{\circ}\text{C} = 310,08\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Perhitungan kapasitas panas ( $C_p$ ) tiap komponen :

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} C_p &= A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2 - T_1)^2 + \frac{C}{3}(T_2 - \\ T_1)^3 + &\frac{D}{4}(T_2 - T_1)^4] \frac{T_2}{T_1} \end{aligned}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 92,0530(310,08 - 298) + \frac{-0,0400}{2}(310,08^2 - 298^2) + \frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3}(310,08^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4}(310,08^4 - 298^4)$$

$$= 911,2787 \text{ kJ/kmo}$$

$$C_p \text{ CaCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 19,68(310,08 - 298) + \frac{0,01189}{2}(310,08^2 - 298^2) - 307600 \left( \frac{1}{310,08} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 1009,9261 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ SiO}_2 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 10,87(310,08 - 298) + \frac{0,008712}{2}(310,08^2 - 298^2) - 241200 \left( \frac{1}{310,08} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 551,7733 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ Al}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 22,0800(310,08 - 298) + \frac{0,008971}{2}(310,08^2 - 298^2) - 522500 \left( \frac{1}{310,08} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 968,7957 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ CaSO}_4 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 18,52(310,08 - 298) + \frac{0,0219}{2}(310,08^2 - 298^2) - 156800 \left( \frac{1}{310,08} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 1187,7418 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ Fe}_2\text{O}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 24,72(310,08 - 298) + \frac{0,01604}{2}(310,08^2 - 298^2) - 423400 \left( \frac{1}{310,08} - \frac{1}{298} \right) \times 4,1868$$

$$= 1265,2924 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ MgCO}_3 = A + BT + C/T^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 16,9 (310,08 - 298) \times 4,1868$$

$$= 854,8326 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = 26,0040(310,08 - 298) + \frac{0,7034}{2}(310,08^2 - 298^2) +$$

$$\frac{-1,3856 \cdot 10^{-3}}{3}(310,08^3 - 298^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-3}}{4}(310,08^4 - 298^4)$$

$$= 1701.4372 \text{ kJ/kmol}$$



Tabel B. 15 Hasil perhitungan tiap komponen filtrat

Komponen	n	CpdT	Q
	(kmol/jam)	(kJ/Kmol)	(kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	86,1598	1.701,4372	146.595,5632

H <sub>2</sub> O	7523,1054	911,2787	6.855.645,588
MgCO <sub>3</sub>	6,9902	854,8326	5975,4862
CaCO <sub>3</sub>	50,9510	1.009,9261	51.456,7258
SiO <sub>2</sub>	0,000390	551,7733	0,2153
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,8761	968,7957	848,7386
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,8133	1.265,2924	1.029,0231
CaSO <sub>4</sub>	0,0011	1.187,7418	1,3636
Total			7.061.552,704



**d. Perhitungan cake keluar (Q<sub>12</sub>) :**

Tabel B. 16 Hasil perhitungan tiap komponen cake

Komponen	n	CpdT	Q
	(kmol/jam)	(kJ/Kmol)	(kJ/jam)

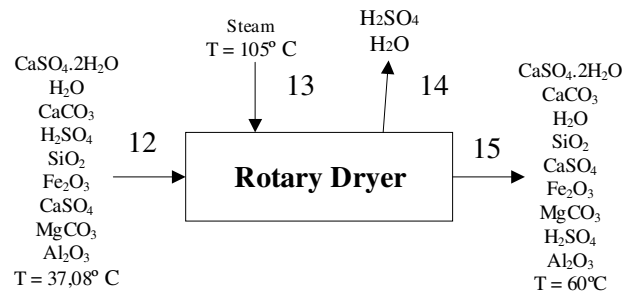
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4,5347	3.302,8492	14.977,5246
H <sub>2</sub> O	835,9006	833,3742	696.617,988
MgCO <sub>3</sub>	0,3679	854,8326	314,4992
CaCO <sub>3</sub>	12,7377	1.009,9261	12.864,1814
SiO <sub>2</sub>	3,903301	551,7733	2.153,7372
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2190	968,7957	212,1846
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2033	1.265,2924	257,2557
CaSO <sub>4</sub>	0,3816	1.187,7418	453,2027
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	523,0159	299.791,9711
Total			1.027.642,5450

Tabel B. 17 Neraca panas ditinjau dari rotary drum vacuum filter

Komponen	Masuk	Keluar
	(kj/jam)	(kj/jam)
Q9	5.649.342,8516	-
Q10	2.439.852,3978	-
Q11	-	7.061.552,7043
Q12	-	1.027.642,5450
<b>Total</b>	<b>8.089.195,2493</b>	<b>8.089.195,2493</b>



## 5. Rotary Dryer



Gambar B. 6 Blok diagram aliran panas pada Rotary Dryer

Berdasarkan lampiran A, diketahui jumlah komponen masuk dan keluar dari rotary dryer sebagai berikut :

Tabel B. 18 Neraca massa ditinjau dari rotary dryer

Komponen	Input		Output			
	F12 (kg)	F12(kmol)	F14 (kg)	F14(kmol)	F15(kg)	F15(kmol)
CaCO <sub>3</sub>	1273,7745	12,7377	-	-	1273,7745	12,7377
MgCO <sub>3</sub>	30,9042	0,3679	-	-	30,9042	0,3679
SiO <sub>2</sub>	234,1981	3,9033	-	-	234,1981	3,9033
H <sub>2</sub> O	15046,2107	835,9006	14293,9002	794,1056	752,3105	41,7950
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32,5308	0,2033	-	-	32,5308	0,2033
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,1209	0,2190	-	-	22,1209	0,2190
CaSO <sub>4</sub>	51,8931	0,3816	-	-	51,8931	0,3816
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	444,4034	4,5347	422,1832	4,3080	22,2202	0,2267
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	98590,1487	573,1985	-	-	98590,1487	573,198539
Sub Total	115726,1844	1431,4467	14716,0834	79,8414	101010,1010	633,0332
<b>Total</b>	115726,1844		115726,1844			

**a. Perhitungan panas produk masuk (Q12) dari rotary drum vacuum filter**

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{S1}} = 39,27^{\circ}\text{C} = 299,65^{\circ}\text{K}$$

Tabel B. 19 Hasil perhitungan panas produk masuk rotary dryer

Komponen	n	CpdT	Q
	(kmol/jam)	(kJ/Kmol)	(kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4,5347	3.302,8492	14.977,5246
H <sub>2</sub> O	835,9006	833,3742	696.617,988
MgCO <sub>3</sub>	0,3679	854,8326	314,4992
CaCO <sub>3</sub>	12,7377	1.009,9261	12.864,1814
SiO <sub>2</sub>	3,903301	551,7733	2.153,7372
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2190	968,7957	212,1846
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2033	1.265,2924	257,2557
CaSO <sub>4</sub>	0,3816	1.187,7418	453,2027
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	523,0159	299.791,9711
Total			1.027.642,5450

**b. Perhitungan panas produk keluar (Q15) dari rotary dryer**

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{S1}} = 60^{\circ}\text{C} = 333^{\circ}\text{K}$$

Tabel B. 20 Perhitungan panas produk keluar (Q15) dari rotary dryer

Komponen	n	CpdT	Q
	(kmol/jam)	(kJ/Kmol)	(kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,2267	27.426,448 5	6.218,5749
H <sub>2</sub> O	41,7950	4.886,0609	204.213,0591
MgCO <sub>3</sub>	0,3679	2.476,4922	911,1199
CaCO <sub>3</sub>	12,7377	2.979,3448	37.950,1355
SiO <sub>2</sub>	3,9033	1.639,4697	6.399,3439
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2190	2.878,7417	630,4991
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,2033	3.738,7613	760,1547
CaSO <sub>4</sub>	0,3816	3.494,8355	1.333,5129
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	573,1985	6.857,9784	3.930.983,2002
Total			4.189.399,6

**c. Perhitungan panas produk keluar (Q14) dari rotary dryer**

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{S1}} = 60^{\circ}\text{C} = 333^{\circ}\text{K}$$

Tabel B. 21 Perhitungan panas produk keluar (Q14) dari rotary dryer

Komponen	n	CpdT	Q
	(kmol/jam)	(kJ/Kmol)	(kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	50.171.869,309 3	63.180,3522	14.977,5246
H <sub>2</sub> O	47.133,1505	10.940,8628	696.617,988
Total			50.219.002,46

Menghitung panas penguapan (Q<sub>v</sub>)

Q<sub>v</sub> H<sub>2</sub>O

$$A = 52,053$$

$$T_c = 647,13$$

$$n = 0,321$$

$$\Delta H_{\text{Vap H}_2\text{O}} = A \times (1 - T/T_c)^n$$

$$= 52,053 \times (1 - 373/647,13)^{0,321}$$

$$= 39,5095 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Penguapan H}_2\text{O} &= n \times \Delta H \text{ Vap H}_2\text{O} \\ &= 0,321 \times 39,5095 \text{ kj/kmol} \\ &= 12,6825 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

$Q_v \text{ H}_2\text{SO}_4$

$$A = 50,115$$

$$T_c = 925,00$$

$$n = 0,380$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Vap H}_2\text{SO}_4 &= A \times (1 - T/T_c)^n \\ &= 50,115 \times (1 - 373/925,00)^{0,380} \\ &= 33,2806 \text{ kj/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Penguapan H}_2\text{SO}_4 &= n \times \Delta H \text{ Vap H}_2\text{O} \\ &= 0,380 \times 33,2806 \text{ kj/kmol} \\ &= 12,6466 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Penguapan total} &= Q \text{ Penguapan H}_2\text{O} + Q \text{ Penguapan H}_2\text{SO}_4 \\ &= 12,6825 \text{ kj/jam} + 12,6466 \text{ kj/jam} \\ &= 25,3291 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan steam:

$$T \text{ steam} = 105^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta Q = (Q \text{ keluar} + Q \text{ penguapan}) - Q \text{ masuk}$$

$$= (Q_{14} + Q_{15} + Q \text{ penguapan}) - Q_{12}$$

$$= (50.219.002,46 + 4.189.399,6 + 25,3291) \text{ kJ/jam} - 1.027.642,5450$$

$$\text{kJ/jam}$$

$$= 53.380.784,84 \text{ kJ/jam}$$

Saturated Steam pada suhu  $105^{\circ}\text{C}$

$$\text{Enthalpy Saturated vapour (Hv)} = 2683,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Enthalpy Saturated liquid (HL)} = 440,15 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = \text{Hv} - \text{HL}$$

$$= 2683,8 \text{ kJ/kg} - 440,15 \text{ kJ/kg}$$

$$= 2243,65 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Jumlah steam (m)} = \frac{\Delta Q}{\lambda}$$

$$= \frac{53.380.784,84 \text{ kJ/jam}}{2243,65 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 23.791,9394 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 22 Neraca Panas ditinjau dari Rotary Dryer

<b>Input</b>	<b>(kj/jam)</b>	<b>Output</b>	<b>(kj/jam)</b>
Q12	1027642.5450	Q15	4189399.6002
Q13 (Qsteam)	63852806.9729	Q14	50219002.4598
		Qsteam	10472022.1287
		Q penguapan	25.3292
<b>Total</b>	<b>64880449.5179</b>	<b>Total</b>	<b>64880449.5179</b>



**LAMPIRAN C**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**C.1 Gudang Batu Kapur (G-101)**

Fungsi	: Menyimpan batu kapur dari supplier
Tipe	: Bangunan berupa gedung berdinding dengan bahan konstruksi beton berbentuk persegi panjang
Dasar pemilihan	: Dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi operasi	: 1 atm, 30°C
Luas penyimpanan	: 7 hari
Kapasitas	: 16969681,7 kg/7 hari



Tabel C. 1 Data Densitas Tiap Komponen Batu Kapur

Komponen	Kapasitas (kg/jam)	Densitas ( $\rho_i$ ) (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi ( $X_i$ )	$X_i/\rho_i$
H <sub>2</sub> O	195,1846	995,7	0,0030	0,0000030
MgCO <sub>3</sub>	618,0845	2958	0,0095	0,0000032
CaCO <sub>3</sub>	63688,7266	2711	0,9789	0,0003611
SiO <sub>2</sub>	234,2215	2196	0,0036	0,0000016
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	3987	0,0017	0,0000004
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	5250	0,0025	0,0000005
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	1826,1	0,0008	0,0000004
Sub Total	65061,5247		1	0,0003703

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) \text{ campuran} &= \frac{1}{\sum X_i/\rho_i} \\ &= \frac{1}{0,0003703} \\ &= 2700,5928 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Storage} &= \frac{W}{\rho} \\ &= \frac{16969681,7 \text{ kg}}{2700,5928 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6283,6876 \text{ m}^3 \\ &= 221906,3342 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

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

Volume design = 1,2 x Volume storage

$$= 1,2 \times 221906,3342 \text{ ft}^3$$

$$= 266287,6011 \text{ ft}^3$$

Menentukan dimensi storage :

Volume storage = P.L.T

Dimana :

P = Panjang Storage (ft)

L = Lebar Storage (ft)

T = Tinggi Storage (ft)

Diinginkan P = 2L

T = L

Sehingga, V = 2L.L.L

$$266287,6011 \text{ ft}^3 = 2L^3$$

$$L^3 = \frac{266287,6011 \text{ ft}^3}{2}$$

$$L^3 = 133143,8005 \text{ ft}^3$$

$$L = \sqrt[3]{133143,8005 \text{ ft}^3}$$

$$L = 51,063 \text{ ft}$$

Tabel C. 2 Spesifikasi Gudang Batu Kapur (G-101)

Alat	Gudang Batu Kapur
Kode	G-101
Fungsi	Menampung batu kapur untuk proses produksi selama 7 hari
Operasi	Kontinyu
Dasar Pemilihan	Dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan
Tipe	Gedung berbentuk persegi empat yang ditutup dengan atap
<b>Dimensi</b>	
Panjang Storage	102 ft
Lebar Storage	51 ft
Tinggi Storage	51 ft
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
Jumlah	1 buah

## C.2 Bucket Elevator I (BE-101)

Fungsi : Untuk mengangkat batu kapur dari gudang  
batu kapur menuju *crusher*

Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*

Dasar pemilihan : Dapat mengangkat batuan kapur berukuran  
25 cm menuju *crusher*

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Kapasitas : 16969681,7 kg/7 hari

Densitas batu kapur :  $2700,592821 \text{ kg/m}^3 = 168,5980 \text{ lb/ft}^3$

Menurut Perry's ed 7, 1997 (Table 21-8) berdasarkan kapasitas tersebut,  
didapatkan:

Panjang bucket (L) = 25 ft

Ukuran = 8 x 5 x 5 ½ in

*Spacing* = 14 in

Kecepatan = 225 ft/min

*Siza of lump handeld* = 1 in

*Head shaft* = 43 rpm

*HP required at heat* = 1,6 hp

*shaft*

*Diameter Shaf* :

*Head* = 1 15/16 in

*Tail* = 1 11/16 in

*Diameter pulley* :

*Head* = 20 in

*Tail* = 14 in

Lebar belt = 9 in

Rasio daya/tinggi (R) = 0,02 hp/ft

Power = (L x R) + hp

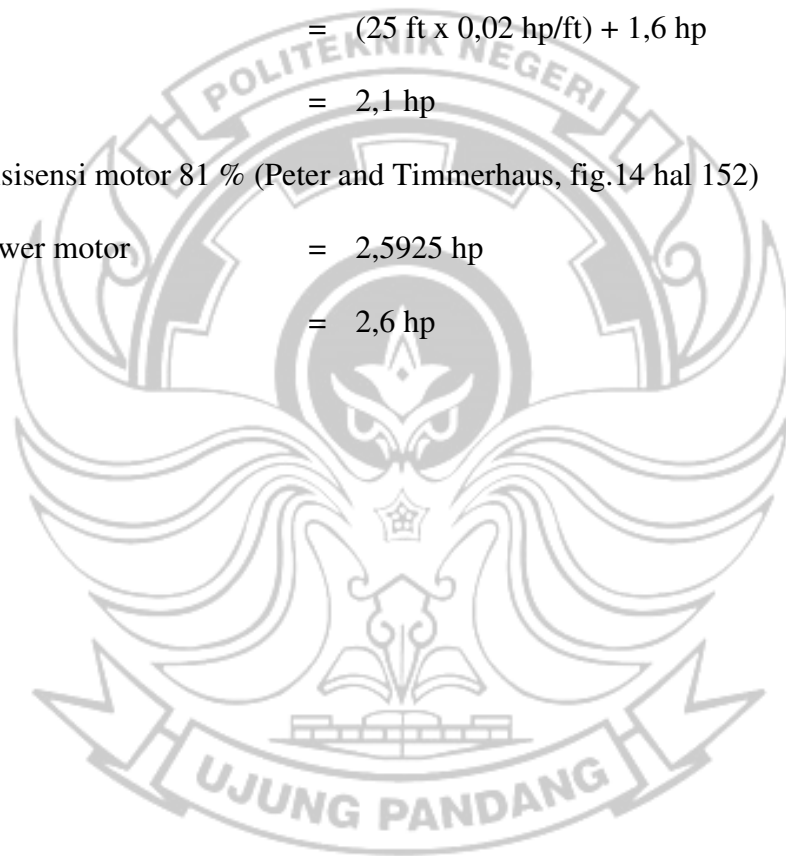
= (25 ft x 0,02 hp/ft) + 1,6 hp

= 2,1 hp

Efisiensi motor 81 % (Peter and Timmerhaus, fig.14 hal 152)

Power motor = 2,5925 hp

= 2,6 hp



Tabel C. 3 Spesifikasi Bucket Elevator I (BE-101)

Alat	<i>Bucket elevator I (BE-101)</i>
Kode	BE-101
Fungsi	Untuk mengangkat batu kapur dari gudang batu kapur menuju ke <i>crusher</i>
Tipe	<i>Sentrifugal discharge bucket</i>
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkut batuan kapur berukuran 25 cm menuju <i>crusher</i>
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	101010,0101 kg/jam = 2424240,242 kg/hari
Kapasitas	27 ton/jam
Panjang bucket	25 ft
Sudut elevasi	90°
Ukuran	8 x 5 x 5 1/2 in
Spacing	14 in
Kecepatan	225 ft/min
Power	2,6 hp
Jumlah	1 buah

### C.3 *Crusher I (CR-101)*

Fungsi : Untuk memecah batu kapur dari ukuran 25 cm menjadi 3 cm

Tipe : *Blake crusher*

Dasar pemilihan : Mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang dan tipe mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin.

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 65061,5247 kg/jam = 65,0615 ton/jam

Kapasitas : 60-67 ton/jam  
(Brown, 1951, Tabel 6 hal.28)

*Speed* : 210 rpm

*Size opening* : 36 x 24 in

Berat : 70.000 lb

Menghitung power crusher

$$P = m \times 0,3162 W_i \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \quad (\text{Mc.Cabe, 1993, Pers.29.10})$$

Dimana :

P = Tenaga motor (kW)

M = Kapasitas umpan (ton/jam)

$D_{pa}$  = Ukuran umpan yang masuk (mm) = 25 cm = 250 mm

$D_{pb}$  = Ukuran umpan yang keluar (mm) = 3 cm = 30 mm

$W_i$  = Work indeks = 12,74 kWh/ton (untuk batu kapur)

$$P = 65,0615 \text{ ton/jam} \times 0,3162 \times 12,74 \text{ kWh/ton} \times \left( \frac{1}{\sqrt{30 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{250 \text{ mm}}} \right)$$
$$= 31,2752 \text{ kW} = 41,9404 \text{ hp}$$

Efisiensi power motor diambil sebesar 88% (Peter and Timmerhaus,1991)

$$P = 47,6599 \text{ hp}$$





Tabel C. 4 Spesifikasi crusher (CR-101)

Alat	Crusher I (CR-101)
Kode	J-01
Fungsi	Memecah batu kapur dari ukuran 25cm menjadi 3cm
Tipe	Blake crusher
Dasar Pemilihan	Mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang dan tipe mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	65061,5247 kg/jam = 65,615 ton/jam
Kapasitas	60-67 ton/jam
Speed	210 Rpm
Size Opening	36 x 24 in
Power	48 hp
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
Jumlah	1 buah

#### C.4 Belt Conveyor I (BC-101)

Fungsi : Mengangkut batu kapur dari *crusher* menuju *hammer mill*

Tipe : *Through belt on*

Dasar pemilihan : Dapat mengangkut batuan kapur yang berukuran kecil, harga relatif murah, pemeliharaan alat mudah, dan tidak memakan banyak ruang.

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 65.061,5247 kg/jam = 65,0615 ton/jam

Densitas : 2700,5928 kg/m<sup>3</sup> = 168,5925 lb/ft<sup>3</sup>

Bahan : *Carbon steel*

Berdasarkan Perry's ed 7, 1984, table 21.7 hal 21-11, dipilih *spesifikasi belt conveyor* sebagai berikut :

*Beld width* = 20 in

*Belt plies* = 4-6 lapis

*Horse power* = 0,70hp/10-ft

*Cross sectional area of* = 0,22 ft<sup>2</sup>

*load*

Kapasitas maksimum = 66 ton/jam

Kecepatan belt = 100 ft/min

Spesifikasi diatas berdasarkan material dengan densitas 100 lb/ft<sup>3</sup>, sedangkan untuk material dengan densitas 168,5925 lb/ft<sup>3</sup>, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan belt} &= \frac{,0615 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{66 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}} \times \frac{100 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{168,5925 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times 100 \text{ ft/min} \\ &= 58,4712 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

Asumsi

$$\text{Jarak belt} = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi belt} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Slope} = \alpha$$

$$\text{Tan } \alpha = \frac{10}{30} = 0,3333, \text{ maka sudut belt conveyor ; } \alpha = 20^\circ$$

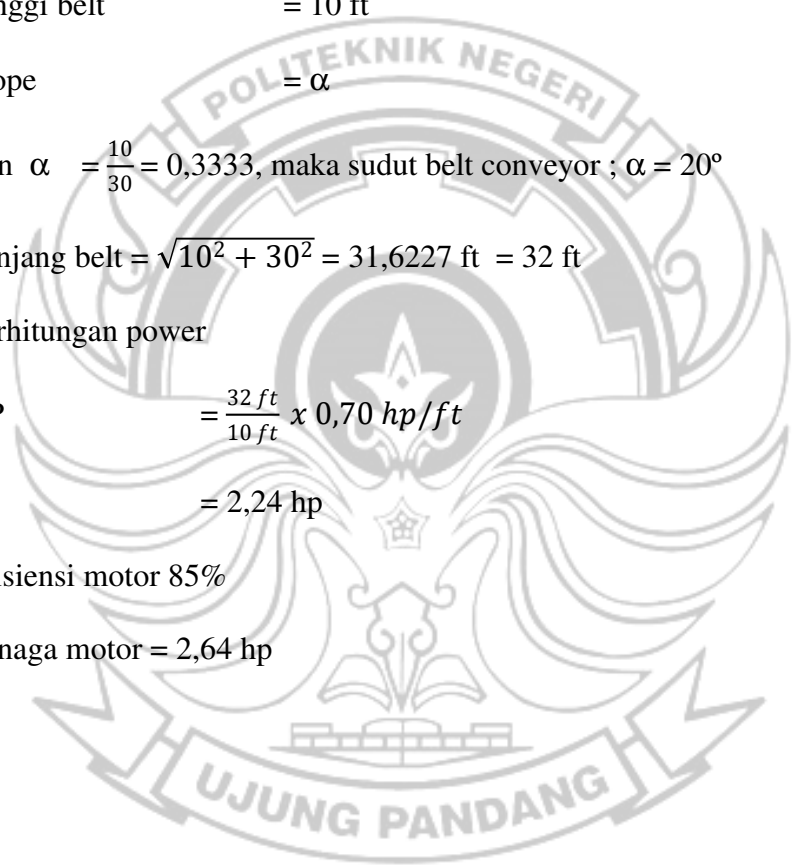
$$\text{Panjang belt} = \sqrt{10^2 + 30^2} = 31,6227 \text{ ft} = 32 \text{ ft}$$

Perhitungan power

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{32 \text{ ft}}{10 \text{ ft}} \times 0,70 \text{ hp/ft} \\ &= 2,24 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 85%

$$\text{Tenaga motor} = 2,64 \text{ hp}$$



Tabel C. 5 Spesifikasi Belt conveyor I (BC-101)

Alat	<i>Belt Conveyor I (BC-101)</i>
Kode	BC-101
Fungsi	Membawa batu kapur keluaran crusher menuju hammer mill
Tipe	Through belt on 20°
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkut batuan kapur yang berukuran kecil harga relatif lebih murah
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	65061,5247 kg/jam = 65,0615 ton/jam
Densitas	168,5925 lb/ft <sup>3</sup>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
<i>Belt Plies</i>	5 lapis
<i>Power</i>	2.64 hp
Jumlah	1 buah

### C.5 Hammer Mill I (HM-101)

- Fungsi : Memecah batu kapur dari ukuran 3 cm menjadi 200 mesh
- Tipe : *Hammer mill* model nomor 505
- Dasar pemilihan : Cocok untuk menghancurkan batu kapur hingga halus sampai dengan 200 mesh

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 68485,8155 kg/jam = 68,4858 ton/jam

Berdasarkan Perry's ed 7, 1984, table 20.14 hal 20-30

Kapasitas = 40-60 ton/jam

*Speed* = 1200 r/min

*Rotor dimensions* = 30 x 30 in

Menghitung power *hammer mill*

$$P = m \times 0,3162 \text{ Wi} \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \quad (\text{Mc.Cabe, 1993, Pers.29.10})$$

Dimana :

P = Tenaga motor (kW)

M = Kapasitas umpan (ton/jam) = 68,4858 ton/jam

$D_{pa}$  = Ukuran umpan yang masuk (mm) = 3 cm = 30 mm

$D_{pb}$  = Ukuran umpan yang keluar (mm) = 200 mesh = 0,074 mm

Wi = Work indeks = 12,74 kWh/ton (untuk batu kapur)

Faktor pengali untuk perhitungan power grinder (hammer mill) adalah  $\frac{4}{3}$

$$P = 68,4858 \text{ ton/jam} \times 0,3162 \times 12,74 \text{ kWh/ton} \times \left( \frac{1}{\sqrt{0,074 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{30 \text{ mm}}} \right)$$

$$\times \frac{4}{3}$$

$$= 1285,0853 \text{ kW} = 1723,3250 \text{ hp}$$

Efisiensi power motor diambil sebesar 93% (Peter & Timmerhaus,1991)

$$P = 1853,0377 \text{ hp}$$

Tabel C. 6 Spesifikasi hammer mill I (HM-101)

Alat	<i>Hammer Mill</i> (HM-101)
Kode	HM-101
Fungsi	Memecah batu kapur dari ukuran 3 cm menjadi 200 mesh
Tipe	<i>Hammer Mill</i> no.505
Dasar pemilihan	Dapat menghancurkan batu kapur hingga halus sampai dengan 200 mesh
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	68.4858 ton/jam
Kapasitas	40-60 ton/jam
<i>Speed</i>	1200 r/min
<i>Motor dimensions</i>	30 x 30 in
<i>Power</i>	1835.0377 HP
Jumlah	1 buah

### C.6 *Vibrating Vibrating screen I (VS-101)*

Fungsi : Memisahkan batu kapur yang berukuran dibawah 200 mesh

Tipe : *Electrically vibrating vibrating screen*

Dasar pemilihan : Cocok untuk memisahkan batu kapur berukuran 200 mesh dari batu kapur yang ukurannya belum memenuhi kriteria

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk = 68485.8155 kg/jam = 68,4858 ton/jam

Laju alir udara pada vibrating screen = 0,22 m (Perry's ed 8, table 12-38)

Kapasitas over design 20%, maka kapasitas = 1,2 x 68,4858 ton/jam

= 82,1830 ton/jam

Dari Brown, 1951, hal.11, untuk electrical vibrator :

Bahan = Carbon steel

Cloth = Medium Carbon Steel Wire

Inclination = 20°

Kecepatan = 120 gerataran/s (Perry  
1999,hal.1921)

Menentukan luas vibrating screener *Approximately capacity = luas  
vibrating screen x capacity range x aperture*

(Brown, 1950, hal.16)

*Capacity range* = 5-20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam

Diambil = 20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam

*Aperture* = 0,074 mm

*Approximately capacity* = 82,1830 ton/jam = 1972,391 ton/ 24jam

1972,391 ton/ 24jam = luas vibrating screen x 20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam x 0,074

mm

*Luas vibrating screen* =  $\frac{1972,391 \text{ ton/ 24jam}}{20 \text{ ton/ft}^2 \text{ 24jam} \times 0,074 \text{ mm}}$

= 1332,697 ft<sup>2</sup> area

Tabel C. 7 Spesifikasi vibrating screen I (VS-101)

Alat	<i>Vibrating Vibrating screen I (VS-101)</i>
Kode	VS-101
Fungsi	Memisahkan batu kapur yang berukuran dibawah 200 mesh
Tipe	<i>Electrically Vibrating Screen</i>
Dasar Pemilihan	Dapat memisahkan batu kapur yang ukurannya tidak memenuhi kriteria
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	68,4858 ton/jam
Kapasitas over design 20%	82,1830 ton/jam
<i>Capacity range</i>	5-20 ton/ft <sup>2</sup> .24 h
<i>Aperture</i>	200 mesh = 0.0774 mm
<i>Approximate Capacity</i>	1972,391 ton/24h
<i>Luas Vibrating screen</i>	1332,697 ft <sup>2</sup> area
Jumlah	1 buah

### C.7 Bucket Elevator II (BE-102)

- Fungsi : Untuk mengangkat batu kapur dari *vibrating screen* menuju ke *hammer mill*
- Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*
- Dasar pemilihan : Dapat mengangkat batuan kapur yang tidak



lolos *vibrating screen* menuju ke *hammer mill*

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 3424,2908 kg/jam = 3,4249 ton/jam

Densitas batu kapur : 2700,592821 kg/m<sup>3</sup> = 168,5980 lb/ft<sup>3</sup>

Menurut Perry's ed 7, 1997 (Table 21-8) berdasarkan kapasitas tersebut, didapatkan:

Panjang bucket (L) = 25 ft

Ukuran = 6 x 4 x 4 ¼ in

*Spacing* = 12 in

Kecepatan = 225 ft/min

*Siza of lump handeld* = ¾ in

*Head shaft* = 43 rpm

*HP required at heat* = 1 hp

*shaft*

*Diameter Shaf*

*Head* = 1 15/16 in

*Tail* = 1 11/16 in

*Diamter purley*

*Head* = 20 in

*Tail* = 14 in

Lebar belt = 7 in

Rasio daya/tinggi (R) = 0,02 hp/ft

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= (L \times R) + \text{hp} \\
 &= (25 \text{ ft} \times 0,02 \text{ hp/ft}) + 1 \text{ hp} \\
 &= 1,5 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor 81 % (Peter and Timmerhaus, fig.14 hal 152)

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= 1,8518 \text{ hp} \\
 &= 2 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C. 8 Spesifikasi bucket elevator II (BE-102)

Alat	<i>Bucket elevator II (BE-102)</i>
Kode	BE-102
Tipe	<i>Sentrifugal discharge bucket</i>
Fungsi	Untuk mengangkat batu kapur dari vibrating screen menuju hammer mill
Dasar pemilihan	Dapat mengangkut batuan kapur yang tidak lolos vibrating screen menuju hammer mill
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	3424,2908 kg/jam = 3,4242908 ton/jam
Kapasitas	14 ton/jam
Panjang bucket	25 ft
Sudut elevasi	90
Ukuran	6 x 4 x 4 1/4 in
Spacing	12 in
Kecepatan	225 ft/min
Power	2 hp
Jumlah	1 buah

### C.7 Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% (T-101)

Fungsi : Menyimpan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% untuk kebutuhan proses reaksi pembentukan gipsum

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas kerucut (*conical roof*) dan tutup bawah flat

Dasar pemilihan : Konstruksi sederhana sehingga lebih ekonomis

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Waktu tinggal : 7 hari

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 167 grade 11 tipe 316*

Alasan pemilihan : 1. Mempunyai ketahanan terhadap korosi  
2. Harga terjangkau  
3. Memiliki *allowable working stress* cukup besar hingga 18,750 psi

Perhitungan volume tangki :

Rate bahan masuk = 130123,0495 kg/jam = 286921,3241 lb/jam

Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% = 1412,825 kg/m<sup>3</sup> = 88,1997 lb/ft<sup>3</sup>

Waktu tinggal larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% didalam penampungan selama 7 hari

Rate volume H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% =  $\frac{286921,3241 \text{ lb/jam}}{88,1997 \text{ lb/ft}^3} = 3.253,087302 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Rate volume H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% selama 7 hari = 546.518,6668 ft<sup>3</sup>

Asumsi bahwa volume ruang kosong tangki adalah 20% dari volume larutan

Volume total tangki = 655.822,4002 ft<sup>3</sup>

Menentukan H/D optimum untuk tangki penyimpanan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50%, dimana ketebalan tangki bergantung pada nilai H/D dengan menggunakan persamaan 3.9 halaman 42 (Brownell & Young, 1959) sebagai berikut :

$$D = 4H x \frac{C1}{c2 + c3 + c4 + c5}$$

Dimana :

D = Diameter tangka

H = Tinggi tangka

C1 = Biaya fabricated shell

C2 = Biaya fabricated bottom

C3 = Biaya fabricated roof

C4 = Biaya installed foundation

C5 = Harga tanah yang dibebankan

Untuk tangki penyimpanan berukuran besar dan tertutup, diestimasikan nilai C1 = 2C2 = C3 dan C4 = C5 = 0, sehingga dapat ditentukan perbandingan diameter dan tinggi tangki penyimpanan adalah sebagai berikut :

$$D = 4H x \frac{C1}{c2 + c3 + c4 + c5}$$

$$D = 4H \times \frac{2C2}{C2+2C2}$$

$$D = 4H \times \frac{2C2}{3C2}$$

$$D = \frac{8}{3}H$$

Ditetapkan tinggi shell, Hs =  $\frac{3}{8}D$

Volume tangki =  $\frac{\pi}{4} \times D^2 \times Hs$

$$655822,4002 = \frac{\pi}{4} \times \frac{3}{8} \times D^3$$

$$D = 130,58352 \text{ ft} = 1567,0022 \text{ in}$$

$$Hs = \frac{3}{8} \times 1567,0022 \text{ in}$$

$$= 587,6258 \text{ in} = 48,9492 \text{ ft}$$

Berdasarkan data yang diperoleh dari Appendix E (Brownell & Young, 1959)

Diameter (D) = 130,5835 ft = 140 ft

Tinggi (H) = 56 ft

Lebar (L) = 96 in

Sehingga,

Volume tangki = 153,500 barrel

Dengan volume tersebut, maka tangki larutan tersusun atas 7 buah course.

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$T_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Dimana :

Ts = Tebal shell (in)

- P = Tekanan tangki (psi)  
 ri = Jari-jari tangki (ft)  
 C = Faktor korosi (ft)  
 F = Tekanan maksimum yang diijinkan (psi)  
 E = Efisiensi sambungan

P operasi = P hidrostatik (Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144} \\
 &= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 56 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2} \\
 &= 34,2999 \text{ lb/in}^2 = 34,2999 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dimana :

- $\rho$  = Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50% = 88,1997 lb/ft<sup>3</sup>  
 H = Tekanan tangki (psi)

Digunakan tipe pengelasan single welded butt joint

- Fallowable = 18750  
 E = 80%  
 Faktor korosi, c = 0,125 in = 0,0104 ft

Perhitungan Tebal shell tiap course :

Course 1

$$H_1 = 56 \text{ ft}$$

$$T_{S1} = \frac{34,2999 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 34,2999 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,1599 \text{ ft} = 1,9188 \text{ in}$$

Course 2

$$H_2 = 48 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$

$$= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 48 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 29,3542 \text{ lb/in}^2 = 29,3542 \text{ psi}$$

$$T_{S2} = \frac{29,3542 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 29,3542 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,1383 \text{ ft} = 1,6598 \text{ in}$$

Course 3

$$H_3 = 40 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$

$$= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 40 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 24,4999 \text{ lb/in}^2 = 24,4999 \text{ psi}$$

$$T_{S3} = \frac{24,4999 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 24,4999 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,1171 \text{ ft} = 1,4057 \text{ i}$$

Course 4

$$H_4 = 32 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$

$$= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 32 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 19,5999 \text{ lb/in}^2 = 19,5999 \text{ psi}$$

$$T_{S4} = \frac{19,5999 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 19,5999 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,0957 \text{ ft} = 1,1493 \text{ in}$$

Course 5

$$H_5 = 24 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$

$$= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 24 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 14,7000 \text{ lb/in}^2 = 14,7000 \text{ psi}$$

$$T_{S5} = \frac{14,7000 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 14,7000 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$



$$= 0,0744 \text{ ft} = 0,0893 \text{ in}$$

Course 6

$$H_6 = 16 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$

$$= \frac{88,1997 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/det}^2}{32,174 \text{ ft/det}^2}\right) \times 16 \text{ ft}}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 9,8000 \text{ lb/in}^2 = 9,8000 \text{ psi}$$

$$T_{S5} = \frac{9,8000 \text{ psi} \times \left(\frac{1}{2} \times 100,3272 \text{ ft}\right)}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 9,8000 \text{ psi})} + 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,0530 \text{ ft} = 0,6368 \text{ in}$$

Menentukan tinggi dan tebal head

Menghitung sudut  $\theta$  atap

Besarnya sudut pada roof dapat dicari menggunakan pers:

$$\theta = \frac{D}{100 \times ts} \sqrt{\frac{p}{6}}$$

$$= \frac{130,5835 \text{ ft}}{100 \times \frac{1}{7}} \sqrt{\frac{34,2999}{6}}$$

$$= 0,4460 = 24^\circ$$

Menggunakan rumus Megyesy Appendix A hal.166

$$H_{\text{conical}} = \frac{1}{2} D \times \tan \theta$$

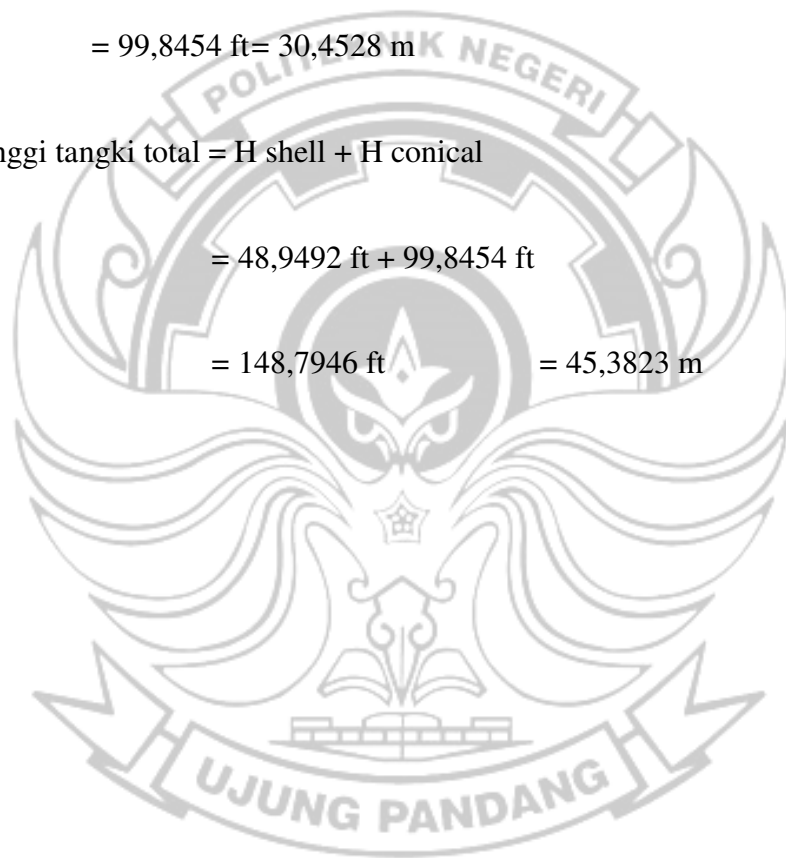
$$= \frac{1}{2} \times 130,58352 \text{ ft} \times \tan 24$$

$$= 99,8454 \text{ ft} = 30,4528 \text{ m}$$

Tinggi tangki total = H shell + H conical

$$= 48,9492 \text{ ft} + 99,8454 \text{ ft}$$

$$= 148,7946 \text{ ft} = 45,3823 \text{ m}$$



Alat	Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50%
Kode	T-101
Fungsi	Menyimpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50% untuk kebutuhan proses reaksi
Tipe	pembentukan gipsum silinder tegak dengan tutup atas kerucut ( <i>conical roof</i> ) dan tutup bawah flat
Dasar pemilihan	Desain sederhana dan cocok untuk penyimpanan bahan berkapasitas besar
Kondisi operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	286921,3241 lb/jam
Densitas H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50%	88,1997 lb/ft <sup>3</sup>
Volume total tangki	655.822,4002 ft <sup>3</sup>
Tebal shell course 1	1,9188 in
Tebal shell course 2	1,6599 in
Tebal shell course 3	1,4057 in
Tebal shell course 4	1,1493 in
Tebal shell course 5	0,8930 in
Tebal shell course 6	0,6368 in
Tinggi tangki total	148,7946 ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 167 Grade 11 Tipe 316</i>

### C.8 Heat Exchanger (HE-101)

Fungsi : Menaikkan temperatur fresh feed (asam sulfat) dari temperature 30°C menjadi 93°C dengan media pemanas berupa steam

Tipe : *Shell and tube*

Fluida panas

Laju alir steam = 1101,581018 kg/jam = 2.428,57043 lb/jam

Temperatur awal ( $T_1$ ) = 153°C = 307,4°F

Temperatur akhir ( $T_2$ ) = 80°C = 176°F

Fluida dingin

Laju umpan = 130123,0495 kg/jam = 286.872,2183 lb/jam

Temperatur awal ( $t_1$ ) = 30°C = 86°F

Temperatur akhir ( $t_2$ ) = 93°C = 199,4°F

Panas yang diserap (Q) = 2.318.123,0312 kJ/jam  
= 2.197.156,6952 btu/jam

Perhitungan (Kern hal. 149 – 150)

- $\Delta t$  = Beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin		Selisih
$T_1 = 307,4^\circ\text{F}$	Temperatur tinggi	$t_2 = 199,4^\circ\text{F}$		$\Delta t_2 = 108^\circ\text{F}$
$T_2 = 176^\circ\text{F}$	Temperatur rendah	$t_1 = 86^\circ\text{F}$		$\Delta t_1 = 90^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 131,4^\circ\text{F}$	Selisih	$t_2 - t_1 = 113,4^\circ\text{F}$		$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 18^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (\text{Pers. 5.14 Kern, 1965})$$

$$\text{LMTD} = \frac{18^\circ\text{F}}{\ln (108^\circ\text{F}/90^\circ\text{F})}$$

$$\text{LMTD} = 98,7266^\circ\text{F}$$

Dari gambar 18, Kern (1965) untuk shell and tube 1-2 exchanger, diperoleh :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{131,4}{113,4} = 1,15$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113,4}{307,4 - 86} = 0,51$$

$$F_T = 0,73$$

$$\text{Maka, } \Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,73 \times 98,7266^\circ\text{F} = 72,0704^\circ\text{F}$$

- Temperatur Kalorik ( $T_c - t_c$ )

$$T_c = \frac{307,4 + 176}{2} = 241,7^\circ\text{F} = 389,65 \text{ K}$$

$$t_c = \frac{199,4 + 86}{2} = 142,7^\circ\text{F} = 334,65 \text{ K}$$

Dalam perancangan ini digunakan heater dengan spesifikasi:

Diameter luar tube (OD) = 1 in (tabel 10.hal 843 kern)

Jenis tube = 14 BWG

Tube Pitch (PT) = 1 ¼ in triangular pitch (table 9, hal 842, Kern)

Number of passes = 2

Asumsi panjang tube (L) = 16 ft

Dari table 8, hal. 840, Kern (1965), heater untuk fluida panas steam dan fluida dingin heavy organic, diperoleh UD = 50-125.

Diambil UD = 100 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$
$$= \frac{2197156,6952 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 72,0704 ^\circ\text{F}}$$
$$= 304,8625 \text{ ft}^2$$

Surface per lin ft, ft<sup>2</sup> (a'') = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft (tabel 10.hal 843 kern)

$$\text{Jumlah tube} = N_t = \frac{A}{L \times a''}$$
$$= \frac{304,8625 \text{ ft}^2}{16 \times 0,2618 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}}$$
$$= 72,7803 \cong 73 \text{ buah}$$

Dari table 9, hal 842, Kern (1965), untuk 1-2 exchanger nilai yang terdekat adalah 86 tube

Koreksi U<sub>D</sub>

$$\begin{aligned}
 A_{\text{real}} &= L \times N_{t \text{ real}} \times a'' \\
 &= 16 \text{ ft} \times 86 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 360,2368 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ real}} &= \frac{Q}{A_{\text{real}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{2197156,6952 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{360,2368 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 72,0704 ^\circ\text{F}} \\
 &= 84,6283 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Fluida panas (tube)

- Flow area tube,  $a_t = 0,546 \text{ in}^2$  (Tabel 10.hal 843 kern)

$$n = 2 \quad \text{(Tabel 9.hal 842 kern)}$$

$$a_t = \frac{N_{t \text{ real}} \times a_t}{144 \times n}$$

$$a_t = \frac{86 \times 0,546 \text{ in}^2}{144 \times 2}$$

$$a_t = 0,1630 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan massa

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$G_t = \frac{2.428,57043 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,1630 \text{ ft}^2}$$

$$= 14.899,2050 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

- Bilangan Reynold

Pada  $T_C = 241,7^\circ\text{F}$

$$\mu = 9,0708 \text{ lb/ft}^2\cdot\text{jam}$$

Dari table 10, Kern (1965), untuk 1 in OD, 14 BWG, diperoleh

$$\text{ID} = 0,834 \text{ in} = 0,0695 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{ID} \times G_t}{\mu}$$

$$\text{Re}_t = \frac{0,0695 \text{ ft} \times 14,899,2050 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}\cdot\text{jam}}{9,0708 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}\cdot\text{jam}}$$

$$\text{Re}_t = 114,1569$$

Dengan bilangan Reynold, maka diperoleh  $J_h = 1,6$

(Fig.24 Kern)

- Pada  $T_c = 241,7^\circ\text{F}$

$$\mu = 9,0708 \text{ lb/ft}^2\cdot\text{jam}$$

$$D = 0,72 \text{ in} = 0,0600 \text{ ft}$$

(Fig.28 Kern)

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left( \frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$k \left( \frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,49$$

(Process Heat Transfer, Hal.826)



$$\begin{aligned}
 h_i &= J_h \times \frac{k}{D} \times \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 1,6 \times \frac{0,49}{0,0600} \\
 &= 13,06
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{io} &= \frac{h_i \times ID}{OD} \\
 &= \frac{13,06 \times 0,0695 \text{ ft}}{1} \\
 &= 0,9076 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Fluida dingin (shell)

- Flow area

Untuk pipa :

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad (\text{Pers. 7.1 Kern})$$

Diameter dalam shell =  $15 \frac{1}{4}$  in = 15,25 in

B = Baffle spacing = 3.05 in

$P_T$  = tube pitch = 1,25 in

$C'$  = Clearance =  $P_T - OD = 1,25 - 1 = 0,25$  in

$$a_s = \frac{15,25 \times 0,25 \times 3,05}{144 \times 1,25} = 0,064 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. 7.2 Kern})$$

$$= \frac{286.872,2183 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,064 \text{ ft}^2} = 4.482.378,41 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Bilangan Reynold

Pada  $t_c = 142,7^\circ\text{F}$

$$\mu = 19,5366 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

Dari gambar 28, Kern (1965), untuk 1 in OD dan 1 ¼ triangular pitch, diperoleh

Equivalent diameter,  $d_e = 0,72 \text{ in} = 0,0600 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0600 \text{ ft} \times 4.482.378,41 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam}}{19,5366 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}$$

$$= 13.766,09567$$

- Dengan bilangan Reynold, maka diperoleh  $J_h = 61$

(Fig.28 Kern)

- Pada  $t_c = 142,7^\circ\text{F}$

$$\mu = 19,5366 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$h_o = jH \frac{k}{D} \left( \frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$k \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,6$$

$$h_o = J_h \times \frac{k}{D} \times \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 61 \times \frac{0,6}{0,0600}$$

$$= 610$$

Clean overall coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = \frac{13,06 \times 610}{0,9076 + 610} = 13,0406 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^\circ\text{F}$$

- Factor pengotor,  $R_d$

$$R_d = \frac{U_c + U_{d \text{ real}}}{U_c \times U_{d \text{ real}}} = \frac{13,0406 + 98,3519}{13,0406 \times 98,3519} = 0,0868$$

- Menghitung Pressure drop

Fluida panas, steam (tube)

$$Re_t = 114,1569$$

$$\text{Friction factor, } f = 0,0048$$

(Fig. 26, Kern)

$$\text{Specific gravity, } s = 0,61$$

$$P_t = \frac{f \times G^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s}$$

$$= \frac{0,0048 \times (14.899,2050)^2 \times (16 \times 2)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0695 \times 0,61}$$

$$= 0,1540 \text{ psi}$$

Fluida dingin

Bilangan Reynold = 13.766,09567

Friction factor,  $f = 0,00026$  (Fig. 26 Kern)

Specific gravity,  $s = 1,4$

No of crosses,  $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$

$N + 1 = 12 \times \frac{16}{3.05} = 62,9508$ , dibulatkan menjadi 63

Maka,  $N + 1 = 64$  crosses

$D_s = 0,0600$  ft

$P_s = \frac{f \times G^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$

$$= \frac{0,00026 \times (4.482.378,41)^2 \times 0,0600 \times 64}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0600 \times 1,4}$$

$= 4,5748$  psi

$\Delta P = P_t + P_s$

$= 0,1540$  psi +  $4,5748$  psi

$= 4,7288$  psi

Pressure drop  $\Delta p$  hasil perhitungan hot dan cold fluid (Kern, eq 7.44) sudah

memenuhi standar pressure drop yang diinginkan ( $<10$  Psi) (Kern,1965)

Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-101)

Alat	<i>Heat Exchanger</i>
Kode	HE-101
Fungsi	Menaikkan temperature fresh feed (asam sulfat) dari temperature 30°C menjadi 93°C dengan media pemanas berupa steam
Dasar pemilihan	Desain sederhana dan cocok untuk penyimpanan bahan berkapasitas besar
Fluida panas	
Laju steam	1.101,581018 kg/jam
Temperatur awal (T <sub>1</sub> )	153°C = 307,4°F
Temperatur akhir (T <sub>2</sub> )	80°C = 176°F
Fluida dingin	
Laju umpan	130.123,0495 kg/jam
Temperatur awal (t <sub>1</sub> )	30°C = 86°F
Temperatur akhir (t <sub>2</sub> )	93°C = 199,4°F
<i>Tube length</i> (L)	16 ft
<i>Outside Diametere</i> (OD)	1 in
<i>Birmingham Wire Gage</i> (BWG)	14
<i>Tubes' Surface area</i> (a'')	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Tube Pitch</i> (PT)	1 ¼ in triangular pitch
<i>Number of passes</i>	2
<i>Number of tubes</i> (NT)	72,7803 = 86 tube
<i>Flow area tube</i> (at')	0,546 in <sup>2</sup>

### C.9 Pompa (P-11)

Fungsi : Mengalirkan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  50% dari tangki penyimpanan menuju *heat exchanger*

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan : Cocok untuk bahan yang korosif

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Suhu masuk : 30°C

Rate masuk = 130123,0495 kg/jam = 286921,3241 lb/h

$\rho \text{H}_2\text{SO}_4$  50% = 1412.8250 kg/m<sup>3</sup> = 88.1997 lb/ft<sup>3</sup>

$\mu$  cairan = 19,72 cp = 0,0197 kg/m.s

Laju alir ( $q_f$ ) =  $\frac{m}{\rho}$  =  $\frac{286921,3241 \text{ lb} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{88.1997 \text{ lb/ft}^3}$   
= 0,9036 ft<sup>3</sup>/s

Digunakan pipa standar dari tabel A.5-1 Hal.892 (Geankoplis,2003)

dengan data sebagai berikut :

Nominal pipe size = 8 in

OD = 8,625 in = 0,7184 ft

*Schedule* = 80

ID = 7,625 in = 0,6351 ft = 0,1937 m

Luas permukaan pipa (A) = 0,3474 ft<sup>2</sup>

Kecepatan linier =  $\frac{q_f}{A}$

$$= \frac{0,9036 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,3474 \text{ ft}^2} = 2,6011 \text{ ft/s} = 0,7933 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,1937 \text{ m} \times 0,7933 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1412,8250 \text{ kg/m}^3}{0,0197 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\
 &= 11010,0173 (>2100 = \text{turbulen})
 \end{aligned}$$

### 1. Menghitung faktor friksi dalam pipa (f)

Digunakan pipa stainless stell,  $e = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$

$$e/ID = \frac{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}{0,1937 \text{ m}} = 0,0002375$$

maka, dari grafik fig.2.10-3 hal 88 (Geankoplis, 2003), diperoleh

$$f = 0,0081$$

### 2. Menghitung panjang ekuivalen pipa (Le) (fig.127 Brown,1950)

Komponen	Jumlah	Le, m	Le (m)
Pipa lurus	1	40	40
<i>standard elbow</i>	4	1,68	6,72
<i>Globe valve</i>	1	18,29	18,29
<i>Gate valve fully open</i>	2	0,37	0,74
<i>standard tee</i>	1	3,96	3,96
Total panjang equivalent			69,71

$$\text{Maka, } Le = 69.71 \text{ m} = 228,7073 \text{ ft}$$

### 3. Menghitung energi yang hilang karena gesekan

Kehilangan energi karena gesekan dapat dihitung dengan persamaan

D'archy (friction head) :

$$\Sigma f = \frac{f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot gc \cdot ID}$$

Dimana :

$$F \quad : \quad \text{Faktor friksi} \quad = \quad 0,0081$$

$$ID \quad : \quad \text{Inside diameter (ft)} \quad = \quad 0,6351$$

$$v \quad : \quad \text{Laju alir rata-rata} \quad = \quad 2,6011$$

(ft/s)

$$g_c \quad : \quad \text{Gravitational} \quad = \quad 32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}$$

*conversion*

$$\Sigma f = \frac{0,0081 \times 2,6011^2 \times 228,7073}{2 \times 32,174 \times 0,6351}$$

$$\Sigma f = 0,3066 \text{ ft.lbf/lbm}$$

#### 4. Menghitung tenaga pompa

Tenaga pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$E1 + \frac{Z1.g}{g_c} + \frac{v1^2}{2.g_c} + \frac{p1}{\rho} + Q - \Sigma F - wF = E2 + \frac{Z2.g}{g_c} + \frac{v2^2}{2.g_c} + \frac{p2}{\rho}$$

a. Menghitung velocity head  $\left(\frac{v1^2}{2.g_c}\right)$

V1 = Kecepatan linier fluida pada titik 1

V2 = Kecepatan linier fluida pada titik 2

Karena kecepatan linier cairan pada titik 1 dan 2 relatif sama,

maka : V1 = V2

$$: \frac{v1^2}{2.g_c} = 0 \text{ ft. lbf/lbm}$$

b. Menghitung potensial head  $\left(\frac{\Delta Z.g}{g_c}\right)$

Diasumsikan :



$$Z1 = 2 \text{ m} = 6,5616 \text{ ft}$$

$$Z2 = 10 \text{ m} = 32,8083 \text{ ft}$$

$$\left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc}\right) = \frac{(32,8083 \text{ ft} - 6,5616 \text{ ft}) \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}} = 26,2679 \text{ lb.ft/lbm}$$

c. Menghitung pressure head  $\left(\frac{\Delta p}{\rho}\right)$

Diasumsikan

P1 = tekanan cairan dalam tangki = 1 atm

P2 = tekanan cairan dalam heat exchanger = 5,1 bar = 5 atm

$$\left(\frac{\Delta p}{\rho}\right) = \frac{P2 - P1}{\rho} = \frac{5 \text{ atm} - 1 \text{ atm}}{88.1997 \text{ lb/ft}^3} = 0,0453 \text{ lb.ft/lbm}$$

d. Menghitung total head (-Wf)

$$\begin{aligned} -Wf &= \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta Z \cdot g}{gc} + \frac{v1^2}{2 \cdot gc} + \Sigma f \\ &= 0,0453 + 26,2679 + 0 + 0,3066 \\ &= 26,6199 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

## 5. Menghitung power pompa

Bahan masuk = 286921,3241 lb/h = 79.7641 lb/s

Efisiensi motor 70%

$$Wp = \frac{-wf}{\text{efisiensi motor}} = \frac{26,6199 \text{ lbf.ft/lbm}}{70 \%} = 38,0285 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Maka, P = m x Wp

$$P = 79.7641 \text{ lb/s} \times 38,0285 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$P = 3033,3103 \text{ ft/lbf/s}$$

$$P = 5,5151 \text{ hp}$$

*Spesifikasi pompa (P-101)*

Alat	Pompa
Kode	P-101
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Fungsi	Mengalirkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 50% dari tangki penyimpanan menuju <i>heat exchanger</i>
Dasar Pemilihan	Konstruksi sederhana dan harga lebih murah serta biaya perawatan cenderung lebih murah dibanding jenis pompa lainnya
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
Rate bahan	79,7641 lb/s
<b>Ukuran pipa</b>	
D nominal	8 in
ID	7,625 in
OD	8,625 in
Power	5,51 HP
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>

**C.10 Reaktor (R-101)**

Jenis : Reaktor alir tangki Berpengaduk

Fase : Cair – padat

Tujuan : Untuk mereaksikan CaCO<sub>3</sub> (padat) dengan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Bentuk : Tangki Silinder

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304

Kondisi Operasi

Suhu : 93°C

Waktu Tinggal ( $\tau$ ) : 10 menit

Tekanan : 1 atm

Konversi : 90%

Menentukan Kecepatan Volumetrik

a. Menentukan volume bahan cairan

komponen	massa	fraksi massa	$\rho_i$	$\rho_i \cdot x_i$	$x_i/\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )
	(kg/jam)	( $x_i$ )	(kg/m <sup>3</sup> )	(kg/m <sup>3</sup> )	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l)	65.061,52	0,5	1830	915	0,0002
H <sub>2</sub> O (l)	65.061,52	0,5	995,65	497,825	0,0005
total	130.123,05	1		1.412,83	0,0007

$$\text{Laju volume bahan cairan} = \frac{m \text{ cairan}}{\rho \text{ cairan}}$$

$$= \frac{130.123,0495}{1.412,825} = 92,1013 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menentukan volume bahan (padatan)

komponen	massa	fraksi massa	$\rho_i$	$\rho_i \cdot x_i$	$x_i/\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )
	(kg/jam)	( $x_i$ )	(kg/m <sup>3</sup> )	(kg/m <sup>3</sup> )	
CaCO <sub>3</sub>	63.688,73	0,985	2.711	2.670,21	0,0003633
SiO <sub>2</sub>	234,2215	0,0036	2.196	7,9545	0,0000016
MgCO <sub>3</sub>	218,0845	0,0034	2.958	9,9764	0,0000011
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	0,0017	3.987	6,8198	0,0000004
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	0,0008	1.826,10	1,4699	0,0000004
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	0,0025	5.250	13,2061	0,0000004
H <sub>2</sub> O	195,1846	0,003	995,65	3,0054	0,0000003
Total	64.661,52	1	20.919,40	2.712,65	0,0003704

$$\begin{aligned} \text{Laju volume bahan padatan} &= \frac{m_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{cairan}}} \\ &= \frac{64.661,5248}{2.712,647} = 23,8370 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Laju Kecepatan Volumetrik} &= \text{Volume Bahan cairan} + \text{Volume} \\ &\quad \text{Bahan Padatan} \end{aligned}$$

$$= 92,1013 \text{ m}^3/\text{jam} + 23,8370 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 115,9383 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 115.938,382 \text{ L/jam}$$

c. Perancangan Reaktor

a) Volume alat (reaktor)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan} &= \theta \times (\text{laju volume cairan} + \text{laju volume padatan}) \\
 &= 0,0667 \text{ jam} \times (92,1013 \text{ m}^3/\text{jam} + 23,8370 \text{ m}^3/\text{jam}) \\
 &= 7,7330 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perancangan reaktor memilih over design 20%, sehingga di dapatkan volume alat sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume alat} &= 1,2 \times \text{Volume bahan} \\
 &= 1,2 \times 7,7330 \text{ m}^3 \\
 &= 9,2797 \text{ m}^3 = 327,71289 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

## b) Penentuan Dimensi Reaktor

### 1. Penentuan tinggi reaktor awal (H) dan diameter dalam (ID)

#### • Diameter reaktor

$$H = 2D \quad (\text{Brownell, hal 95})$$

Digunakan reaktor dengan tutup berbentuk torispherical dished head

$$\text{Volume head (Vh)} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11, Brownell, hal 88})$$

$$\text{Volume Shell reaktor} = 1,4 \pi \times D^2 \times H + (0,000049 \times (D^3))$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Reaktor} &= \text{volume shell reaktor} + 2 \text{ volume head torispherical}
 \end{aligned}$$

$$327,71289 \text{ ft}^3 = 1,4 \pi \times D^2 \times 2D + (0,000049 \times (D^3))$$

$$327,71289 \text{ ft}^3 = D^3 \left\{ \frac{2}{4} \pi + 0,000049 \right\}$$

$$495,0671 \text{ ft}^3 = D^3 \left\{ \frac{2}{4} \times 3,14 + 0,000049 \right\}$$

$$327,71289 \text{ ft}^3 = D^3 \times 1,5700$$

$$D^3 = \frac{327,71289 \text{ ft}^3}{1,5700}$$

$$D^3 = 208,7343$$

$$D = \sqrt[3]{208,7343}$$

$$D = 5,9319 \text{ ft} = 71,1828 \text{ in} = 1,8080 \text{ m}$$

•Tinggi reaktor

$$H = 2D$$

$$= 2 \times 5,9319 \text{ ft}$$

$$= 11,8638 \text{ ft} = 142,3656 \text{ in} = 3,6160 \text{ m}$$

Penentuan tebal reaktor (ts)

•Tekanan Hidrostatik

$$\text{Volume cairan} = h \text{ cairan} \times \left( \frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$11,6823 \text{ m}^3 = h \text{ cairan} \times \left( \frac{3,14 \times 1,8080 \text{ m}}{4} \right)$$

$$h \text{ cairan} = \frac{7,7330 \text{ m}^3}{2,5660 \text{ m}}$$

$$h \text{ cairan} = 3,0136 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h \text{ cairan}$$

$$= 1.412,825 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,0136 \text{ m}$$

$$= 41.725,3563 \text{ N/m}^2 \times 0,00014$$

$$= 6,0517 \text{ psia} = 0,4115 \text{ atm}$$

•Tekanan desain

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 14,7 + 6,0517 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 20,7517 \text{ psia} = 1,4111 \text{ atm}$$

•Tebal tangki (ts)

Rumus :

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E - 0,6 P)} + C \quad (\text{Brownell,1959.p.254., 13.1})$$

Pertimbangan : cairan dalam reaktor mengandung asam (sifatnya korosif) Sehingga, berdasarkan tabel 23-3 Perry , dipilih bahan konstruksi yaitu Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304. Pemilihan bahan material untuk reaktor cukup kuat dan terhadap korosi serta mudah di fabrikassi dan harga relatif murah.

$$\text{Allowable stress (f)} = 18847,948 \text{ psia}$$

$$\text{Sambungan yang dipilih} = \text{Double welded but joint}$$

$$\text{Effisiensi sambungan (E)} = 80 \%$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari raktor (ri )} = 40,8384 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan (P)} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psia} + 6,0517 \text{ psia}$$

$$= 20,7517 \text{ psia} = 1,4111 \text{ atm}$$

Sehingga :

$$ts = \frac{20,7517 \text{ psia} \times 40,8384 \text{ in}}{(18847,948 \text{ psia} \times 80\%) - (0,6 \times 20,7517 \text{ psia})}$$

$$= 0,1812 \text{ in}$$

Jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan sebesar 0,1812 in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, maka dipilih th standar :

$$H = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$= 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 81,6767 \text{ in}$$

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

$$= 81,6767 \text{ in} + (2 \times 0,1812 \text{ in})$$

$$= 82,0391 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young,1959), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

$$\text{OD} = 84 \text{ in} = 2,1336 \text{ m}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2ts$$

$$= 84 \text{ in} - (2 \times 0,1812 \text{ in})$$

$$= 83,6376 \text{ in}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 71,1828 \text{ in}$$

$$= 142,3656 \text{ in} = 11,85905 \text{ ft} = 3,6170 \text{ m}$$

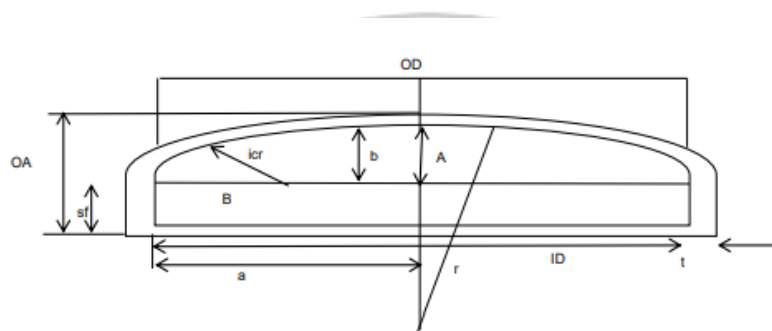
$$\text{icr} = 5,125 \text{ in}$$



$$rc = 84 \text{ in}$$

d. Menghitung dimensi head reaktor

Dipilih head dengan bentuk Torispherical Flanged & Dished Head, dengan pertimbangan harganya cukup ekonomis dan digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head  
radius

icr : inside corner

OD : diameter luar head

b : deep of dish

a : jari-jari head

sf : straight of flanged

t : tebal head

OA : tinggi head

r : jari-jari dalam head

d. Menghitung tebal head

$$Th = \frac{P \times rc \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young 1959, Page 138})$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{84 \text{ in}}{5,125 \text{ in}}} \right) \\
 &= 1,7621
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{88,9599 \text{ psia} \times 84 \text{ in} \times 1,7621}{(2 \times 18847,948 \text{ psia} \times 80\%) - (0,2 \times 88,9599 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,5618 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung tinggi head

Berdasarkan tabel 5.8 (Brownell & Young, hal. 93), maka digunakan sf :

$$Sf = 3 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2th$$

$$= 84 \text{ in} - (2 \times 0,5618 \text{ in})$$

$$= 82,8764 \text{ in} = 2,1050 \text{ m}$$

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

$$= \frac{82,8764 \text{ in}}{2}$$

$$= 41,4382 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (41,4382 - 5,125) \text{ in}$$

$$= 36,3132 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= (84 - 5,125) \text{ in}$$

$$= 78,875 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{78,875 \text{ in}^2 - 36,3132 \text{ in}^2}$$

$$= 70,0186 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (84 - 70,0186) \text{ in}$$

$$= 13,9814 \text{ in}$$

Tinggi *head* total

$$AO = sf + b + th$$

$$= (3 + 13,9814 + 0,5618) \text{ in}$$

$$= 17,5432 \text{ in} = 0,4455 \text{ m}$$

f. Menghitung Dimensi Pengaduk

Pada reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dibutuhkan pengaduk untuk mencampurkan beberapa senyawa menjadi satu agar tercampur secara homogen. Berikut perhitungan pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan yang diaduk} &= 7,7330 \text{ m}^3 \\ &= 2042,86587 \text{ gallon} \\ \text{Kekentalan cairan yang diaduk } (\mu) &= 0,1666 \text{ cp} \\ &= 0,000683 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Dalam perancangan untuk pengaduk dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model yang sesuai dengan referensi di buku (Brown , Fig 477, no 15 , hal 507) dan tabelnya.

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

Keterangan :

Dt = Diameter Tangki

Di = Diamater Pengaduk

Zi = Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki

Zl = Tinggi cairan dalam pengaduk

Dari data diatas maka diperoleh perhitungan sebagai berikut :

a. Diameter Pengaduk (Di)

$$\begin{aligned}
 D_i &= \frac{Dt}{3} \\
 &= \frac{82,8764 \text{ in}}{3} \\
 &= 27,6254 \text{ in} = 0,7016 \text{ m} = 2,1050 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Tinggi Cairan dalam Pengadukan (Z<sub>I</sub>)

$$\begin{aligned}
 Z_I &= D_i \times 3,9 \\
 &= 27,6254 \text{ in} \times 3,9 \\
 &= 107,7393 \text{ in} = 2,7365 \text{ m} = 8,2097 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki (Z<sub>i</sub>)

$$\begin{aligned}
 Z_i &= D_i \times 1,3 \\
 &= 27,6254 \text{ in} \times 1,3 \\
 &= 35,9131 \text{ in} = 0,9121 \text{ m} = 2,7365 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung jumlah pengaduk

(sesuai referensi Wallas, hal 288) Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki

$$\begin{aligned}
 &= \frac{H}{D} \\
 &= \frac{3,0136 \text{ m}}{2,1050 \text{ m}} \\
 &= 1,4315
 \end{aligned}$$

Berdasarkan referensi Wallas, maka jumlah pengaduk yang dipakai = 1 buah

e. Trial nilai rpm (N)

- Diambil  $\pi DN = 21,0160 \text{ ft/s}$

$$N = \frac{21,0160 \text{ ft/s}}{\pi D}$$

$$N = \frac{21,0160 \text{ ft/s}}{3,14 \times 5,9319 \text{ ft}}$$

$$= 14,0891 \text{ s}$$

- Menghitung nilai Re

$$Re = \frac{\rho \times N \times Di}{\mu}$$

$$= \frac{84,8952 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 14,0891 \text{ s} \times (2,10506056 \text{ ft})^2}{0,000683 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 7.760.266,345$$

Power number ( $P_o$ ) yang didapat dari Fig. 477 Brown = 0,8

Sehingga;

$$P = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times P_o}{gc}$$

$$= \frac{(14,0891 \text{ s})^3 \times (2,1050 \text{ ft})^5 \times 84,8952 \text{ lb/ft}^2 \times 0,8}{32,174 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 256.233,1734 \text{ lb.ft/s} = 4.658,78 \text{ hp}$$

Pada reaksi dengan transfer panas, nilai Hp/1000 gallon = 1,5-5

Diambil Hp/1000 gallon = 2

Hp = 2 Hp/1000 gallon x volume cairan

= 2 Hp/1000 gallon x 2042,86587 gallon

= 4,0857 hp  $\approx$  5 hp

f. Menghitung Dimensi Selimut Pendingin

OD = 84 in = 2,1336 m = 6,4008 ft

ID = 83,6376 in = 2,1249 m = 6,9670 ft

H = 142,3656 in = 3,6170 m = 11,8590 ft

Luas selimut (A) =  $\pi \cdot OD \cdot H$   
= 3,14 X 6,4008 ft x 11,8590 ft  
= 238,3493 ft<sup>2</sup>

Q pendingin = 2.247.550,492 kJ/jam = 2.130.677,87 Btu/jam

1. Menghitung suhu LMTD ( $\Delta T$  LMTD)

*Hot fluid*

T<sub>i</sub> = 30 °C = 303 K = 86 °F

T<sub>out</sub> = 93 °C = 366 K = 199,40 °F

*Cold fluid*

$$T_i = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{out}} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318 \text{ K} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= (113 - 86) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 27 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= (199,40 - 86) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 113,40 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(113,40 - 27)^\circ\text{F}}{\ln\left(\frac{113,40^\circ\text{F}}{27^\circ\text{F}}\right)} \\ &= 60,2055 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

## 2. Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk cold fluid = water dan hot fluid = aqueous of solution

$U_d = 250\text{--}500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$  (Kern, Tabel 8 Hal.840)

Diambil harga  $U_d = 500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{2.130.677,87 \text{ Btu/jam}}{500 \frac{\text{btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F} \cdot \text{jam} \times 60,2055 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 256.557,0525 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Spasi jaket pendingin = 2-3 in

Spasi jaket pendingin yang digunakan = 3 in



$$t \text{ jaket} = t \text{ shell} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} D \text{ jaket} &= OD \text{ shell} + (2 \times t \text{ shell}) + (2 \times \text{spasi jaket}) \\ &= 84 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) + (2 \times 3 \text{ in}) \\ &= 90,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D \text{ out jaket} &= D \text{ jaket} + (2 \times t \text{ jaket}) \\ &= 90,375 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 271,125 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dn \text{ jaket} &= Dn + (2 \times t \text{ jaket}) + (2 \times \text{spasi jaket}) \\ &= 8 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) + (2 \times 3 \text{ in}) \\ &= 14.375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dn \text{ out jaket} &= Dn \text{ jaket} + (2 \times t \text{ jaket}) \\ &= 14.375 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 14.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$H \text{ jaket} = H \text{ shell} = 65.625 \text{ in}$$

Tabel C. 12 Spesifikasi Reaktor (R-101)

Alat	Reaktor
Kode	R-101
Fungsi	Untuk mereaksikan $\text{CaCO}_3$ (padat) dengan larutan $\text{H}_2\text{SO}_4$
Dasar Pemilihan	Pertimbangan memilih reactor RATB karena dapat digunakan untuk mereaksikan reaktan berfase padatcair
Kondisi Operasi	1 atm, $93^\circ\text{C}$
Volume Reaktor	1,4211 $\text{m}^3/\text{jam}$
Diameter Reaktor	71,1818 in
tinggi reaktor	142,3656 in
tebal head reaktor	0,5618 in
tinggi head reaktor	17,5432 in
diameter pengaduk	27,6254 in
efisiensi pengaduk	84%
power pengaduk	5 hp
bahan konstruksi	Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304

### C.11 *Cooling Conveyor (CC-101)*

Fungsi : Mendinginkan *slurry* dari reaktor menuju ke *rotary drum vacuum filter*

Tipe : *Plain spouts or chutes*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Data densitas campuran masuk *Cooling conveyor*

Komponen	Kapasitas	Fraksi massa	Densitas	pi . Xi	Volume
			Kg/m <sup>3</sup>	Kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam
H <sub>2</sub> O	6.368,8727	0,0375	1826,1	68,4274	11.630.198,4
MgCO <sub>3</sub>	618,0845	0,0036	2958	10,7569	1.828.293,95
CaCO <sub>3</sub>	234,2215	0,0013	2196	3,02623	514.350,414
SiO <sub>2</sub>	54.939,1356	0,3232	995,7	321,8502	54.702.897,3
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	162,6538	0,0009	5250	5,0242	853.932,45
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	110,6046	0,0006	3987	2,5945	440.980,54
CaSO <sub>4</sub>	52,0492	0,0003	1826,1	0,5592	95.047,0441
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8.888,0679	0,0522	1395,1	72,9551	12.399.743,5
CaSO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	98.590,1487	0,5800	1837	1.065,58	181.110.103
<b>Total</b>	169.963,839	1	22.271	1.550,774	263.575.547

$$\rho \text{ campuran} = 1.550,7742 \text{ kg/m}^3 = 96,7683 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa} = 169.963,8385 \text{ kg/jam} = 1.229.348,444 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik bahan} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{1.229.348,444 \text{ lb/jam}}{96,7683 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 12.704,0390 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 3,5317 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 21-5 dan 21-6 (Perry's & Green,1997), diperoleh data :

$$D \text{ flight} = 14 \text{ in}$$

*D shaft* = 3 in  
*D pipa* = 3,5in  
 Putaran = 45 rpm  
*Feed section D* = 12 in  
 Panjang *Screw* = 75 ft

**Menghitung tenaga penggerak**

$$HP = \frac{(C.L.W.F)}{33000}$$

Dimana :

HP : tenaga motor  
 F : kelas material = 1.6  
 C : kapasitas conveyor (ft<sup>3</sup>/min)  
 L : panjang (ft)  
 W : densitas bahan (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{\frac{ft^3}{s} \times ft \times lb / ft^3 \times F}{33000} \\
 &= \frac{3,5317 \text{ ft}^3 / s \times 75 \times 96,7683 \text{ lb} / \text{ft}^3 \times 1,6}{33000}
 \end{aligned}$$

$$= 1,2427 \text{ ft.lb/s} = 0,0018 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 % ( Peter & Timmerhaus,1991)

$$\text{Tenaga motor} = \frac{0,0018 \text{ hp}}{0,80} = 0,00225 \text{ hp}$$

Tabel C. 13 Spesifikasi *Cooling Conveyor* (CC-01)

Alat	<i>Cooling Conveyor</i>
Kode	CC-101
Fungsi	Mendinginka <i>slurry</i> dari <i>reaktor</i> menuju ke <i>rotary drum vacuum filter</i>
Tipe	<i>Plain spout or chutes</i>
Dasar pemilihan	Umum digunakan untuk padatan dengan system tertutup
Kondisi operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	169.963,8385 kg/jam
Kapasitas	187 ton/jam
Efisiensi motor	93%
Power	0.00225 hp
Kondisi operasi	1 atm, 30°C
jumlah	1 buah

### C.12 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-101)

Kode : RDVF-01

Fungsi : Untuk memisahkan endapan  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$   
dengan larutan pengendap dan air

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Rate bahan masuk : 169.963,84 kg/jam

Kondisi operasi :  $T = 50\text{ }^\circ\text{C} = 323\text{ K}$   
 $P = 20\text{ inHg} = 0,668\text{ atm}$

Komposisi *Cake*

Komponen	input(kg/jam)	fraksi mol, X	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho \cdot X$
$\text{CaCO}_3$	1.273,7745	0,0110	1.826,1	20,0995
$\text{MgCO}_3$	30,9042	0,0002	2.958	0,7899
$\text{SiO}_2$	234,1980	0,0020	2.196	4,4441
$\text{H}_2\text{O}$	15.046,211	0,1300	995,7	129,4565
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	32,5307	0,0002	5.250	1,4757
$\text{Al}_2\text{O}_3$	22,1209	0,0001	3.987	0,7621
$\text{CaSO}_4$	51,8930	0,0004	1.826,1	0,8188
$\text{H}_2\text{SO}_4$	444,4034	0,0038	1.395,1	5,3573
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	98.590,149	0,8519	1.837	1.564,988
total	115.726,18	1	22.271	1.728,192

### Komposisi Filtrat

Komponen	Input	Fraksi mol, X	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho \cdot X$
	(kg/jam)			
CaCO <sub>3</sub>	5.095,0981	0,0340	1.826,1	62,1268
MgCO <sub>3</sub>	587,1802	0,0039	2.958	100,6359
SiO <sub>2</sub>	0,0234	1,56E-07	2.196	74,7114
H <sub>2</sub> O	135.415,896	0,9042	995,7	33,8753
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	130,1230	0,0008	5.250	178,6135
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	88,4836	0,0005	3.987	135,6442
CaSO <sub>4</sub>	0,1561	1,04E-06	1.826,1	62,1268
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8443,6645	0,0563	1.395,1	47,4635
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	-	-	1.837	62,4977
total	149.760,626	1	22.271	757,6954

$$\rho \text{ campuran} = 22.271 \text{ kg/m}^3 = 1.389,7104 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \text{ filtrat} = 757,6953 \text{ kg/m}^3 = 47,2801 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \text{ cake} = 1.728,1923 \text{ kg/m}^3 = 107,8392 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju volume filtrat} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{149.760,626 \text{ kg/jam}}{757,6954 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 197,652823 \text{ m}^3/\text{jam} = 870,26538 \text{ gal/menit}$$

Dari table 11 – 12 Stanly M. Walas diperoleh dimensi *rotary dryer*

*vacuum filter* :

$$H \text{ drum} = 16 \text{ ft}$$

$$D \text{ drum} = 12 \text{ ft}$$

$$A \text{ permukaan} = \pi \times D \times H$$

$$= 3.14 \times 12 \text{ ft} \times 16 \text{ ft}$$

$$= 602,88 \text{ ft}^2$$

Maka :

$$\text{Laju alir filtrat} = \frac{\text{laju volume filtrat}}{A \text{ permukaan}}$$

$$= \frac{870,26538 \text{ gal/menit}}{602,88 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,4435 \text{ gal/menit.ft}^2$$

Karena hasil perhitungan terhadap laju alir filtrat berada diantara 0.01–2 gal/menit.ft<sup>2</sup> maka dianggap telah memenuhi syarat (layak).

Penentuan power RDVF

$$P = 0,005 \text{ hp/ft}^2 \times 1,4435 \text{ ft}^2$$

$$= 3,0144 \text{ hp}$$

Efisiensi motor 80%

$$P = \frac{3,0144 \text{ hp}}{0,8}$$

$$= 3,5885 \text{ hp} = 4 \text{ hp}$$



Tabel C. 14 Spesifikasi *Rotary Drum Vacuum Filter* (F-101)

Alat	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Kode	<b>(RDVF-101)</b>
Fungsi	Untuk memisahkan padatan dan air dari <i>slurry</i>
Tipe	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Jumlah	1 Buah
Kondisi operasi	20 inHg= 0,668 atm, 30°C = 303 K
<b>Volume :</b>	
Tinggi	16 ft
Diameter	12 ft
Kecepatan putar	1 rpm
Efisiensi motor	80%
Power motor	4 hp

**C.13 *Belt Conveyor II* (BC-102)**

Fungsi : Mengangkut *cake* dari RDVF-101 menuju ke RD-01

Tipe : *Through belt on 20°*

Dasar pemilihan : Dapat mengangkut *cake*, harga relatif murah, pemeliharaan alat mudah, dan tidak memakan banyak ruang.

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 115726,1844kg/jam = 115,7262 ton/jam

Densitas : 1564,4518 kg/m<sup>3</sup> = 97,6655 lb/ft<sup>3</sup>

Bahan : *Carbon steel*

Berdasarkan Perry's ed 7, 1984 , table 21.7 hal 21-11, dipilih *spesifikasi*

*belt conveyor* sebagai berikut :

*Beld width* = 16 in

*Belt plies* = 3-5 lapis

*Horse power* = 1,36 hp/10-ft

*Cross sectional area of* = 0,14 ft<sup>2</sup>

*load*

Kapasitas maksimum = 132 ton/jam

Kecepatan belt = 300 ft/min

Spesifikasi diatas berdasarkan material dengan densitas 100 lb/ft<sup>3</sup>,

sedangkan untuk material dengan densitas 168,5925 lb/ft<sup>3</sup>, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan belt} &= \frac{5,7262 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{132 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}} \times \frac{100 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{97,6655 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times 300 \text{ ft/min} \\ &= 269,3007 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

Asumsi

Jarak belt : 30 ft

Tinggi belt : 10 ft

Slope =  $\alpha$

$$\text{Tg} = \frac{10}{30} = 0,3333, \text{ maka sudut belt conveyor ; } \alpha = 20^\circ$$

$$\text{Panjang belt} = \sqrt{10^2 + 30^2} = 32 \text{ ft}$$

Perhitungan power

$$\text{HP} = \frac{32 \text{ ft}}{10 \text{ ft}} \times 1,36 \text{ hp/ft}$$

= 4,352 hp

Efisiensi motor 85%

Tenaga motor = 5,12 hp

*Spesifikasi Belt conveyor II (BC-102)*

Alat	<i>Belt Conveyor (BC-102)</i>
Kode	BC-102
Fungsi	Membawa cake dari <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> menuju ke <i>Rotary Dryer</i>
Tipe	Through belt on 20°
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkat cake dengan tidak memakan banyak ruang serta harga relatif lebih murah
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	115726,1844 kg/jam = 115,7262 ton/jam
Densitas	97,6655 lb/ft <sup>3</sup>
Panjang belt	32 ft
Waktu Operasi	24 jam

**C.14** *Rotary Dryer (RD-101)*

Fungsi : Mengeringkan gipsum sampai dengan kadar air yang diinginkan

Kode : RD-101

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 285*

**Data**

T umpan : T <sub>1</sub>	= 39,27°C	= 314,42 K
T Produk : T <sub>2</sub>	= 60°C	= 335,15 K
T udara in : TG <sub>1</sub>	= 105°C	= 380,15 K
T udara out : TG <sub>2</sub>	= 53,85°C	= 329 K
Tekanan operasi P	= 1 atm	

### Menentukan luas penampang dan diameter RD

kapasitas (mG) = 2460176,237 lb/jam

Range kecepatan udara (G) = 200 – 1000 lb/(h.ft<sup>2</sup>)

Diambil G = 1000 lb/(h.ft<sup>2</sup>) (Perry, 12-55)

Luas penampang A = mG / G  

$$= \frac{2460176,237 \text{ lb/jam}}{1000 \text{ lb/(h.ft}^2\text{)}}$$

$$= 2460,1762 \text{ ft}^2 = 228,5503 \text{ m}^2$$

Diameter dryer, A =  $\frac{\pi}{4} \times D^2$

$$D = \left( \frac{4 \times A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

D = 311,4779 ft = 28,9363 m

### Menentukan tebal shell rotary dryer

Ketebalan minimum shell dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0.6 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Bahan konstruksi yang dipilih adalah stainless steel tipe carbon steel SA-285 dengan :

$$F = 165 \text{ Mpa} = 23.931.2 \text{ psi} \quad (\text{ASME, 2014})$$

$$E = 0.9 \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$C = 0,0075 \text{ in}$$

$$r_i = \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} \times 28,9363 \text{ m}$$

$$= 14,4681 \text{ m} = 569,6110 \text{ in}$$

$$P \text{ operasi} = 14.696 \text{ psi}$$

$$t_s = P \times r_i \times F \times E - 0.6 P + C$$

$$t_s = 14.696 \text{ Psi} \times 569,6110 \text{ in} \times 23931.2 \text{ Psi} \times 0.9 - 0.6 \times 14.696 \text{ Psi} + 0.075 \text{ in}$$

$$t_s = 0,4639 \text{ in} = 0,0386 \text{ ft}$$

### **Menentukan panjang Rotary Dryer**

Berdasarkan Perry's books, E.6th P.20-32 didapatkan  $\frac{L}{D} = 4-10$

$$\text{Asumsi} \quad = \frac{L}{D} = 4$$

$$\text{Jadi panjang RD} = 4 \times 311,4779 \text{ ft}$$

$$= 1245,9118 \text{ ft} = 115,7452 \text{ m}$$

### **Menentukan putaran Rotary Dryer**

$$\text{Asumsi} \quad : n = 30$$

$$N = \frac{n}{(\pi \cdot D)}$$

$$N = \frac{30 \text{ m/menit}}{(3,14 \times 28,9363 \text{ m})}$$

$$N = 0,6327 \text{ menit} = 0,6327 \text{ rpm}$$

### Menentukan waktu tinggal

$$\Theta = \frac{0.23L}{SN^{0.9D}} + 0.6 \frac{BLG}{F} \quad (\text{Perry ed. 7, Hal. 12-55})$$

Keterangan:

$\theta$  : waktu tinggal menit

L : panjang RD ft

S : kemiringan RD

N : putaran rpm

D : diameter RD

B : konstanta  $(5 \times D^{0.5})DP = \mu\text{m}$

Diambil S = kemiringan dari rotary dryer ( $4-7^\circ$ )

$$S = 4^\circ$$

$$\Theta = (0.23 \times (L / (S \times (N^{0.9}) \times D) + (0.6 \times (B \times L \times G) / F)$$

$$= 103 \text{ menit}$$

$$= 493,965,1568 \text{ lb}$$

### Menentukan daya RD

Daya motor dari dryer dapat dihitung dengan persamaan

$$\text{BHP} = \frac{(N \times 4.75 \times D \times w) + (0.1925D' \times w) + (0.33W)}{100000}$$

Keterangan :

BHP : Brake horse power (hp)

N : Kecepatan putar (rpm)

D : Diameter inside shell (ft)

D' : Diameter rotary dryer (ft)

W : Total berat bahan yang berputar (bahan dan alat) (lb)

w : Berat bahan yang dikeringkan (lb)

Data-data :

$$N = 0,6327 \text{ rpm} = 1 \text{ rpm}$$

$$D' = D + 2ts$$

$$= 311,4779 \text{ ft} + 2 (0,0386 \text{ ft}) = 311,5552 \text{ ft}$$

$$w = 65.061,5247 \text{ kg/jam} \times 1,7216 \text{ jam}$$

$$= 112.010,2396 \text{ kg} = 246.982,5784 \text{ lb}$$

$$W = w + \text{berat shell}$$

$$\text{berat shell} = \text{vol. shell} \times \text{material density}$$

$$\text{vol. shell} = \frac{(\pi \times (D'^2 - D^2) \times L)}{4}$$

$$= \frac{(3,14 \times ((311,5552 \text{ ft})^2 - (311,4779)^2) \times 1245,9118 \text{ ft})}{4}$$

$$= 47096,3068 \text{ ft}^3$$

$$\text{density baja} = 5,2442 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{berat shell} = 47.096,3068 \text{ ft}^3 \times 5,2442 \text{ lb/ft}^3 = 246.982,5784 \text{ lb}$$

$$W = 246.982,5784 \text{ lb} + 246.982,5784 \text{ lb}$$

$$= 493.965,1568 \text{ lb}$$

BHP

=

$$\frac{(1 \text{ rpm} \times 4,75 \times 311,4779 \times 246982,5784) + (0,1925 \times 311,5552 \times 246982,5784) + (0,33 \times 493965,1568)}{100000}$$

$$= 380.228.361,2 \text{ lb.ft/min}$$

$$= 4.909.885,866 \text{ lb.ft/s} = 892,706 \text{ HP}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 95 \% \\
 &= \frac{892,706 \text{ hp}}{0,95} \\
 &= 939,6905 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C. 16 Spesifikasi Rotary dryer (RD-01)

Alat	<i>Rotary dryer (RD-01)</i>
Kode	(RD-01)
Fungsi	Memisahkan gipsum dari cairan
Diameter	28,9363 m
Kondisi operasi	1 atm, 30°C
Panjang	115,7452 m
Putaran	1 rpm
Waktu tinggal	1,7216 jam
Kemiringan	5°
Efisiensi motor	95%
Power	939,6905 hp
Jumlah	1 buah

### C.15 *Bucket Elevator III (BE-103)*

Fungsi : Untuk mengangkat produk gipsum keluaran *rotary dryer* menuju ke *crusher 02*

Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*

Dasar pemilihan : Dapat mengangkat bongkahan produk gipsum menuju ke *crusher*



Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 101010,1010 kg/jam = 101,010101 ton/jam

Densitas : 2231,7202 kg/m<sup>3</sup> = 139,3263 lb/ft<sup>3</sup>

Menurut Perry's ed 7, 1997 (Table 21-8) berdasarkan kapasitas tersebut, didapatkan :

Panjang bucket (L) = 25 ft

Ukuran = 16 x 8 x 8 ½ in

Spacing = 18 in

Kecepatan = 300 ft/min

Siza of lump handeld = 2 in

Head shaft = 38 rpm

HP required at heat = 8,5 hp

shaft

Diameter Shaf :

Head = 2 15/16 in

Tail = 2 7/16 in

Diamter purley :

Head = 30 in

Tail = 20 in

Lebar belt = 18 in

Rasio daya/tinggi (R) = 0,165 hp/ft

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= (L \times R) + \text{hp} \\
 &= (25 \text{ ft} \times 0,165 \text{ hp/ft}) + 8,5 \text{ hp} \\
 &= 12,625 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor 81 % (Peter and Timmerhaus, fig.14 hal 152)

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= 15,5864 \text{ hp} \\
 &= 15,6 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Bucket elevator* III (BE-103)

Alat	<i>Bucket elevator</i> III (BE-103)
Kode	BE-103
Fungsi	Untuk mengangkat produk gipsum keluaran <i>Rotary Dryer</i> menuju ke <i>crusher</i> 02
Tipe	<i>Sentrifugal discharge bucket</i>
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkat bongkahan produk gipsum untuk dengan jumlah besar
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam
Kapasitas	150 ton/jam
Panjang bucket	25 ft
Sudut elevasi	90°
Ukuran	16 x 8 x 8 1/2 in
Spacing	18 in
Kecepatan	300 ft/min
Power	16 HP
Jumlah	1 buah



### C.16 Crusher II (CR-102)

Fungsi : Untuk memecah produk gipsum keluaran rotary dryer menjadi 3 cm

Tipe : *Blake crusher*

Dasar pemilihan : Karena mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin.

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam

Kapasitas : 102 ton/jam  
(Brown, 1951, Tabel 6 hal.28)

*Speed* : 210 rpm

*Size opening* : 36 x 24 in

Berat : 70.000 lb

Menghitung power crusher

$$P = m \times 0,3162 W_i \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \quad (\text{Mc.Cabe, 1993, Pers.29.10})$$

Dimana :

P = Tenaga motor (kW)

M = Kapasitas umpan (ton/jam) = 101,0101 ton/jam

$D_{pa}$  = Ukuran umpan yang masuk (mm) = 25 cm = 250 mm

$D_{pb}$  = Ukuran umpan yang keluar (mm) = 3 cm = 30 mm

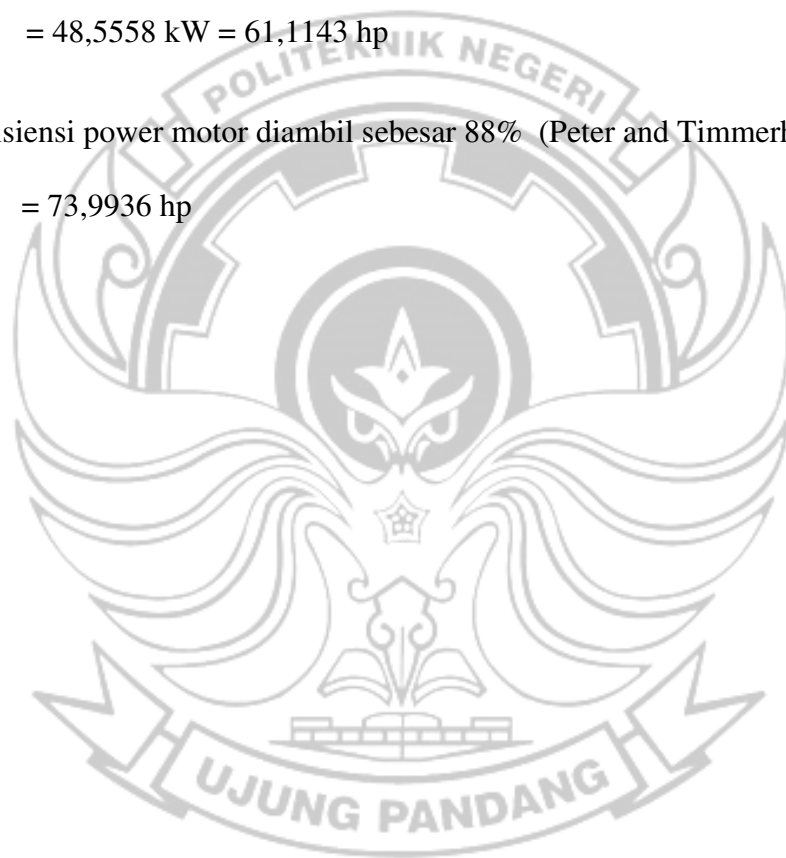
$W_i$  = Work indeks = 12,74 kWh/ton (untuk batu kapur)

$$P = 101,0101 \text{ ton/jam} \times 0,3162 \times 12,74 \text{ kWh/ton} \times \left( \frac{1}{\sqrt{30 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{250 \text{ mm}}} \right)$$

$$= 48,5558 \text{ kW} = 61,1143 \text{ hp}$$

Efisiensi power motor diambil sebesar 88% (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$P = 73,9936 \text{ hp}$$



*Spesifikasi crusher II (CR-102)*

Alat	<i>Crusher II (CR-102)</i>
Kode	CR-102
Fungsi	Memecah bongkahan produk gipsum keluaran rotary dryer
Tipe	<i>Blake crusher</i>
Dasar Pemilihan	Karena mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang dan tipe mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	101010,1010 kg/jam = 101.0101 ton/jam
Kapasitas	102 ton/jam
<i>Speed</i>	210 Rpm
<i>Size Opening</i>	36 x 24 in
<i>Power</i>	73,99 hp
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
Jumlah	1 buah

**C.16**      *Belt Conveyor III (BC-103)*

Fungsi : Mengangkut produk gipsum keluaran CR-102 menuju HM-02

- Tipe : *Through belt on 20°*
- Dasar pemilihan : Dapat mengangkut produk gipsum, harga relatif murah, pemeliharaan alat mudah, dan tidak memakan banyak ruang.
- Kondisi operasi : 1 atm, 30°C
- Rate bahan masuk : 101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam
- Densitas : 2231,7202 kg/m<sup>3</sup> = 139,3217 lb/ft<sup>3</sup>
- Bahan : *Carbon steel*

Berdasarkan Perry's ed 7, 1984 , table 21.7 hal 21-11, dipilih *spesifikasi belt conveyor* sebagai berikut :

- Beld width* = 16 in
- Belt plies* = 3-5 lapis
- Horse power* = 1,36 hp/10-ft
- Cross sectional area of load* = 0,14 ft<sup>2</sup>
- Kapasitas maksimum = 132 ton/jam
- Kecepatan belt = 300 ft/min

Spesifikasi diatas berdasarkan material dengan densitas 100 lb/ft<sup>3</sup>, sedangkan untuk material dengan densitas 168,5925 lb/ft<sup>3</sup>, diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan belt} &= \frac{.0101 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{32 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}} \times \frac{100 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{139,3217 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times 300 \text{ ft/min} \\ &= 164,7757 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

Asumsi

Jarak belt : 30 ft

Tinggi belt : 10 ft

Slope =  $\alpha$

Tg =  $\frac{10}{30} = 0,3333$ , maka sudut belt conveyer ;  $\alpha = 20^\circ$

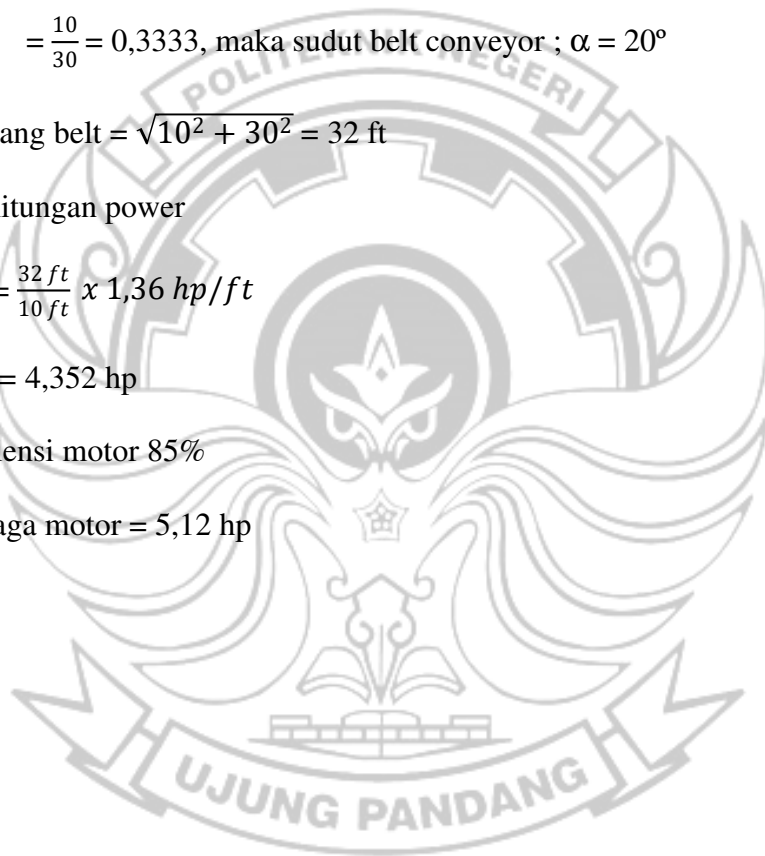
Panjang belt =  $\sqrt{10^2 + 30^2} = 32$  ft

Perhitungan power

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{32 \text{ ft}}{10 \text{ ft}} \times 1,36 \text{ hp/ft} \\ &= 4,352 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 85%

Tenaga motor = 5,12 hp





Spesifikasi belt conveyor III (BC-103)

Alat	<i>Belt Conveyor III (BC-103)</i>
Kode	BC-103
Fungsi	Membawa produk gipsum keluaran <i>crusher II</i> menuju ke <i>hammer mill II</i>
Tipe	Through belt on 20°
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkut produk yang berukuran kecil harga relatif lebih murah
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam
Densitas	139,3217 lb/ft <sup>3</sup>
Panjang belt	32 ft
Waktu Operasi	24 jam
<i>Belt Width</i>	40 cm
<i>Belt piles</i>	5
Kecepatan belt	164,7757 ft/min
Power	5,12 hp

**C.17 Hammer Mill II (HM-102)**

Fungsi : Memecah produk gipsum dari ukuran 3 cm menjadi 200 mesh

Tipe : *Hammer mill* model nomor 605

Dasar pemilihan : Cocok untuk menghancurkan gipsum hingga halus sampai dengan 200 mesh

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 106326,4221 kg/jam = 106,3264 ton/jam

Berdasarkan Perry's ed 7, 1984, table 20.14 hal 20-30

Kapasitas = 80-100 ton/jam

Speed = 1200 r/min

Rotor dimensions = 36 x 30 in

Menghitung power *hammer mill*

$$P = m \times 0,3162 \text{ Wi} \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \quad (\text{Mc.Cabe, 1993, Pers.29.10})$$

Dimana :

P = Tenaga motor (kW)

M = Kapasitas umpan (ton/jam) = 106,3264 ton/jam

$D_{pa}$  = Ukuran umpan yang masuk (mm) = 3 cm = 30 mm

$D_{pb}$  = Ukuran umpan yang keluar (mm) = 200 mesh = 0,074 mm

Wi = Work indeks = 12,74 kWh/ton (untuk batu kapur)

Faktor pengali untuk perhitungan power grinder (hammer mill) adalah  $\frac{4}{3}$

P = 106,3264 ton/jam x 0,3162 x 12,74 kWh/ton

$$\times \left( \frac{1}{\sqrt{0,074 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{30 \text{ mm}}} \right) \times \frac{4}{3}$$

$$= 1995,1330 \text{ kW} = 2675,5173 \text{ hp}$$

Efisiensi power motor diambil sebesar 93% (Peter & Timmerhaus,1991)

$$P = 2876,9004 \text{ hp}$$

*Spesifikasi hammer mill II (HM-02)*

Alat	<i>Hammer Mill II</i>
Kode	HM-02
Fungsi	Memecah produk gipsum menjadi 200 mesh
Tipe	<i>Hammer Mill no.605</i>
Dasar pemilihan	Dapat menghancurkan batu kapur hingga halus sampai dengan 200 mesh
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	106,3264 ton/jam
Kapasitas	80-100 ton/jam
<i>Speed</i>	1200 r/min
<i>Motor dimensions</i>	36 x 30 in
<i>Power</i>	2876,9004
Jumlah	1 buah

**C.18 Vibrating Screen II (VS-102)**

Fungsi : Memisahkan gipsum yang berukuran dibawah 200 mesh

Tipe : *Electrically vibrating screen*

Dasar pemilihan : Cocok untuk memisahkan gipsum berukuran 200 mesh dari batu kapur yang ukurannya belum memenuhi kriteria

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 106326,4221 kg/jam = 106,3264 ton/jam

Laju alir udara pada vibrating screen = 0,22 m/s (Perry's ed 8, table 12-38)

Kapasitas over design 20%, maka kapasitas = 1,2 x 106,3264 ton/jam  
= 127,5917 ton/jam

Dari Brown, 1951, hal.11, untuk electrical vibrator :

Bahan = *Carbon steel*

*Cloth* = *Medium Carbon Steel Wire*

*Inclination* = 20°

Kecepatan = 120 gerataran/s (Perry 1999,hal.19-21)

Menentukan luas *vibrating screener*

*Approximately capacity* = luas *vibrating screen* x *capacity range* x *aperture*

(Brown, 1950, hal.16)

*Capacity range* = 5-20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam

Diambil = 20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam

*Aperture* = 0,074 mm

*Approximately capacity* = 127.5917 ton/jam = 3062,2009 ton/ 24jam

3062,2009 ton/ 24jam = luas vibrating screen x 20 ton/ft<sup>2</sup> 24jam x 0,074

mm

$$\text{Luas vibrating screen} = \frac{3062,2009 \text{ ton/ 24jam}}{20 \text{ ton/ft}^2 \text{ 24jam} \times 0,074 \text{ mm}}$$

$$= 20069,0547 \text{ ft}^2 \text{ area}$$

*Spesifikasi Vibrating screen II (VS-102)*

Alat	<i>Vibrating Screen II (VS-102)</i>
Kode	VS-102
Fungsi	Memisahkan gipsum yang berukuran dibawah 200 mesh
Tipe	<i>Electrically Vibrating Screen</i>
Dasar Pemilihan	Dapat memisahkan gipsum yang ukurannya tidak memenuhi kriteria
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan masuk	106,3264 ton/jam
Kapasitas over design 20%	127,5917 ton/jam
<i>Capacity range</i>	5-20 ton/ft <sup>2</sup> .24 h
<i>Aperture</i>	200 mesh = 0.0774 mm
<i>Approximate Capacity</i>	3062,2 ton/24h
<i>Luas Screen</i>	2069,5917 ft <sup>2</sup> area
Jumlah	1 buah

### C.18 *Bucket Elevator IV (BE-104)*

Fungsi : Untuk mengangkut produk gipsum menuju ke gudang penyimpanan akhir

Tipe : *Sentrifugal discharge bucket*

Dasar pemilihan : Dapat mengangkut bongkahan produk gipsum menuju ke gudang

Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk : 101010,1010 kg/jam = 101,010101 ton/jam

Densitas : 2231,7202 kg/m<sup>3</sup> = 139,3263 lb/ft<sup>3</sup>

Menurut Perry's ed 7, 1997 (Table 21-8) berdasarkan kapasitas tersebut, didapatkan :

Panjang bucket (L) = 25 ft

Ukuran = 16 x 8 x 8 ½ in

*Spacing* = 18 in

Kecepatan = 300 ft/min

*Siza of lump handeld* = 2 in

*Head shaft* = 38 rpm

*HP required at heat* = 8,5 hp

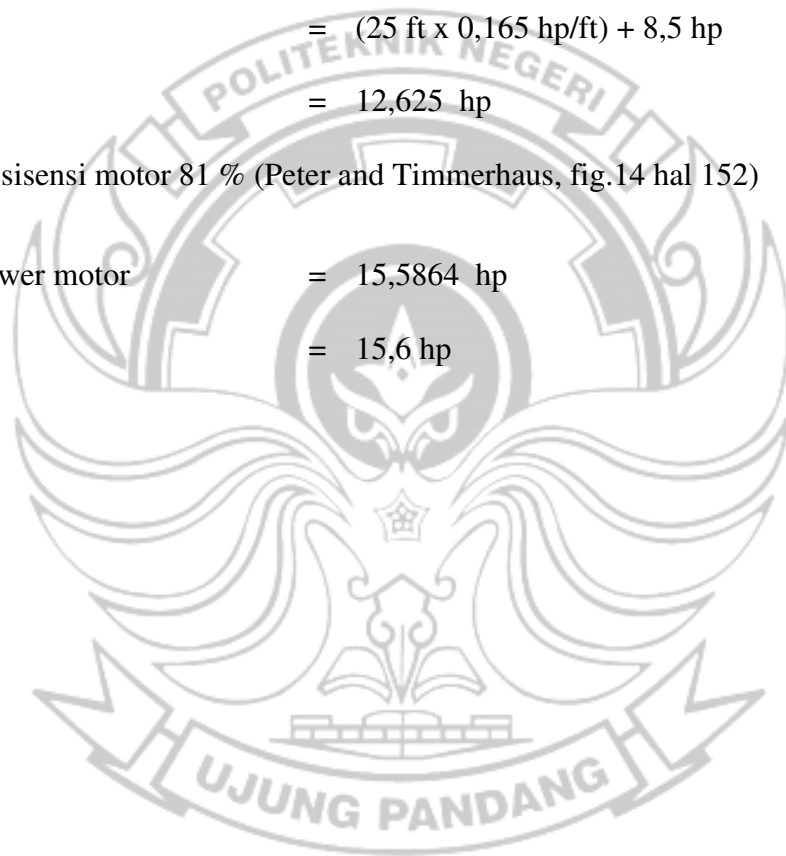
*shaft*

*Diameter Shaf* :

*Head* = 2 15/16 in

*Tail* = 2 7/16 in

*Diamter purley* :  
*Head* = 30 in  
*Tail* = 20 in  
 Lebar belt = 18 in  
 Rasio daya/tinggi (R) = 0,165 hp/ft  
 Power = (L x R) + hp  
           = (25 ft x 0,165 hp/ft) + 8,5 hp  
           = 12,625 hp  
 Efisiensi motor 81 % (Peter and Timmerhaus, fig.14 hal 152)  
 Power motor = 15,5864 hp  
               = 15,6 hp



Spesifikasi *Bucket elevator* IV (BE-104)

Alat	<i>Bucket elevator</i> IV
Kode	BE-104
Fungsi	Untuk mengangkat produk gipsum keluaran <i>vibrating screen</i> menuju ke gudang penyimpanan produk
Tipe	<i>Sentrifugal discharge bucket</i>
Dasar Pemilihan	Dapat mengangkut produk gipsum hasil <i>vibrating screen</i> menuju ke gudang penyimpanan produk
Kondisi Operasi	1 atm, 30°C
<b>Dimensi</b>	
Rate bahan	101010,1010 kg/jam = 101,0101 ton/jam
Kapasitas	150 ton/jam
Panjang bucket	25 ft
Sudut elevasi	90°
Ukuran	16 x 8 x 8 1/2 in
Spacing	18 in
Kecepatan	300 ft/min
Power	15,6 HP
Jumlah	1 buah

**C.19 Gudang Penyimpanan**

- Fungsi : Menyimpan produk gipsum
- Tipe : Bangunan berupa gedung berdinding dengan bahan konstruksi beton berbentuk persegi panjang
- Dasar pemilihan : Dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan
- Jumlah : 1 unit



Kondisi operasi : 1 atm, 30°C

Lama penyimpanan : 30 hari

Produk gipsum yang dihasilkan tiap hari = 2.424.242,424 kg/hari

Produk gipsum yang dihasilkan tiap bulan = 72.727.272,73 kg/bulan

Jika 1 karung berisi 50 kg gipsum maka

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karung tiap bulan} &= \frac{72.727.272,73 \text{ kg/bulan}}{50 \text{ kg/karung}} \\ &= 1.454.545,455 \text{ karung/bulan} \end{aligned}$$

### Dimensi karung

Panjang = 85 cm = 0,85 m

Lebar = 60 cm = 0,6 m

Tebal = 15 cm = 0,15 m

Tinggi palet = 15 cm = 0,15 m

### Dimensi palet

Panjang pelet = 2 x panjang karung

$$= 2 \times 0,85 \text{ m}$$

$$= 1,7 \text{ m}$$

Lebar palet = panjang karung + lebar karung

$$= 0,85 \text{ m} + 0,6 \text{ m}$$

$$= 1,45 \text{ m}$$

Tinggi palet =  $\frac{\text{jumlah karung tiap bulan}}{25 \text{ karung/pelet}}$

$$= \frac{1.454.545,455 \text{ karung/bulan}}{25 \text{ karung/pelet}}$$

$$= 58.181,8181 \text{ pelet}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang rak} &= (4 \times \text{panjang pelet}) + (8 \times \text{jarak pelet dari sisi samping rak}) \\
 &= (4 \times 1,7 \text{ m}) + (8 \times 0,25) \\
 &= 8,8 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar rak} &= \text{lebar palet} \\
 &= 1,45 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi rak} &= (4 \times \text{tinggi palet}) + (4 \times \text{jarak palet dari sisi atas rak}) \\
 &= (4 \times 0,15 \text{ m}) + (4 \times 0,25) \\
 &= 4,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah rak} &= \frac{58.181,8181 \text{ palet}}{16 \text{ palet/rak}} \\
 &= 3.636,3636 \text{ rak} = 3.637 \text{ rak}
 \end{aligned}$$

Dimensi dari bangunan gudang dapat ditentukan dengan perhitungan sebagaiberikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang gudang} &= (29 \times \text{panjang rak gipsum}) + (30 \times \text{lebar jalan antar rak}) \\
 &= (29 \times 8,8 \text{ m}) + (30 \times 2 \text{ m}) \\
 &= 315,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gudang} &= (5 \times \text{lebar rak gipsum}) + (6 \times \text{lebar jalan antar rak}) \\
 &= (5 \times 1,45 \text{ m}) + (6 \times 2 \text{ m}) \\
 &= 19,25 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi gudang} = 7 \text{ m (harus melebihi tinggi rak)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas gudang} &= \text{panjang gudang} \times \text{lebar gudang} \\
 &= 315,2 \text{ m} \times 19,25 \text{ m} \\
 &= 6.067,6 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Penyimpanan produk dilakukan selama 30 hari dengan pengiriman setiap hari sekali. Pengaturan produk yang akan dikirim berdasarkan urutan waktu penyimpanan paling lama berada pintu keluar gudang, sedangkan produk baru dari pabrik akan masuk melalui pintu masuk gudang penyimpanan. Produk akan bergeser sesuai urutan waktu penyimpanan paling lama ke arah pintu keluar gudang penyimpanan produk.

Tabel C. 14 Spesifikasi gudang penyimpanan gipsum (G-102)

Alat	gudang penyimpanan gipsum
Kode	(G-102)
Fungsi	untuk menyimpan produk gipsum
Operasi	<i>kontinyu</i>
dasar pemilihan	dapat melindungi batu kapur dari terik matahari dan hujan
tipe	gedung berbentuk persegi empat ditutup dengan atap
<b>Dimensi :</b>	
panjang gudang	315,2 m
lebar gudang	19,25 m
tinggi gudang	7 m
luas gedung	6.067,6 m <sup>2</sup>
Kondisi operasi	1 atm, 30°C
Jumlah	1 buah

## LAMPIRAN D

### UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Pada pabrik gipsum ini menggunakan :

#### 1. Unit Penyediaan Air

##### a. Perhitungan Kebutuhan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain seperti kebutuhan air proses yang terdiri dari:

##### 1) Air pendingin

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan air pendingin setiap peralatan sebagai berikut.

Tabel D. 1 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor	R-101	35.846,1003
2	<i>Cooling Conveyor</i>	CC-01	159.889,6669
<b>Total</b>			<b>195.735,7672</b>

Air Pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah

jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown (Perry, 1999).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan :

$$W_e = 0,00085 W_c \quad (\text{Pers.12-10, Perry,1999})$$

Dimana :

$W_e$  = Jumlah air pendingin yang hilang

$W_c$  = Jumlah air pendingin yang diperlukan = 195.735,7672 kg/jam

$T_1$  = Temperatur air pendingin masuk = 30°C

$T_2$  = Temperatur air pendingin masuk = 45°C

Maka :

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times 195.735,7672 \times (45-30) \\ &= 2.495,6310 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Diperkirakan drift loss 0,2 %, maka :

$$W_d = 0,002 \times W_c$$

$$\begin{aligned} W_d &= 0,002 \times 195.735,7672 \\ &= 391,4715 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang blowdown bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3 – 5 siklus (Perry, 1997).

Diperkirakan 5 siklus, maka :

$$W_b = \frac{W_e}{S - 1} = \frac{2.495,6310 \text{ kg/jam}}{5 - 1}$$
$$= 623,9077 \text{ kg/jam}$$

Sehingga air tambahan yang diperlukan :

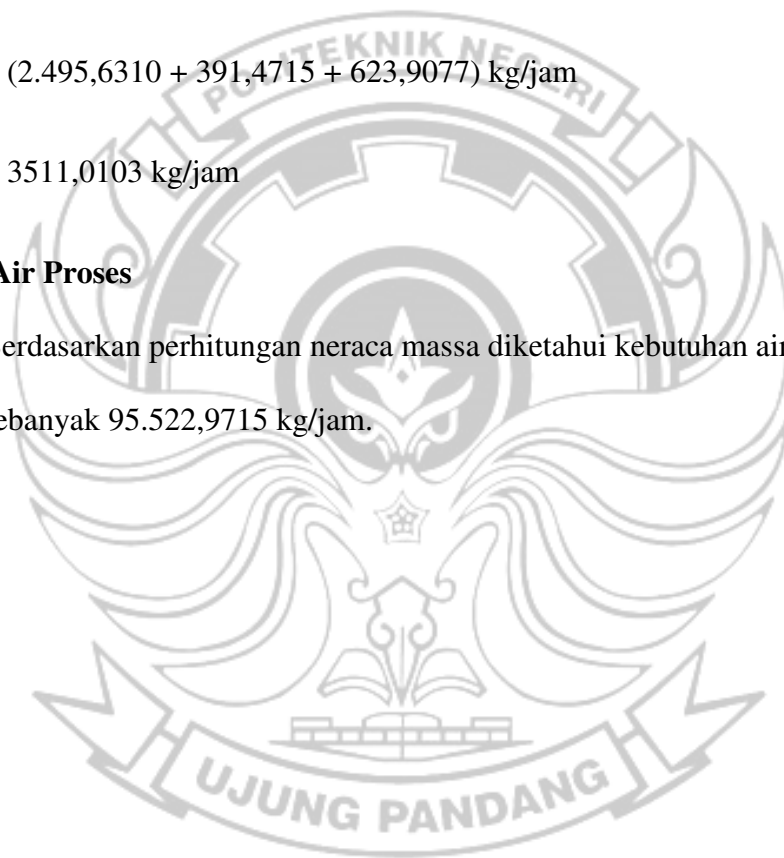
$$= W_e + W_d + W_b$$

$$= (2.495,6310 + 391,4715 + 623,9077) \text{ kg/jam}$$

$$= 3511,0103 \text{ kg/jam}$$

## 2) Air Proses

Berdasarkan perhitungan neraca massa diketahui kebutuhan air proses sebanyak 95.522,9715 kg/jam.



### 3) Air Sanitasi

Tabel D. 2 Kebutuhan Air Sanitasi

No.	Nama Fasilitas	Jumlah Kebutuhan Air (kg/jam)
Air Kebutuhan Kantor		
1	(100 L/hari dengan karyawan 180 orang) $(100 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 180)$	750
2	Air Laboratorium (20% dari kebutuhan kantor)	150
3	Air Kantin dan Tempat Ibadah (25% dari kebutuhan kantor)	187,5
4	Air Kebersihan dan taman (10% dari kebutuhan kantor)	75
5	Air Poliklinik (10% dari kebutuhan kantor)	75
6	Hidran kebakaran standar + cadangan air (30% dari kebutuhan kantor)	225
<b>Total kebutuhan air sanitasi</b>		<b>1462,5</b>
<b>Faktor keamanan (10% lebih besar dari kebutuhan air sanitasi)</b>		<b>1608,75</b>

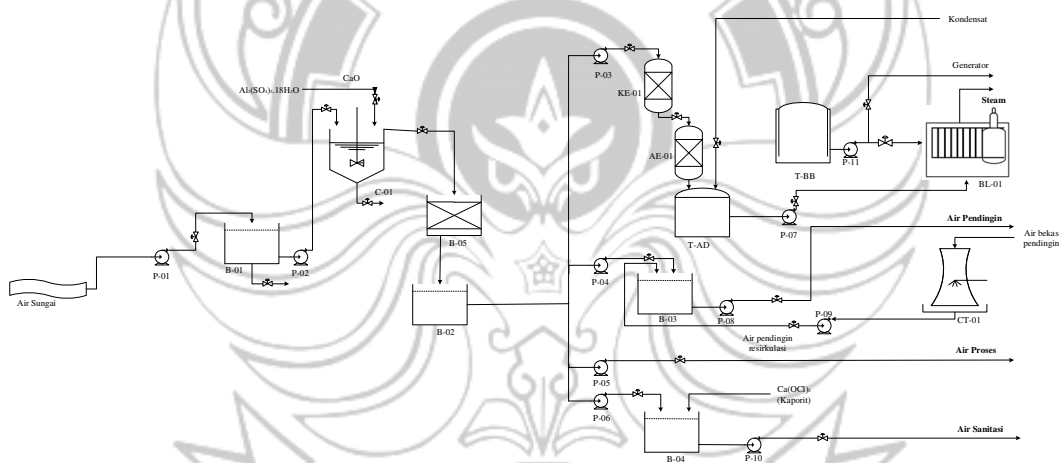
### 4) Air umpan boiler

Air yang diumpankan ke boiler untuk memproduksi steam yang diperoleh dari unit steam. Dengan kebutuhan air umpan boiler sebanyak 75.592,97134 kg/jam dan air make up boiler sebesar 15.118,59427 kg/jam (diperoleh dari perhitungan penyediaan steam)

Tabel D. 3 Total Kebutuhan Air

No.	Jenis kebutuhan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Air Proses	95.522,9715
2	Air Pendingin	195.735,7672
3	Air Pendingin tambahan	3.511,010324
4	Air Boiler	75.592,97134
5	Air make up boiler	15.118,59427
6	Air Konsumsi dan sanitasi	1.608,75
<b>Total</b>		<b>387.090,0646</b>

**b. Perhitungan Peralatan Pengolahan Air**



Gambar D. 1 Flowsheet Water Treatment Plant

Kode	Keterangan
B-01	Bak Pengendap Awal
B-02	Bak Air Bersih
B-03	Bak Air Pendingin
B-04	Bak Air Sanitasi
B-05	Bak Sand Filter
C-01	Clarifier
P 01 – P 11	Pompa

Kode	Keterangan
KE-01	Kation Exchanger
AE-01	Anion Exchanger
CT-01	Cooling Tower
BL-01	Boiler
T-AD	Tangki Air Demin
T-BB	Tangki Bahan Bakar



### 1) Bak Pengendapan Awal (B-01)

Kode : B-01

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari air sungai

Jenis : Persegi panjang

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 4 jam

Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14

Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam

#### a) Menghitung volume bak

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} \\ &= 1.555,0781 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 1.532,5350 \text{ m}^3 = 1.866,0938 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : tinggi = 2: 1:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{1.866,0938 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 9,7716 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 19,5432 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 9,7716 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-01

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari air sungai

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 1.866,0938 m<sup>3</sup>  
Panjang : 19,5432 m  
Lebar : 9,7716 m  
Tinggi : 9,7716 m

## 2) Clarifier (C-01)

Kode : C-01  
Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk dengan penambahan koagulan berupa Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>) dan CaO  
Jenis : Silinder tegak dengan dasar konis  
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Densitas, ρ : 995,68 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal, θ : 4 jam  
Temperature, T : 30°C  
Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam

### a) Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$= 1.555,0782 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 20\% \times 1.555,0782 \text{ m}^3 = 1.866.09384 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung tinggi tangki**

$$H \text{ silinder} = 0,5 D$$

$$H \text{ konis} = 0,5 H \text{ silinder}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = V \text{ silinder} + V \text{ konis}$$

$$1.866.09384 \text{ m}^3 = \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H \right)$$

$$1.866.09384 \text{ m}^3 = \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 0,5D \right) + \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} \times 0,5 D \right)$$

$$1.866.09384 \text{ m}^3 = 0,5233 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1.866.09384}{0,5233}}$$

$$D = 15,2777 \text{ m}$$

$$H \text{ silinder} = 7,6388 \text{ m}$$

$$H \text{ konis} = 0,5 \times 7,6388 \text{ m}$$

$$= 3,8194 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } H \text{ clarifier} = H \text{ silinder} + H \text{ konis}$$

$$= 7,6388 \text{ m} + 3,8194 \text{ m}$$

$$= 11,4582 \text{ m}$$

**c) Mengitung tekanan desain**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 11,4582 \text{ m} \\ &= 111.805,997 \text{ pa} \\ &= 16,2163 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan awal, } P_o &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times f.\text{safety} \\ &= (16,2163 \text{ psi} + 14,6959 \text{ psi}) \times 1,1 \\ &= 34,0035 \text{ psi}\end{aligned}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285

Grade C

$$\text{Allowable stress, } F : 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency, } E : 0,85$$

$$\text{Corrosion allowance, } C : 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter tangki, } D : 15,2777 \text{ m} = 601,4843 \text{ in}$$

$$\text{Sudut tangki, } \alpha : 60^\circ$$

$$\text{Tebal shell, } T_s = \frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C$$

$$\begin{aligned}
 & \text{(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)} \\
 & = \frac{34,0035 \text{ psi} \times 601,4843 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\
 & = 0,9999 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 1 in. Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell yaitu 1in. (Brownell and Young, 1959)

Tebal konis dihitung dengan persamaan dari 6.154 Brownell and Young :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal konis, } T_k &= \frac{p \times r}{\cos \alpha \times (fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{34,0035 \text{ psi} \times \frac{601,4843 \text{ in}}{2}}{0,5 \times ((13750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 34,0035 \text{ psi}))} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 1,8780 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**e) Menghitung pengaduk tangki**

Jenis pengaduk : Propeller

Jumlah baffle : 4 buah

Perbandingan ukuran pengaduk dan tangki, berdasarkan Tabel 3.4-1

Geankoplis, 2003 hal. 158 yaitu:

Diameter impeller ( $D_a$ )

$$\begin{aligned}
 D_a &= \frac{1}{3} \times D_t \\
 &= \frac{1}{3} \times 15,2777 \text{ m} \\
 &= 5,0925 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Panjang impeller (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= \frac{1}{4} \times 5,0925 \text{ m} \\ &= 1,2731 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar impeller (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= \frac{1}{5} \times 5,0925 \text{ m} \\ &= 0,0185 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi baffle (H)

$$\begin{aligned} H &= D_t \\ &= 12,6653 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar baffle (J)

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= \frac{1}{12} \times 15,2777 \text{ m} \\ &= 1,2731 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= \frac{1}{3} \times 15,2777 \text{ m} \\ &= 5,0925 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengaduk beroperasi pada, n

$$N = \frac{10 \text{ putaran}}{60 \text{ detik}} = 0,1667 \text{ rps}$$

Viskositas larutan ( $\mu$ ) pada 30°C = 0,035 kg/m.s

Maka,

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times n \times \rho}{\mu}$$
$$= \frac{(5,0925^2) \text{ m} \times 0,1667 \text{ rps} \times 995,68 \text{ kg/m}^3}{0,035 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$
$$= 122.962,854$$

Dari gambar 3.4-4 Geankoplis, 2003, jika  $N_{Re} = 122.962,854$  maka diperoleh bilangan power (NPO) yaitu 6.

$$P = N_{po} \times \rho \times n^3 \times Da^5$$
$$= 6 \times 995,68 \times 0,1667^3 \times 5,0925^5$$
$$= 94.732,91436 \text{ W}$$
$$= 127,0387 \text{ Hp}$$

**f) Menghitung kebutuhan  $Al_2(SO_4)$  dan  $CaO$**

$$\text{Volume air} = \frac{F}{\rho}$$
$$= \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 388,7695 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 85.517,3080 \text{ gal/jam}$$

Kebutuhan  $Al_2(SO_4)$  5%

Berdasarkan Fig 1. Powell ST, hal 27 untuk koagulasi yang baik

2,8 grain/gal air

$$\text{Jumlah } Al_2(SO_4) = 2,8 \frac{\text{grain}}{\text{gal}} \times 85.517,3080 \frac{\text{gal}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ lb}}{7000 \text{ grain}}$$
$$= 34,2069 \text{ lb/jam}$$



$$= 15,5159 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah Al}_2(\text{SO}_4) 5 \% = 0,7757 \text{ kg/jam}$$

$$= 18,6191 \text{ kg/hari}$$

$$= 0,0183 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kebutuhan CaO 5% :

$$\text{Jumlah CaO} = \text{Jumlah Al}_2(\text{SO}_4)$$

$$= 15,5159 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah CaO } 5\% = 0,7757 \text{ kg/jam}$$

$$= 18,6191 \text{ kg/hari}$$

$$= 0,0183 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : C-01

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk dengan

: penambahan koagulan

Jenis : Silinder tegak dengan dasar konis

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume tangki : 1.866,0938 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 15,2777 m

Tinggi tangki : 11,4582 m

Tebal shell : 0,9999 in = 1 in

Daya pengaduk : 127.0383 Hp

### 3) Bak Air Bersih (B-02)

Kode : B-02

Fungsi : Untuk menampung air sebelum dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, air proses, air pendingin dan air umpan boiler.

Jenis : Persegi panjang

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 4 jam

Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14

Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam

#### a) Menghitung volume bak

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} \\ &= 1.555,0781 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 1.532,5350 \text{ m}^3 = 1.866,0938 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : tinggi = 2: 1: 1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{1.866,0938 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 9,7716 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 19,5432 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 9,7716 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-02

Fungsi : Untuk menampung air sebelum dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, air proses, air pendingin dan air umpan boiler

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 1.866,0938 m<sup>3</sup>  
Panjang : 19,5432 m  
Lebar : 9,7716 m  
Tinggi : 9,7716 m

#### 4) Bak Air Pendingin (B-03)

Kode : B-03  
Fungsi : Untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses.  
Jenis : Persegi panjang  
Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal,  $\theta$  : 4 jam  
Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14  
Laju alir, F : 195.735,7672 kg/jam

##### a) Menghitung volume bak

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{195.735,7672 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} \\ &= 786,3401 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 786,3401 \text{ m}^3 = 943,6081 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang :lebar: tinggi = 2: 1:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$943,6081 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$943,6081 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{943,6081 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 7,7849 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 15,5698 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 7,7849 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-03

Fungsi Untuk menampung air pendingin sebelum

: didistribusikan pada alat proses

Jenis : Persegi panjang  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Volume bak : 943,6081 m<sup>3</sup>  
Panjang : 15,5698 m  
Lebar : 7,7849 m  
Tinggi : 7,7849 m

#### 5) Bak Air Sanitasi (B-04)

Kode : B-04  
Fungsi : Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sebelum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab, toilet dan lainnya.  
Jenis : Persegi panjang  
Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal,  $\theta$  : 12 jam

Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14

Laju alir, F : 1.608,75 kg/jam

#### a) Menghitung volume bak

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{1.608,75 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 12 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$= 19,3888 \text{ m}^3$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 19,3888 \text{ m}^3 = 23.2665 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : tinggi = 2: 1: 1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$23.2665 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$23.2665 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{23.2665 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 2,2658 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 4,5316 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 2,2658 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-04

Fungsi : Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sebelum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab, toilet dan lainnya.

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 23.2665 m<sup>3</sup>

Panjang : 4,5316 m

Lebar : 2,2658 m

Tinggi : 2,2658 m

#### 6) Bak Sand Filter (B-05)

Kode : B-05

Fungsi : Untuk menyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki clarifier.

Jenis : Persegi panjang

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 4 jam

Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14

Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam

#### a) Menghitung volume bak



$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\
 &= \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} \\
 &= 1.555,0781 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 1.532,5350 \text{ m}^3 = 1.866,0938 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : = 2: 1:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$1.866,0938 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{1.866,0938 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 9,7716 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 19,5432 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 9,7716 \text{ m}$$

**a) Menghitung filtrasi yang direncanakan**

Berdasarkan Powell ST, hal.77 kecepatan uf maks  $3 \frac{gal}{menit \times ft^2}$

Digunakan kecepatan filtrasi, uf = 2

$$= 2 \frac{gal}{menit \times ft^2} \times 60 \frac{menit}{jam} \times 0,00379 \frac{m^3}{jam} \times \frac{1 ft^2}{0,0929 m^2}$$

$$= 4,8955 \frac{m^3}{jam \times m^2}$$

Berdasarkan Powell ST, hal 59 tb standar 20-60 menit.

Digunakan waktu tinggal filter, tb = 45 menit

$$= 0,75 jam$$

$$\text{Luas tampang kolom, } A = \frac{Vb}{uf \times tb}$$

$$= \frac{1.866,0938 m^3}{4,8955 \frac{m^3}{jam \times m^2} \times 0,75 jam}$$

$$= 508,2384 m^2$$

Tinggi tumpukan filtrasi total, Ht = uf x tb

$$= 4,8955 \frac{m^3}{jam \times m^2} \times 0,75 jam$$

$$= 3,6716 m$$

Tinggi komponen filtrasi tiap komponen:

Berdasarkan Powell ST, hal 525 bahwa untuk mendapatkan air bersih, maka digunakan filtrasi dengan komponen sebagai berikut,

Tinggi filtrasi total, Hb = 57 in = 1,4478 m

Pasir besi = 27 in = 0,6858 m

H pasir besi sebenarnya =  $\frac{H_b}{H_t}$  x tinggi pasir besi teori

$$= \frac{1,4478 \text{ m}}{3,6716 \text{ m}} \times 0,6858 \text{ m}$$

$$= 0,2704 \text{ m}$$

Pasir kuarsa = 27 in = 0,6858 m

H pasir besi sebenarnya =  $\frac{H_b}{H_t}$  x tinggi pasir besi teori

$$= \frac{1,4478 \text{ m}}{3,6716 \text{ m}} \times 0,6858 \text{ m}$$

$$= 0,2704 \text{ m}$$

Gravel = 3 in = 0,0762 m

H pasir besi sebenarnya =  $\frac{H_b}{H_t}$  x tinggi pasir besi teori

$$= \frac{1,4478 \text{ m}}{3,6716 \text{ m}} \times 0,0762 \text{ m}$$

$$= 0,03004 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-05

Fungsi Untuk meyaring kotoran-kotoran yang

: masih tertinggal di dalam air dari tangki

clarifier

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 1.866,0938 m<sup>3</sup>

Panjang : 19,5432 m

Lebar : 9,7716 m

Tinggi : 9,7716 m

**7) Cation Exchanger (CE-01) dan Anion Exchanger (AE-01)**

Kode : CE-01 dan AE -01

Fungsi : 1. Cation Exchanger : Mengurangi kesadahan air melalui pertukaran cation  
2. Anion Exchanger : Mengurangi kesadahan air melalui pertukaran anion

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 0,5 jam

Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam

Dibuat kation dan anion exchanger masing-masing 2 dengan ukuran yang sama sehingga, laju massa air tiap kation dan anion exchanger :

$$F = \frac{387.090,0646 \text{ kg/jam}}{2} = 193.545,0323 \text{ kg/jam}$$

**a) Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{193.545,0323 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 97,1923 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 116,6308 \text{ m}^3$$

### b) Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan

rasio tinggi dan diameter = 3:1

$$\begin{aligned} \text{Volume shell tangki, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 3D \\ &= \frac{\pi}{4} \times 3D^3 \end{aligned}$$

Volume tangki =  $V_s$

$$116,6308 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$116,6308 \text{ m}^3 = 2,355 D^3$$

$$D^3 = \frac{116,6308}{2,355}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{116,6308}{2,355}}$$

$$D = 3,6723 \text{ m}$$

Tinggi shell,  $H_s = 3D$

$$= 3 \times 3,6723 \text{ m}$$

$$= 11,0169 \text{ m}$$

**c) Menghitung tekanan design**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho g h \\ &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 11,0169 \text{ m} \\ &= 107.499,879 \text{ pa} \\ &= 15,5917 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan awal, } P_o &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times F.\text{safety} \\ &= (15,5917 + 14,6959) \text{ psi} \times 1,1 \\ &= 33,3165 \text{ psi}\end{aligned}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

$$\begin{aligned}\text{Allowable stress, } F &: 13750 \text{ psi} \\ \text{Joint efficiency, } E &: 0,85 \\ \text{Corrosion allowance, } C &: 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter tangki, } D &: 3,6723 \text{ m} = 144,5796 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal shell, } T_s &= \frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C \\ &\text{(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)} \\ &= \frac{33,3165 \text{ psi} \times 144,5796 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\ &= 0,3310 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 0,37 in atau 3/8 in.

Untuk tebal head (th) yang digunakan sama dengan tebal shell yakni 0,37 in atau 3/8 in.

**e) Menghitung design atap**

Untuk torispherical flanged and dished head. Untuk rentang allowable pressure = 15-200 psig (Brownell and Young , 1959).

Tebal dinding head

$$OD = D + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= 144,5796 \text{ in} + (2 \times 0,3310 \text{ in})$$

$$= 145,2417 \text{ in}$$

Diambil nilai OD standar = 156 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

Sehingga dari nilai OD tersebut, diperoleh :

$$r = 144 \text{ in}$$

$$lcr = 9 \frac{3}{8} \text{ in} = 9,375 \text{ in}$$

Tebal head yang digunakan yaitu  $\frac{3}{8}$  in, sehingga dari table 5.4

Brownell and Young untuk  $th = \frac{3}{8}$  in, diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in}$$

Dipilih = 3 in, maka :

$$a = \frac{D}{2} = \frac{144,5796 \text{ in}}{2} = 72,2892 \text{ in}$$

$$AB = a - lcr$$

$$= 72,2892 \text{ in} - 9,375 \text{ in} = 62,9148 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - lcr \\
 &= 144 \text{ in} - 9,375 \text{ in} \\
 &= 134,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

$$= \sqrt{134,6250^2 - 62,9148^2}$$

$$= 119,0193 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 144 \text{ in} - 119,0193 \text{ in}$$

$$= 24,9806 \text{ in}$$

$$H \text{ head, } Oa = th + b + sf$$

$$= 0,37 \text{ in} + 24,9806 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$= 28,4106 \text{ in} = 0,7216 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 11,0169 \text{ m} + 0,7216 \text{ m}$$

$$= 11,7385 \text{ m}$$



## f) Menghitung kebutuhan resin

### Resin cation exchanger

Resin yang digunakan yaitu sulfonated phenolic.

Diperkirakan air masuk kolom kation akan dihilangkan kandungannya sebagai berikut:

$$\text{Kation Fe}^{2+} = 0,00021 \text{ g/l} \quad (\text{Ratnasari, et al., 2021})$$

$$\text{Kation Mg}^{2+} = 0,063 \text{ g/l}$$

$$\text{Kation Mn}^{2+} = 0,00028 \text{ g/l}$$

$$\text{Kation Ca}^{2+} = 0,0023 \text{ g/l} \quad (\text{Hendrawati \& Maryam, 2008})$$

$$\text{Kation Cu}^{2+} = 0,00004 \text{ g/l}$$

Berat molekul kation adalah:

$$\text{Fe} = 55,847 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mn} = 54,938 \text{ g/mol}$$

$$\text{Ca} = 40,08 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mg} = 24,312 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cu} = 63,54 \text{ g/mol}$$

Kapasitas pertukaran ion adalah:

$$\text{Ion Fe}^{2+} = 2 \text{ eq/mol} \times \frac{0,00021 \text{ g/l}}{55,847 \text{ g/mol}} = 7,5 \times 10^{-6} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion Mn}^{2+} = 2 \text{ eq/mol} \frac{0,00028 \text{ g/l}}{54,938 \text{ g/mol}} = 1,0 \times 10^{-5} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion Ca}^{2+} = 2 \text{ eq/mol} \frac{0,0023 \text{ g/l}}{40,08 \text{ g/mol}} = 11 \times 10^{-5} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion Mg}^{2+} = 2 \text{ eq/mol} \frac{0,063 \text{ g/l}}{24,312 \text{ g/mol}} = 5,1 \times 10^{-3} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion Cu}^{2+} = 2 \text{ eq/mol} \frac{0,00004 \text{ g/l}}{63,54 \text{ g/mol}} = 21,2 \times 10^{-6} \text{ eq/l}$$

Total kapasitas pertukaran ion = 0,00531 eq/l

$$\begin{aligned}\text{Laju volume air} &= 194,3848 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 4.665,2345 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 4.665.234,589 \text{ l/hari}\end{aligned}$$

kapasitas operasi = 2 eq/l, sehingga:

$$\text{Volume resin} = \frac{\text{laju volume air} \times \text{kapasitas pertukaran ion total}}{\text{kapasitas operasi}}$$

$$= \frac{4.665.234,589 \frac{\text{l}}{\text{hari}} \times 0,00531 \text{ eq/l}}{2 \text{ eq/l}}$$

$$= 12.401,0548 \text{ l/hari}$$

$$= 12,4010 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa resin} &= \frac{\text{Volume resin}}{\text{densitas resin}} \\ &= \frac{12,4010 \text{ m}^3/\text{hari}}{1.100 \text{ kg/m}^3} = 0,01127 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

### Resin Anion Exchanger

Resin yang digunakan adalah Strong base anion ( $\text{N}^+(\text{CH}_3)^3$ ).

Diperkirakan air masuk kolom anion akan dihilangkan kandungannya sebagai berikut:

$$\text{Anion NO}_3^- = 0,00289 \text{ g/l} \quad (\text{Arnada, 2023})$$

$$\text{Anion Cl}^- = 0,00347 \text{ g/l} \quad (\text{Ridwan, et al., 2023})$$

$$\text{Anion SO}_4^{2-} = 0,006 \text{ g/l}$$

Berat atom anion adalah:

$$\text{NO}_3^- = 62,0069 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cl}^- = 35,453 \text{ g/mol}$$

$$\text{SO}_4^{2-} = 96,0616 \text{ g/mol}$$

Kapasitas pertukaran anionnya adalah:

$$\text{Ion NO}_3^- = 1 \text{ eq/mol} \times \frac{0,00289 \text{ g/l}}{62,0069 \text{ g/mol}} = 4,6 \times 10^{-5} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion Cl}^- = 1 \text{ eq/mol} \times \frac{0,00347 \text{ g/l}}{35,453 \text{ g/mol}} = 9,7 \times 10^{-5} \text{ eq/l}$$

$$\text{Ion SO}_4^{2-} = 2 \text{ eq/mol} \times \frac{0,006 \text{ g/l}}{96,0616 \text{ g/mol}} = 1,2 \times 10^{-4} \text{ eq/l}$$

$$\text{Total kapasitas pertukaran ion} = 0,000269 \text{ eq/l}$$

$$\text{Laju volume air} = 194,3848 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 4.665,2345 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 4.665.234,589 \text{ l/hari}$$

kapasitas operasi = 2 eq/l, sehingga:

$$\text{Volume resin} = \frac{\text{laju volume air} \times \text{kapasitas pertukaran ion total}}{\text{kapasitas operasi}}$$

$$= \frac{4.665.234,589 \frac{1}{\text{hari}} \times 0,000269 \text{ eq/l}}{2 \text{ eq/l}}$$

$$= 628,4155 \text{ l/hari} = 0,6284 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Massa resin} = \frac{\text{Volume resin}}{\text{densitas resin}}$$

$$= \frac{0,6284 \text{ m}^3/\text{hari}}{1.250 \text{ kg/m}^3} = 0,000502 \text{ kg/hari}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : CE-01 dan AE-01

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air melalui pertukaran kation dan untuk mengurangi kesadahan air melalui pertukaran anion

Jenis : Silinder tegak dengan dasar datar dan atap  
: berbentuk torispherical roof.

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume tangki : 116,6308 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 3,6723 m

Tinggi tangki : 11,7385 m

Tebal shell : 0,3310 in

Jumlah : 2

**8) Cooling Tower (CT-01)**

Kode : CT-01

Fungsi : Untuk mendinginkan air sirkulasi agar dapat digunakan kembali

Jenis : Induced draft counter flow cooling tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

T masuk : 45°C = 113°F

T keluar : 30°C = 86°F

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 1,5 jam

Temperature, T : 30°C

Laju alir, F : 195.735,7672 kg/jam

**a) Menghitung volume cooling tower dan luas menara**

Volume cooling tower dengan faktor keamanan 20% dari volume air:

$$\begin{aligned} V_{ct} &= 120\% \times \frac{F}{\rho} \\ &= 120\% \times \frac{195.735,7672 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 235,9020 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1037,9688 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{ct} &= 235,9020 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,5 \text{ jam} \\ &= 353,8530 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan gambar 12-14 perry, 1997, dengan temperature hot water

113°F diperoleh :

Konsentrasi air per luas teoritis = 1,75 gpm/ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Luas Menara, } A &= \frac{\text{Laju volume air}}{\text{Konsentrasi air per luas teoritis}} \\ &= \frac{1037,9688 \text{ gpm}}{1,75 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 593,1250 \text{ ft}^2 \\ &= 55,1030 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### b) Menghitung tinggi cooling tower

Direncanakan menara dengan asumsi:

$$H \text{ silinder} = D$$

$$H \text{ konis} = 0,5 H \text{ silinder}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = V \text{ silinder} + V \text{ konis}$$

$$353,8530 \text{ m}^3 = \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H \right)$$

$$353,8530 \text{ m}^3 = \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times D \right) + \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} \times 0,5 D \right)$$

$$353,8530 \text{ m}^3 = 0,9158 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{353,8530}{0,9158}}$$

$$D = 7,2834 \text{ m}$$

$$H \text{ silinder} = 7,2834 \text{ m}$$

$$H \text{ konis} = 0,5 \times 7,2834 \text{ m}$$

$$= 3,6417 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } H \text{ clarifier} = H \text{ silinder} + H \text{ konis}$$

$$= 7,2834 \text{ m} + 3,6417 \text{ m}$$

$$= 10,9251 \text{ m}$$

**c) Menghitung daya fan**

Dari fig. 12-8d perry hal 12-19, untuk performa power standar 100% diperoleh nilai daya ( $\text{Hp}/\text{ft}^2$ ) = 0,041  $\text{Hp}/\text{ft}^2$

Sehingga,

Daya yang diperlukan = A x daya performa 100%

$$= 593,1250 \text{ ft}^2 \times 0,041 \text{ Hp}/\text{ft}^2$$

$$= 24,3181 \text{ Hp}$$

Digunakan daya standar = 25 Hp

Spesifikasi peralatan :

Kode : CT-01

Fungsi : Untuk mendinginkan air sirkulasi dari barik  
: agar dapat digunakan kembali

Jenis : Induced draft counter flow cooling tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume : 353.853026 m<sup>3</sup>

Tinggi : 10,9251 m

Luas Menara : 55,1030 m<sup>2</sup>

Daya : 25 Hp

#### 9) Pompa

Kode : P-01

Fungsi : Memompa air sungai ke bak pengendapan awal

Tipe : Centrifugal pump

Bahan konstruksi : Commercial steel

T masuk : 30°C = 303 K

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>  
: 62,1304 lb/ft<sup>2</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 1,5 jam

Temperature, T : 30°C

Laju alir, F : 387.090,0646 kg/jam  
: 853.533,5925 lb/jam  
: 237,0926 lb/s

Viskositas,  $\mu$  : 0.00047 lb/ft.s  
: 0.00007 kg/m.s

Laju alir volumetric,  $q_f = \frac{F}{\rho}$

$$= \frac{853.533,5925 \text{ lb/jam}}{62,1304 \text{ lb/ft}^2}$$

$$= 13.737,7701 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,8160 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 1.712,7600 \text{ gpm}$$

Laju air pipa diasumsi sebagai aliran turbulen, dari Peter, pers 14-15

hal. 496 ( $N_{re} \geq 2100$ ), maka diameter pipa optimum ( $D_i \text{ opt}$ ) :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (3,8160)^{0,45} \times (62,1304)^{0,13}$$

$$= 12,19 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar dari tabel 13 Hal.888 (Peter) dengan data sebagai berikut :

Nominal size pipe = 16 in

Schedule = 30

Inside diameter (ID) = 15,25 in = 1,2703 ft = 0,3874 m

Outside diameter (OD) = 16 in = 1,3328 ft = 0,4065 m



$$\text{Luas permukaan aliran (A)} = 4 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran dalam pipa (V)} = \frac{q_f}{A} = \frac{3,8160 \text{ ft}^3/\text{s}}{4 \text{ ft}^2} = 0,9540 \text{ ft/s}$$

$$= 0.2909 \text{ m/s}$$

Pemeriksaan bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,1304 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,9540 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 1,2703 \text{ ft}}{0.00047 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 160.068,42 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka asumsi benar

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus (L)} = 15 \text{ m} = 49,2162 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pemompa (H)} = 5 \text{ m} = 16,4042 \text{ ft}$$

3 elbow  $90^\circ$

$$Le/D = 32$$

(Peter tabel 1 Hal 484)

$$Le = 32 \times 3D$$

$$= 32 \times 3 (1,2703 \text{ ft})$$

$$= 121,9512 \text{ ft}$$

2 gate valve, open

$$Le/D = 7$$

(Peter tabel 1 Hal 484)

$$Le = 7 \times I \times D$$

$$= 7 \times 1 \times 1,2703 \text{ ft}$$

$$= 8,89225 \text{ ft}$$

Dipilih material pipa komersial steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/D = 0,00015/1,2703$$

$$= 0,0001181 \text{ ft}$$

$$f = 0,0032$$

(Peter fig. 14-1, Hal. 482)

Friksi yang terjadi (F)

Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa :

Dimana :

$$K = 0,5$$

$$V = 0,9540 \text{ ft/s}$$

$$C = 2$$

$$G_c = 32,174$$

$$F = \frac{K \times V^2}{g_c \times C}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,9540^2}{32,174 \times 2}$$

$$= 0,007072 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi sepanjang pipa lurus :

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L}{g_c \times ID} \quad (\text{Peter fig. 14-1, Hal. 482})$$

$$= \frac{2 \times 0,0032 \times 0,9540^2 \times 49,2126}{32,174 \times 1,2703}$$

$$= 0,007013 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena sambungan (elbow 90°) :

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times ID} \quad (\text{Peter fig. 14-1, Hal. 482})$$

$$= \frac{2 \times 0,0032 \times 0,9540^2 \times 121,9512}{32,174 \times 1,2703}$$

$$= 0,017380 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena adanya bukaan (gate valve) :

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times ID} \quad (\text{Peter fig. 14-1, Hal. 482})$$

$$= \frac{2 \times 0,0032 \times 0,9540^2 \times 8,8922}{32,174 \times 1,2703}$$

$$= 0,001267 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan kerja pompa (W)

Berdasarkan persamaan Bernoulli :

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H x \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 x a x g_c} + \Sigma F \quad (\text{Peter fig. 14-1, Hal. 482})$$

Dimana :

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 16,4042 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_2 - V_1$$

$$= 0,9540 \text{ ft/s}$$

$$\Sigma F = 0,0327$$

Untuk aliran turbulen  $\alpha = 1$

Jadi :

$$W = 17,3909 \text{ lb ft/lbm}$$

Penentuan daya pompa

$$P = \frac{\rho \times Q \times W}{550} = \frac{62,1304 \times 3,8160 \times 17,3909}{550} = 7,4968 \text{ Hp}$$

Untuk  $Q = 1712,7600 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peter fig. 14 – 37, hal 520, efisiensi pompa ( $h$ ) = 71 %, maka:

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta} = \frac{7,4968 \text{ Hp}}{71\%} = 10,5589 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Peter fig 14 – 38, hal 521 untuk BHP 10,5589 Hp maka diperoleh

Efisiensi motor = 86,5%

$N = 12,2068 \text{ Hp}$

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut.

No	Nama Pompa	Laju alir (ft <sup>3</sup> /jam)	Diameter pipa (in)	Daya (Hp)
1	P-01	13.737,7701	16	12,2068
2	P-02	13.737,7701	16	12,2068
3	P-03	13.737,7701	16	12,2068
4	P-04	6.946,6339	10	6,4811
5	P-05	3.390,0964	8	3,6293
6	P-06	57,0943	1	0,1843
7	P-07	2.682,7836	6	3,1342
8	P-08	6.946,6339	10	6,4811
9	P-09	6.946,6339	10	6,4811
10	P-10	57,0943	1	0,1843
11	P-11	32,6416	1	0,1050
<b>Total</b>				<b>63,3016</b>

## 2. Unit Penyediaan Steam (Uap)

### a) Perhitungan Kebutuhan Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan panas peralatan sebagai berikut.

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	<i>Heat Exchanger</i>	HE	1.101,581018
2	<i>Rotary Dryer</i>	RD	55.279,18132
<b>Total</b>			<b>56.380,76234</b>

Perencanaan yang dihasilkan pada unit pengolahan steam sebanyak 20% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya. Sehingga steam yang dihasilkan oleh boiler (Ws)

$$\begin{aligned} W_s &= 120\% \times \text{total kebutuhan steam} \\ &= 120\% \times 56.380,76234 \text{ kg/jam} \\ &= 70.475,95292 \text{ kg/jam} \quad = 155.372,88 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$\text{Temperatur (T)} = 153^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 5,1 \text{ bar}$$

$$\text{Hg} = 2749,5 \text{ kJ/kg} = 1182,0722 \text{ btu/lb}$$

$$H_f = 645,14 \text{ kJ/kg} = 277,3602 \text{ btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{ steam}} &= H_g - H_f \\ &= 2749,5 \text{ kJ/kg} - 645,14 \text{ kJ/kg} \\ &= 2104,36 \text{ kJ/kg} = 904,7119 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

Penentuan power boiler (BHP)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_s (H_g - H_f)}{33480 \text{ Btu} \cdot \frac{\text{HP}}{\text{jam}}} \\ \text{BHP} &= \frac{155372,88 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} (1182,0722 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 277,3602 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{33480 \text{ Btu} \cdot \frac{\text{HP}}{\text{jam}}} \\ &= 4198,5573 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Kebutuhan umpan boiler (Wb)

Air umpan boiler masuk pada suhu  $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Konstanta penyesuaian pada penguapan 1 lb air/jam dari  $86^\circ\text{F}$  memerlukan entalpi 970,4 btu/lb

$$W_b = \frac{W_s}{F}$$

$$\text{Dimana, } F = \frac{(H_g - H_f)}{970,4 \text{ btu/lb}} = \frac{904,7119 \text{ btu/lb}}{970,4 \text{ btu/lb}} = 0,9323$$

$$\text{Sehingga, } W_b = \frac{155.372,88 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,9323} = 166.653,9747 \text{ lb/jam}$$

$$= 75.592,97134 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air umpan boiler (Wb) = 75.592,97134 kg/jam

Kondensat steam disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat steam

$$\begin{aligned}\text{Kondensat yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\ &= 80\% \times 75.592,97134 \text{ kg/jam} \\ &= 60.474,3770 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan make up water boiler} &= W_b - \text{Kondensat yang disirkulasi} \\ &= (75.592,97134 - 60.474,3770) \text{ kg/jam} \\ &= 15.118,5942 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

**c) Perhitungan Peralatan Pengolahan Steam**

**1) Boiler (BL-01)**

Kode	:	BL-01
Fungsi	:	Menyediakan steam untuk keperluan alat proses yang memerlukan steam
Bentuk	:	Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Densitas, $\rho$	:	995,68 kg/m <sup>3</sup>
Waktu operasi, $\theta$	:	1 jam
Laju alir, F	:	75.592,97134 kg/jam

**a) Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{75.592,97134 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam}\end{aligned}$$



$$= 75,9209 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 91,1051 \text{ m}^3$$

### b) Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan dasar datar (flat bottom) dengan rasio tinggi dan diameter = 2:1

$$\begin{aligned} \text{Volume shell tangki, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D \\ &= \frac{\pi}{4} \times 2D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_s$$

$$91,1051 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$91,1051 \text{ m}^3 = 1,57 D^3$$

$$D^3 = \frac{91,1051}{1,57}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{91,1051}{1,57}}$$

$$D = 3,8715 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell, } H_s = 2D$$

$$= 2 \times 3,8715 \text{ m}$$

$$= 7,7430 \text{ m}$$

### c) Menghitung tekanan design

Tekanan hidrostatik,  $P_h = \rho g h$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7,7430 \text{ m}$$

$$= 75.553,9075 \text{ pa}$$

$$= 10,9583 \text{ psi}$$

Tekanan awal,  $P_o = 1 \text{ atm}$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan design,  $P = (P_h + P_o) \times F.\text{safety}$

$$= (10,9583 + 14,6959) \text{ psi} \times 1,1$$

$$= 28,2197 \text{ psi}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

Allowable stress,  $F : 13750 \text{ psi}$

Joint efficiency,  $E : 0,85$

Corrosion allowance,  $C : 0,125 \text{ in}$

Diameter tangki,  $D : 3,8715 \text{ m} = 152,4218 \text{ in}$

Tebal shell,  $T_s = \frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C$

(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{28,2197 \text{ psi} \times 152,4218 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,3090 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 0,31 in atau 5/16 in.

Untuk tebal head (th) yang digunakan sama dengan tebal shell yakni

0,31 in atau 5/16 in.

**e) Menghitung design atap**

Untuk torispherical flanged and dished head. Untuk rentang allowable pressure = 15-200 psig (Brownell and Young , 1959).

Tebal dinding head

$$OD = D + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= 152,4218 \text{ in} + (2 \times 0,3090 \text{ in})$$

$$= 153,0399 \text{ in}$$

Diambil nilai OD standar = 156 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

Sehingga dari nilai OD tersebut, diperoleh :

$$r = 144 \text{ in}$$

$$lcr = 9 \frac{3}{8} \text{ in} = 9,375 \text{ in}$$

Tebal head yang digunakan yaitu  $\frac{5}{16}$  in, sehingga dari table 5.4

Brownell and Young untuk  $th = \frac{5}{16}$  in, diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3$$

Dipilih = 3 in, maka :

$$a = \frac{D}{2} = \frac{152,4218 \text{ in}}{2} = 76,2109 \text{ in}$$

$$AB = a - lcr$$

$$= 76,2109 \text{ in} - 9,375 \text{ in} = 66,8359 \text{ in}$$

$$BC = r - lcr$$

$$= 144 \text{ in} - 9,375 \text{ in}$$

$$= 134,625 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{134,625^2 - 66,8359^2}$$

$$= 116,8625$$

$$b = r - AC$$

$$= 144 \text{ in} - 166,8625 \text{ in}$$

$$= 27,1374 \text{ in}$$

$$H \text{ head, } O_a = th + b + sf$$

$$= 0,31 \text{ in} + 27,1374 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$= 30,9374 \text{ in} = 0,7858 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 7,7430 \text{ m} + 0,7858 \text{ m}$$

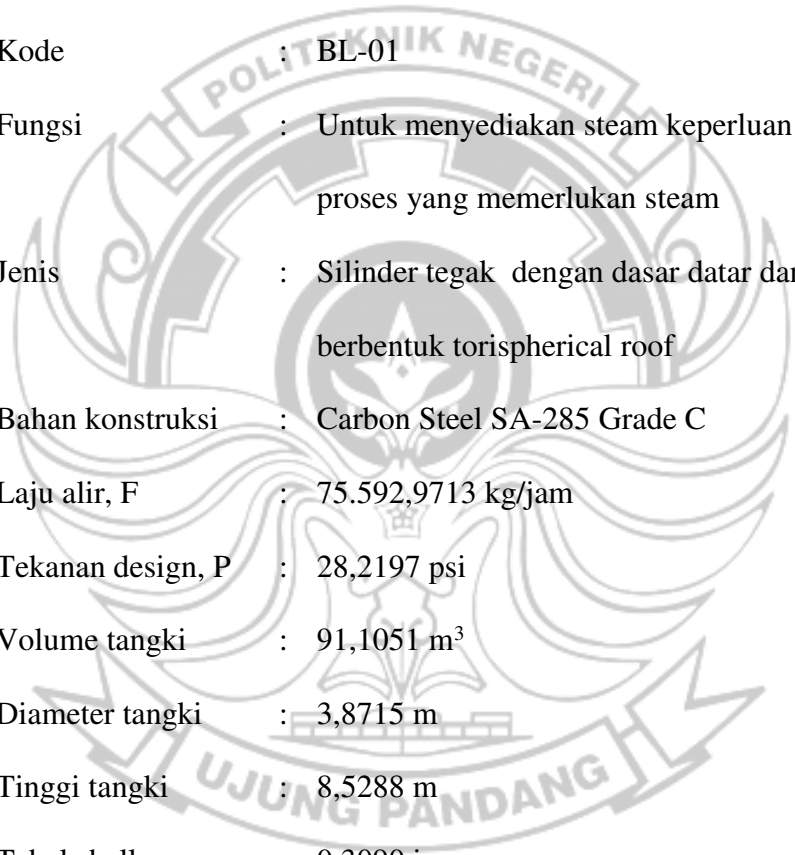
$$= 8,5288 \text{ m}$$

**f) Menentukan spesifikasi tube boiler**

Kebutuhan daya boiler (BHP) dari perhitungan sebelumnya yaitu 4198,5573 Hp. Luas bidang pemanasan adalah 10 ft<sup>2</sup>/Hp, sehingga total heating surface:

$$\begin{aligned} A &= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 4198,5573 \text{ Hp} \\ &= 41.985,5739 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :



Kode	: BL-01
Fungsi	: Untuk menyediakan steam keperluan alat proses yang memerlukan steam
Jenis	: Silinder tegak dengan dasar datar dan atap berbentuk torispherical roof
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Laju alir, F	: 75.592,9713 kg/jam
Tekanan design, P	: 28,2197 psi
Volume tangki	: 91,1051 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 3,8715 m
Tinggi tangki	: 8,5288 m
Tebal shell	: 0,3090 in
Jumlah	: 1
Daya	: 4198,5573 Hp

## 2) Tangki Air Demin (T-AD)

Kode	: T-AD
Fungsi	: Untuk tempat penampungan air demin sebelum didistribusikan ke boiler
Bentuk	: Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Densitas, $\rho$	: 995,68 kg/m <sup>3</sup>
Waktu tinggal, $\theta$	: 1 jam
Laju alir, F	: 75.592,97134 kg/jam

**a) Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\
 &= \frac{75.592,97134 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 75,9209 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 91,1051 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung diameter dan tinggi tangki**

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan dasar datar (flat bottom) dengan rasio tinggi dan diameter = 2:1

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell tangki, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \\
 &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 2D^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_s$$

$$91,1051 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$91,1051 \text{ m}^3 = 1,57 D^3$$

$$D^3 = \frac{91,1051}{1,57}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{91,1051}{1,57}}$$

$$D = 3,8715 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell, } H_s = 2D$$

$$= 2 \times 3,8715 \text{ m}$$

$$= 7,7430 \text{ m}$$

**c) Menghitung tekanan design**

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho g h$$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7,7430 \text{ m}$$

$$= 75.553,9075 \text{ pa}$$

$$= 10,9583 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan awal, } P_o = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan design, } P = (P_h + P_o) \times F.\text{safety}$$

$$= (10,9583 + 14,6959) \text{ psi} \times 1,1$$

$$= 28,2197 \text{ psi}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

$$\text{Allowable stress, } F : 13750 \text{ psi}$$

Joint efficiency, E : 0,85

Corrosion allowance, C : 0,125 in

Diameter tangki, D : 3,8715 m = 152,4218 in

$$\text{Tebal shell, } T_s = \frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C$$

(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} &= \frac{28,2197 \text{ psi} \times 152,4218 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\ &= 0,3090 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 0,31 in atau 5/16 in.

Untuk tebal head (th) yang digunakan sama dengan tebal shell yakni 0,31 in atau 5/16 in.

**e) Menghitung design atap**

Untuk torispherical flanged and dished head. Untuk rentang allowable pressure = 15-200 psig (Brownell and Young, 1959).

Tebal dinding head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 152,4218 \text{ in} + (2 \times 0,3090 \text{ in}) \\ &= 153,0399 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil nilai OD standar = 156 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

Sehingga dari nilai OD tersebut, diperoleh :

$$r = 144 \text{ in}$$



$$lcr = 9 \frac{3}{8} \text{ in} = 9,375 \text{ in}$$

Tebal head yang digunakan yaitu  $\frac{5}{16}$  in, sehingga dari table 5.4

Brownell and Young untuk  $th = \frac{5}{16}$  in, diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3$$

Dipilih = 3 in, maka :

$$a = \frac{D}{2} = \frac{152,4218 \text{ in}}{2} = 76,2109 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - lcr \\ &= 76,2109 \text{ in} - 9,375 \text{ in} = 66,8359 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - lcr \\ &= 144 \text{ in} - 9,375 \text{ in} \\ &= 134,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{134,625^2 - 66,8359^2} \\ &= 116,8625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 144 \text{ in} - 116,8625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 27,1374 \text{ in}$$

$$H \text{ head, } O_a = t_h + b + s_f$$

$$= 0,31 \text{ in} + 27,1374 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$= 30,9374 \text{ in} = 0,7858 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 7,7430 \text{ m} + 0,7858 \text{ m}$$

$$= 8,5288 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : T-AD

Fungsi : Untuk tempat penampungan air demin  
sebelum didistribusikan ke boiler

Jenis : Silinder tegak dengan dasar dan atap datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Laju alir, F : 75.592,97134 kg/jam

Tekanan design, P : 28,2197 psi

Volume tangki : 91,1051 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 3,8715 m

Tinggi tangki : 8,5288 m

Tebal shell : 0,3090 in

Jumlah : 1

### 3. Unit Penyediaan Kebutuhan Listrik

#### a. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses

No	Nama Alat	Daya (HP)
1	Crusher 1	47,66
2	Crusher 2	73,99
3	Belt Conveyor 1	2,64
4	Belt Conveyor 2	5,12
5	Belt Conveyor 3	5,12
6	Hammer Mill 1	1853,04
7	Hammer Mill 2	2876,90
8	Pompa	5,52
9	Reaktor	4
10	Cooling Conveyor	0,00275
11	Rotary Drum Vacuum Filter	4
12	Rotary Dryer	940
13	Bucket Elevator 1	3
14	Bucket Elevator 2	2
15	Bucket Elevator 3	16
16	Bucket Elevator 4	16
<b>Total</b>		<b>5854,98</b>

**b. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Utilitas dan pengolahan limbah**

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)
1	Cooling Tower	CT	25
2	Clarifier	CL-01	127,0387
3	Clarifier II	CL-02	2,6260
4	Pompa-01	P-01	12,2068
5	Pompa-02	P-02	12,2068
6	Pompa-03	P-03	12,2068
7	Pompa-04	P-04	6,4811
8	Pompa-05	P-05	3,6293
9	Pompa-06	P-06	0,1843
10	Pompa-07	P-07	3,1342
11	Pompa-08	P-08	6,4811
12	Pompa-09	P-09	6,4811
13	Pompa-10	P-10	0,1843
14	Pompa-11	P-11	0,1050
15	Pompa-12	P-12	17,2775
16	Pompa-13	P-13	17,2775
17	Pompa-14	P-14	17,2775
18	Pompa-15	P-15	17,2775
<b>Total</b>			<b>287,0766</b>

Sehingga :

Total kebutuhan untuk pabrikasi,

$P_{\text{pabrikasi}} = P_{\text{alat proses}} + P_{\text{alat utilitas dan pengolahan limbah}}$

$$= (5854,98 + 287,0766) \text{ Hp}$$

$$= 6.142,0614 \text{ Hp} \times 1,15$$

$$= 7.063,3705 \text{ Hp}$$

**c. Kebutuhan Listrik Lainnya**

No	Jenis Kebutuhan	Daya (HP)
1	Ruang Kontrol dan Laboratorium	1.412,6741
2	Penerangan dan Perkantoran	1.412,6741
<b>Total</b>		<b>2.825,3482</b>

Sehingga :

Total kebutuhan listrik total =  $P_{\text{pabrikasi}} + P_{\text{penerangan}} + P_{\text{control}}$

$$= (7.063,3705 + 1.412,6741 + 1.412,6741) \text{ Hp}$$

$$= 9.888,7187 \text{ Hp}$$

$$= 7.371,0509 \text{ kW}$$

**4. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan pembangkit listrik (generator) adalah minyak solar karena minyak solar efisien dan mempunyai nilai bahan bakar tinggi.

Nilai bahan bakar solar,  $H_v = 19.860 \text{ Btu/lb}$  (Perry,1999)

$$= 43.783,8128 \text{ Btu/kg}$$

Densitas bahan bakar solar,  $\rho = 0,89 \text{ kg/liter}$  (Perry,1999)

$$= 890 \text{ kg/m}^3$$

**a. Perhitungan kebutuhan bahan bakar boiler**

Laju alir umpan boiler,  $F = 75.592,9713 \text{ kg/jam}$

$$= 166.653,9745 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

Temperatur (T) =  $153^{\circ}\text{C}$

Tekanan (P) =  $5,1 \text{ bar}$

$H_g = 2749,5 \text{ kJ/kg} = 1182,0722 \text{ btu/lb}$

$H_f = 645,14 \text{ kJ/kg} = 277,3602 \text{ btu/lb}$

$\lambda_{\text{ steam}} = H_g - H_f$   
 $= 2749,5 \text{ kJ/kg} - 645,14 \text{ kJ/kg}$   
 $= 2104,36 \text{ kJ/kg} = 904,7119 \text{ btu/lb}$

Efisiensi boiler 80%, maka :

jumlah solar untuk bahan bakar =  $\frac{F (H_g - H_f)}{n \times H_v}$   
 $= \frac{166.653,9745 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times 904,7119 \text{ btu/lb}}{0,8 \times 43783,8128 \frac{\text{Btu}}{\text{kg}}}$   
 $= 4.304,4972 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan solar =  $\frac{4.304,4972 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{890 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$

$$= 4,8365 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**b. Perhitungan kebutuhan bahan bakar generator**

Laju alir kebutuhan bahan bakar generator,  $F = 7.371,0509 \text{ kW}$

$$= 25.151.072,36 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah solar untuk bahan bakar} &= \frac{F}{H_v} \\
 &= \frac{25.151.072,36 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lb}} \\
 &= 1.266,4185 \text{ lb/jam} \\
 &= 574,4373 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan solar} &= \frac{574,4373 \text{ kg/jam}}{890 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,6454 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan solar total} &= \text{solar boiler} + \text{solar generator} \\
 &= (4,8365 + 0,6454) \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 5,4819 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 5.481,9490 \text{ l/jam}
 \end{aligned}$$

### c. Perhitungan peralatan penyimpanan bahan bakar

#### 1) Tangki Bahan Bakar (T-BB)

Kode	: T-BB
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar sebelum : didistribusikan ke boiler dan generator
Bentuk	: Silinder tegak dengan dasar datar dan atap : berbentuk torispherical roof
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Densitas, $\rho$	: 890 kg/m <sup>3</sup>

**a) Menghitung volume tangki**

Direncanakan 4 tangki dengan persediaan 24 jam

Kebutuhan solar = 5,4819 m<sup>3</sup>/jam

$$= 5,4771 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 131,5667 \text{ m}^3$$

$$\text{Kebutuhan solar tiap tangki} = \frac{131,5667 \text{ m}^3}{4}$$

$$= 32,8916 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari kebutuhan solar,

$$\text{Volume tangki, } V_t = 20\% \times 32,8916 \text{ m}^3$$

$$= 39,4700 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung diameter dan tinggi tangki**

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan

dasar datar dengan rasio panjang dan diameter = 2:1

Volume shell tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \quad (\text{Pers 3.1 Brownell dan Young, 1959})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$39,4700 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$



$$D^3 = \frac{39,4700}{1,57}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{39,4700}{1,57}}$$

$$D = 2,9294 \text{ m}$$

Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 2D$$

$$= 2 \times 2,9294 \text{ m}$$

$$= 5,8589 \text{ m}$$

**c) Menghitung tekanan design**

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 890 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,8589 \text{ m}$$

$$= 51.101,7009 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 7,4117 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan awal, } P_o = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan design, } P = (P_h + P_o) \times f.\text{safety}$$

$$= (7,4117 + 14,6959) \text{ psi} \times 1,1$$

$$= 24,3185 \text{ psi}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285

Grade C, diperoleh data: (Brownell dan Young, 1959)

$$\text{Allowable stress, } F = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,85$$

$$\text{Corrosion allowance, } C = 0,125$$

$$\text{Diameter tangki} = 2,9294 \text{ m} = 115,3335 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell, } T_s &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \\ &= \frac{224,3185 \text{ psi} \times 115,3335 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\ &= 0,2449 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 0,25 in atau ¼ in. Untuk tebal head (th) yang digunakan sama dengan tebal shell yakni 0,25 in atau ¼ in

#### e) Menghitung desain atap

Tebal dinding head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 115,3335 \text{ in} + (2 \times 0,2449 \text{ in}) \\ &= 115,8253 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil nilai OD standar 120 in (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$r = 114 \text{ in}$$

$$\text{lcr} = 7 \frac{1}{4} \text{ in} = 7,25 \text{ in}$$

$$\text{sf} = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Dipilih nilai sf = 2 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= \frac{115,8253 \text{ in}}{2} \\ &= 57,6667 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{AB} = a - \text{lcr}$$

$$= (57,6667 - 7,25) \text{ in}$$

$$= 50,4168 \text{ in}$$

$$BC = r - lcr$$

$$= (114 - 7,25) \text{ in}$$

$$= 106,75 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{106,75^2 - 50,4168^2}$$

$$= 94,0941 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= (114 - 94,0941) \text{ in}$$

$$= 19,9058 \text{ in}$$

Tinggi tutup

$$\text{Tinggi head, } Oa = th + b + sf$$

$$= (0,25 + 19,9058 + 2) \text{ in}$$

$$= 22,5058 \text{ in}$$

$$= 0,5716 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= (5,8572 + 0,5716) \text{ m}$$

$$= 6,4305 \text{ m}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : TBB-01

Fungsi	: Menyimpan bahan bakar sebelum didistribusikan ke boiler dan generator
Bentuk	: Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Tipe	: Water tube boiler
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 39,4357 m <sup>3</sup>
Dimensi	
Diameter tangki, D	: 2,9294 m
Tinggi total, H	: 6,4305 m
Tinggi shell, Hs	: 5,8589 m
Tebal shell, Ts	: 0,2449 in
Tinggi head, Oa	: 0,5716 m
Tebal head, Th	: 0,25 in
Tekanan design, P	: 24,3185 psi
Jumlah	: 4

## 5. Unit Pengolahan Limbah

### a. Air limbah

Limbah dari suatu pabrik mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia, untuk itu limbah ditampung

dan diolah sebelum dibuang ke badan air. Sumber limbah dari pabrik gipsum ini berupa limbah cair yang meliputi:

- 1) Limbah proses
- 2) Limbah domestik

### 1) Perhitungan bak penampungan limbah

Kode : BPL-01

Fungsi : untuk menampung limbah dari proses industri, domestik seperti kantor, lab, dll.

Jenis : Persegi panjang

Densitas air limbah :  $995,68 \text{ kg/m}^3$   
dianggap,  $\rho$

Waktu tinggal,  $\theta$  : 4 jam

Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14

Asumsi 80% dari konsumsi dan sanitasi akan menjadi air limbah domestik, maka :

$$\text{Limbah domestik} = 80\% \times 1608,75 \text{ kg/jam} = 1287 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Limbah proses} = 149.760,6256 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir, } F &= \text{limbah domestik} + \text{limbah proses} \\ &= 1.287 \text{ kg/jam} + 149.760,6256 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 151.047,6256$$

**a) Menghitung volume bak**

$$\text{Volume air dalam bak} = \frac{F}{\rho} \times \theta$$

$$= \frac{151.047,6256 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam}$$

$$= 606,8119 \text{ m}^3$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 728,1743 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : tinggi = 2: 1:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$728,1743 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$728,1743 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{728,1743 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 7,1406 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 14,2812 \text{ m}$$

L = H

L = 7,1406 m

Spesifikasi peralatan :

Kode : BPL-01

Fungsi Untuk menampung limbah dari proses industri, domestik seperti kantor, lab dan

: lain-lain

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 728,1743 m<sup>3</sup>

Panjang : 14,2812 m

Lebar : 7,1406 m

Tinggi : 7,1406 m

## 2) Clarifier II (C-02)

Kode : C-02

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu.

Jenis : Silinder tegak dengan dasar konis

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 1 jam

Temperature, T : 30°C

Laju alir, F : 151.047,6256 kg/jam

**a) Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{151.047,6256 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 151,7029 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 20\% \times 151,7029 \text{ m}^3 = 182,0435 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung tinggi tangki**

$$H \text{ silinder} = 0,5 D$$

$$H \text{ konis} = 0,5 H \text{ silinder}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = V \text{ silinder} + V \text{ konis}$$

$$182,0435 \text{ m}^3 = \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H \right)$$

$$182,0435 \text{ m}^3 = \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 0,5D \right) + \left( \frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} \times 0,5 D \right)$$

$$182,0435 \text{ m}^3 = 0,5233 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{182,0435}{0,5233}}$$



$$\begin{aligned}
 D &= 7,0328 \text{ m} \\
 H \text{ silinder} &= 3,5164 \text{ m} \\
 H \text{ konis} &= 0,5 \times 3,5164 \text{ m} \\
 &= 1,7582 \text{ m} \\
 \text{Maka, } H \text{ clarifier} &= H \text{ silinder} + H \text{ konis} \\
 &= 3,5164 \text{ m} + 1,7582 \text{ m} \\
 &= 5,2746 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**c) Mengitung tekanan desain**

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatis, } P_h &= \rho \times g \times h \\
 &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,2746 \text{ m} \\
 &= 51.468,2551 \text{ pa} \\
 &= 7,4649 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan awal, } P_o &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,6959 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times f.\text{safety} \\
 &= (7,4649 \text{ psi} + 14,6959 \text{ psi}) \times 1,1 \\
 &= 24,376 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285

Grade C

Allowable stress, F : 13750 psi  
 Joint efficiency, E : 0,85  
 Corrosion alliance, C : 0,125 in  
 Diameter tangki, D : 7,0328 m = 276,8854 in  
 Sudut tangki,  $\alpha$  : 60°  
 Tebal shell, Ts =  $\frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C$

(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{24,376 \text{ psi} \times 276,8854 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\
 &= 0,4137 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 7/16 in. Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell yaitu 7/16 in. (Brownell and Young, 1959)

Tebal konis dihitung dengan persamaan dari 6.154 Brownell and Young :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal konis, Tk} &= \frac{p \times r}{\cos \alpha \times (fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{24,376 \text{ psi} \times \frac{276,8854 \text{ in}}{2}}{0,5 \times ((13750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 24,376 \text{ psi}))} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,7032 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**e) Menghitung pengaduk tangki**

Jenis pengaduk : Propeller

Jumlah baffle : 4 buah

Perbandingan ukuran pengaduk dan tangki, berdasarkan Tabel 3.4-1

Geankoplis, 2003 hal. 158 yaitu:

Diameter impeller ( $D_a$ )

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= \frac{1}{3} \times 7,0328 \text{ m} \\ &= 2,3442 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang impeller ( $L$ )

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= \frac{1}{4} \times 2,3442 \text{ m} \\ &= 0,5860 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar impeller ( $W$ )

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= \frac{1}{5} \times 2,3442 \text{ m} \\ &= 0,4688 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi baffle ( $H$ )

$$\begin{aligned} H &= D_t \\ &= 7,0328 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar baffle ( $J$ )

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= \frac{1}{12} \times 7,0328 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 0,5860 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times Dt \\ &= \frac{1}{3} \times 7,0328 \text{ m} \\ &= 2,3442 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengaduk beroperasi pada, n

$$N = \frac{10 \text{ putaran}}{60 \text{ detik}} = 0,1667 \text{ rps}$$

Viskositas larutan ( $\mu$ ) pada 30°C = 0,035 kg/m.s

Maka,

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{Da^2 \times n \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(2,3442^2) \text{ m} \times 0,1667 \text{ rps} \times 995,68 \text{ kg/m}^3}{0,035 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\ &= 26.056,8926 \end{aligned}$$

Dari gambar 3.4-4 Geankoplis, 2003, jika  $N_{Re} = 26.056,8926$  maka diperoleh bilangan power (NPO) yaitu 6.

$$\begin{aligned} P &= N_{po} \times \rho \times n^3 \times Da^5 \\ &= 6 \times 995,68 \times 0,1667^3 \times 2,3442^5 \\ &= 1.958,2702 \text{ W} \\ &= 2,6260 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Laju air limbah} = 151.047,6256 \text{ kg/jam} = 151,7029 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Dosis Optimal alum} = 5,15 \text{ g/m}^3 \quad (\text{Tjokrokusumo, 1995})$$

$$\text{Kebutuhan alum} = 151,7029 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5,15 \text{ g/m}^3$$

$$= 781,2703 \text{ g/jam} = 0,7812 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan pemakaian alum dan abu soda = 1 : 0,54 (Crities,2004)

$$\text{Kebutuhan soda abu} = 0,7812 \text{ kg/jam} \times 0,54$$

$$= 0,4218 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : C-02

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu.

Jenis : Silinder tegak dengan dasar konis

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume tangka : 182,0435 m<sup>3</sup>

Diameter tangka : 7,0328 m

Tinggi tangka : 5,2746 m

Tebal shell : 0,4137 in

Daya pengaduk : 2,6260 Hp

### 3) Tangki Sand Filter

Kode : TF-01

Fungsi : Untuk menyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki clarifier.

Jenis : Silinder tegak dengan tutup torispherical

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 0,5 jam

Laju alir, F : 151.047,6256 kg/jam

: 906,2857 gpm

**a) Menghitung volume tangki**

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam tangki} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{151.047,6256 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 75,8514 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 20\% \times 75,8514 \text{ m}^3 = 91,0217 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung diameter dan tinggi tangki**

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter = 3:1

$$\begin{aligned}\text{Volume shell tangki, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 3D \\ &= \frac{\pi}{4} \times 3D^3\end{aligned}$$

Volume tangki =  $V_s$

$$91,0217 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$91,0217 \text{ m}^3 = 2,355 D^3$$

$$D^3 = \frac{91,0217}{2,355}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{91,0217}{2,355}}$$

$$D = 3,3810 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell, Hs} &= 3D \\ &= 3 \times 3,3810 \text{ m} \\ &= 10,1431 \text{ m} \end{aligned}$$

**c) Menghitung tekanan design**

Tekanan hidrostatis,  $Ph = \rho g h$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 10,1431 \text{ m}$$

$$= 49,7014 \text{ pa}$$

$$= 0,0072 \text{ psi}$$

Tekanan awal,  $Po = 1 \text{ atm}$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan design,  $P = (Ph + Po) \times F.\text{safety}$

$$= (0,0072 + 14,6959) \text{ psi} \times 1,1$$

$$= 16,1734 \text{ psi}$$

**d) Menghitung tebal dinding tangki**

Allowable stress,  $F : 13750 \text{ psi}$

Joint efficiency,  $E : 0,85$

Corrosion allowance, C : 0,125 in

Diameter tangki, D : 3,3810 m = 133,1121 in

$$\text{Tebal shell, } T_s = \frac{p \times D}{2 \times f \times E} + C$$

(pers 3.16 Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{16,1734 \text{ psi} \times 133,1121 \text{ in}}{2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,2171 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 0,25 in atau 1/4 in.

Untuk tebal head (th) yang digunakan sama dengan tebal shell yakni 0,25 in atau 1/4 in.

**e) Menghitung design atap**

Untuk torispherical flanged and dished head. Untuk rentang allowable pressure = 15-200 psig (Brownell and Young, 1959).

Tebal dinding head

$$\text{OD} = D + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= 133,1121 \text{ in} + (2 \times 0,2171 \text{ in})$$

$$= 133,5463 \text{ in}$$

Diambil nilai OD standar = 180 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

Sehingga dari nilai OD tersebut, diperoleh :

$$r = 170 \text{ in}$$

$$lcr = 11 \text{ in}$$



Tebal head yang digunakan yaitu  $\frac{1}{4}$  in, sehingga dari table 5.4

Brownell and Young untuk  $t_h = \frac{1}{4}$  in, diperoleh :

$$S_f = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Dipilih = 2 in, maka :

$$a = \frac{D}{2} = \frac{133,1121 \text{ in}}{2} = 66,5560 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - lcr \\ &= 66,5560 \text{ in} - 11 \text{ in} = 55,5561 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - lcr \\ &= 170 \text{ in} - 11 \text{ in} \\ &= 159 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{159,0000^2 - 55,5561^2} \\ &= 148,9782 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 170 \text{ in} - 148,9782 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 21,0217 \text{ in}$$

$$H \text{ head, } O_a = t_h + b + s_f$$

$$= 0,25 \text{ in} + 21,0217 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 23,2717 \text{ in} = 0,5911 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 10,1431 \text{ m} + 0,5911 \text{ m}$$

$$= 10,7342 \text{ m}$$

**b) Menghitung filtrasi yang direncanakan**

Berdasarkan Powell ST, hal.77 kecepatan uf maks  $3 \frac{gpm}{ft^2}$ , sehingga

$$\text{dipilih} = 3 \frac{gal}{menit \times ft^2},$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan penyaringan, } A &= \frac{906,2857 \text{ gpm}}{3 \frac{gpm}{ft^2}} \\ &= 302,0952 \text{ ft}^2 \\ &= 28,0655 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pasir} &= \frac{\text{Volume tangki}}{A} \\ &= \frac{91,0217 \text{ m}^3}{28,0655 \text{ m}^2} \\ &= 3,2431 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : TF-01

Fungsi : Untuk meyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki clarifier

Jenis : Silinder tegak dengan atap berbentuk torispherical roof.

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume tangki : 91,0217 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 3,3814 m

Tinggi tangki : 10,7342 m

Tebal shell : 0,2171 in

#### 4) Bak Netralisasi

Kode : B-06

Fungsi : Menetralisir air limbah sebelum dibuang ke lingkungan.

Jenis : Persegi panjang

Densitas,  $\rho$  : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal,  $\theta$  : 12 jam

Laju alir, F : 151.047,6256 kg/jam

##### a) Menghitung volume bak

$$\text{Volume air dalam bak} = \frac{F}{\rho} \times \theta$$

$$= \frac{151.047,6256 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 12 \text{ jam}$$

$$= 1.820,4358 \text{ m}^3$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 20\% \times 1.820,4358 \text{ m}^3 = 2.184,5229 \text{ m}^3$$

**b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak**

Rasio bak yang direncanakan panjang : lebar : tinggi = 2: 1:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$2.184,5229 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$2.184,5229 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{2.184,5229 \text{ m}^3}{2}}$$

$$H = 10,2985 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 20,5970 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 10,2985 \text{ m}$$

Menurut *U.S Geolical Survey TWRI Book* setiap 1 m<sup>3</sup> air membutuhkan soda abu sebanyak 84,4 gram.

$$\begin{aligned} \text{Laju volume air} &= \frac{F}{\rho} = \frac{151.047,6256 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 151,7030 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan untuk bak netralisasi = laju volume air x kebutuhan soda abu/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} &= 151,7030 \text{ m}^3/\text{jam} \times 84,4 \text{ gr/m}^3 \\ &= 12.803,7317 \text{ gr/jam} \\ &= 12,8037 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Kode : B-07

Fungsi : Menetralsir air limbah sebelum dibuang  
: ke lingkungan.

Jenis : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 2.184,5229 m<sup>3</sup>

Panjang : 20,5970 m

Lebar : 10,2985 m

Tinggi : 10,2985 m

### 5) Pompa

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, diperoleh spesifikasi tiap pompa dengan tipe centrifugal pump sebagai berikut :

No	Nama Pompa	Fungsi	Laju alir (ft <sup>3</sup> /jam)	Daya (Hp)
1	P-12	Memompa air dari bak penampungan limbah ke clarifier	5360.6583	17,2775
2	P-13	Memompa air dari clarifier ke sand filter	5360.6583	17,2775
3	P-14	Memompa air dari sand filter ke bak netralisasi	5360.6583	17,2775
4	P-15	Memompa air dari	5360.6583	17,2775

---

bak netralisasi  
menuju ke  
pembuangan

---



**LAMPIRAN E**  
**ANALISA EKONOMI**

Kapasitas produk : 800.000 ton/tahun = 2.424.242,424 kg/hari

Lama operasi : 330 hari

Basis : 100 kg/jam

Nilai tukar rupiah : Rp 15.411

Pengadaan alat : 2026

Tahun konstruksi : 2027

Lama konstruksi : 2 tahun

Tahun beroperasi : 2029

**E.1 Harga Tanah**

Luas tanah dan bangunan = 122.628

Harga tanah per m<sup>2</sup> = Rp 3.400.000

Harga tanah total = Rp 416.935.200.000

**E.2 Harga Peralatan**

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).



Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \cdot \text{Harga tahun x}$$

(Peter 4thed hal 236 pdf 257)

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan:

- a. Tahun pengadaan alat : 2026
- b. Tahun pabrik selesai didirikan : 2029

Daftar indeks harga pada tahun 1992-2002

No	Tahun	Index
1	1992	943,10
2	1993	964,20
3	1994	993,40
4	1995	1.027,50
5	1996	1.039,10
6	1997	1.056,80
7	1998	1.061,90
8	1999	1.068,30
9	2000	1.089,00
10	2001	1.093,90
11	2002	1.102,50

Tabel 6-2 Cost indexes as annual averages Petter hal 238 pdf 259

Untuk memperoleh indeks harga pada tahun 2026 dilakukan dengan metode regresi linear :

$$y = a + b ( x - x )$$

(Pers. 19 Peters M.S 4thed hal 774 )

Keterangan :

a  $= \bar{y}$  (nilai rata-rata y)

b  $= \frac{\sum(x-x)(y-y)}{\sum(x-x)^2}$  , slope garis least square

Tabel 2. Penaksiran indeks harga dengan Least Square

Data	x	y	x <sup>2</sup>	y <sup>2</sup>	xy
1	1992	943	3.968.064	889.438	1.878.655
2	1993	964	3.972.049	929.682	1.921.651
3	1994	993	3.976.036	986.844	1.980.840
4	1995	1.028	3.980.025	1.055.756	2.049.863
5	1996	1.039	3.984.016	1.079.729	2.074.044
6	1997	1.057	3.988.009	1.116.826	2.110.430
7	1998	1.062	3.992.004	1.127.632	2.121.676
8	1999	1.068	3.996.001	1.141.265	2.135.532
9	2000	1.089	4.000.000	1.185.921	2.178.000
10	2001	1.094	4.004.001	1.196.617	2.188.894
11	2002	1.103	4.008.004	1.215.506	2.207.205
Total	21967	11.440	43.868.209	11.925.215	22.846.788

Sehingga diperoleh :

$$\sum x = 2.197$$

$$n = 11$$

$$\bar{x} = \frac{\sum x}{n}$$

$$= \frac{2.197}{11} = 1997$$

Persamaan 21 Timmerhaus 4th ed hal 760 :

$$\sum x^2 = 43.868.209$$

$$\begin{aligned}\sum (x-\bar{x})^2 &= \sum x^2 - \frac{\sum x^2}{n} \\ &= 43.868.209 - \frac{2.197}{11} \\ &= 110\end{aligned}$$

$$\sum y = 11.440$$

$$\begin{aligned}\bar{y} &= \frac{\sum y}{n} \\ &= \frac{11.440}{11} = 1.040\end{aligned}$$

$$\sum y^2 = 11.925.215$$

$$\begin{aligned}\sum (y-\bar{y})^2 &= 11.925.215 - \left(\frac{11.440}{11}\right) \\ &= 28.239\end{aligned}$$

Persamaan 20 Timmerhaus 4th ed hal 760 :

$$\sum xy = 22.846.788$$

$$\begin{aligned}\sum (x-\bar{x})(y-\bar{y}) &= \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} \\ &= 22.846.788 - \frac{2.197 \times 11.440}{11} \\ &= 1.707\end{aligned}$$

$$\text{Nilai } a = \bar{y} = 1.040$$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{\sum(x-\bar{x})(y-\bar{y})}{\sum(x-\bar{x})^2} \\
 &= \frac{1.707}{110} \\
 &= 15,5182
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai a dan b tersebut, diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned}
 y &= a + b (x - \bar{x}) \\
 y &= 1.040 + 15,5182 (x - 1997)
 \end{aligned}$$

untuk  $x = 2026$ , maka:

$$\begin{aligned}
 y &= 1.040 + 15,5182 (2026 - 1997) \\
 &= 1490
 \end{aligned}$$

$$\text{Cost Index pada tahun 2014} = 1.303,7818$$

$$\text{Jadi, Cost Index pada tahun 2026} = 1.490$$

### E.2.1 perhitungan harga peralatan proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga di Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh Perhitungan :

#### 1. *Bucket elevator I*

Tipe *Bucket elevator* = Bucket, 8" x 5"

Harga tahun 2014 = \$ 15.000

Harga tahun 2026 =  $\frac{\text{Index harga tahun 2026}}{\text{Index harga tahun 2014}}$  x harga tahun 2014

$$= \frac{1.490}{1.303,7818} \times \$15.000$$

= \$ 17.142,44

Total cost (2026) = \$ 17.142,44 x jumlah alat

$$= \$ 17.142,44 \times 1$$

= \$ 17.142,44

\$ 1 = \$ 17.142,44 x 15.000

$$= \text{Rp } 264.194.123,74$$

Tabel 3. Harga Peralatan Proses Pabrik Gypsum



## E.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		Total(\$)
			Harga Satuan (\$)		
			2014	2026	
1	Bucket Elevator 1	1	15.000,00	17.142,44	14.056,80
2	Bucket Elevator 2	1	15.000,00	17.142,44	12.342,56
3	Bucket Elevator 3	1	10.000,00	11.428,29	11.428,29
4	Bucket Elevator 4	1	10.000,00	11.428,29	11.428,29
5	Crusher 1	1	34.775,00	34.775,00	34.775,00
6	Crusher 2	1	34.775,00	34.775,00	34.775,00
7	Belt Conveyor 1	1	14.800,00	16.913,87	16.913,87
8	Belt Conveyor 2	1	11.700,00	13.371,10	13.371,10
9	Belt Conveyor 3	1	11.700,00	13.371,10	13.371,10
10	Hammer Mill 1	1	479.200,00	547.643,78	547.643,78
11	Hammer Mill 2	1	646.100,00	738.381,98	738.381,98
12	Vibrating Screen 1	1	42.100,00	48.113,11	48.113,11
13	Vibrating Screen 2	1	56.300,00	64.341,29	64.341,29
14	Tangki H2SO4 50%	1	92.500,00	105.711,71	19.085,25
15	Heat Exchanger	1	18.600,00	21.256,62	21.256,62
16	Pompa	1	5.900,00	6.742,69	22.513,74
17	Reaktor	1	113.000,00	129.139,71	129.139,71
18	Cooling Conveyor	1	12.700,00	14.513,93	14.513,93
19	Rotary Drum Vakum Filter	1	382.000,00	436.560,77	436.560,77
20	Rotary Dryer	1	950.000,00	1.085.687,7	1.195.856,5
Total					3.399.868,7
					2

Tabel 4. Harga Peralatan Utilitas Pabrik Gypsum

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		Total(\$)
			Harga Satuan (\$)		
			2014	2026	
1	bak air pengendapan	1	700,00	799,98	799,98
2	bak air bersih	1	700,00	799,98	799,98
3	bak air pendingin	1	700,00	799,98	799,98
4	bak air sanitasi	1	700,00	799,98	799,98
5	bak air sand filter	1	800,00	914,26	914,26
6	tangki air demin	1	8000,00	9142,63	9142,63
	tangki sand filter	1	96500,00	110283,02	110283,02
7	clarifier	2	1500,00	1714,24	3428,49
8	tangki kation	2	96500,00	110283,02	220566,05
9	tangki Anion	2	96500,00	110283,02	220566,05
10	cooling tower	1	400100,00	457245,98	457245,98
11	tangki boiler	1	8000,00	9142,63	9142,63
12	pompa	15	4760,00	5439,87	81598,01
13	tangki bahan bakar	4	290000,00	331420,48	1325681,93
14	bak penampung limbah	1	700,00	799,98	799,98
15	bak netralisasi	1	700,00	799,98	799,98
15	generator	2	931000,00	1063974,03	2127948,07
Total					4571381,26

Maka, total harga peralatan pabrik Gypsum (C)

$$\begin{aligned}c &= \text{total harga alat proses} + \text{total harga alat utilitas} \\ &= \$ 3.399.868,72 + \$ 4.571.381,26 \\ &= \$7.971.249,98\end{aligned}$$

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024 dimana E= Rp 15.411,70

Jadi, total harga peralatan 2026 (E) =Rp. 122.850.513.365,39

### E.2.3 Biaya import dan transportasi sampai lokasi (DEC)

$$\begin{aligned}\text{DEC} &= 20\% \times E \\ &= 0,20 \times \text{Rp}122.850.513.330,34 \\ &= \text{Rp. } 24.570.102.673,08\end{aligned}$$

### E.3 Perkiraan *Capital Investment* (Modal tetap)

*Capital investment* dihitung berdasarkan harga alat dan disesuaikan dengan Peter ed.5.

#### a) Biaya Langsung (Direct Cost)

1. Harga peralatan total 100% (E) = Rp. 122.850.513.365,39
2. Harga pemasangan alat, 39% (E) = Rp. 47.911.700.212,50
3. Instrument dan alat control, 26% (E) = Rp. 31.941.133.475,00
4. Pemipaan dan pemasangan 31% (E) = Rp. 38.083.659.143,27
5. Bangunan dan peralatan, 29% (E) = Rp. 35.626.648.875,96



6. Instalasi listrik, 10%(E)	= Rp. 12.285.051.336,54
7. Vasilitas service, 12% (E)	= Rp. 14.742.061.603,85
8. Tanah 6% (E)	= Rp. 7.371.030.801,92
<b>Total Biaya langsung (A)</b>	<b>= Rp. 310.811.798.814,44</b>

b) Biaya tak langsung (Indirect Cost)

1. Teknik dan supervise, 32% (E)	= Rp39.312.164.276,92
2. Biaya resmi, 4% (E)	= Rp4.914.020.534,62
3. Biaya konstruksi, 34% (E)	= Rp41.769.174.544,23
4. Biaya kontraktor, 4% (E)	= Rp4.914.020.534,62
5. Biaya tak terduga, 37% (E)	= Rp45.454.689.945,19
<b>Total biaya tak langsung (B)</b>	<b>= Rp136.364.069.835,58</b>

Fixed Capital Investment (FCI)

$$\text{FCI} = \text{A} + \text{B}$$

$$= \text{Rp. } 310.811.798.814,44 + \text{Rp}136.364.069.835,58$$

$$= \text{Rp. } 447.175.868.650,02$$

E.3.1 Working Capital Investment (WCI)

$$\text{WCI} = 20 \% \text{ TCI}$$

$$= 0,2 \text{ TCI}$$

Total Capital Investment

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp. } 447.175.868.650,02 + 0,2 \text{ TCI}$$

$$= \text{Rp. } 596.234.491.533,36$$

Sehingga:

$$\text{WCI} = 20\% \times \text{TCI}$$

$$= 0,2 \times \text{Rp. } 596.234.491.533,36$$

$$= \text{Rp. } 119.246.898.306,67$$

Investasi direncanakan menggunakan biaya sendiri sebesar 30% dan 70% modal pinjaman bank dengan masa konstruksi selama 2 tahun.

Investasi pada tahun 1 adalah 30% dari TCI=  $0,3 \times \text{Rp. } 596.234.491.533,36$

$$= \text{Rp. } 178.870.347.460,0$$

Investasi akhir tahun konstruksi (tahun ke 0) =  $0,7 \times \text{Rp. } 596.234.491.533,36$

$$= \text{Rp. } 417.364.144.073,4$$

Maka, Jumlah investasi pada akhir tahun konstruksi sebesar Rp. 417.364.144.073,4 yang modal ini merupakan pinjaman dari bank dengan bunga 12% tiap tahun. Jika jumlah pinjaman yang harus dibayar pada bank setiap tahun adalah:

$$= 12\% \times \text{investasi akhir tahun}$$

$$= 12\% \times \text{Rp. } 417.364.144.073,4$$

$$= \text{Rp. } 50.083.697.288,8$$

Maka:

Total pinjaman pada akhir masa konstruksi (1 tahun)

= Investasi akhir tahun + jumlah bunga pinjaman

= Rp. 417.364.144.073,4+ Rp. 50.083.697.288,8

= Rp. 467.447.841.362,2

Total investasi pada akhir masa konstruksi sebesar

= Total modal mandiri + total pinjaman

= Rp. 178.870.347.460,0 + Rp. 467.447.841.362,2

= Rp. 646.318.188.822,2

#### E.3.4 Perhitungan biaya Produksi dan Bunga Operasi

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tak langsung, dan biaya tetap yang berhubungan dengan biaya pembuatan produk.

##### 1. Manufacturing Cost

- Biaya produksi langsung

###### 1) Bahan baku:

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Kebutuhan = 130.123,0495 kg/tahun

Harga = Rp. 3.700,00 /kg

Total harga = Rp. 3.813.125.842.044 /tahun

- Batu kapur

Kebutuhan = 65061,52474 kg/tahun

Harga = Rp. 6.000,00 /kg

Total harga = Rp. 3.091.723.655.711,56 /tahun

Total harga bahan baku per tahun =Rp. 6.904.849.497.755,83

- Gaji karyawan per tahun = Rp. 9.216.000.000,00
  - Biaya perawatan 7% FCI = Rp31.302.310.805,50
  - Laboratorium 15% gaji karyawan = Rp1.382.400.000,00
  - Biaya operasi suplay 15% FCI = Rp67.076.380.297,50
  - Supervisi 2% gaji karyawan = Rp184.320.000,00
  - Patent dan royalty 1% TPC = 0,01 TPC
  - Utilitas 10% TPC = 0,1 TPC
- = Rp7.014.010.908.858,83 + 0,11 TPC
- Biaya pengeluaran tetap (Fixed Change)
    1.  $Depresiasi = \frac{FCI}{Live\ service}$   
Jika *live service* 11 tahun  
Maka:  
 $Depresiasi = \frac{Rp. 447.175.868.522,44}{11} = Rp. 40.652.351.695,46$
    2. Pajak 10% FCI = Rp. 44.717.586.865,00
    3. Asuransi 1% FCI = Rp. 447.175.868.650,02

4. Bunga pinjaman 8% (tanah + bangunan) = Rp.  
35.774.069.492,00

5. Bunga financial 5% TCI = Rp. 29.811.724.576,67

6. *Plant over head cost* 6% TPC = 0,06 TPC

Jadi total *Manufacturing Cost* (MC) per tahun = Rp.  
598.131.601.279,15 + 0,06 TPC

MC = Biaya produksi langsung + pengeluaran tetap + *Plant over head*

=Rp. 7.014.010.908.858,83 + 0,11 TPC +

Rp598.131.601.279,15 + 0,06 TPC

= Rp7.612.142.510.138 + 0,17 TPC

- General Expenses (Pengeluaran Umum)/GE

a. Biaya administrasi 5% TPC = 0,05 TPC

b. Biaya distribusi dan pemasaran 10% TPC = 0,1 TPC

c. Biaya reset dan pengembangan 5% TPC = 0,05 TPC

Total pengeluaran umum = 0,20 TPC

- Total Production Cost (TPC)

TPC = Manufacturing Cost + General expenses

= Rp7.612.142.510.138 + 0,17 TPC + 0,06 TPC

= Rp. 12.082.765.889.107,90

Jika total Production Cost di substitusikan ke pers diatas maka:

- Patent and Royalty 1% TPC = Rp. 120.827.658.891,08
- Gaji karyawan = Rp. 9.216.000.000,00
- Laboratorium (10% gaji karyawan) = Rp. 1.382.400.000,00
- Utilitas 10% TPC = Rp. 1.208.276.588.910,79
- Plant Over Head Cost 6% TPC = Rp. 1.812.414.883.366,19
- General Expanses 20% TPC = Rp. 2.416.553.177.821,58
- Supervise (2% gaji karyawan) = Rp. 184.320.000,00
- Harga Penjualan Produk
  - a. Gypsum = 101010,1010 kg/jam  
= 885.454.545,45 kg/tahun
  - Harga per kg = Rp. 15.250
  - Harga per tahun = Rp. 12.200.000.000.000,00
  - Harga penjualan per tahun (S) = Rp. 12.200.000.000.000,00

### E.3.5 Break Event Point (BEP)

$$BEP = \frac{FC + 0,3CSV}{S - CV - 0,7CSV} \times 100\%$$

Keterangan:

S = Total harga penjualan (sales)

FC = Biaya tetap (Fixed Change)

SVC = Biaya semi variable (semi variable cost)

VC = Biaya variable cost

- FC = Rp. 598.131.601.279,15
- Biaya semi variable (SVC)
  1. Gaji karyawan = Rp. 9.216.000.000,00
  2. Lab (10% gaji karyawan) = Rp. 921.600.000,00
  3. Biaya perawatan 10% FCI = Rp. 44.717.586.865,00
  4. Biaya operasi supply 0,5% FCI = Rp. 2.235.879.343,25
  5. General expanses 20% TPC = Rp. 2.416.553.177.821,58
  6. Total biaya semi variable (CSV) = Rp. 2.473.644.244.029,83
- Cost Variable (CV)
  1. Bahan baku = Rp. 6.904.849.497.755,83
  2. Utilitas 10% TPC = Rp. 1.208.276.588.910,79
  3. Patent and Royalty 1% TPC = Rp. 120.827.658.891,08

Total Cost Variable (CV) = Rp. 8.233.953.745.557,70

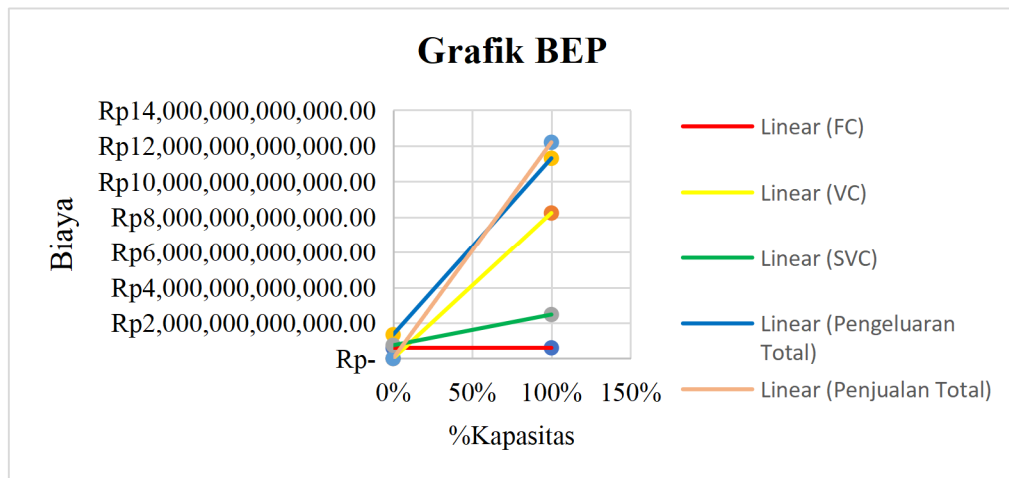
Harga penjualan (S) = Rp. 12.200.000.000.000,00

Maka:

BEP=

$$\frac{Rp. 598.131.601.279,15 + (0,3 \times Rp. 2.473.644.244.029,83)}{Rp. 12.200.000.000.000,00 - Rp. 8.233.953.745.557,70 - (0,7 \times Rp. 2.473.644.244.029,83)} \times 100\%$$

= 60%



#### E.4 Perhitungan Cash Flow

- a. Laba kotor = Harga jual – TPC  
= Rp.12.200.000.000.000,00 –  
Rp.12.082.765.889.107,90  
= Rp. 117.234.110.892,10
- b. Pajak pendapatan 34% dari laba kotor  
= 0,34 x Rp. 117.234.110.892,10  
= Rp. 39.859.597.703,31
- c. Laba bersih = Laba kotor – Pajak  
= Rp. 117.234.110.892,10 - Rp. 39.859.597.703,31  
= Rp. 77.374.513.188,78
- d. ROI sebelum pajak =  $\frac{\text{Laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100\%$   
=  $\frac{\text{Rp. 117.234.110.892,10}}{\text{Rp. 596.234.491.533,36}} \times 100\%$   
= 20%



$$\begin{aligned}
 \text{e. ROI setelah pajak} &= \frac{\text{Laba bersih}}{FCI} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. 77.374.513.188,78}}{\text{Rp. 447.175.868.650,02}} \times 100\% \\
 &= 17\%
 \end{aligned}$$

f. Pengembalian pinjaman = Direncanakan pengembalian pinjaman 8 tahun

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Total pinjaman}}{8} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. 467.447.841.362,2}}{8} \times 100\% \\
 &= \text{Rp. 58.430.980.170,27}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{g. Cash Flow} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi} \\
 &= \text{Rp. 77.374.513.188,78} + \text{Rp. 40.652.351.695,46} \\
 &= \text{Rp. 118.026.864.884,24}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{h. Net Cash Flow} &= \text{Cash Flow} - \text{Pengembalian pinjaman} \\
 &= \text{Rp. 118.026.864.884,24} - \text{Rp. 58.430.980.170,27} \\
 &= \text{Rp. 59.595.884.713,97}
 \end{aligned}$$

i. Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{FCI}{\text{Laba bersih} + 0,1 FCI} \\
 &= \frac{\text{Rp. 447.175.868.650,02}}{\text{Rp. 77.374.513.188,78} + 0,1 \times \text{Rp. 447.175.868.650,02}} \\
 &= 3,66 = 4 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$