

**PRA RANCANGAN PABRIK KALSIUM KARBONAT**  
**DARI KALSIUM HIDROKSIDA DENGAN**  
**KAPASITAS 100.000TON/TAHUN**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama : Aldi Widya Suwandi

Nama : Syafa Atika Widya Wati

NIM : 19521127

NIM : 19521053

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**2023**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**  
**PRA RANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI KALSIMUM**  
**HIDROKSIDA KAPASITAS 100.000TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Aldi Widya Suwandi

Nama : Syafa Atika Widya Wati

NIM : 19521127

NIM : 19521053

Yogyakarta, 10 Oktober 2023

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



Aldi Widya Suwandi



Syafa Atika Widya Wati

**LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING**  
**PRA RANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI KALSIMUM**  
**HIDROKSIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

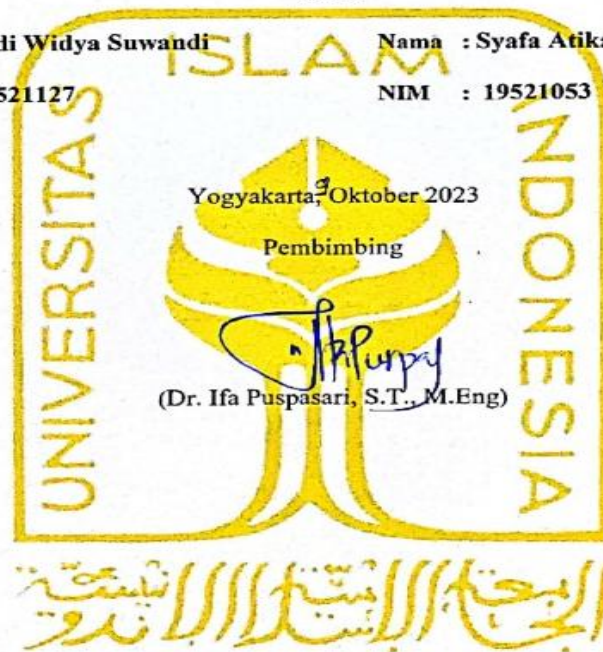
Oleh :

Nama : Aldi Widya Suwandi

Nama : Syafa Atika Widya Wati

NIM : 19521127

NIM : 19521053



# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK KALSIUM KARBONAT DARI KALSIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 100.000TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Aldi Widya Suwandi

Nama : Syafa Atika Widya Wati

NIM : 19521127

NIM : 19521053

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 20 November 2023

Tim Penguji,

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng

Ketua

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

Anggota I

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

Anggota II

  
: \_\_\_\_\_  
  
: \_\_\_\_\_  
  
: \_\_\_\_\_


Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



  
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

## KATA PENGANTAR

*Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat dan hidayah-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK KALSIUM KARBONAT DARI KALSIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN”**.

Prarancangan pabrik merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh untuk menyelesaikan Program Sarjana di Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Prarancangan pabrik bertujuan untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh di kampus serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan dan dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan.

Penulis laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran dan kemudahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir.

2. Rasulullah SAW, sang suri tauladan yang telah membawa kita keluar dari zaman jahiliah menuju zaman kebenaran.
3. Orang tua dan keluarga yang telah memberikan do'a, motivasi, dukungan dan bantuan yang tiada hentinya.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia dan dosen pembimbing yang telah membimbing, memberikan motivasi serta saran kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini dan ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M.Eng. selaku Ketua dan Sekretaris Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Seluruh dosen dan karyawan Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan bantuan kepada penulis selama menuntut ilmu di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat dan kerja samanya.
9. Semua pihak yang tidak mungkin disebutkan satu persatu yang telah memberikan kontribusinya dalam membantu pelaksanaan Tugas Akhir ini.

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

*Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Yogyakarta, 6 Oktober 2023

Penyusun

## **LEMBAR PERSEMBAHAN**

Ku Persembahkan Skripsi Ini Untuk Yang Selalu Bertanya:

“kapan skripsimu selesai ?”

Terlambat lulus atau lulus tidak tepat waktu bukanlah sebuah kejahatan, bukan pula sebuah aib. Alangkah kerdilnya jika mengukur kecerdasan seseorang hanya dari siapa yang cepat lulus. Bukankah sebaik-bainya skripsi adalah skripsi yang selesai?

Karena mungkin ada suatu hal dibalik terlambatnya mereka lulus, dan percayalah, alasan saya disini merupakan alasan yang sepenuhnya baik.

Aldi Widya Suwandi

Teknik Kimia 2019



## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Alhamdulillahirobbil'alamin.*

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada :

Allah SWT karena sudah mengabulkan do'a-do'a yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, dan hanya dengan izin-Nya semata saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Ibu (Pudji Handayani), Ayah (Kuwat Widodo) dan adik (Mufti) yang tidak henti-hentinya memberikan do'a, semangat, dorongan, kasih sayang dan kepercayaan. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan.

Dosen pembimbing Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, mengarahkan, memberi ilmu, dan menasehati kami.

Teman dekat dan sahabat (Nanalisa) yang selalu mendukung dan membantu baik moril maupun materil. Anggita Nur F. dan Herawati Setiya N. sahabat baik saya kemudian Syamaidzar Fadlil Andarinu C. selaku calon teman hidup saya yang sudah selalu mendukung, memberikan do'a, dan semangat.

Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia terima kasih atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di dalam kelas maupun di luar kelas. Semoga kita semua sukses baik dunia maupun akhirat. Semua pihak yang telah memberikan banyak bantuan dan arahan dalam penyusunan tugas akhir ini dari awal hingga akhir.

Syafa Atika Widya Wati

Teknik Kimia 2019

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL .....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMPIRAN .....	xvi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN .....	xvii
ABSTRAK .....	xix
<i>ABSTRACT</i> .....	xx
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	5
1.4 Tinjauan Kinetika .....	10
BAB II .....	13
PERANCANGAN PRODUK .....	13
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung.....	13
2.2 Pengendalian Kualitas .....	14

<b>BAB III.....</b>	<b>17</b>
<b>PERANCANGAN PROSES.....</b>	<b>17</b>
<b>3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....</b>	<b>17</b>
<b>3.2 Uraian Proses .....</b>	<b>19</b>
<b>3.3 Spesifikasi Alat .....</b>	<b>21</b>
<b>3.3.1 Spesifikasi Reaktor .....</b>	<b>21</b>
<b>3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....</b>	<b>22</b>
<b>3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan .....</b>	<b>28</b>
<b>3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....</b>	<b>30</b>
<b>3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas .....</b>	<b>36</b>
<b>3.4 Neraca Massa .....</b>	<b>39</b>
<b>3.5 Neraca Panas.....</b>	<b>43</b>
<b>BAB IV .....</b>	<b>45</b>
<b>PERANCANGAN PABRIK.....</b>	<b>45</b>
<b>4.1 Lokasi Pabrik.....</b>	<b>45</b>
<b>4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) .....</b>	<b>48</b>
<b>4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....</b>	<b>53</b>
<b>4.4 Organisasi Perusahaan .....</b>	<b>58</b>
<b>BAB V.....</b>	<b>75</b>
<b>UTILITAS.....</b>	<b>75</b>
<b>5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....</b>	<b>75</b>

5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	83
5.3	Unit Utilitas .....	84
5.4	Unit Pembangkit Listrik .....	84
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan .....	88
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	88
5.7	Unit Pengolahan Limbah .....	89
BAB VI .....		91
EVALUASI EKONOMI.....		91
6.1	Harga Peralatan .....	92
6.2	Perhitungan Biaya .....	94
6.3	Hasil Analisa Kelayakan.....	102
BAB VII .....		106
KESIMPULAN DAN SARAN .....		106
7.1	Kesimpulan .....	106
7.2	Saran.....	107
DAFTAR PUSTAKA .....		108
LAMPIRAN.....		111

## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1	Kebutuhan Impor Kalsium Karbonat di Indonesia .....	2
Tabel 1. 2	Kebutuhan Ekspor Kalsium Karbonat .....	3
Tabel 1. 3	Pabrik Kalsium Karbonat di Indonesia .....	4
Tabel 1. 4	Kapasitas Pabrik Kalsium Karbonat .....	4
Tabel 1. 5	Perbandingan Proses Pembuatan <b>CaCO</b> (s).....	8
Tabel 1. 6	Nilai $\Delta H_f$ Masing-masing Komponen .....	11
Tabel 2. 1	Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung .....	13
Tabel 3. 1	Spesifikasi Reaktor (R-01).....	21
Tabel 3. 2	Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-01) .....	22
Tabel 3. 3	Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01) .....	24
Tabel 3. 4	Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) .....	24
Tabel 3. 5	Spesifikasi <i>Ball Mill</i> (BM-01).....	26
Tabel 3. 6	Spesifikasi <i>Screening</i> (SCR-01).....	27
Tabel 3. 7	Spesifikasi <i>Stroge Silo</i> (S-01) .....	28
Tabel 3. 8	Lanjutan Spesifikasi <i>Stroge Silo</i> (S-02) .....	29
Tabel 3. 9	Spesifikasi Tangki (T-01) .....	29
Tabel 3. 10	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> .....	30
Tabel 3. 11	Lanjutan Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> .....	31
Tabel 3. 12	Lanjutan Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> .....	32
Tabel 3. 13	Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> .....	33
Tabel 3. 14	Pompa.....	34

Tabel 3. 15	<i>Blower</i> .....	35
Tabel 3. 16	Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-01).....	36
Tabel 3. 17	Lanjutan Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-02).....	37
Tabel 3. 18	Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-01) .....	38
Tabel 3. 19	Neraca Massa Total.....	39
Tabel 3. 20	Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01) .....	39
Tabel 3. 21	Neraca Massa Reaktor RATB (R-01) .....	40
Tabel 3. 22	Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01) .....	41
Tabel 3. 23	Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) .....	41
Tabel 3. 24	Neraca Massa <i>Ball Mill</i> (BM-01).....	42
Tabel 3. 25	Neraca Massa <i>Screening</i> (SCR-01).....	42
Tabel 3. 26	Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01).....	43
Tabel 3. 27	Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> .....	43
Tabel 3. 28	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01).....	44
Tabel 3. 29	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02).....	44
Tabel 3. 30	Neraca Panas Reaktor .....	44
Tabel 4. 1	Area Bangunan Pabrik Kalsium Karbonat.....	53
Tabel 4. 2	Jadwal Kerja <i>Shift</i> .....	69
Tabel 4. 3	Gaji Karyawan .....	72
Tabel 5. 1	Kebutuhan Air Domestik .....	82
Tabel 5. 2	Kebutuhan Air <i>Service</i> .....	82
Tabel 5. 3	Kebutuhan Air Pendingin.....	82
Tabel 5. 4	Kebutuhan Air <i>Steam</i> .....	83

Tabel 5. 5	Kebutuhan Air Proses .....	83
Tabel 5. 6	Kebutuhan Listrik Pabrik Kalsium Karbonat.....	85
Tabel 5. 7	Kebutuhan Listrik Penunjang Pabrik .....	87
Tabel 5. 8	Kebutuhan Listrik Pabrik Kalsium Karbonat Keseluruhan .....	87
Tabel 6. 1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	101
Tabel 6. 2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	101
Tabel 6. 3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	101
Tabel 6. 4	<i>General Expenses(GE)</i> .....	102
Tabel 6. 5	Analisa Keuntungan .....	102
Tabel 6. 6	<i>Annual Fixed Cost (Fa)</i> .....	103
Tabel 6. 7	<i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	103
Tabel 6. 8	<i>Variabel Cost (Va)</i> .....	103

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Grafik Impor Kalsium Karbonat .....	3
Gambar 1. 2	Grafik Ekspor Kalsium Karbonat .....	4
Gambar 3. 1	Diagram Alir Kualitatif .....	17
Gambar 3. 2	Diagram Alir Kuantitatif .....	18
Gambar 4. 1	Peta Lokasi Pabrik .....	48
Gambar 4. 2	<i>Layout</i> Pabrik .....	52
Gambar 4. 3	Tata Letak Alat Proses Pabrik .....	57
Gambar 4. 4	Struktur Organisasi Pabrik Calcium Carbonate .....	62
Gambar 5. 1	Diagram Alir Pengolahan .....	84
Gambar 6. 1	Grafik Tahun vs Indeks Harga .....	93
Gambar 6. 2	Grafik Evaluasi Ekonomi .....	104



## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1	PERANCANGAN REAKTOR .....	111
LAMPIRAN 2	<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i> (PEFD) .....	131
LAMPIRAN 3	KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK.....	133

## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

A	: Luas bidang penampang, ft <sup>2</sup>
B	: Lebar <i>baffle</i> , m
D	: Diameter, m
$\epsilon$	: Effisiensi
ID	: Diameter dalam tabung, m
LMTD	: <i>Long Mean Temperature Different</i> , °K
mair	: Kecepatan massa air, kg/jam
N	: Kecepatan putar, 1/s
Np	: Bilangan daya
OA	: Tinggi head, m
OD	: Diameter luar tabung, m
P	: Daya penggerak, watt
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	: Rapat massa fluida, kg/m <sup>3</sup>
Qpp	: Panas yang diserap media pemanas, kJ/jam
Qt	: Beban panas total, kJ/jam
qf	: Kecepatan volume fluida, ft <sup>3</sup> /s
r	: Jari-jari kelengkungan, m
Ro	: Radius luar, in
T	: <i>Temperature</i> , °C
ts	: Ketebalan dinding, in

ts : Ketebalan dinding, in  
W : Lebar sudut, m  
z : Elevasi pengaduk, m  
 $\mu$  : Viskositas, cP

## ABSTRAK

Kalsium Karbonat adalah salah satu produk kimia yang banyak digunakan dalam industri kedokteran dan farmasi, kertas dan lain sebagainya karena memiliki mutu yang tinggi. Desain pabrik kimia kalsium karbonat untuk memenuhi kebutuhan kalsium karbonat pada masyarakat. Kalsium oksida yang ada di wilayah Cilacap digunakan sebagai bahan baku pembuatan kalsium hidroksida untuk dijadikan sebagai kalsium karbonat dengan melalui beberapa proses. Pabrik ini direncanakan akan dibangun di Cilacap, Jawa Tengah dengan luas lahan  $18.950 \text{ m}^2$  dan kapasitas produksi 100.000 Ton/Tahun yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Pabrik ini direncanakan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Proyek ini menyimpulkan bahwa pabrik kalsium karbonat layak secara teknik dimana pabrik ini memiliki tingkat bahaya yang rendah dilihat dari proses dimana suhu yang digunakan berkisar  $30-120^\circ\text{C}$  dan tekanan berkisar 1-4 Atm. Dan bahan baku pembantu yaitu  $\text{CaO}$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang relatif rendah memiliki sifat yang tidak berbahaya. Proses pembuatan kalsium karbonat diproduksi melalui proses pemurnian  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$ . Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, kita dapat melihat bahwa persentase *Break Event Point (BEP)* adalah 54,13%, *Return on Investmen (ROI)* sebelum pajak adalah 15,70% dan setelah pajak 10,21%, *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak adalah 4 tahun dan setelah pajak 5 tahun, *Shut Down Point (SDP)* 24,93%, laba sebelum pajak adalah Rp 128.311.809.496,00 dan laba sesudah pajak Rp 83.402.676.173,00.

**Kata Kunci :** Kalsium karbonat, kalsium hidroksida, Kalsium oksida, Kapasitas.

## **ABSTRACT**

*Calcium Carbonate is one of the chemicals widely used in the medical and pharmaceutical industries, paper production, and more, due to its high quality. The chemical plant design for calcium carbonate aims to meet the society's demand for this substance. Calcium oxide found in the Cilacap region serves as the raw material for producing calcium hydroxide, which is then transformed into calcium carbonate through several processes. This plant is planned to be constructed in Cilacap, Central Java, with a land area of 18,950 m<sup>2</sup> and a production capacity of 100,000 tons per year, operating for 330 days annually. The project is planned as a Limited Liability Company (PT). The conclusion of this project is that the Calcium Carbonate plant is technically feasible, as it has a low level of hazard, considering the processes involve temperatures ranging from 30-120°C and pressures ranging from 1-4 Atm. The auxiliary raw materials, namely CaO, Ca(OH)<sub>2</sub>, and CO<sub>2</sub>, have relatively harmless properties. The production process of calcium carbonate is produced through a purification process. Based on the economic evaluation results, we can observe that the Break-Even Point (BEP) percentage is 54.13%, the Return on Investment (ROI) before tax is 15.70%, and after tax, it is 10.21%. The Pay Out Time (POT) before tax is 4 years, and after tax, it is 5 years. The Shut Down Point (SDP) is 24.93%, with a pre-tax profit of Rp.128.311.809.496,00 and an after-tax profit of Rp. 83.402.676.173,00.*

**Keywords:** *Calcium carbonate, calcium hydroxide, calcium oxide, capacity.*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Pada era industrialisasi, pertumbuhan industri di Indonesia di bidang industri kimia yang mengalami peningkatan kualitas serta kuantitas yang begitu pesat. Dengan adanya peningkatan di bidang industri kimia maka akan berpengaruh terhadap kebutuhan bahan baku, bahan-bahan kimia dan tenaga kerja yang semakin meningkat. Sektor industri kimia menjadi salah satu tumpuan dan harapan dalam meningkatkan kinerja perekonomian nasional di Indonesia. Upaya dalam meningkatkan kinerja perekonomian nasional, sektor industri kimia tetap menjadi salah satu peluang sektor industri kimia yang cukup baik diharapkan di masa-masa yang akan datang mampu berperan dalam meningkatkan pendapatan negara.

Salah satu bahan baku yang digunakan di bidang industri kimia adalah kalsium karbonat yang merupakan salah satu produk kimia yang berasal dari pemanfaatan kalsium hidroksida. Kalsium karbonat banyak digunakan dalam industri kedokteran dan farmasi, serta industri kertas dan lain sebagainya karena memiliki mutu yang tinggi terutama dalam kemurnian serta kehalusannya. Dengan melihat kebutuhan kalsium karbonat sebagai salah satu bahan kimia yang banyak dibutuhkan di Indonesia. Sedangkan kebutuhan tersebut masih harus mengimpor dari negara lain maka pendirian

pabrik kalsium karbonat perlu didirikan untuk memenuhi kebutuhan bahan kimia di Indonesia.

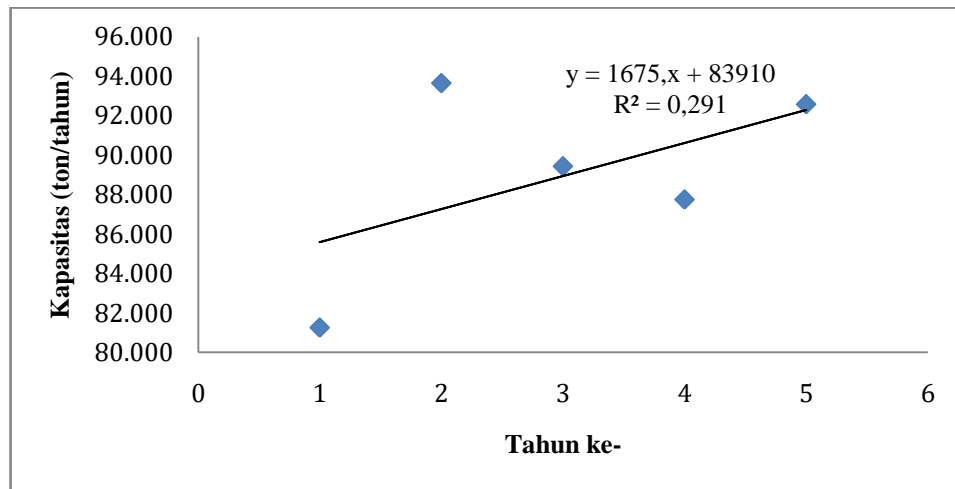
## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kebutuhan kalsium karbonat di Indonesia selalu mengalami perubahan dari waktu ke waktu. Sesuai dari data Badan Pusat Statistik pada tahun 2017 sampai 2021 diperoleh data peningkatan impor kebutuhan kalsium karbonat di Indonesia per tahunnya seperti yang sudah tercantum pada tabel 1.1. Berikut merupakan kebutuhan impor, ekspor, konsumsi dan produksi pabrik kalsium karbonat di Indonesia.

Tabel 1. 1 Kebutuhan Impor Kalsium Karbonat di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)</b>
2017	81.255
2018	93.654
2019	89.438
2020	87.751
2021	92.584

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2021



Gambar 1. 1 Grafik Impor Kalsium Karbonat

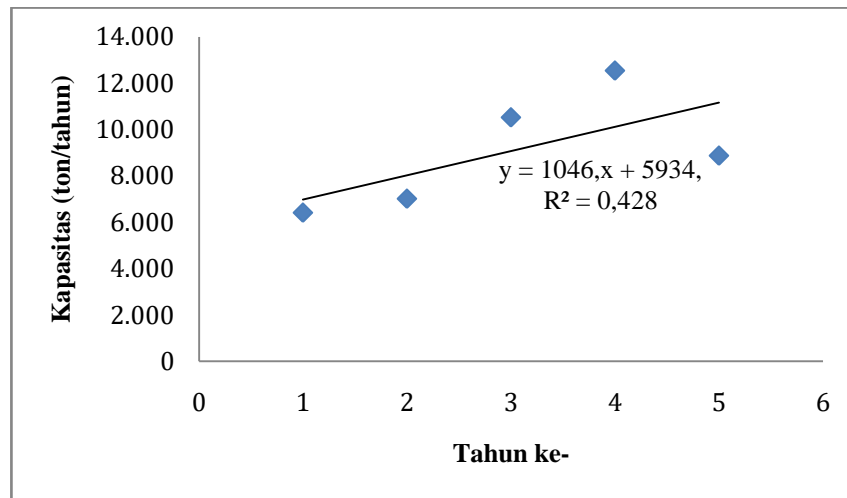
Dari grafik tersebut diperoleh persamaan garis  $y = 1.675x + 83.910$ . Dengan persamaan garis tersebut, diperkirakan kebutuhan kalsium karbonat di Indonesia pada tahun 2027 sebesar **102.335** ton/tahun. Berdasarkan data impor diatas sehingga dipilih kapasitas pabrik sebesar 100.000 ton/tahun, dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan impor kalsium karbonat di Indonesia.

Tabel 1. 2 Kebutuhan Ekspor Kalsium Karbonat

Tahun	Kebutuhan Ekspor (Ton/Tahun)
2017	6.408
2018	7.011
2019	10.525
2020	12.546
2021	8.872

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2021





Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Kalsium Karbonat

Dari grafik tersebut didapatkan juga nilai proyeksi ekspor kalsium karbonat pada tahun 2027 dengan persamaan linier  $y = 1.046x + 5.934$ . Berdasarkan data tersebut, proyeksi nilai ekspor pada tahun 2027 sebesar **17.440** ton/tahun.

Tabel 1. 3 Pabrik Kalsium Karbonat di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT. Sinar Asia Fortuna	Madiun	412.000
2.	CV. Bangun Arta	Sidoarjo	200.000
3.	PT. Putra Lima Jaya	Sidoarjo	15.000
4.	PT. Kurnia Parama	Pasuruan	54.000
Total kapasitas			681.000

(Sumber: [www.kurnialime.com](http://www.kurnialime.com))

Tabel 1. 4 Kapasitas Pabrik Kalsium Karbonat

Tahun Ke-	Tahun	Kapasitas (ton/thn) impor	Kapasitas (ton/thn) Ekspor
1	2017	81.255	6.409

Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Kalsium Karbonat (Lanjutan)

Tahun Ke-	Tahun	Kapasitas (ton/thn) impor	Kapasitas (ton/thn) Ekspor
2	2018	93.655	7.012
3	2019	89.438	10.525
4	2020	87.751	12.547
5	2021	91.584	8.872
6	2022	93.960	12.210
7	2023	95.635	13.256
8	2024	97.310	14.302
9	2025	98.985	15.348
10	2026	100.660	16.394
11	2027	102.335	17.440

Dari data yang diperoleh untuk data konsumsi kalsium karbonat di Indonesia tidak diketahui sehingga menggunakan data import sebagai kapasitas pabrik. Maka kapasitas pabrik = proyeksi impor = 102.335 ton/tahun = **100.000** ton/tahun.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1 Macam-macam Proses

Mekanisme sebagai reaksi dasar proses pembuatan kalsium karbonat sama untuk semua proses yang dikenal, dalam proses pembuatan kalsium karbonat menggunakan kalsium oksida dengan melalui proses pemurnian ataupun pengendapan. Proses pembuatan

kalsium karbonat secara garis besar dalam skala industri dikenal beberapa proses, yaitu (Degenova, 2005) :

a. Proses *Foster Wheeler Energy*

Pada proses ini, sebelum masuk reaktor carbide lime hidrat dihomogenkan terlebih dahulu di dalam *mixed tank* dengan penambahan air untuk membentuk *slurry* kalsium karbonat pada *temperature* 30°C dan tekanan 1 atm. Di dalam reaktor, *slurry* kalsium karbonat dikontakkan dengan gas karbon dioksida pada temperatur 16°C dan tekanan 20 Atm. Reaksi yang terjadi adalah :



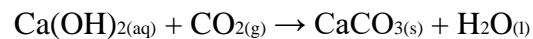
Selanjutnya kalsium karbonat yang terbentuk dimasukkan kedalam unit purifikasi yang bertujuan untuk dikeringkan, sehingga diperoleh kalsium karbonat dalam bentuk *powder*.

b. Pembakaran Bahan Baku (Carbide Lime Hydrate) di dalam *Furnace*

Pada metode ini digunakan di The Dravo Corp, dimana pada proses ini bahan baku dibakar terlebih dahulu kemudian dihancurkan dengan penambahan air sehingga membentuk *slurry*. Kemudian dikontakkan dengan gas karbon dioksida yang dihasilkan dari pembakaran bahan baku.

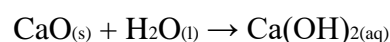
Pada metode ini peralatan yang digunakan lebih kompleks karena memerlukan unit pembakaran untuk mendapatkan bahan baku yang diinginkan.

Bahan baku carbide lime hidrat yang telah dihancurkan kemudian ditambahkan dengan air untuk membentuk *slurry*  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$  pada unit *slaker*. Kemudian *slurry* tersebut dijadikan sebagai bahan baku pada reaktor. Kalsium karbonat terbentuk dengan cara mengontakkan  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$  dengan gas  $\text{CO}_{2(\text{g})}$  yang telah dipisahkan pada unit *scrubber*.



c. Proses Pemurnian  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$  untuk Menghasilkan Endapan  $\text{CaCO}_3(\text{s})$

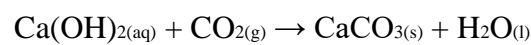
Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah kalsium oksida yang melalui prosesnya menghasilkan kalsium hidroksida. Dimana kalsium oksida dapat diperoleh dari produk samping dari pabrik acetylene yang masih terdapat zat-zat pengotor lainnya atau dari pertambangan. Untuk menghasilkan endapan kalsium karbonat hal pertama yang dilakukan adalah menghomogenisasikan kalsium oksida dengan penambahan air sehingga terbentuk *slurry*  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$  dalam unit slaker.



Selanjutnya dilakukan penyaringan dengan tujuan untuk memisahkan partikel kasar di dalam *slurry*  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})}$ . Gas

$\text{CO}_{2(g)}$  yang telah dipisah dari impurities di unit *scrubber* dialirkan kedalam reactor sebelum akhirnya *slurry*  $\text{Ca(OH)}_{2(aq)}$  yang cukup murni dimasukkan kedalam reaktor dengan suhu  $70^\circ\text{C}$  tekanan 1,3atm. Tingkat kemurnian yang dihasilkan pada proses ini adalah sebesar 99%.

Reaksi yang terjadi pada unit reactor adalah :



Adapun perbandingan dari macam-macam proses pembuatan kalsium karbonat diatas dapat dilihat pada tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Perbandingan Proses Pembuatan  $\text{CaCO}_{3(s)}$

Parameter	Macam macam proses		
	<i>Foster wheeler energy</i>	Pembakaran bahan baku	Pemurnian $\text{Ca(OH)}_{2(aq)}$
Bahan Baku	Kalsium bikarbonat	Kalsium hidroksida	Kalsium hidroksida
Fase Reaksi	Padat	Padat dan gas	Padat dan gas
Kondisi operasi	T = $16^\circ\text{C}$ P = 20 atm	T = $25^\circ\text{C}$ P = 1 atm	T = $35^\circ\text{C}$ P = 2 atm
Peralatan utama	Unit reaktor, <i>rotary dryer</i> dan <i>hammer crusher</i> .	Unit reaktor, <i>rotary dryer</i> dan <i>hammer crusher</i> .	Unit reaktor, <i>storage silo</i> dan <i>rotary dryer</i> .

(sumber : Patent US 0089366).

Berdasarkan perbandingan uraian proses diatas, maka dipilih proses pembuatan kalsium karbonat dari kalsium hidroksida dengan proses pemurnian  $\text{Ca(OH)}_{2(aq)}$  untuk menghasilkan endapan  $\text{CaCO}_{3(s)}$  dengan pertimbangan yang dilihat dari segi bahan baku pada proses pemurnian  $\text{Ca(OH)}_{2(aq)}$  yang relatif lebih murah dan menghasilkan kemurnian 99% dibandingkan dengan proses pembakaran bahan baku

(Carbide Lime Hydrate) di dalam Furnace dan proses foster wheeler energy.

### **1.3.2 Kalsium Karbonat**

Kalsium karbonat merupakan senyawa kimia yang mempunyai rumus kimia  $\text{CaCO}_3(\text{s})$ . Senyawa ini merupakan zat umum yang mudah ditemukan di batuan disemua bagian dunia.

Terdapat tiga jenis batuan yang mengandung kalsium karbonat yang biasa digali dan digunakan oleh industri, diantaranya yaitu batu kapur, kapur dan dolomit. Kapur dan batu kapur merupakan bentuk dari kalsium karbonat, sedangkan dolomit merupakan campuran dari kalsium dan magnesium karbonat. Kapur dan produk lainnya yang berasal dari kalsium karbonat sering digunakan secara luas dalam dunia industri konstruksi dan bisa juga untuk menetralkan senyawa asam dalam berbagai konteks.

### **1.3.3 Kalsium Hidroksida**

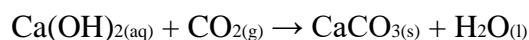
Kalsium hidroksida atau biasa disebut kapur mati mempunyai rumus kimia  $\text{Ca}(\text{OH})_2(\text{aq})$ . Senyawa ini merupakan senyawa anorganik pada saat dalam kondisi padatnya memiliki penampilan berupa bubuk putih.

Nama lain dari senyawa kalsium hidroksida yaitu kapur terhidrasi, kapur kendur, kapur pengawet, dan kapur kaustik. Pada umumnya kalsium hidroksida dibuat dengan cara mencampurkan air dan kalsium oksida (atau juga dikenal sebagai kaur tohor).

Molekul kalsium hidroksida disatukan melalui ikatan ionik antara ion kalsium ( $\text{Ca}^{2+}$ ) dan dua ion hidroksida ( $\text{OH}^-$ ). Paparan senyawa ini jika tanpa dilapisi perlindungan bisa membahayakan bagi manusia, terutama bisa menyebabkan iritasi kulit dan luka bakar kimia. Paparan kalsium hidroksida yang pekat juga dapat menyebabkan kerusakan pada paru-paru dan bahkan dapat menyebabkan kebutaan.

#### 1.4 Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi adalah ilmu kimia yang terkait laju reaksi dan faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi. Laju reaksi dapat dikatakan sebagai perubahan konsentrasi pereaksi atau hasil reaksi terhadap waktu (Coulson, 1983). Persamaan konversi kalsium hidroksida sesuai dengan:

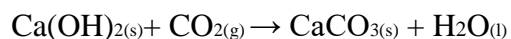


Satuan  $k$  adalah  $L^2/(\text{h mol}^2)$ . Dihitung dengan mengasumsikan bahwa tekanan  $\text{CO}_2$  dalam media reaksi sama dengan tekanan dalam media gas diatas.

Berdasarkan (Guerrero, 2016) yang sudah diteliti oleh Rubén Salvador Roux Gutiérrez dan José Adán Espuna Mujica diperoleh bahwa nilai  $k = 1,67 \times 10^{-2} L^2/(\text{h mol}^2)$ .

## 1.5 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika yang bertujuan untuk menentukan apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis dan mengetahui arah reaksi *reversible* atau *irreversible* dengan menentukan energi gibbs dan entalpi dari reaksi tersebut. Apabila  $\Delta G$  bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan tambahan energi dari luar yang cukup besar. Sedangkan jika  $\Delta G$  bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi dapat berlangsung secara spontan dan hanya membutuhkan energi dalam jumlah yang lebih sedikit. Reaksi yang terjadi adalah :



Kalsium Hidroksida + Karbon Dioksida  $\rightarrow$  Kalsium Karbonat + Air

Nilai  $\Delta H_f$  pada masing-masing komponen pada suhu  $308^\circ\text{K}$  dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1. 6 Nilai  $\Delta H_f$  Masing-masing Komponen

Komponen		$\Delta H_f(\text{J/mol})$	$\Delta G_f(\text{J/mol})$
Kalsium Hidroksida	$\text{Ca(OH)}_{2(s)}$	-985.194,5	- 892.472
Karbon Dioksida	$\text{CO}_{2(g)}$	- 393.134,5	-392.662
Kalsium Karbonat	$\text{CaCO}_{3(s)}$	- 1.206.546	- 1.126.227
Air	$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	-285.054	- 235.537

(Sumber : *Jurnal of Physical and Chemical Reference Data, M. V. Korobov*)

Pada penentuan reaksi yang berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat dihitung menggunakan perhitungan panas pembentukan standar  $\Delta H_f$  pada  $P = 2 \text{ atm}$  dan  $T = 308^\circ\text{K}$



Menghitung panas pembentukan reaksi :

$$\Delta H^{\circ}R = \Sigma \Delta H^{\circ}f \text{ Produk} - \Sigma \Delta H^{\circ}f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}R = [\Delta H^{\circ}f \text{ CaCO}_3 + \Delta H^{\circ}f. \text{ H}_2\text{O}] - [\Delta H^{\circ}f. \text{ Ca(OH)}_2 + \Delta H^{\circ}f. \text{ CO}_2(\text{g})]$$

$$\Delta H^{\circ}R = [- 1.206.546 +(- 285.054)] - [-985.194,5 +(- 393.134,5)]$$

$$\Delta H^{\circ}R = - 113.271 \text{ J/mol}$$

Panas reaksi bernilai negatif, maka reaksi berjalan secara **eksotermis**.

Menghitung energi bebas :

$$\Delta G = \Sigma \Delta G. \text{ Produk} - \Sigma \Delta G .\text{Reaktan}$$

$$\Delta G = [\Delta G\text{CaCO}_3 + \Delta G. \text{ H}_2\text{O}] - [\Delta G. \text{ Ca(OH)}_2 + \Delta G. \text{ CO}_2(\text{g})]$$

$$\Delta G = [- 1.126.227+(- 235.537)] - [- 892.472 +(-392.662)]$$

$$\Delta G = -76.630 \text{ J/mol (reaksi spontan karena dibawah -50J)}$$

Menghitung konstanta kesetimbangan :

$$\ln K = \frac{\Delta G^{\circ}}{-R. T}$$

$$\ln K = \frac{-76.630 \text{ J/mol}}{-(8,314 \text{ Jmol. K})(308 \text{ K})}$$

$$\ln K = 29,925$$

$$K = 3,3986$$

Harga konstanta kecil, maka dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara dua arah (*reversible*).

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

	Produk	Bahan Baku Kalsium Hidroksida	Bahan Baku Karbon Dioksida	Bahan Baku Air	Bahan Pendukung
Rumus Molekul	$\text{CaCO}_{3(s)}$	$\text{Ca(OH)}_{2(aq)}$	$\text{CO}_{2(g)}$	$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	$\text{CaO}_{(s)}$
Fase	Padat	Padat	Gas	Cair	Padat
Warna	Putih	Putih	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna	Putih Hingga Kuning/Coklat Pucat
Berat Molekul	100,0869 kg/kmol	74 kg/kmol	44,0095 kg/kmol	18,0153 kg/kmol	56,0774 kg/kmol
Soecific Gravity	2,93	2,2	1,56	1	3,32
Densitas	2,83 $\text{g/cm}^3$	2,21 $\text{g/cm}^3$	1,98 g/L	0,998 $\text{gr/cm}^3$	3,34 $\text{gr/cm}^3$
Titik Didih	Mengurai	2.850°C	-78°C (195°K)	100°C (373,15°K) (212°F)	2.850°C
Titik Lebur	825°C	580°C	-57°C (216°K)	0°C	N/A
Kalor Jenis	N/A	N/A	N/A	4.148 J/(kg.K) (20°C)	N/A
Entalpi Pembentukan	-1.206,920 kJ/Kmol	-986.090 kJ/kmol	-393,509 kJ/kmol	-285,83 kJ/kmol	-635,09 kJ/kmol
Kelarutan Dalam Air	0,0013 gr/100mL (25°C)	1,65 g/L (20°C)	1,45 g/L	N/A	1,19 gr/L

(Sumber : Perry's Chemical Engineerings Handbook, 8th edition, McGraw Hill.)

## **2.2 Pengendalian Kualitas**

Untuk mendirikan pabrik kalsium karbonat ini perlu dilakukan pengendalian kualitas. Pengendalian yang dilakukan antara lain pengendalian kualitas bahan dan pengendalian kualitas proses produksi.

### **2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan**

Tahap sebelum proses produksi yaitu perlu adanya pengujian terhadap kualitas bahan baku untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah bahan (baku tersebut sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Dengan demikian tahap ini juga sangatlah penting agar bahan yang akan diproses di dalam pabrik dapat menghasilkan kualitas produk yang baik.

### **2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi**

Pengendalian kualitas proses produksi ini dilakukan demi untuk menjaga kualitas dari produk yang akan dihasilkan agar tetap terjaga kualitasnya dengan baik. Pengendalian proses produksi dilakukan mulai dari bahan baku hingga menjadi produk jadi.

Pengendalian beserta pengawasan proses dilakukan dengan menggunakan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dan dengan fitur otomatis untuk menjaga semua proses agar dapat berjalan dengan baik. Berikut alat kontrol yang dipakai yaitu :

a. *Level Controller*

*Level controller* merupakan sebuah alat yang dipasang pada bagian dinding tangki yang dapat memerintahkan *control valve* agar membuka atau menutup.

b. *Pressure Control*

*Pressure control* merupakan kontroler yang dipakai pada alat dengan fase gas yang dapat menjaga agar tekanannya tidak melebihi batas tekanan pada suatu alat yang diatur.

c. *Level Indicator*

*Level indicator* merupakan alat pengendalian yang biasa digunakan untuk mengamati ketinggian dari larutan pada tangki suatu alat proses.

d. *Temperature Controller*

*Temperature controller* merupakan alat yang berfungsi untuk mengontrol suhu pada setiap alat proses.

e. *Flow Rate Controller*

*Flow rate controller* merupakan alat yang berfungsi untuk mengontrol laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

f. *Volume Control*

Volume control merupakan alat kendali yang diperuntukkan dalam proses rekam dan catat volume sediaan cair yang keluar-masuk

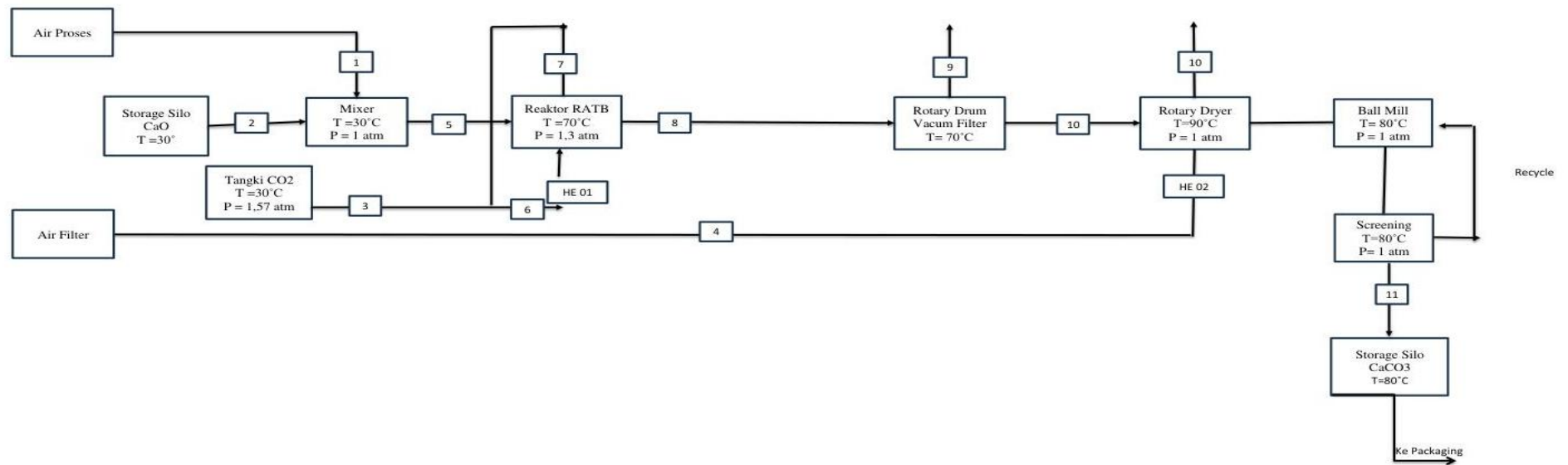
dari alat agar sesuai dengan kapasitas volume alat tersebut. Alat ini diletakkan pada saluran masuk (*in-let*) dan keluar (*out-let*).

# BAB III

## PERANCANGAN PROSES

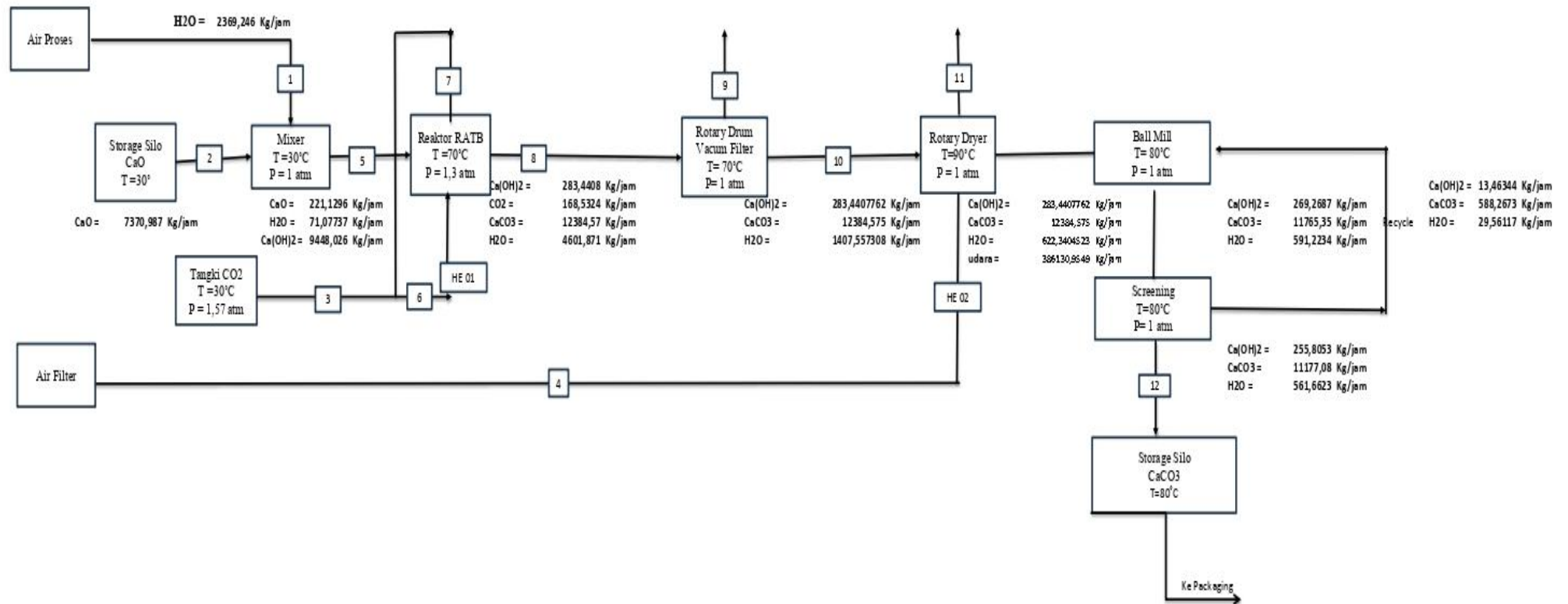
### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

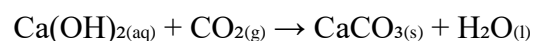
Dalam proses pembuatan Kalsium Karbonat menggunakan proses pemurnian  $\text{Ca(OH)}_2$  untuk memperoleh endapan  $\text{CaCO}_3$  yang dipilih dari US. Patent No. 0089466 A1, 28 April 2005, dibagi jadi beberapa tahapan diantaranya :

### 3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Untuk memperoleh endapan  $\text{CaCO}_3$  dari pembuatan kalsium karbonat dengan proses pencampuran  $\text{CaO}$  dengan  $\text{H}_2\text{O}$  untuk memperoleh  $\text{Ca(OH)}_2$ . Kalsium hidroksida pada suhu  $70^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm, sementara itu untuk  $\text{CO}_2$  pada suhu  $70^\circ\text{C}$  dan tekanan 1,3 atm yang telah tersimpan didalam tangki penyimpanan tangki gas (T-01) sebelum direaksikan di Reaktor (R-01).

### 3.2.2 Tahap Reaksi

Mengenai reaksi yang berlangsung di Reaktor-01 yaitu :



Reaksi tersebut berlangsung pada keadaan operasi dengan suhu  $70^\circ\text{C}$ , tekanan 1,3Atm dan konversi sebesar 97%. Reaksi yang terjadi didalam reaktor  $\text{Ca(OH)}_2$  dikontakkan dengan  $\text{CO}_2$  agar memperoleh  $\text{CaCO}_3$  dalam bentuk *slurry*. Kemudian sisa  $\text{CO}_2$  akan di *recycle* kembali menuju HE-01. Produk dari reaksi yang terjadi di dalam reaktor akan langsung dialirkan ke *Rotary Drum Vacuum Filter-01* dengan tujuan untuk memisahkan antara padatan dan cairan untuk memperoleh  $\text{CaCO}_3$  *powder*.



### 3.2.3 Tahap Pengeringan dan Penghancuran

Tahap pengeringan dilakukan menggunakan *Rotary Drum Vacuum Filter-01* dan *Rotary Dryer-01* sebelum produk dimasukkan ke dalam *Ball Mill-01*. Tahap pengeringan dilakukan guna menghilangkan kadar air yang terkandung didalam  $\text{CaCO}_3$  sebelum dimasukkan ke dalam *Ball Mill-01* agar mendapatkan produk berupa *powder*. Jika ada debu yang lolos dari keluaran *Rotary Dryer* akan disalurkan menuju *Cyclone Separator*. Kemudian untuk proses penghancuran yaitu menggunakan alat *Ball Mill* agar produk memiliki ukuran butiran 100 mesh.

### 3.2.4 Tahap Pemisahan

Tahap pemisahan dilakukan menggunakan alat *Screening-01*. Pada *Screening-01* dilakukan untuk memisahkan  $\text{CaCO}_3$  yang sesuai dengan ukuran 100 *mesh*. Apabila produk masih tidak lolos pada *Screening-01* maka produk yang masih belum sesuai dengan ukuran 100 mesh akan diproses lagi melalui *Ball Mill-01*. Kemudian hasil pemisahan akan disalurkan menuju *Silo-02* melalui *Belt Elevator*.

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Reaktor RATB	
Kode Alat	R-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Untuk mereaksikan Kalsium Hidroksida dengan Karbon Dioksida menjadi Kalsium Karbonat dan Air	
<b>KONDISI OPERASI</b>		
Suhu Operasi	70	°C
Tekanan Operasi	1,3	atm
Waktu Tinggal	18,247	jam
<b>DATA MEKANIK</b>		
Volume cairan	406,709	m <sup>3</sup>
Volume tangki	488,051	m <sup>3</sup>
Volume reaktor	488,051	m <sup>3</sup>
Diameter reaktor	8,5	m
Tinggi reaktor	11,19	m
Tebal reaktor	0,01	in
Bahan reaktor	<i>Stainless Stell</i>	
Tebal <i>head</i>	11/16	in
Tinggi <i>head</i>	1,33	m
Bahan <i>head</i>	<i>Stainless Stell SA-167 Type 316</i>	
Jenis pengaduk	<i>Flat Blade Turbine Impeler</i>	

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01) (Lanjutan)

IDENTIFIKASI		
Diameter pengaduk	2,84	m
Jumlah <i>blade</i>	6	
Jumlah <i>buffle</i>	4	
Lebar <i>buffle</i>	0,7111	
Lebar <i>blade</i>	0,57	m
Putaran pengaduk	25,511	rpm
Luas transfer panas	20,587	m <sup>2</sup>
Luas selimut	240,209	m <sup>2</sup>
Kebutuhan air pendingin	159.694	kg/jam
Harga	\$ 9.183.277	

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

#### a. *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi *Mixer* (M-01)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	<i>Mixer</i>			
Kode Alat	M-01			
Jumlah	1 buah			
Fungsi	Untuk Mencampurkan CaO dan H <sub>2</sub> O			
KONDISI OPERASI				
Tekanan Operasi	1	Atm	29,39	Psi
Suhu Operasi	30	°C	303	K

Tabel 3.2 Spesifikasi *Mixer* (M-01) (Lanjutan)

<b>DATA MEKANIK</b>		
Bahan <i>Mixer</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Diameter <i>Shell</i>	2,0479	m
Tinggi <i>Shell</i>	3,0718	m
Volume <i>Shell</i>	6,7422	m <sup>3</sup>
Volume <i>Head</i>	0,3429	m <sup>3</sup>
Volume <i>Mixer</i>	7,0846	m <sup>3</sup>
Tinggi <i>Mixer</i>	3,0813	m
Tinggi <i>Head</i> (OA)	0,4923	m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875	in
Tebal <i>Head</i>	0,1875	in
<i>Flat Blade Turbines Impellers</i>		
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Turbin6 Blade</i>	
Diameter Pengaduk	0,6144	m
Jarak Pengaduk	0,6826	m
Lebar Pengaduk	0,1229	m
Lebar <i>Baffle</i>	0,1707	m
Jumlah Pengaduk	1	buah
Kecepatan Pengadukan (N)	304,555	rpm
Power Pengadukan (P)	25	hp
Harga Alat	\$1.106.036	

b. *Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)*Tabel 3. 3 Spesifikasi *Rotary Drum Vacum Filter (RDVF-01)*

<b>IDENTIFIKASI</b>				
Kode Alat	RDVF-01			
Jumlah	1 buah			
Fungsi	Untuk memisahkan partikel padat dan cair			
Jenis	<i>Rotary Drum Vacum Filter</i>			
<b>KONDISI OPERASI</b>				
Tekanan Operasi	1	Atm	14,69	Psi
Suhu Operasi	70	°C	343	K
<b>DATA MEKANIK</b>				
Bahan <i>Filter</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>			
Diameter <i>Filter</i>	1,3606		m	
Panjang <i>Filter</i>	2,7212		m	
Luas Permukaan <i>Filter</i>	3,9547		$m^2$	
Kecepatan Putar	5,6004		rpm	
<i>Power Blower</i>	15		hp	
Harga Alat	\$ 192.031			

c. *Rotary Dryer (RD-01)*Tabel 3. 4 Spesifikasi *Rotary Dryer (RD-01)*

<b>IDENTIFIKASI</b>	
Nama Alat	<i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	RD-01

Tabel 3.4 Spesifikasi *Rotary Dryer* (RD-01) (Lanjutan)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Mengeringkan CaCO <sub>3</sub> hingga mencapai kadar air yang diinginkan	
<b>DATA DESIGN</b>		
Tipe	<i>Direct counter current rotary dryer</i>	
T Udara Masuk	120	°C
T Udara Keluar	60,25	°C
T Umpan Masuk	70	°C
T Umpan Keluar	80	°C
Massa Umpan Masuk	42.812,4	kg/jam
Massa produk Dikeringkan	14.221	kg/jam
Laju Alir Udara	260.845,35	kg/jam
<b>DATA MEKANIK</b>		
A	162,9257	ft <sup>2</sup>
Diameter	14,4	ft
Panjang	173,787	ft
<i>Volume Drum</i>	801,776	m <sup>3</sup>
Jumlah Putaran	1,08762	rpm
Waktu Tinggal	0,2	Jam
<i>Power</i>	200	hp
Tebal <i>Rotary Dryer</i>	2,5	in
Harga Alat	\$ 202.364,934	

d. *Ball Mill* (BM-01)Tabel 3. 5 Spesifikasi *Ball Mill* (BM-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Ball Mill</i>	
Kode Alat	BM-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Mememperkecil produk keluaran <i>Rotary Dryer</i> hingga 100 <i>mesh</i>	
Ukuran Produk	100 <i>Mesh</i>	
<b>KONDISI OPERASI</b>		
Tipe	<i>Cylinder Ball Mill</i>	
<i>Laju alir umpan</i>	15948,4275	kg/jam
<i>Tekanan Design</i>	1	atm
Suhu Operasi	80	°C
Kapasitas	382,7623	ton/hari
<b>DATA MEKANIK</b>		
Diameter	1,904	m
Panjang	2,856	m
<i>Volume Mill</i>	16,258	m <sup>3</sup>
<i>Kecepatan Putar</i>	14	rpm
Volume Bola	5,419	m <sup>3</sup>
Jumlah Bola	872.636	bola
Diameter Bola	1,14	cm
Berat Bola	11,45	ton
<i>Power</i>	100	hp
Harga Alat	\$ 483.914	

e. *Screening* (SCR-01)Tabel 3. 6 Spesifikasi *Screening* (SCR-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Vibrating Screen</i>	
Kode Alat	SCR-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Menyeragamkan ukuran bahan baku sebesar 100 <i>mesh</i>	
Ukuran Produk	100 <i>Mesh</i>	
<b>KONDISI OPERASI</b>		
Tipe	<i>High Speed Vibrating Screen</i>	
Kapasitas	12.625,83	kg/jam
Tekanan <i>Design</i>	1	atm
Suhu Operasi	80	°C
Kapasitas	20	ton/hari/ft luas
<b>DATA MEKANIK</b>		
Luas	6,2	ft <sup>2</sup>
Panjang ayakan	42,20	in
Lebar ayakan	21,20	in
<i>Power</i>	3	kW
Harga Alat	\$ 20.407	



### 3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Stroge Silo* (S-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Storage Silo</i>	
Kode Alat	S-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Sebagai tempat untuk menyimpan CaO <i>slurry</i> dengan laju alir massa sebesar 7371 kg/jam selama 7 hari penyimpanan.	
<b>DATA DESIGN</b>		
Tipe	Silinder vertikal dengan alas bentuk kerucut	
<i>Temperature Design</i>	30	°C
<i>Tekanan Design</i>	1	atm
Ukuran Bahan Baku	325	mesh
<b>DATA MEKANIK</b>		
Diameter	1,398	m
Tebal silo	1,625	in
Tebal head	0,75	m
Tinggi silo	3,207	m
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>	
Harga Alat	\$ 238.304	

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Storage Silo* (S-02)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Storage Silo</i>	
Kode Alat	S-02	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Tempat menyimpan produk berupa $\text{CaCO}_3$ powder dengan laju alir massa 12.626 kg/jam selama 7 hari	
<b>DATA DESIGN</b>		
Tipe	Silinder vertikal dengan alas bentuk kerucut	
<i>Temperature Design</i>	80	°C
<i>Pressure Design</i>	1	atm
Ukuran Produk	100	<i>Mesh</i>
<b>DATA MEKANIK</b>		
Diameter	1,673	m
Tebal Silo	1,625	in
Tebal Head	0,75	m
Tinggi Silo	3,837	m
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>	
Harga Alat	\$ 238.304	

Tabel 3. 9 Spesifikasi Tangki (T-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-01
Jumlah	1 buah

Tabel 3.9 Spesifikasi Tangki (T-01) (Lanjutan)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Fungsi	Tempat penyimpanan gas CO <sub>2</sub> dengan laju alir massa 5449,213 kg/jam selama 15 hari penyimpanan	
<b>DATA DESIGN</b>		
Tipe	<i>Tangki Silinder Horizontal</i>	
<i>Temperature Design</i>	30	°C
<i>Tekanan Design</i>	1,57	atm
<b>DATA MEKANIK</b>		
Diameter	35,125	m
Tebal	0,013	m
Tebal Head	8/16	in
Panjang <i>Tangki</i>	105	m
Bahan Kontruksi	<i>stainless steel, 316 SS</i>	
Harga Alat	\$ 91.815	

### 3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Belt Conveyor*

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>	
Kode Alat	BC-01	BC-02
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengangkut Kalsium Oksida (CaO) dari <i>Storage Silo</i> (S-01) menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengangkut hasil atas <i>Rotary Drum Vacum Filter</i> (RDVF-01) menuju <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)

Tabel 3.10 Spesifikasi *Belt Conveyor* (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>				
Tipe	<i>Horizontal belt conveyor</i>			
<i>Temperature Design</i>	30	°C	30	°C
<i>Tekanan Design</i>	1	atm	1	atm
Kapasitas	7,37	ton/jam	17,26	ton/jam
<b>DATA MEKANIK</b>				
<i>Lebar Belt</i>	14	In	14	in
<i>Tebal Belt</i>	3	In	3	in
<i>Kecepatan Belt</i>	100	ft/min	100	ft/min
<i>Panjang Belt</i>	32	ft	32	ft
<i>Sudut Elevasi</i>	20°		20°	
<i>Power</i>	2,5	hp	2,5	hp
<i>Bahan Kontruksi</i>	<i>Rubber</i>			
<i>Harga Alat</i>	\$ 9.376		\$ 9.376	

Tabel 3. 11 Lanjutan Spesifikasi *Belt Conveyor*

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>	
Kode Alat	BC-03	BC-04
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengangkut Kalsium Karbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) dari <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) menuju <i>Ball Mill</i> (BM-01)	Mengangkut hasil atas <i>Ball Mill</i> (BM-01) menuju <i>Screen</i> (SCR-01)

Tabel 3.11 Spesifikasi *Belt Conveyor* (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>				
Type	<i>Horizontal belt conveyor</i>			
<i>Temperature Design</i>	80	°C	80	°C
<i>Tekanan Design</i>	1	Atm	1	tm
Kapasitas	13,29	ton/jam	13,29	ton/jam
<b>DATA MEKANIK</b>				
<i>Lebar Belt</i>	14	In	14	in
<i>Tebal Belt</i>	3	In	3	in
<i>Kecepatan Belt</i>	100	ft/min	100	ft/min
<i>Panjang Belt</i>	32	Ft	32	ft
<i>Sudut Elevasi</i>	20°		20°	
<i>Power</i>	2,5	Hp	2,5	hp
<i>Bahan Kontruksi</i>	<i>Rubber</i>			
<i>Harga Alat</i>	\$ 9.376		\$ 9.376	

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Belt Conveyor*(Lanjutan)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>	
Kode Alat	BC-05	BC-06
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengangkut Kalsium Karbonat (CaCO <sub>3</sub> ) yang tidak lolos dari <i>Screen</i> (SCR-01) menuju <i>Ball Mill</i> (BM-01)	Mengangkut hasil atas <i>Screen</i> (SCR-01) menuju <i>Bucket Elevator</i> (BE-02)

Tabel 3.12 Spesifikasi *Belt Conveyor* (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>				
Tipe	<i>Horizontal belt conveyor</i>			
<i>Temperature Design</i>	80	°C	80	°C
<i>Tekanan Design</i>	1	Atm	1	atm
Kapasitas	0,588	ton/jam	13,00	ton/jam
<b>DATA MEKANIK</b>				
<i>Lebar Belt</i>	14	In	14	in
<i>Tebal Belt</i>	3	In	3	in
<i>Kecepatan Belt</i>	100	ft/min	100	ft/min
<i>Panjang Belt</i>	32	Ft	32	ft
<i>Sudut Elevasi</i>	20°		20°	
<i>Power</i>	2,5	Hp	2,5	hp
<i>Bahan Kontruksi</i>	<i>Rubber</i>			
<i>Harga Alat</i>	\$ 9.376		\$ 9.376	

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Bucket Elevator*

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Bucket Elevator</i>	
Kode Alat	BE-01	BE-02
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengangkut Kalsium Oksida (CaO) menuju <i>Storage Silo</i> (S-01)	Mengangkut Kalsium Karbonat (CaCO <sub>3</sub> ) dari <i>Belt Conveyor</i> (BC-06) menuju <i>Slaker</i> (S-02)

Tabel 3.13 Spesifikasi *Bucket Elevator*

<b>DATA DESIGN</b>				
Tipe	<i>Supercapacity ContiniousBucket Elevator</i>			
<i>Temperature Design</i>	30	°C	80	°C
Tekanan <i>Design</i>	1,01	Atm	1,01	atm
Kapasitas	7,37	ton/jam	12,62	ton/jam
<b>DATA MEKANIK</b>				
Ukuran <i>Bucket</i> :				
Lebar	6	in	6	in
Tebal	4	in	4	in
Panjang	4¼	in	4¼	in
Kapasitas	14	ton/jam	14	ton/jam
Tinggi	25	Ft	50	ft
Kecepatan <i>Bucket</i>	225	Ft	225	ft
Kecepatan Putaran <i>Head Shaft</i>	43	Rpm	43	rpm

Tabel 3. 14 Pompa

<b>IDENTIFIKASI</b>			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah
Fungsi	Untuk mengalirkan H <sub>2</sub> O dari <i>Mixer</i> (M-01) menuju <i>Reaktor</i> (R-01)	Untuk mengalirkan H <sub>2</sub> O dari <i>Reaktor</i> (R-01) menuju <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01)	Untuk mengalirkan H <sub>2</sub> O dari tangki menuju ke Lingkungan

Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>						
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>		<i>Centrifugal Pump</i>		<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperature Design	30	°C	30	°C	30	°C
Laju Alir	2.100,48	kg/jam	6131,34	kg/jam	2250,79	kg/jam
<b>DATA MEKANIK</b>						
IPS	1,25	In	2	in	1,25	in
ID	1,38	In	2,06	in	1,38	in
OD	1,66	In	2,38	in	1,66	in
Flow Area	0,0104	ft <sup>2</sup>	0,023	ft <sup>2</sup>	0,0104	ft <sup>2</sup>
Velocity	1,400	ft/s	1,830	ft/s	1,50	ft/s
Friction Loss	0,032	ft(lbf/lb)	0,032	ft(lbf/lb)	0,0225	ft(lbf/lb)
Pressure	14,696	Psi	14,696	Psi	14,696	Psi
Daya Pompa, Hp	20		60		20	
Harga Alat	\$ 4.400		\$ 6.300		\$ 4.400	

Tabel 3. 15 Blower

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Blower</i>	
Kode Alat	B-01	B-02
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan udara sebagai media pengering dalam <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	Mengalirkan sisa CO <sub>2</sub> sisa dari <i>Reaktor</i> (Reaktor-01) untuk diproses kembali



Tabel 3.15 *Blower* (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>				
Tipe	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>			
<i>Temperature Design</i>	30	°C	70	°C
<i>Tekanan Design</i>	3,5	Psi	3,5	Psi
Kapasitas	3.727,97	lb/jam	281,47	lb/jam
<b>DATA MEKANIK</b>				
Laju udara	1.624,06	ft <sup>2</sup> /min	122,62	ft <sup>2</sup> /min
Power	2	Hp	1,5	hp
Harga Alat	\$ 6.819		\$ 6.819	

### 3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. *Heater* (HE-01)

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Heater* (HE-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>	
Nama Alat Kode Alat Fungsi Tipe	<i>Heater</i> HE-01 Menaikkan suhu H <sub>2</sub> O sebelum masuk Reaktor <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
<b>DATA DESIGN</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>● Annulus</li> <li>IPS (in)</li> <li>Sch No</li> <li>ID (in)</li> <li>OD (in)</li> <li>A'' (ft)</li> </ul>	2 40 2,542 2,38 0,542
Nilai A (m <sup>2</sup> )	2,354

Tabel 3.16 Spesifikasi *Heater* (HE-01) (Lanjutan)

<b>DATA DESIGN</b>	
Jumlah <i>Hairpin</i>	12
<i>Dirt Factor</i> (kJ/m <sup>2</sup> .SK)	-2,73544 x 10 <sup>12</sup>
ΔPa (psi)	40,982
ΔPp (psi)	457.037,057
Harga Alat	\$ 13.882

Tabel 3. 17Spesifikasi *Heater* (HE-02)

<b>IDENTIFIKASI</b>	
Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode Alat	HE-02
Fungsi	Menaikkan suhu CO <sub>2</sub> sebelum masuk ke Rotary
Tipe	Dryer (RD-01) <i>Shell and Tube</i>
<b>DATA DESIGN</b>	
BWG	14
ID (in)	0,584
OD (in)	0,75
A" (ft)	0,1529
Nilai A (m <sup>2</sup> )	355,7366
Jumlah <i>Hairpin</i>	6
<i>Dirt Factor</i> (kJ/m <sup>2</sup> .SK)	193,827
ΔPa (psi)	7.815,8731
ΔPp (psi)	554,445
Harga Alat	\$ 13.882

b. *Cooler (C-01)*Tabel 3. 18 Spesifikasi *Cooler (C-01)*

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	<i>Cooler</i>	
Kode Alat	CL-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Menurunkan temperatur Produk $\text{Ca}(\text{OH})_2$ $90^\circ\text{C}$ menjadi $70^\circ\text{C}$ dari <i>Mixer</i> menuju Reaktor	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
<b><i>Annulus</i></b>		
IPS	2	in
OD	2,38	in
ID	2,067	in
<i>Surface area</i>	0,6220	sqft/ft
Panjang	15	ft
<b><i>Inner Pipe</i></b>		
IPS	1 ¼	in
OD	1,66	in
ID	1,38	in
<i>Surface area</i>	0,435	sqft/ft
Panjang	15	ft
A	16,283	ft <sup>2</sup>
Ud	450	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Uc	207	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	1,9	
Rd min	0,001	
Harga Alat	\$ 47.734	

### 3.4 Neraca Massa

#### a. Neraca Massa Total

Tabel 3. 19 Neraca Massa Total

Komponen	Nomor Arus														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Udara	-	-	-	386.130	-	-	-	-	-	-	378.408	-	-	3.861	374.547
CO <sub>2</sub>	-	-	5.449	-	-	5.617	168	-	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	24.48 2	-	-	8.212	22.184	-	-	10.101	8.694	1.407	8.997	615	31	8	8
CaO	-	7.370	-	-	221	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	9.448	-	-	283	-	283	14	283	14	14	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	12.384	-	12.384	619	12.384	619	619	-
<b>TOTAL</b>	<b>24.48 2</b>	<b>7.370</b>	<b>5.449</b>	<b>394.343</b>	<b>31.853</b>	<b>5.617</b>	<b>168</b>	<b>22.768</b>	<b>8.694</b>	<b>14.075</b>	<b>388.038</b>	<b>13.283</b>	<b>664</b>	<b>4.502</b>	<b>374.554</b>

#### b. Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 20 Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Komponen	<i>Input</i>				<i>Output</i>	
	Arus 1		Arus 2		Arus 5	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
CaO	-	-	131,624	7370,987	3,948	221,129
H <sub>2</sub> O	437,182	24.482	-	-	309,506	22.184

Tabel 3.20 Neraca Massa Mixer (M-01) (Lanjutan)

Komponen	<i>Input</i>				<i>Output</i>	
	Arus 1		Arus 2		Arus 5	
	(kmol/jam)	(kg/jam)		(kmol/jam)	(kg/jam)	
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	127,676	9.448,026
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>441</b>				<b>441</b>	
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>31.853</b>				<b>31.853</b>	

## c. Neraca Massa Reaktor RATB (R-01)

Tabel 3. 21 Neraca Massa Reaktor RATB (R-01)

Komponen	<i>Input</i>						<i>Output</i>			
	Arus 5		Arus 3		Arus 7		Arus 6		Arus 8	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	127,676	9.448,026	-	-	-	-	-	-	3,83028	283,4408
CO <sub>2</sub>	-	-	127,676	5.449	3,8302	168,532	127,6760	5.617,745	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	123,8457	12.384,5745
H <sub>2</sub> O	309	22.184	-	-	-	-	-	-	561	10.101
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>259</b>						<b>259</b>			
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>22.938</b>						<b>22.938</b>			

d. Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)Tabel 3. 22 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 8		Arus 9		Arus 10	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	3,830280759	283,4408	-	-	3,8303	283,4408
CaCO <sub>3</sub>	123,8457446	12.384,5745	-	-	123,7185	12.384,5750
H <sub>2</sub> O	561,217	10.101	483	8.694	78,1976	1.407,5573
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>689</b>		<b>689</b>			
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>22.770</b>		<b>22.770</b>			

e. Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)Tabel 3. 23 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	<i>Input</i>				<i>Output</i>			
	Arus 10		Arus 4		Arus 11		Arus 12	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Udara	-	-	-	386.130,9	-	38.6130,9		
Ca(OH) <sub>2</sub>	3,8303	283,4408	-	-	-	-	3,8303	283,441
CaCO <sub>3</sub>	123,8458	12.384,5750	-	-	-	-	123,8458	12.384,575
H <sub>2</sub> O	78,1976	1.407,5573	-	8.212,1	43,6231	8.997,29	34,5745	622,414
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>256</b>				<b>256</b>			
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>14.076</b>				<b>14.076</b>			

f. Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)Tabel 3. 24 Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 12		Arus 16		Arus 13	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	3,8303	283,4408	3,6388	269,2687	0,1915	14,1720
CaCO <sub>3</sub>	123,8458	12.384,5750	117,6535	11.765,3463	6,1923	619,2288
H <sub>2</sub> O	34,5745	622,3405	32,8457	591,2234	1,7287	31,1170
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>162</b>		<b>162</b>			
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>13.291</b>		<b>13.291</b>			

g. Neraca Massa *Screening* (SCR-01)Tabel 3. 25 Neraca Massa *Screening* (SCR-01)

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Arus 16		Arus 17		Arus 13	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	3,6388	269,2687	3,4568	255,8053	0,1915	14,1720
CaCO <sub>3</sub>	117,6535	11.765,3463	111,7708	11.177,0789	6,1923	619,2288
H <sub>2</sub> O	32,8457	591,2234	31,2035	561,6623	1,7287	31,1170
<b>TOTAL (kmol/jam)</b>	<b>154</b>		<b>154</b>			
<b>TOTAL (kg/jam)</b>	<b>12.626</b>		<b>12.626</b>			

### 3.5 Neraca Panas

#### a. Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 26 Neraca Panas *Mixer* (M-01)

<b>Neraca Panas pada <i>Mixer</i> (m-01)</b>		
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/kmol)</b>	<b>Keluar (kJ/kmol)</b>
<b>H1</b>	$1,01 \times 10^2$	
<b>H2</b>		$1,96 \times 10^2$
<b>Q</b>	$1,04 \times 10^7$	
<b>Pendingin</b>		$1,03 \times 10^7$
<b>Total</b>	<b><math>1,05 \times 10^7</math></b>	<b><math>1,05 \times 10^7</math></b>

#### b. Neraca Panas *Rotary Dryer*

Tabel 3. 27 Neraca Panas *Rotary Dryer*

<b>Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i></b>		
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/kmol)</b>	<b>Keluar (kJ/kmol)</b>
<b>Arus 7</b>	$9,82 \times 10^3$	
<b>Air yang Menguap</b>		$6,68 \times 10^5$
<b>Arus 9</b>		$1,02 \times 10^3$
<b>Pemanas</b>	$6,59 \times 10^5$	
<b>Total</b>	<b><math>6,69 \times 10^5</math></b>	<b><math>6,69 \times 10^5</math></b>



c. *Heat Exchanger*(HE-01)Tabel 3. 28 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

<b>Neraca Panas HE01</b>		
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/kmol)</b>	<b>Keluar (kJ/kmol)</b>
<b>Qt Masuk</b>	8,37 x 10 <sup>2</sup>	
<b>Qt Keluar</b>		8,37 x 10 <sup>2</sup>
<b>Total</b>	<b>8,37 x 10<sup>2</sup></b>	<b>8,37 x 10<sup>2</sup></b>

d. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)Tabel 3. 29 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

<b>Neraca Panas HE02</b>		
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/kmol)</b>	<b>Keluar (kJ/kmol)</b>
<b>Qt Masuk</b>	1,34 x 10 <sup>6</sup>	
<b>Qt Keluar</b>		1,34 x 10 <sup>6</sup>
<b>Total</b>	<b>1,34 x 10<sup>6</sup></b>	<b>1,34 x 10<sup>6</sup></b>

e. Neraca Panas *Reaktor*

Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor

<b>Neraca Panas Reaktor</b>		
<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/kmol)</b>	<b>Keluar (kJ/kmol)</b>
<b>Qreaktan</b>	-5,06 x 10 <sup>5</sup>	
<b>Qreaksi</b>	-5,28 x 10 <sup>6</sup>	
<b>Neraca Panas HE</b>		-1.12 x 10 <sup>6</sup>
<b>Qpendingin</b>		-4,66 x 10 <sup>6</sup>
<b>Total</b>	<b>5,78 x 10<sup>5</sup></b>	<b>5,78 x 10<sup>5</sup></b>

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Dalam melakukan perancangan suatu pabrik, penentuan dalam lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang penting untuk diperhatikan dalam keberhasilan suatu pabrik. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dan ekonomis dipengaruhi oleh berbagai macam faktor. Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Disamping pertimbangan teknis dan ekonomis diperlukan pula pertimbangan sosiologis, yaitu pertimbangan dalam mempelajari sifat dan sikap masyarakat di sekitar daerah yang dipilih sebagai lokasi pabrik, sehingga jika ada hambatan sosiologis yang timbul dari luar dapat diperhitungkan sebelumnya.

Lokasi pabrik dikatakan ekonomis bila memenuhi beberapa syarat antara lain :

- a. Tersedianya bahan baku dan utilitas.
- b. Lancarnya transportasi.
- c. Daerah pemasaran yang cukup potensial.
- d. Penyediaan tenaga kerja yang cukup.
- e. Tidak menimbulkan efek sosial yang negatif terhadap masyarakat sekitar.

- f. Keadaan iklim yang stabil.
- g. Adanya sarana pembuangan limbah yang baik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut diatas maka pabrik pembuatan Kalsium Karbonat direncanakan berlokasi di Cilacap, dengan berbagai pertimbangan sebagai berikut :

a. Sumber Bahan Baku

Sumber bahan baku yang digunakan yaitu Kalsium Oksida yang langsung diperoleh dari wilayah Cilacap dan diproses dengan dicampurkan H<sub>2</sub>O sehingga menghasilkan Ca(OH)<sub>2</sub>. Dalam mengurangi biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik Kalsium Karbonat didirikan tidak jauh dengan penghasil utama bahan baku.

b. Pemasaran

Besarnya permintaan pasar terhadap produk yang dihasilkan pada suatu wilayah dapat menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik. Distribusi produk akan berjalan lebih mudah dan efisien apabila pabrik berada dekat dengan wilayah pemasaran.

c. Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi di daerah Cilacap ini cukup memadai. Untuk penyediaan bahan baku cukup dengan transportasi darat, yaitu berada dekat jalan utama Jakarta-Yogyakarta. Sedangkan untuk pemasaran produk di luar Cilacap dapat menggunakan transportasi laut dimana telah tersedia Pelabuhan Tanjung Intan yang didukung fasilitas yang memadai.

d. Fasilitas Air

Cilacap merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga penyediaan utilitas umumnya air untuk kebutuhan utilitas tidak mengalami kesulitan karena dekat dengan sungai dan laut.

e. Tersedianya Sarana Pendukung

Fasilitas pendukung berupa air, energi, dan bahan bakar tersedia cukup memadai karena merupakan kawasan industri.

1. Penyediaan air diperoleh dari air sungai Serayu.
2. Penyediaan tenaga listrik, dapat diperoleh dari PLN dan generator pabrik.

f. Tersedianya Tenaga Kerja

Kawasan industri Cilacap merupakan daerah yang terletak di daerah Jawa Tengah dengan lembaga tenaga kerja ahli maupun tenaga kerja amatir, sehingga tenaga kerja di daerah ini mudah didapatkan.

Adapun peta lokasi perencanaan pendirian pabrik Kalsium karbonat adalah sebagai berikut :



Gambar 4. 1      Peta Lokasi Pabrik

#### 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*area handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (*Timmerhaus*, 2004):

Urutan proses produksi, yaitu :

- a. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- b. Distribusi ekonomi pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik, dan bahan baku.
- c. Pemeliharaan dan perbaikan.

- d. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- e. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- f. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- g. Masalah pembuangan limbah cair.
- h. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (*Timmerhaus, 2004*).

- a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi *material handling*.
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*.
- c. Mengurangi ongkos produksi.
- d. Meningkatkan keselamatan kerja.
- e. Mengurangi kerja seminimum mungkin.
- f. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

#### **4.2.1 Area Administrasi dan Perkantoran**

Area Administrasi dan Perkantoran merupakan area pusat dari berbagai macam kegiatan administrasi dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan-kegiatan lainnya.

#### **4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol**

Area ini merupakan tempat alat-alat proses diletakan dan area proses produksi berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses produksi.

#### **4.2.3 Area Penyimpanan Bahan Baku dan Produk**

Dalam area ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan bahan baku yang akan digunakan dalam proses produksi, dan juga digunakan sebagai tempat penyimpanan produksi yang pada umumnya dimasukan ke dalam *warehouse* yang telah siap untuk dipasarkan. Area ini harus mudah dijangkau oleh alat pengangkutan.

#### **4.2.4 Area Utilitas**

Area ini digunakan sebagai tempat pendukung dalam penyediaan kebutuhan suatu pabrik yang erat hubungannya dengan utilitas, yakni seperti air, steam, bahan bakar, dan listrik.

#### **4.2.5 Area fasilitas Umum**

Area fasilitas umum ini meliputi masjid/mushola, tempat parkir, toilet, bengkel, dan fasilitas kesehatan/poliklinik yang akan disediakan. Bangunan-bangunan ini harus disediakan sebaik mungkin,

sehingga akan meningkatkan efisiensi dan efektifitas para pegawai yang bekerja.

#### **4.2.6 Area Laboratorium**

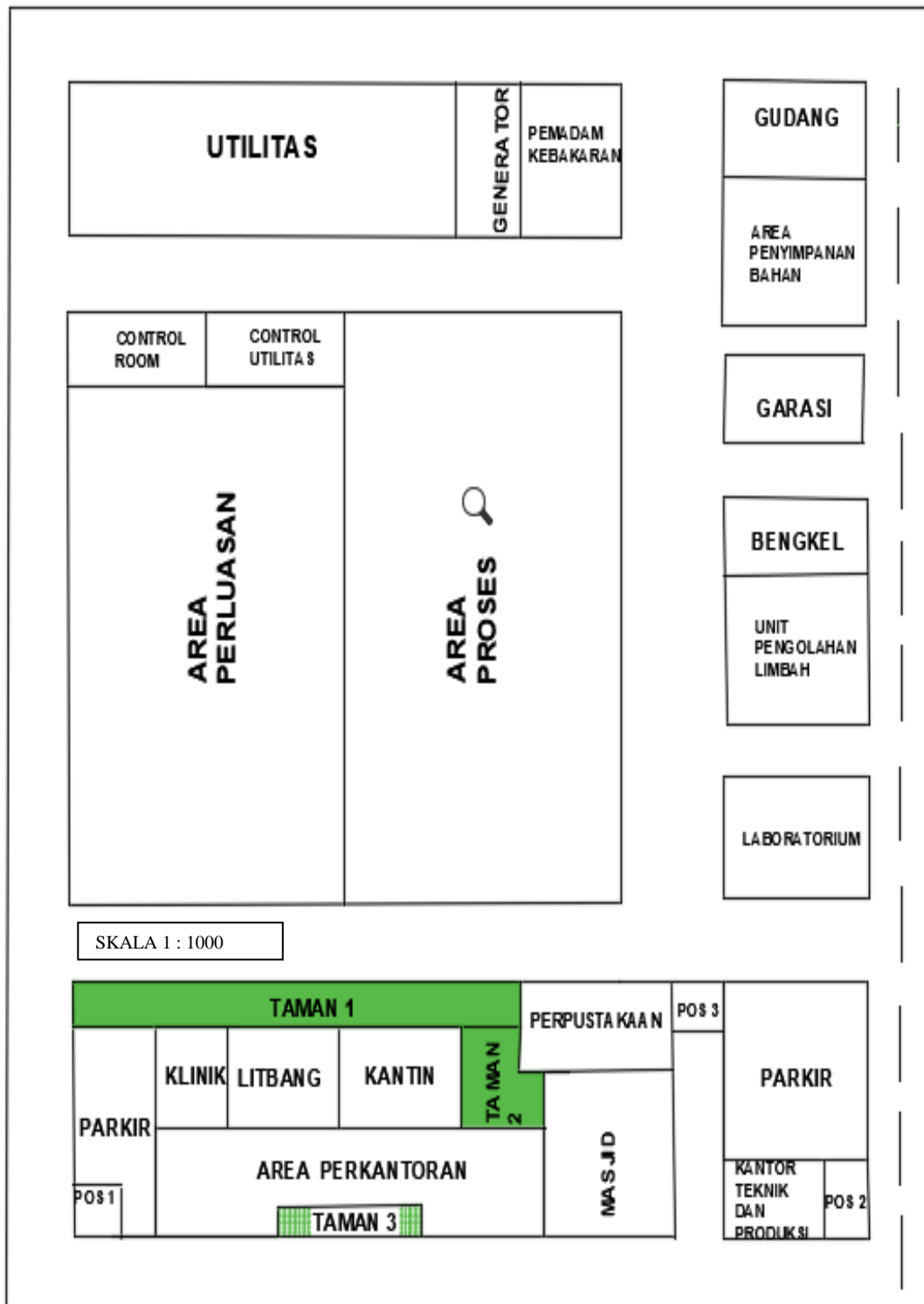
Area laboratorium ini digunakan sebagai tempat pengecekan dan pengendalian suatu kualitas bahan baku yang akan masuk kedalam proses produksi, dan juga kualitas produk yang akan diperjualkan.

#### **4.2.7 Area Perluasan**

Area ini digunakan untuk apabila pabrik akan mendirikan alat tambahan untuk proses produksi dimasa yang akan datang, sehingga diperlukan perluasan sebidang tanah disekitar pabrik. Daerah perluasan ini terletak di bagian belakang pabrik.

Adapun *layout* dari pabrik Kalsium Karbonat dengan luas masing-masing adalah sebagai berikut:





Gambar 4.2 *Layout Pabrik*

Tabel 4. 1 Area Bangunan Pabrik Kalsium Karbonat

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Area Proses	105	40	4200
2	Area Utilitas	80	20	1600
3	Bengkel	18	8	144
4	Gudang dan warehouse	10	7	70
5	Kantin	12	10	120
6	Kantor Teknik dan Produksi	10	15	150
7	Kantor Utama	20	15	300
8	Laboratorium	13	13	169
9	Parkir Utama	14	15	210
10	Parkir Truk	20	8	160
11	Litbang	13	13	169
12	Poliklinik	7	15	105
13	Pos Keamanan 1	4	4	16
	Pos Keamanan 2	4	4	16
	Pos Keamanan 3	4	4	16
14	Control Room	11	15	165
15	Control Utilitas	11	15	165
16	Masjid	15	20	300
18	Unit Pemadam Kebakaran	10	15	150
19	Unit Pengolahan Limbah	15	15	225
20	Taman 1	10	15	150
	Taman 2	5	10	50
	Taman 3	15	10	150
21	Jalan	200	6	1200
22	Daerah Perluasan	60	15	900
<b>Luas Tanah</b>				<b>10700</b>
<b>Luas Bangunan</b>				<b>8250</b>
<b>Total</b>				<b>18950</b>

#### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan sebagai berikut :

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Mengatur pergerakan bahan baku dan produk secara efisien akan membawa manfaat ekonomi yang signifikan, sekaligus mendukung kelancaran serta keselamatan dalam proses produksi.

b. Aliran Udara

Perhatian terhadap kelancaran aliran udara di sekitar wilayah proses menjadi sangatlah penting, karena tujuannya adalah mencegah terjadinya kondisi udara yang diam (stagnasi) di suatu lokasi. Stagnasi ini bisa menyebabkan penimbunan atau pengumpulan bahan kimia berbahaya, yang pada akhirnya bisa mengancam keselamatan para pekerja. Selain itu, orientasi aliran angin juga harus dipertimbangkan agar tidak membawa bahan beracun ke area kerja atau menyebabkan akumulasi di titik tertentu.

c. Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh area pabrik perlu mencukupi. Di lokasi-lokasi yang memiliki potensi risiko atau bahaya tinggi dalam proses produksi, perlu diberikan pencahayaan ekstra.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam merancang tata letak peralatan, penting untuk memastikan aksesibilitas pekerja ke semua alat proses dengan efisiensi, sehingga jika ada kerusakan pada peralatan, perbaikan dapat dilakukan dengan cepat. Selain itu, keselamatan pekerja selama menjalankan tugas harus menjadi prioritas utama.

e. Pertimbangan Ekonomi

Dalam penempatan peralatan produksi di pabrik, upaya dilakukan untuk mengoptimalkan efisiensi biaya operasional sambil memastikan kelancaran dan keselamatan proses produksi, sehingga secara ekonomis menghasilkan manfaat yang positif.

f. Jarak Antar Alat Proses

Untuk mengisolasi alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi dari alat proses lainnya. Langkah ini bertujuan untuk mencegah kemungkinan bahaya pada saat terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, sehingga risiko terhadap alat proses lain dapat diminimalkan.

g. *Maintenance*

Kegiatan *maintenance* memiliki tujuan utama yaitu menjaga kondisi dan performa sarana serta fasilitas peralatan di pabrik dengan melalui tindakan pemeliharaan dan perbaikan. Ini bertujuan untuk memastikan kelancaran jalannya produksi dan meningkatkan produktivitas, sehingga target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan dapat tercapai.

Perawatan pencegahan dilakukan secara harian guna mencegah kerusakan pada peralatan dan menjaga kebersihan lingkungan sekitar peralatan. Sementara itu, perawatan rutin dijadwalkan sesuai panduan yang telah ada. Penjadwalan ini dirancang sedemikian rupa sehingga peralatan mendapatkan perawatan khusus secara bergilir. Mesin-mesin beroperasi secara berkelanjutan dan akan dihentikan ketika mengalami kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan sesuai dengan prosedur yang telah ditetapkan, yang tercermin dalam jadwal perawatan untuk setiap alat. Setiap perawatan alat melibatkan langkah-langkah berikut:

1. *Overhaul* Setahun Sekali Ini melibatkan perbaikan menyeluruh, pemeriksaan, dan pemeliharaan alat secara keseluruhan. Proses ini termasuk pembongkaran alat, penggantian komponen yang rusak, dan mengembalikan kondisi alat ke kondisi semula.
2. Perbaikan (*Repairing*) ini melibatkan tindakan perbaikan pada bagian-bagian tertentu dari alat. Kegiatan ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan menyeluruh.

Faktor-faktor yang mempengaruhi kegiatan *maintenance* meliputi:

1. Umur Alat

Semakin tua umur alat, semakin sering perlu perawatan yang dapat mengakibatkan peningkatan biaya *maintenance*.

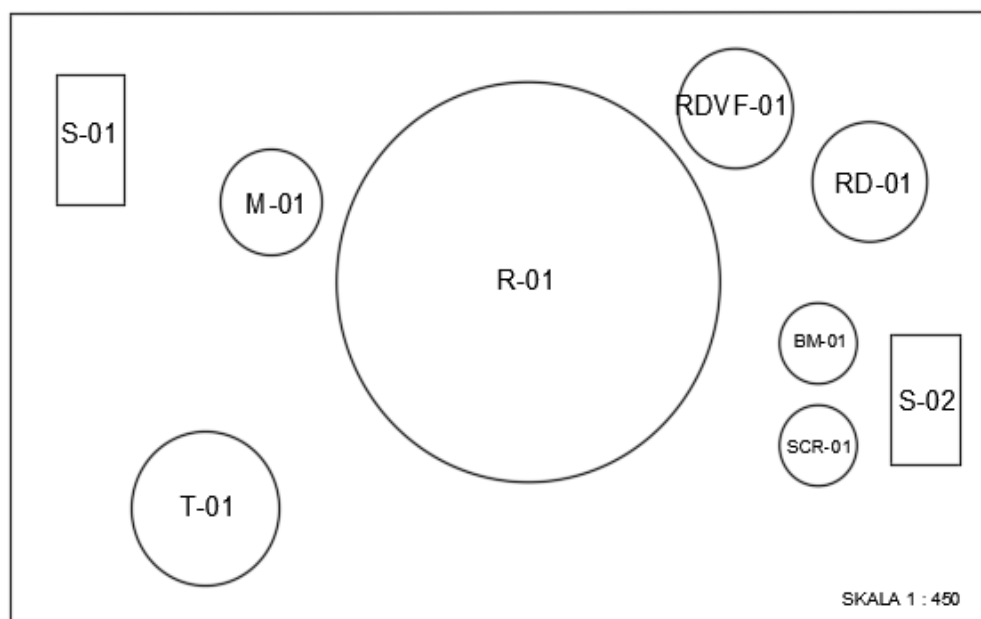
2. Bahan Baku

Penggunaan bahan baku yang rendah kualitasnya dapat menyebabkan kerusakan pada alat, memaksa alat tersebut untuk lebih sering dibersihkan dan diperbaiki.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor ini dan mengikuti prosedur perawatan yang tepat, pabrik dapat menjaga kinerja optimal alat-alat prosesnya dan menghindari biaya yang tidak perlu akibat kerusakan atau kegagalan dalam produksi.

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- Kelancaran jalannya proses produksi bisa dijamin.
- Penggunaan luas lantai bisa dioptimalkan dengan efektif.
- Biaya penanganan material dapat dikurangi, yang pada gilirannya mengurangi pengeluaran untuk hal yang tidak esensial.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik

Keterangan :

- S-01 : Silo CaO
- M-01 : *Mixer*
- R-01 : Reaktor
- RDVF-01 : *Rotary Drum Vacuum Filter*
- RD-01 : *Rotary Dryer*
- BM-01 : *Ball Mill*
- SCR-01 : *Screening*
- S-02 : Silo CaCO<sub>3</sub>
- T-01 : Tangki CO<sub>2</sub>

## **4.4 Organisasi Perusahaan**

### **4.4.1 Bentuk Perusahaan**

Perusahaan kalsium karbonat ini direncanakan akan diatur dalam bentuk perseroan terbatas yang dirancang untuk memiliki kapasitas produksi sebanyak 100.000 ton/tahun dan memiliki status sebagai perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas adalah jenis perusahaan di mana modal didapatkan melalui penjualan saham kepada berbagai investor, di mana setiap investor dapat memiliki satu saham atau lebih. Pemegang saham memiliki kewajiban untuk menyumbangkan jumlah uang yang tercantum dalam masing-masing saham.

Beberapa alasan yang mendasari pemilihan struktur perusahaan ini adalah:

- a. Kemudahan Mendapatkan Modal: Modal dapat diperoleh dengan cara menjual saham di pasar modal, mengajukan pinjaman, atau melalui perjanjian tertutup dengan pihak yang memiliki minat dalam perusahaan.
- b. Efisiensi Manajemen dan Mobilitas Global: Bentuk perusahaan ini memungkinkan manajemen yang efisien dan kemampuan bergerak di pasar global dengan lebih mudah.
- c. Tanggung Jawab Terbatas: Pemegang saham hanya bertanggung jawab sebatas jumlah modal yang mereka investasikan, dan mereka dapat memilih orang yang ahli sebagai anggota dewan komisaris dan direktur.

- d. Akses ke Modal Besar: Dengan kemampuan untuk menarik modal dari sejumlah pemegang saham, perusahaan dapat mengakses sumber dana yang lebih besar untuk membiayai berbagai kegiatan.
- e. Kelangsungan Bisnis Terjamin: Bentuk perusahaan ini tidak tergantung pada keberadaan atau partisipasi pemegang saham tertentu, sehingga bisnis dapat berlanjut bahkan jika ada perubahan dalam kepemilikan saham.

Dengan mempertimbangkan alasan-alasan ini, struktur perseroan terbatas dipilih untuk menjalankan pabrik produksi kalsium karbonat yang diharapkan mampu mengoptimalkan pengelolaan modal dan memberikan kelangsungan serta pertumbuhan yang berkelanjutan bagi perusahaan

#### **4.4.2 Struktur Perusahaan**

Struktur organisasi memainkan peran yang sangat penting dalam suatu perusahaan karena melalui struktur tersebut, hubungan komunikasi yang efektif antar karyawan dapat dibangun, memastikan kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Menurut Widjaja (2003), ada beberapa aspek yang harus diperhatikan untuk membentuk sistem organisasi yang baik:

- a. Klasifikasi Tujuan Perusahaan: Tujuan perusahaan perlu dirumuskan dengan jelas agar semua anggota organisasi memahaminya.



- b. Pemahaman Tujuan Organisasi: Setiap individu di dalam organisasi harus memahami tujuan organisasi secara mendalam.
- c. Akseptasi Tujuan Organisasi: Penting bagi semua anggota organisasi untuk menerima tujuan organisasi dengan sepenuh hati.
- d. Kesatuan Arah (Unity of Direction): Semua kegiatan harus bergerak menuju arah tujuan organisasi yang sama.
- e. Kesatuan Perintah: Setiap karyawan harus menerima perintah dari satu atasan langsung.
- f. Pemisahan Tugas yang Jelas: Tugas dan tanggung jawab harus dibagi dengan jelas agar tidak ada tumpang tindih atau kebingungan.
- g. Kesatuan Perintah dan Tanggung Jawab: Setiap anggota harus memiliki atasan langsung dan tanggung jawab yang jelas terkait pekerjaan mereka.
- h. Sistem Pengendalian: Perlu ada mekanisme pengendalian yang memastikan bahwa pekerjaan yang dilakukan sesuai dengan standar dan tujuan organisasi.

Dengan memperhatikan prinsip-prinsip ini, suatu organisasi dapat menciptakan struktur yang memungkinkan kerjasama yang efektif, koordinasi yang baik, serta pencapaian tujuan yang optimal.

Terdapat tiga bentuk struktur organisasi yang perlu diakui, yaitu:

- a. **Sistem Garis (*Line System*):** Sistem ini umumnya digunakan dalam perusahaan kecil. Otoritas puncak terletak pada pemilik perusahaan, dan perintah langsung diberikan kepada bawahan.
- b. **Sistem Garis dan Staf (*Line and Staff System*):** Sistem ini lebih umum digunakan, di mana karyawan bertanggung jawab kepada atasan mereka. Sistem ini menggabungkan unsur hierarki garis dengan personel staff yang menyediakan saran dan pendukung dalam pengambilan keputusan.
- c. **Sistem Fungsional (*Functional System*):** Sistem ini digunakan dalam perusahaan besar dan kompleks. Karyawan ditempatkan sesuai dengan keahlian mereka dan memiliki wewenang di bidang tertentu.

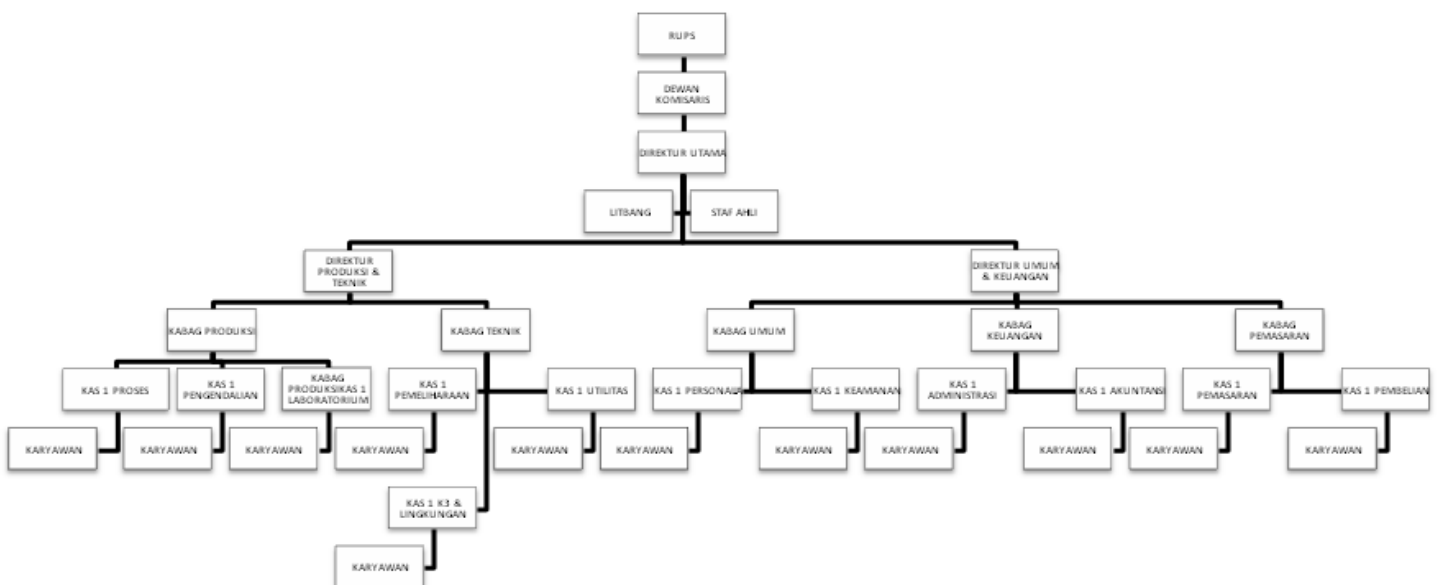
Dengan mempertimbangkan prinsip-prinsip tersebut, pilihan yang tepat adalah Sistem *Line and Staff*. Dalam sistem ini, hirarki otoritas lebih sederhana dan praktis. Pemisahan tugas kerja juga dilakukan dengan baik, seperti yang terjadi dalam sistem fungsional. Oleh karena itu, seorang karyawan hanya harus bertanggung jawab kepada satu atasan.

Demi kelancaran produksi, perlu untuk membentuk staf ahli yang khususnya terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidang masing-masing. Staf ahli akan memberikan kontribusi pemikiran dan saran kepada tingkat pengawas untuk mencapai tujuan perusahaan.

Dewan Komisaris mewakili pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam operasi sehari-hari, dengan tugas pelaksanaan

dijalankan oleh Direktur Utama, didukung oleh Direktur Produksi, Direktur Keuangan, dan Direktur Umum. Direktur Produksi mengawasi aspek teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum mengurus bidang keuangan, administrasi umum, dan pemasaran.

Para direktur ini memimpin beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas berbagai departemen dalam perusahaan, sebagai bagian dari upaya delegasi tugas dan tanggung jawab. Setiap kepala bagian memimpin beberapa seksi, dan setiap seksi akan mengawasi sejumlah karyawan di bidangnya masing-masing. Karyawan-karyawan perusahaan akan dikelompokkan menjadi beberapa regu, di mana setiap kepala regu akan melapor kepada pengawas di masing-masing seksi (Gunawan W, 2003). Dibawah ini adalah gambaran struktur organisasinya:



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik Kalsium Karbonat

### **4.4.3 Tugas dan Wewenang**

#### **a. Pemegang Saham**

Para pemegang saham merupakan kelompok individu yang berkontribusi modal untuk mendirikan suatu perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) memegang peranan paling penting dalam perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas. Menurut Widjaja (2003), dalam RUPS, pemegang saham memiliki kewenangan untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
3. Menyetujui hasil-hasil usaha dan neraca keuangan tahunan perusahaan, termasuk laporan laba-rugi.

#### **b. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris adalah individu yang bertanggung jawab kepada pemegang saham, dan dalam keseharian berperan sebagai pelaksana tugas. Fungsi Dewan Komisaris termasuk:

1. Menilai dan menyetujui rencana-rencana yang diajukan oleh direksi, termasuk kebijakan umum, alokasi dana, tujuan perusahaan, dan strategi pemasaran.
2. Mengawasi dan memberikan bantuan dalam menjalankan tugas-tugas yang dilakukan oleh Direksi.

**c. Dewan Direksi**

Direksi Utama berperan sebagai kepala eksekutif perusahaan, memiliki tanggung jawab komprehensif terhadap seluruh operasi perusahaan, serta pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris terkait keputusan dan kebijakan yang diambil. Direksi Utama mengawasi kedua Direktur dibawahnya, yaitu Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direksi Utama meliputi:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada pemegang saham pada akhir masa jabatan.
2. Memelihara stabilitas organisasi perusahaan serta menjaga hubungan yang berkelanjutan dengan pemegang saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Berwenang dalam pengangkatan dan pemecatan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Produksi meliputi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan pemasaran.
2. Mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dari kepala bagian yang berada di bawahnya.

Tugas-tugas Direktur Keuangan dan Umum meliputi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan layanan umum.
2. Mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dari kepala bagian yang berada di bawahnya.  
(Gunawan W, 2003).

**d. *Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengembangan***

Tim *Staff Ahli* terdiri dari individu yang memiliki keahlian khusus di berbagai bidang, yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugas-tugasnya, baik yang berkaitan dengan aspek teknis maupun administratif. *Staff Ahli* bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian mereka masing-masing. Tugas dan tanggung jawab staff ahli meliputi:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam proses perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Melakukan evaluasi aspek teknis dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan panduan dalam hal-hal yang berkaitan dengan hukum.

Departemen Penelitian dan Pengembangan (Litbang) terdiri dari sekelompok ahli atau sarjana yang bertindak sebagai pendukung direktur dan bertanggung jawab kepada direktur. Tugas dan wewenang Litbang meliputi:

1. Meningkatkan mutu produk perusahaan.
2. Mengoptimalkan proses produksi dari sisi pabrik atau perencanaan alat untuk pengembangan produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja melalui inovasi dan perbaikan kontinu.

**e. Kepala Bagian**

Posisi kepala bagian dalam organisasi memiliki tanggung jawab untuk mengoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan tugas-tugas di dalam wilayah kerjanya sesuai dengan arahan yang diberikan oleh perusahaan. Sebagai tambahan, kepala bagian juga dapat berfungsi sebagai staf untuk direktur bersama dengan staf ahli. Setiap kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama dan terbagi menjadi beberapa bagian:

1. Kepala Bagian Produksi: Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi, dalam hal mutu dan kelancaran produksi, serta mengawasi kepala-kepala seksi yang berada di bawahnya. Bagian ini terdiri dari seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium.
2. Kepala Bagian Pemasaran: Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum, dalam hal bahan baku, pemasaran produk, dan pembelian alat. Terbagi menjadi seksi penjualan dan seksi pembelian.

3. Kepala Bagian Teknik: Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi, mengurus peralatan, keselamatan, dan utilitas. Memiliki seksi pemeliharaan, seksi utilitas, dan seksi K3 dan lingkungan.
4. Kepala Bagian Keuangan: Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum, dalam bidang administrasi dan keuangan. Terdiri dari kepala seksi akuntansi dan kepala seksi administratif.
5. Kepala Bagian Umum: Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum, dalam hal personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan. Terbagi menjadi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

Tugas-tugas masing-masing seksi dalam setiap kepala bagian meliputi berbagai tanggung jawab yang khusus, termasuk mengawasi jalannya proses produksi, mengatur distribusi produk, menjaga fasilitas dan peralatan, menghitung penggunaan uang perusahaan, menjaga hubungan perusahaan dengan masyarakat, dan menjaga keamanan lingkungan perusahaan. (M. Masud, 1989)

#### **f. Kepala Seksi**

Merupakan pelaksana tugas di dalam area kerjanya sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan oleh kepala bagian yang sesuai. Tujuannya adalah untuk mencapai hasil yang optimal dan efisien selama proses produksi berlangsung. Setiap kepala seksi memiliki



tanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan area tugasnya.

#### 4.4.4 Status Karyawan

Pabrik dijadwalkan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi yang berlangsung selama 24 jam per hari. Hari-hari yang tidak termasuk hari libur akan digunakan untuk kegiatan perbaikan dan perawatan (pemeliharaan pabrik). Pola kerja karyawan dibagi menjadi dua kelompok, yakni:

a. **Karyawan Non-Shift / Harian:** Kelompok ini terdiri dari karyawan yang tidak secara langsung terlibat dalam proses produksi. Ini meliputi Direktur, *Staff Ahli*, Kepala Bagian, Kepala Seksi, serta bawahan yang berada di area kantor. Para karyawan *non-shift* akan bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan jadwal sebagai berikut:

1. Senin-Kamis: Jam kerja 07.00 hingga 17.00, dengan istirahat dari 12.00 hingga 13.00.
2. Jumat: Jam kerja 07.00 hingga 16.00, dengan istirahat dari 11.00 hingga 13.00.

b. **Karyawan Shift:** Kelompok ini terdiri dari karyawan yang secara langsung terlibat dalam proses produksi atau mengelola bagian-bagian yang berhubungan dengan aspek keamanan dan kelancaran produksi. Ini mencakup bagian produksi, bagian teknik, dan bagian keamanan. Karyawan *shift* akan bekerja dalam pola pergantian sehari semalam, dengan jadwal *shift* berikut:

1. *Shift* Operasi:

- a) Pagi : 07.00 hingga 15.00
- b) Sore : 15.00 hingga 23.00
- c) Malam : 23.00 hingga 07.00

2. *Shift* Keamanan:

- a) Pagi : 06.00 hingga 14.00
- b) Sore : 14.00 hingga 22.00
- c) Malam : 22.00 hingga 06.00

Karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu (A, B, C, D), dengan setiap regu bekerja selama 3 hari dan beristirahat selama 1 hari. Jadwal ini dilakukan secara bergantian, dengan setiap regu akan bekerja selama 3 hari, diikuti oleh 1 hari libur sebelum kembali masuk untuk *shift* berikutnya. Jadwal kerja *shift* selama periode 15 hari ditunjukkan dalam Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja *Shift*

<b>Grup/Hari</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>
1	<i>Shift</i> I	-	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III
2	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	-	<i>Shift</i> III
3	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III	-
4	-	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I
5	<i>Shift</i> II	-	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I
6	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III	-	<i>Shift</i> I
7	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I	-
8	-	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II
9	<i>Shift</i> III	-	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II
10	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I	-	<i>Shift</i> II
11	<i>Shift</i> III	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	-
12	-	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III
13	<i>Shift</i> I	-	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III
14	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	-	<i>Shift</i> III
15	<i>Shift</i> I	<i>Shift</i> II	<i>Shift</i> III	-

#### 4.4.5 Ketenagakerjaan

Berdasarkan statusnya, karyawan dalam pabrik dibagi menjadi tiga kategori utama sebagai berikut:

- a. **Karyawan Tetap:** Ini adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi perusahaan. Mereka menerima gaji bulanan sesuai dengan posisi mereka, keahlian yang dimiliki, dan lamanya masa kerja.
- b. **Karyawan Kontrak:** Merupakan karyawan yang dipekerjakan dan diakhiri hubungannya dengan perusahaan melalui surat kontrak kerja yang ditetapkan oleh direksi. Karyawan kontrak memiliki perjanjian tertulis yang mengatur syarat dan ketentuan kerja.
- c. **Karyawan Borongan:** Kategori ini mencakup karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik hanya saat dibutuhkan. Karyawan borongan ini menerima pembayaran berdasarkan pekerjaan yang mereka lakukan, biasanya dalam bentuk upah borongan sesuai dengan tugas yang diselesaikan. (M. Masud, 1989)

#### 4.4.6 Fasilitas Karyawan

Fasilitas dan kesejahteraan yang disediakan oleh perusahaan untuk karyawan meliputi:

- a. **Tunjangan**
  1. Tunjangan jabatan, yang disesuaikan dengan posisi yang dipegang oleh karyawan.

2. Tunjangan lembur, diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja normal, sesuai dengan jumlah jam kerja tambahan.
3. Tunjangan lainnya, yang besarnya ditentukan sesuai dengan peraturan undang-undang yang berlaku.

b. **Cuti**

1. Cuti tahunan, diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
2. Cuti sakit, diberikan kepada karyawan yang mengalami kondisi sakit, dengan persyaratan keterangan dari dokter.
3. Cuti hamil, diberikan kepada karyawan wanita yang sedang hamil.
4. Pakaian kerja, diberikan kepada setiap karyawan sebanyak 1 pasang dalam setahun.

c. **Pengobatan**

1. Biaya pengobatan untuk karyawan yang sakit akibat pekerjaan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan ketentuan hukum yang berlaku.
2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit bukan akibat kecelakaan kerja ditentukan berdasarkan kebijakan perusahaan.

d. **Kantin Perusahaan**

Fasilitas makan siang disediakan bagi karyawan di lokasi pabrik.

e. **Transportasi Perusahaan**

Perusahaan menyediakan sarana transportasi antar-jemput bagi karyawan.

f. **Asuransi**

Seluruh karyawan diasuransikan oleh perusahaan melalui perusahaan asuransi setempat.

g. **Tempat Ibadah**

Perusahaan menyediakan fasilitas tempat ibadah, seperti masjid, yang dapat digunakan oleh karyawan untuk beribadah

#### 4.4.7 Golongan dan Jabatan Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Berdasarkan surat keputusan Gubernur Jawa Tengah Ganjar Pranowo nomor 561/54 tahun 2022 mengenai upah minimum di 35 Kabupaten/kota di wilayah Provinsi Jawa Tengah. Besaran UMK di wilayah Banyumas Raya Tahun 2023 ditetapkan yakni Cilacap Rp 2,3 juta, Banyumas Rp 2,1 juta, Purbalingga Rp 2,1 juta, Kebumen 2 juta dan banjarnegara Rp 1,9 juta.

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1.	Direktur Utama	1	Rp 100.000.000	Rp 100.000.000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
4.	Ka Bag. Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

Tabel 4.3 Gaji Karyawan (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
5.	Ka Bag. Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6.	Ka Bag. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7.	Ka Bag. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8.	Ka Bag. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9.	Ka Bag. Administrasi dan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10.	Ka Bag. Personalia dan Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11.	Ka. Seksi Produksi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
12.	Ka. Seksi Utilitas	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
13.	Ka. Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
14.	Ka. Penelitian	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
15.	Ka. Seksi Laboratorium	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
16.	Ka. Seksi Keuangan	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
17.	Ka. Seksi Pemasaran	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
18.	Ka. Seksi Humas	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
19.	Ka. Seksi Administrasi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
20.	Ka. Seksi Pengembangan SDM	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
21.	Ka. Tata Usaha	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
22.	Ka. Seksi Personalia	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
23.	Ka. Seksi K3	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
24.	Ka. Seksi UPL	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
25.	Karyawan Maintenance	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
26.	Karyawan Produksi	8	Rp 6.500.000	Rp 52.000.000
27.	Karyawan Utilitas	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
28.	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	7	Rp 6.500.000	Rp 45.500.000
29.	Karyawan Litbang	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
30.	Karyawan Pengolahan Limbah	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
31.	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000
32.	Karyawan Pemasaran/Penjualan	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000
33.	Karyawan SDM	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000

Tabel 4.3 Gaji Karyawan (Lanjutan)

<b>No.</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/Bulan</b>	<b>Total Gaji</b>
34.	Karyawan Administrasi	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000
35.	Operator Produksi	24	Rp 5.000.000	Rp 120.000.000
36.	Operator Utilitas	11	Rp 5.000.000	Rp 55.000.000
37.	Sekretaris	5	Rp 6.000.000	Rp 30.000.000
38.	Dokter	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
39.	Perawat	4	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000
40.	Supir	5	Rp 3.500.000	Rp 17.500.000
41.	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 3.000.000	Rp 30.000.000
42.	<i>Security</i>	9	Rp 3.000.000	Rp 27.000.000
<b>Total</b>		<b>142</b>	<b>Rp 650.500.000</b>	<b>Rp 1.244.000.000</b>

## **BAB V**

### **UTILITAS**

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

##### **5.1.1 Unit Penyediaan air**

Suatu sistem penyediaan air yang mampu menyediakan air dalam jumlah yang cukup merupakan hal yang penting bagi suatu industri. Faktor-faktor yang membentuk sistem penyediaan air melibatkan:

a. Sumber Air

Ini meliputi sumber air permukaan seperti sungai, danau, dan waduk, atau sumber air bawah tanah seperti sumur.

b. Penyimpanan Air

Sarana untuk menampung air umumnya ditempatkan di sekitar atau dekat sumbernya.

c. Penyaluran Air

Infrastruktur untuk mengalirkan air dari tempat penyimpanan ke fasilitas pengolahan.

d. Pengolahan Air

Sarana untuk memperbaiki kualitas air sebelum digunakan.

e. Pengaliran Air Setelah Pengolahan

Infrastruktur untuk mengarahkan air yang sudah diolah ke tempat penyimpanan sementara dan titik distribusi.



f. **Distribusi Air**

Sarana untuk membagikan air ke pengguna terkait dalam sistem.

Langkah-langkah dalam implementasi sistem penyediaan air dalam pabrik Kalsium Karbonat ini adalah sebagai berikut:

a. **Air pendingin**

Air yang digunakan sebagai pendingin berasal dari sungai yang telah melalui tahap pengolahan untuk memenuhi persyaratan sebagai air pendingin. Keputusan menggunakan sumber air sungai sebagai sumber pendingin didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan berikut:

1. Lokasi pabrik yang strategis dekat dengan sungai.
2. Ketersediaan air sungai yang kontinu, menghindari kekurangan pasokan air.

Pemilihan air sebagai media pendingin umumnya didasari oleh faktor-faktor berikut:

1. Air tersedia dalam jumlah besar.
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturan.
3. Mampu menyerap panas dalam jumlah besar per *volume*.
4. Stabilitasnya yang tinggi, tidak mudah terdekomposisi.

Namun, dalam penggunaan air pendingin, beberapa faktor perlu diperhatikan:

1. Kesadahan(*hardness*), yang dapat menyebabkan pembentukan endapan kerak.
2. Kandungan besi yang dapat memicu korosi.
3. Minyak, yang bisa merusak film penghambat korosi, mengurangi efisiensi transfer panas, dan menjadi substrat bagi mikroorganisme.

Sifat air pendingin harus meminimalkan pembentukan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme penyebab pertumbuhan lumut. Untuk mengatasi ini, bahan kimia injeksi digunakan dalam air pendingin adalah sebagai berikut:

1. Fosfat untuk mencegah pembentukan kerak.
2. Klorin untuk membunuh mikroorganisme.
3. Bahan dispersan untuk mencegah penggumpalan.

**b. Umpan air boiler**

Air yang akan digunakan sebagai umpan boiler harus melalui proses pengolahan kimia terlebih dahulu. Dalam menangani air umpan boiler, beberapa faktor penting perlu diperhatikan:

### 1. Zat yang Menyebabkan Korosi

Korosi dalam *boiler* disebabkan oleh kandungan zat asam dan gas terlarut dalam air seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , dan  $NH_3$ .

### 2. Zat yang Menyebabkan Kerak (*Scale Foaming*)

Pembentukan kerak terjadi akibat adanya kesadahan air dan suhu tinggi dalam *boiler*.

### 3. Zat yang Menyebabkan *Foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan dapat menghasilkan *foaming* dalam *boiler* karena adanya zat organik, anorganik, dan zat yang terlarut dalam jumlah besar. Keberadaan zat ini bisa menyebabkan pembusukan, terutama pada tingkat alkalinitas yang tinggi.

Dengan memperhatikan faktor-faktor di atas dan melalui pengolahan kimia yang tepat, air umpan boiler dapat diolah sedemikian rupa sehingga risiko korosi, pembentukan kerak, dan *foaming* dapat diminimalkan atau dihindari. Proses ini penting untuk menjaga kinerja optimal *boiler* dan mencegah kerusakan serta gangguan dalam operasional pabrik.

### c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, dan perumahan. Persyaratan untuk air sanitasi meliputi:

### 1. Persyaratan Fisik

Air harus memiliki suhu di bawah suhu udara luar, memiliki warna yang jernih dan tidak memiliki warna, serta tidak memiliki bau yang mencolok.

### 2. Persyaratan Kimia

Air harus bebas dari kandungan zat organik dan anorganik yang berbahaya, serta tidak mengandung zat beracun.

### 3. Persyaratan Bakteriologis

Air harus bebas dari bakteri patogen yang dapat menyebabkan penyakit.

## 5.1.2 Pengolahan air

Pabrik Kalsium Karbonat memanfaatkan air sungai sebagai sumber airnya. Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, air ini menjalani proses pengolahan fisik dan kimia. Pengolahan fisik melibatkan proses endapan, sementara pengolahan kimia melibatkan penambahan zat kimia seperti klorin.

Pengolahan dimulai dengan tahap penyaringan menggunakan *screening* untuk menghilangkan kotoran dan benda asing dalam air. Air yang telah tersaring kemudian dipompa ke bak sedimentasi untuk mengendapkan lumpur yang masih terbawa. Setelah itu, hasil sedimentasi diarahkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap, melalui penambahan tawas.

Langkah selanjutnya adalah memindahkan air ke bak pengendap untuk mengendapkan gumpalan yang sudah terbentuk. Setelah proses pengendapan, air diarahkan ke dalam sand filter untuk menyaring kotoran halus dengan bantuan media pasir dan kerikil dalam filter tersebut.

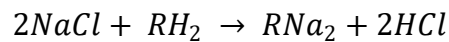
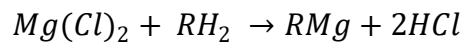
Setelah proses filtrasi selesai, air yang telah diolah ditampung dalam tangki penampungan sementara sebelum didistribusikan sesuai dengan kebutuhan di pabrik. Proses pengolahan air ini memastikan bahwa air yang digunakan dalam berbagai keperluan di pabrik memiliki kualitas yang sesuai.

Selain itu, air yang akan digunakan sebagai umpan boiler harus mengalami pengolahan kimia terlebih dahulu. Proses ini melibatkan penggunaan alat seperti *cation exchanger* dan anion *exchanger* untuk menghilangkan padatan yang terkandung dalam air. *Cation exchanger* mengikat ion positif (*cation*) dan melepaskan ion  $H^+$ , sementara anion *exchanger* menggantikan ion anion dalam air dengan ion  $OH^-$ . Resin pada *exchanger* perlu di-regenerasi menggunakan larutan  $H_2SO_4$  untuk resin kation dan  $NaOH$  untuk resin anion ketika mengalami kejenuhan.

Pengolahan air ini bertujuan untuk memastikan bahwa air yang digunakan dalam berbagai proses produksi pabrik Kalsium Karbonat memenuhi standar kualitas yang diperlukan untuk menjaga kinerja dan kualitas produk akhir.

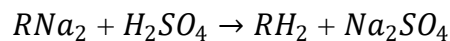
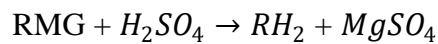
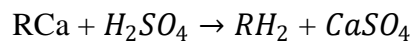
Reaksi yang terjadi di ion *exchanger*

a. *Cation Exchanger*

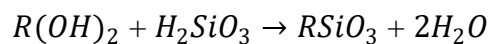
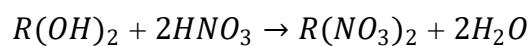
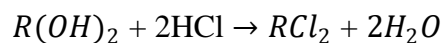
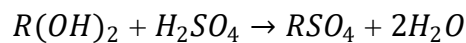


Apabila resin sudah jenuh dilakukan pencucian dengan menggunakan larutan  $H_2SO_4$  4%.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :

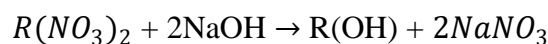
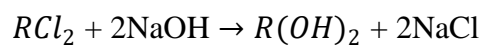
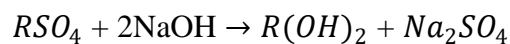


b. *Anion exchanger*



Apabila resin sudah jenuh dilakukan pencucian menggunakan larutan NaOH 40%.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



### 5.1.3 Kebutuhan air

#### a. Kebutuhan Air Domestik

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1.	Air Karyawan	783	kg/jam
2.	Air untuk <i>mess</i>	18.414	kg/jam
Total		19.197	kg/jam

#### b. Kebutuhan Air *Service*

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air *Service*

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1.	Bengkel	200	kg/hari
2.	Poliklinik	300	kg/hari
3.	Laboratorium	500	kg/hari
4.	Pemadam Kebakaran	1.000	kg/hari
5.	Kantin, Musholla, dan Kebun	1.500	kg/hari
Total		3.500	kg/hari

#### c. Kebutuhan air pendingin

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1.	<i>Cooler</i>	C-01	229,08
2.	<i>Reaktor</i>	R-01	22.911,05
Total			223.210,09

d. Kebutuhan Air *Steam*Tabel 5. 4 Kebutuhan Air *Steam*

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1.	<i>Heater</i>	HE-01	396,265
2.	<i>Heater</i>	HE-02	13.637,795
3.	<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	7.951,671
Total			21.985,730

## e. Kebutuhan Air Proses

Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Proses

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	<i>Mixer</i>	2.369,24
Total		2.369,24

## 5.2 Unit Pembangkit *Steam*

*Steam* yang diproduksi pada pabrik ini dihasilkan dari *boiler* ini merupakan *saturated steam* dengan suhu 150 °C dan tekanan 12,38 Atm. Jumlah *steam* yang dibutuhkan pabrik sebesar 21.985,73 kg/jam Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi, jumlah *steam* diledihkan sebanyak 20% sehingga jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah 26.382,73 kg/jam. Untuk menyediakan *steam*, dibutuhkan *boiler* dengan spesifikasi berikut:

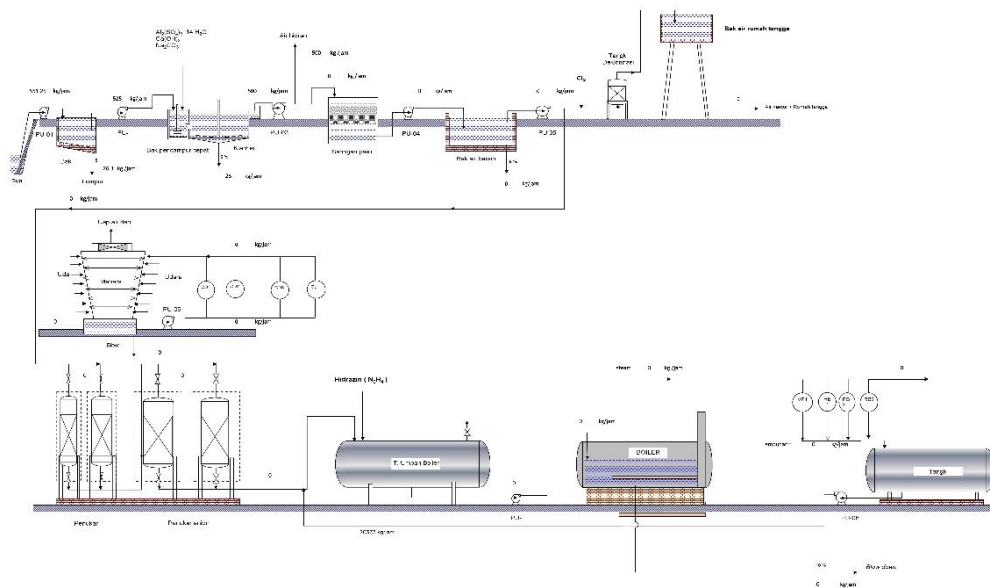
Spesifikasi *Boiler*:

- a. Kode : BL-01
- b. Fungsi : Menyediakan kebutuhan *steam*



- c. Jenis : *Boiler* lorong api
- d. Jumlah : 1 buah
- e. Jumlah Pipa : 751
- f. *Heating Surface* : 52,577 m<sup>2</sup>
- g. *Rate of Steam* : 2028,01 kg/jam
- h. Efisiensi Pembakaran : 90%
- i. Tekanan : 12,38 Atm
- j. Suhu *Steam* : 150 °C

### 5.3 Unit Utilitas



Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan

### 5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit tenaga listrik di pabrik Kalsium Karbonat ini dipenuhi oleh PT Sumber Segara Primadaya (S2P) dan dari perusahaan Listrik Negara (PLN).

Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik tenaga mandiri yaitu sebuah generator. Untuk menentukan biaya penggunaan listrik pabrik serta untuk menentukan kapasitas generator yang dibutuhkan, maka dilakukan perhitungan dan perkiraan penggunaan listrik pabrik.

#### 5.4.1 Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari:

- a. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas.
- b. Listrik untuk AC dan penerangan pabrik.
- c. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi.
- d. Listrik untuk alat-alat elektronik.

Besarnya kebutuhan listrik masing-masing keperluan di atas dapat diperkirakan sebagai berikut :

- a. Listrik Proses dan Utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan keperluan utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.6.

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Pabrik Kalsium Karbonat

No.	Nama Alat	Jumlah	Daya (kW)	Total Daya (Hp)
1.	Pompa P01	2	0,093	0,125
2.	Pompa P02	2	0,133	0,178
3.	Pompa P03	2	0,093	0,125
4.	PompaPU01	2	5,593	7,5
5.	PompaPU02	2	2,237	3

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pabrik Kalsium Karbonat (Lanjutan)

6.	PompaPU03	2	1,119	1,5
7.	PompaPU05	2	3,729	5
8.	PompaPU06	2	22,371	30
9.	PompaPU07	2	93,214	1
10.	Kompresor KU	1	0,373	0,5
11.	<i>Fan</i>	1	22,371	30
12.	Pengaduk	1	0,373	0.5
13.	<i>Rake</i>	1	0,746	1
Total			152,444 kW	204,428

Jadi jumlah listrik yang dikonsumsi untuk keperluan proses dan utilitas sebesar 204,428 HP. Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat yang tidak terdiskripsikan sebesar  $\pm 10\%$  dari total kebutuhan. Maka total kebutuhan listrik adalah 224,87HP atau sebesar 167,68kW.

b. Listrik Penunjang Pabrik

Kebutuhan penunjang pabrik meliputi sistem pending udara pabrik (*air conditioner*), penerangan pabrik, laboratorium dan instrumentasi pabrik, serta untuk kebutuhan bengkel. Perkiraan kebutuhan listrik yang diperlukan untuk menunjang pabrik dapat dilihat pada Tabel 5.7.

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Penunjang Pabrik

No.	Kebutuhan	Daya (kW)
1.	Listrik AC dan penerangan pabrik	130
2.	Laboratorium dan instrumentasi	51,47
3.	Elektronik dan lain-lain	15
Total Kebutuhan Listrik		196,47 kW

## c. Kebutuhan Listrik Total

Total kebutuhan listrik dapat dilihat pada Tabel 5.8 dibawah ini:

Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Pabrik Kalsium Karbonat Keseluruhan

No.	Kebutuhan	Daya (kW)
1.	Proses dan Utilitas	167,68
2.	AC dan penerangan pabrik	130
3.	Laboratorium dan instrumentasi	51,47
4.	Elektronik dan lain-lain	15
Total Kebutuhan Listrik		364,15 kW

**5.3.2 Generator**

Generator disediakan untuk menjaga pasokan tenaga listrik pabrik agar dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Adapun generator yang digunakan adalah generator diesel dengan arus bolak balik. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

## a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar

- b. Tegangan dapat dinaikan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Generator yang digunakan sebagai cadangan sumber listrik mempunyai efisiensi 80%, sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai output sebesar 364,15 kW atau di atasnya. Oleh karena itu dipilih generator standar dengan kapasitas sebesar 400 kW. Saat generator akan digunakan, bahan bakar berupa Diesel dipompa ke generator menggunakan pompa.

### **5.5 Unit Penyedia Udara Tekan**

Udara tekan yang digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi di seluruh area proses dan utilitas, dihasilkan dari kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan satu buah kompresor. Kebutuhan udara tekan untuk perancangan pabrik Kalsium Karbonat ini diperkirakan sebesar  $2 \text{ m}^3/\text{jam}$ , tekanan 1 Atm dan suhu  $30^\circ\text{C}$ . Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang kemudian dilewatkan dalam tangki silika untuk menghilangkan uap air yang terbawa udara, kemudian ditampung dalam tangki udara.

### **5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar**

Unit penyedia bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil untuk boiler dan IDO (*Industrial Diesel Oil*) untuk

generator. IDO diperoleh dari Pertamina dan distributornya. Pemilihan *fuel oil* dan IDO sebagai bahan bakar didasarkan pada alasan:

- a. Mudah didapat
- b. Lebih ekonomis
- c. Mudah dalam penyimpanan
- d. Lebih efisien dan banyak digunakan di industri

Bahan bakar *fuel oil* yang digunakan untuk kebutuhan *boiler* memiliki spesifikasi dan jumlah pemakaian sebagai berikut:

- a. *Heating value* : 143100 Btu/US gal
- b. Efisiensi bahan bakar : 80%
- c. Kebutuhan *fuel oil* : 3246,392 liter/jam

Bahan bakar diesel(IDO) yang digunakan untuk generator memiliki spesifikasi dan jumlah pemakaian sebagai berikut:

- a. *Specific gravity* : 0,8746
- b. Efisiensi bahan bakar : 80%
- c. Kapasitas generator : 400 kW
- d. Kebutuhan solar : 9,4 L/hari

## 5.7 Unit Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah pada perancangan pabrik Kalsium Karbonat berfungsi untuk mengolah dan memastikan bahwa limbah yang dihasilkan aman untuk dilepas ke lingkungan agar tidak membahayakan lingkungan akibat pencemaran dari limbah. Limbah yang dihasilkan berupa limbah cair

yang berasal dari buangan air sanitasi, air proses dan limbah dari pompa. Limbah air buangan sanitasi berasal dari kebutuhan kantor dan keluarga, toilet, dan kamar mandi. Pengolahan limbah cair dilakukan dengan menstabilkan limbah menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Lumpur aktif berfungsi untuk mendegradasi zat organik dalam limbah kemudian dengan proses aerasi terjadi pelarutan oksigen yang meningkatkan kadar oksigen dalam limbah, sedangkan klorin berfungsi untuk membunuh bakteri dalam air.

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam perencanaan awal pembangunan pabrik, analisis ekonomi sangat penting. Analisis ini bertujuan untuk mengestimasi apakah investasi modal dalam operasi pabrik akan layak. Dalam proses ini, aspek-aspek seperti kebutuhan modal, potensi keuntungan, periode pengembalian modal, dan titik impas (di mana pendapatan sama dengan biaya produksi) dievaluasi. Tujuan utama analisis ekonomi adalah untuk menentukan apakah mendirikan pabrik tersebut akan menguntungkan dan merupakan keputusan yang tepat secara finansial. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah :

- a. *Return On Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discounted Cash Flow (Rate DCFR)*
- d. *Break Even Point (BEP)*
- e. *Shut Down Point (SDP)*

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

- a. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)



b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
2. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)

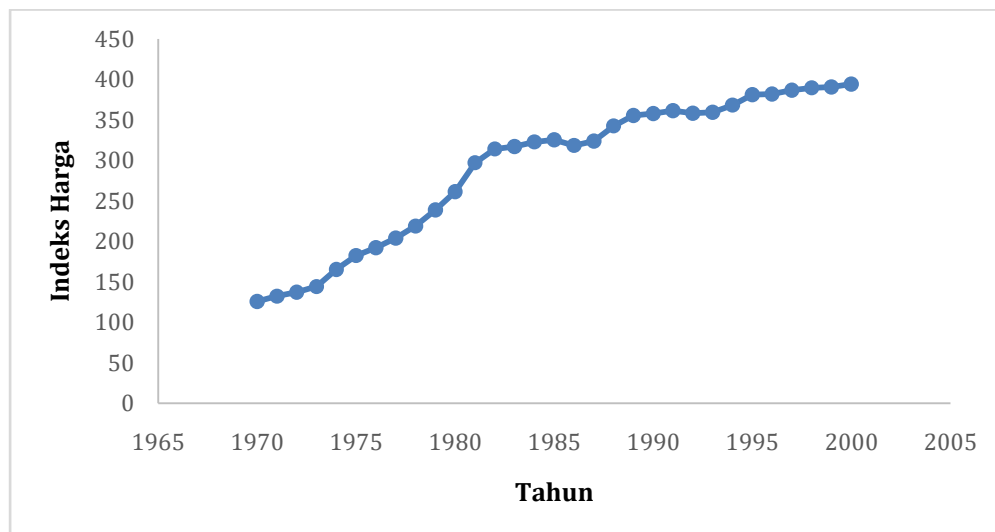
c. Penentuan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

1. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)
3. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

## 6.1 Harga Peralatan

Harga peralatan dapat berubah kapan saja tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Menentukan harga pasti peralatan setiap tahunnya sangatlah sulit, oleh karena itu, kita perlu sebuah metode atau cara untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun tertentu, dan untuk melakukan itu, kita harus mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Harga indeks tahun 2027 dapat diperkirakan dengan menggunakan data indeks dari tahun 1970 hingga 2000 melalui persamaan regresi linear.



Gambar 6. 1 Grafik Tahun vs Indeks Harga

Berdasarkan data diatas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah  $y = 9,493x - 18553$ . Pabrik kalsium karbonat dengan kapasitas bahan baku 100.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2027, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 690,32.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya juga ditentukan dengan referensi (Klaus D.Timmerhaus & Max S.Peters,1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$E_x = \frac{E_y \cdot N_x}{N_y} \text{ (Aries dan Newton, 1955)}$$

Dalam hubungan ini :

$E_x$  = Harga tahun pembelian 2027

$E_y$  = Harga pembelian tahun referensi 2014

$N_x$  = Indeks harga pada tahun pembelian 2027

$N_y$  = Indeks harga pada tahun referensi 2014

## 6.2 Perhitungan Biaya

### 6.2.1 Total *Capital Investment*

*Capital Investment* merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

### 6.2.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

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

b. *Indirect Cost*

*Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

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

### 6.2.3 *General Expenses*

*General expenses* berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expenses* meliputi:

a. *Administrasi*

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*.

b. *Sales*

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales* diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expenses* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expenses* besar.

c. *Riset*

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

#### 6.2.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

*Return On Investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

b. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* merupakan:

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk

mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

c. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *Break Even Point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan. Kapasitas produksi pada saat *Sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut:

1. Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
2. Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
3. Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

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

Dimana:

$F_a$  = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

$R_a$  = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

$V_a$  = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

$S_a$  = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

d. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak mau menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7 R_a} \times 100\%$$

e. *Discount Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

*Discount Cash Flow Rate of Return (DCFR)* merupakan:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan

$$(FC+WC)(1+i)^N-C$$

Dimana :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

Sv = *Salvage Value*

C = *Cash Flow*

= *Profit After Taxes + depresiasi + finance*

n = Umur Pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR



## 6.2.5 Hasil Perhitungan

Hasil rancangan perhitungan rencana pendirian pabrik kalsium karbonat dari kalsium hidroksida disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 6. 1 *Physical Plant Cost*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp274.333.888.564	\$ 21.765.621
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 68.583.472.141	\$ 5.441.405
3.	<i>Instalasi cost</i>	Rp 42.905.820.171	\$ 3.404.143
4.	Pemipaan	Rp 63.576.878.675	\$ 5.044.183
5.	Instrumentasi	Rp 68.226.838.086	\$ 5.413.110
6.	Insulasi	Rp 10.218.937.349	\$ 810.769
7.	Listrik	Rp 27.433.388.856	\$ 2.176.562
8.	Bangunan	Rp 20.625.000.000	\$ 1.636.385
9.	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 21.400.000.000	\$ 1.697.874
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>Rp597.304.223.843</b>	<b>\$ 47.390.053</b>

Tabel 6. 2 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 119.460.844.769	\$ 9.478.010,53
2.	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp 597.304.223.843	\$ 47.390.053
<b>Direct Plant Cost (DPC)</b>		<b>Rp 716.765.068.611</b>	<b>\$ 56.868.063,20</b>

Tabel 6. 3 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 716.765.068.611	\$ 56.868.063,20
2.	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 28.670.602.744	\$ 2.274.722,53
3.	<i>Contingency</i>	Rp 71.676.506.861	\$ 5.686.806,32
<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>		<b>Rp 817.112.178.217</b>	<b>\$ 64.829.592,05</b>

Tabel 6. 4 *Working Capital Investment (WCI)*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 157.277.1740.736	\$ 12.478.398,98

Tabel 6.5 *Working Capital Investment (WCI) (Lanjutan)*

No.	Type of Capital Investment		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
2.	<i>Inproses Onventory</i>	Rp	128.872.433.920	\$	10.224.725,00
3.	<i>Product Inventory</i>	Rp	85.914.955.947	\$	6.816.483,033
4.	<i>Extended Credit</i>	Rp	343.745.454.545	\$	27.272.727,27
5.	<i>Available Cash</i>	Rp	257.512.313.095	\$	20.449.450,13
<b>Working Capital Investment (WCI)</b>		<b>Rp</b>	<b>973.555.452.988</b>	<b>\$</b>	<b>77.241.784,59</b>

Tabel 6. 1 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Type of Expense		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	Rp	576.685.049.365	\$45.754.130	
2.	<i>Labor</i>	Rp	14.016.000.000	\$	1.112.028
3.	<i>Supervision</i>	Rp	2.102.400.000	\$	166.804
4.	<i>Maintenance</i>	Rp	16.342.243.564	\$	1.296.592
5.	<i>Plant Supplies</i>	Rp	2.451.336.535	\$	194.489
6.	<i>Royalty and Patents</i>	Rp	12.604.000.000	\$	1.000.000
7.	<i>Utilities</i>	Rp	178.224.268.128	\$	14.140.294
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>Rp</b>	<b>802.425.297.591,37</b>	<b>\$</b>	<b>63.664.337</b>

Tabel 6. 2 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Type of Expense		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	2.102.400.000	\$	166.804
2.	<i>Laboratory</i>	Rp	1.401.600.000	\$	111.203
3.	<i>Plant Overhead</i>	Rp	7.008.000.000	\$	556.014
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	50.416.000.000	\$	4.000.000
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp</b>	<b>60.928.000.000</b>	<b>\$</b>	<b>4.834.021</b>

Tabel 6. 3 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Type of Expense		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	Rp	65.368.974.257	\$	5.186.367,36
2.	<i>Property taxes</i>	Rp	8.171.121.782	\$	648.295,92
3.	<i>Insurance</i>	Rp	8.171.121.782	\$	648.295,92
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>Rp</b>	<b>81.711.217.822</b>	<b>\$</b>	<b>6.482.959,21</b>
<b>Manufacturing Cost (MC) = DMC+IMC+FMC</b>		<b>Rp</b>	<b>944.211.814.682</b>	<b>\$</b>	<b>74.913.663,49</b>

Tabel 6. 4 *General Expenses*(GE)

No.	Type of Expense		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1.	Administration	Rp	18.901.290.308	\$	1.499.626,33
2.	Sales Expense	Rp	113.407.741.850	\$	8.997.758,00
3.	Research	Rp	18.901.290.308	\$	1.499.626,33
4.	Finance	Rp	35.813.352.624	\$	2.841.427,53
	<b>General Expenses(GE)</b>	<b>Rp</b>	<b>187.023.675.090</b>	<b>\$</b>	<b>14.838.438,20</b>
	<b>Manufacturing Cost (MC) + General Expenses (GE)</b>	<b>Rp</b>	<b>1.132.088.190.503,260</b>	<b>\$</b>	<b>89.819.754,88</b>

Tabel 6. 5 Analisa Keuntungan

No.	Type of Expense		Biaya (Rp)
1.	Total Penjualan	Rp	1.260.400.000.000
2.	Total Production Cost	Rp	1.132.088.190.503
	<b>Total Keuntungan</b>	<b>Rp</b>	<b>128.311.809.496,74</b>
	<b>Keuntungan Setelah dikurangi dengan pajak 35%</b>	<b>Rp</b>	<b>83.402.676.173</b>

### 6.3 Hasil Analisa Kelayakan

a. Harga jual produk = Rp. 1.260.400.000.000,00 /tahun

b. Harga beli bahan = Rp. 576.685.049.365,00 /tahun

c. *Return of Investment* (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 16%

ROI setelah pajak = 10%

d. *Pay Out Time* (POT)

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

POT sebelum pajak = 4 tahun

POT setelah pajak = 5 tahun

e. *Break Event Point (BEP)*Tabel 6. 6 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Depresiasi	Rp 65.368.974.257	\$ 5.186.367
2.	Property Taxes	Rp 8.171.121.782	\$ 648.296
3.	Asuransi	Rp 8.171.121.782	\$ 648.296
	<b>Fa</b>	<b>Rp 81.711.217.822</b>	<b>\$ 6.482.959</b>

Tabel 6. 7 *Regulated Cost (Ra)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Gaji Karyawan	Rp 14.016.000.000	\$ 1.112.028
2.	Payroll Overhead	Rp 2.102.400.000	\$ 166.804
3.	Supervision	Rp 2.102.400.000	\$ 166.804
4.	Plant Overhead	Rp 7.008.000.000	\$ 556.014
5.	Laboratorium	Rp 1.401.600.000	\$ 111.203
6.	General Expense	Rp 187.023.675.090	\$ 14.838.438
7.	Maintenance	Rp 16.342.243.564	\$ 1.296.592
8.	Plant Supplies	Rp 2.451.336.535	\$ 194.489
	<b>Ra</b>	<b>Rp 232.447.655.189</b>	<b>\$ 18.442.372</b>

Tabel 6. 8 *Variabel Cost (Va)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1.	Raw Material	Rp 576.685.049.365	\$ 45.754.130
2.	Packaging and Shipping	Rp 50.416.000.000	\$ 4.000.000
3.	Utilities	Rp 178.224.268.128	\$ 14.140.294
4.	Royalty & Patent	Rp 12.604.000.000	\$ 1.000.000
	<b>Va</b>	<b>Rp 817.929.317.492</b>	<b>\$ 103.273.904</b>

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

$$BEP = 54,13\%$$

f. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 24,93\%$$

g. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 10 tahun

FCI = Rp 817.112.178.217

Working Capital = Rp 973.555.452.988

Salvage Value (SV) = Rp 65.368.974,257

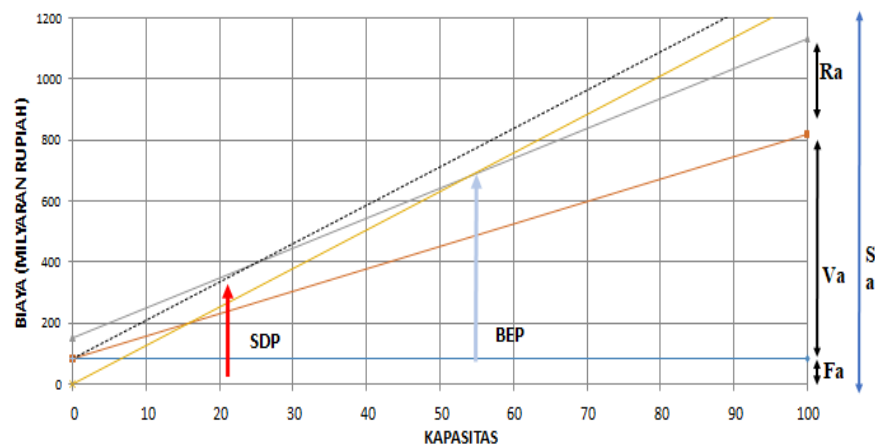
Cash Flow (CF) = Rp 184.585.003.054

R = S

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah:

$$DCFR = 20,76\%$$

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik Kalsium Karbonat dari Kalsium Hidroksida dapat dipahami melalui grafik *Break Event Point* berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik, dimana pabrik dalam kondisi untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Sementara jika pabrik telah memproduksi produk dengan kapasitas produksi diatas titik BEP, pabrik akan disebut menguntungkan. Tetapi sebaliknya, jika pabrik memproduksi kurang dari titik BEP, maka dapat dikatakan pabrik mengalami kerugian. SDP adalah titik atau batas yang mengharuskan pabrik untuk ditutup karena mengalami kerugian besar.

## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

Kesimpulan Prarancangan pabrik pembuatan Kalsium Karbonat adalah sebagai berikut :

- a. Ditinjau dari segi pengadaan bahan baku, produk yang dihasilkan, sumber dan cara mendapatkan bahan baku, lokasi pabrik, kondisi proses dan pemasok bahan baku, maka pabrik Kalsium Karbonat memiliki resiko yang cukup rendah.
- b. Lokasi pabrik dipilih di Kabupaten Cilacap, Provinsi Jawa Tengah, disebabkan dekat dengan sumber bahan baku serta kebutuhan air.
- c. Parameter kelayakan dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun adalah total penjualan produk sebesar Rp.1.260.400.000.000 dan keuntungan bersih sebesar Rp. 83.402.676.173. *Break Event Point* (BEP) 54,13%, *Shut Down Point* (SDP) 24,93%, Return On Investment (ROI) sesudah pajak 10,21%, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 5 tahun.
- d. Dengan mempertimbangkan hasil analisa kelayakan dan perhitungan evaluasi ekonomi maka pabrik Kalsium Karbonat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

## 7.2 Saran

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

- a. Pemilihan alat seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
- b. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
- c. Produk kalsium karbonat direalisasikan sebagai saran untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company: New York.
- Between, Equilibrium, Alkali Earth, and Carbon Dioxide. 1981. “*United States Patent (19)*.” (19).
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design: Vessel Design*. John Wiley & Sons.
- Byju’s. 2020. *Calcium Hydroxide - Ca(OH)<sub>2</sub>*. Diakses 7 Mei 2023, dari <https://byjus.com/chemistry/calcium-hydroxide/>.
- Genova, et al, 28 April 2005, “Method and Apparatus for Production of Precipitated Calcium Carbonate”, No. 2005/0089366 A1, United State.
- Genevieve, Ste, and M O Us. 2005. “*Us20050089466a1*.” 1(19).
- Holman, J.P. 1981. *Heat Transfer*, 5th ed. McGraw-Hill Book Company: New York.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Company: New York.
- NIST. 2023. *Calcium Dihydroxide*. Diakses 5 Juli 2023, dari <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C1305620&Mask=FFF>.
- NIST. 2023. *Calcium Oxide*. Diakses 5 Juli 2023, dari <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C1305788&Mask=2>.

- Perry, R.H., and Green, D. 1999.*Perry's Chemical Engineers Handbook*, 4th edition. McGrawHill: New York.
- Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D. 2004.*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*, 5th ed. McGraw-Hill Book Company: New York.
- Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, dan R. E., West. 2003.*Plant design and economics for chemical engineers' ed V*, Mc Graw Hill, New York.
- Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D. 1991.*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*, 5th ed. McGraw-Hill chemical engineering series:Universitas Michigan.
- Roscher, G. 2002. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH, Weinheim: Germany.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abott, M. 1993.*Introduction to Chemical Engineering*.
- Smith, R. 2005.*Chemical Process Design and Integration*. John Wiley and Sons: New York, USA.
- Thermodynamics*, 6th edition. McGraw Hill: New York.
- Treybal, R.E. 1980. *Mass transfer operations*. New York, 466, pp.493-497.
- Ulrich, G.D. 1987.*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc: New York.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill: New York.



## **LAMPIRAN 1 PERANCANGAN REAKTOR**

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk  
Tipe : *Continous Stirred Tank Reaktor*  
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan  $\text{CaCO}_3$  dengan penambahan  $\text{CO}_2$

Keadaan Operasi :

Suhu = 343,15 K

Tekanan = 1 atm

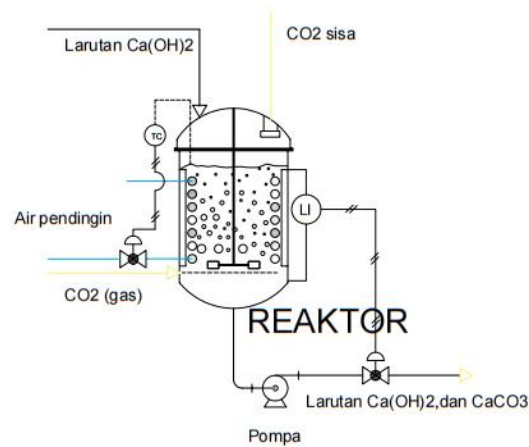
Waktu Tinggal = 18,24 jam

Reaksi =  $\text{Ca}(\text{OH})_2(\text{aq}) + \text{CO}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CaCO}_3(\text{s}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$

Tujuan :

1. Menentukan volume cairan.
2. Menghitung konsentrasi.
3. Menentukan volume reaktor.
4. Menentukan ukuran reaktor.
5. Merancang vapor.
6. Merancang reaktor.
7. Menghitung perpindahan kalor.
8. Merancang pipa.

Gambar Reaktor :



Langkah – langkah dalam perancangan reaktor adalah :

### 1. Menghitung Volume Cairan

Dihitung dengan cara membuat neraca massa:

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar - reaksi = akumulasi

Akumulasi = 0

$F_{a0} - F_{a0} (1 - x_a) - r_a V_l = 0$

$$V_1 = \frac{F_{a0} \cdot x_a}{k \cdot (C_{a0} - C_{a0} \cdot x_a) \cdot (C_{b0} - C_{a0} \cdot x_a)}$$

Keterangan :

$F_{a0}$  : kecepatan mol  $\text{CO}_2$  masuk [ kmol /jam ]

$r_a$  : kecepatatan reaksi kmol /m<sup>3</sup> jam

$V_l$  : volume cairan [ m<sup>3</sup> ]

$x_a$  : konversi

Dengan  $r_a = k \cdot C_a \cdot C_b$

Nilai  $k = 0,0167 \text{ m}^6 / \text{jam kmol}^2$

$$\ln k = \ln A + (-E/R) \cdot 1/T$$

$$y = c + b \cdot x$$

$$y_1 = c + b \cdot x_1$$

$$y_2 = c + b \cdot x_2$$

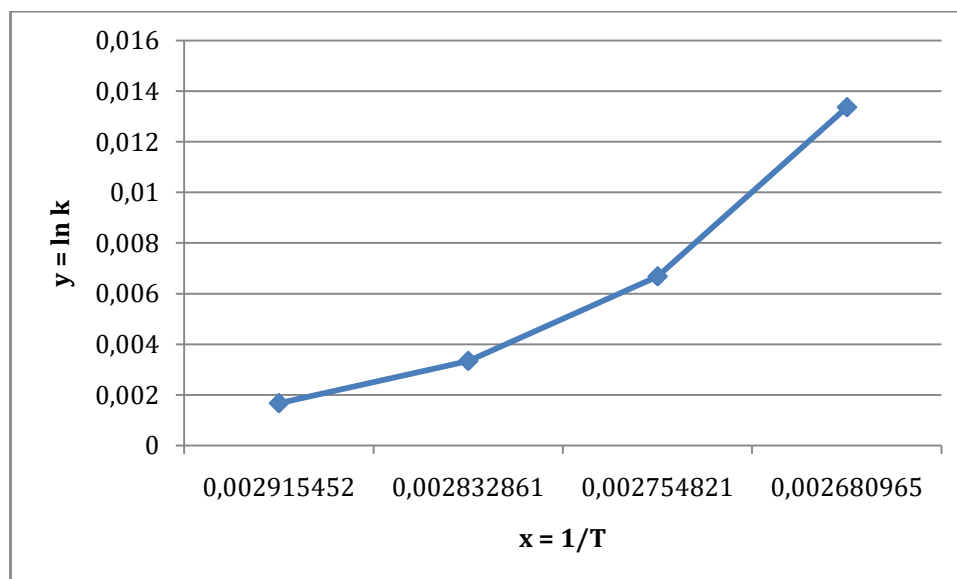
$$y_1 - y_2 = b \cdot (x_1 - x_2)$$

$$b = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

T	K	y
0,00291545	203,427754	0,00167
0,00283286	197,664937	0,00334
0,00275482	192,219640	0,00668
0,00268097	187,066336	0,01336

$\ln k$	$\ln A$	$(-E/R)$	$1/T$
y	C	b	X

-6,394931653	8,2093E-06	69775,7168	0,00292
-5,701784472	1,68973E-05	69775,7168	0,00283
-5,008637291	3,47519E-05	69775,7168	0,00275
-4,315490111	7,14185E-05	69775,7168	0,00268



Diketahui bahwa

$$-E/R = 8392,556748$$

$$A = 1,68973E-05$$

$$1/T = 0,002915452$$

$$k = A \cdot e^{(-E/R)1/T}$$

$$\text{Diperoleh : } k = 4 \times 10^{-16}$$

$$y = \text{konversi (0,97)}$$

$$k = (4 \times 10^{-16})$$

$$b = \text{konsentrasi awal (12,18)}$$

$$\text{jadi } t = 0,97/2 \times (4 \times 10^{-16} \times 12,18(1-0,97))$$

$$k = 4 \times 10^{-16}$$

maka

$$t = y/2 \cdot k \cdot b(1-y)$$

$$t = 3,2 \times 10^{14} \text{ s}$$

$$v \text{ gelembung} = \text{laju alir} \cdot t$$

$$v \text{ gelembung} = 3,9 \times 10^{15} \text{ m}^3$$

## 2. Menghitung Konsentrasi

Komponen	kg/jam	Rho	m/rho	kmol/jam
CO <sub>2</sub>	5.617,745114	1,98	2.837,245007	127,6760253
H <sub>2</sub> O	7872	995,7	7,9066	437,371
Ca(OH) <sub>2</sub>	9.448,095873	2210	4,275124829	127,6760253
CaCO <sub>3</sub>	0	2710	0	0
TOTAL	17.438,41882		2.843,903026	387,165819

$$\text{Kecepatan volume, } F_v = 2.843,903026 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rapat massa} = 6,132 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{CaO} = 127,6760253 \text{ kmol/jam}$$



$$= 2.843,903026 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0449 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{CbO} = 0,044894648 \text{ kmol/m}^3$$

Dibuat hubungan antara konversi dan volume cairan

Xa	V1
0	0
0,05	1.139,419977
0,1	2.539,07785
0,15	4.269,867942
0,2	6.427,040809
0,25	9.140,680261
0,3	12.591,75342
0,35	17.037,36262
0,4	22.851,70065
0,45	30.594,83889
0,5	41.133,06118
0,55	55.859,71271
0,6	77.124,48971
0,65	109.128,5297
0,7	159.961,9046
0,75	246.798,3671
0,8	411.330,6118
0,85	776.957,8222
0,9	1.850.987,753

0,95	7.815.281,623
0,97	22.166.149,63

Dipilih :

Konversi reaksi = 0,97

$V_1 = 22.166.149,63 \text{ m}^3$

Komposisi bahan keluar reaktor

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
CO <sub>2</sub>	3,830	44	168,5
H <sub>2</sub> O	255,660	18	4.601,9
Ca(OH) <sub>2</sub>	3,830	74	283,4
CaCO <sub>3</sub>	123,846	100	12.385
Total	387,166		17.438,4

### 3. Menentukan Volume Reaktor

Dirancang :

Angka keamanan = 20%

$V_t = 120\% \times 22.166.149,63 \text{ m}^3$

$= 26.599.379,5606 \text{ m}^3$

### 4. Menentukan Ukuran Reaktor

Dirancang :

Tinggi = Diameter

$\pi D t^2 / 4 = V_t$

$$Dt = (4 \times 26.599.379,5606 \text{ m}^{33,14})^{1/3}$$

$$= 323,53942 \text{ m}$$

$$Ht = 323,5394 \text{ m}$$

## 5. Merancang Vapor

Ukuran gelembung dapat dihitung dengan persamaan :

$$d_{b0} = 0.08 \sqrt{\frac{\sigma_L}{\rho_L g}}$$

Sumber : Reactors analysis and design froment and bischoff

$$\sigma_{\text{surface tension}} = A(1-T/T_c)^n$$

$$d_{b0} = 0,08 \times (73,56/995,7)^{0,5}$$

$$= 0,0002 \text{ N/m}$$

$$u_b = \frac{1}{18} \frac{\rho_L g d_b^2}{\mu_L} \quad (\text{Stokes' law) when } Re_b < 1$$

$$U_b = 1/18 \times (995,7 \times 9,8 \times 0,0002^2) / (0,42/1000)$$

$$U_b = 0,18514664 \text{ m/s}$$

$$\text{Waktu tinggal gelembung} = \text{tinggi cairan} / U_b$$

$$= 0,4919 / 0,06281$$

$$= 30,810 \text{ jam}$$

Berdasarkan buku Kister Distillation Operation hal = 146

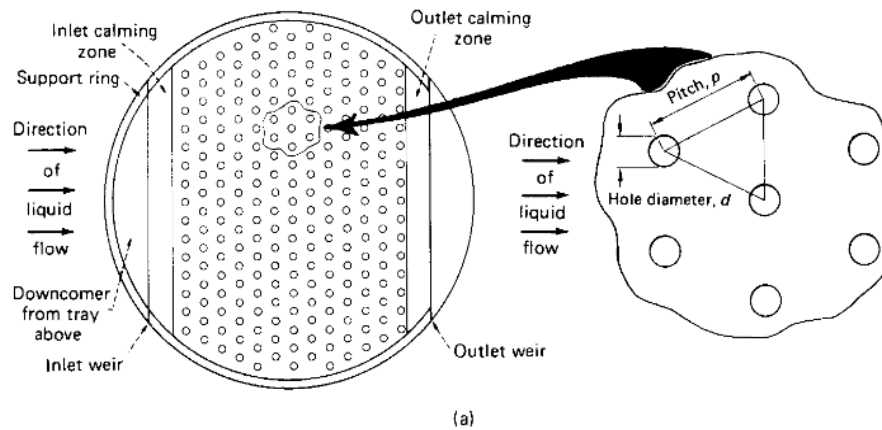
Diameter gelembung berkisar antara 1/16 sampai 1 in

$$\text{Diameter gelembung} = 0,0086 \text{ in} = 0,0002 \text{ m}$$

Dalam hal ini dipilih 1/16 in = 0,0625 in = 0,0015875 m

$$r = 0,00079375 \text{ m}$$

Susunan lubang dipilih *pitch* dengan pertimbangan untuk diameter yang sama jumlah lubangnya lebih banyak



Pitch berkisar antara 2-5 pitch x OD

$$\text{Pitch} = 0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas total} &= 6\% \times (\pi d^{2/4}) \\ &= 1,5334 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas perlubang} &= (\pi d b o^{2/4}) \\ &= 0,000002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \text{luas lubang/luas perlubang} \\ &= 774.733 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gelembung} &= 4/3 \cdot \pi r^3 \\ &= 0,000000014 \text{ m}^3/\text{gelembung} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas} &= F_g \times RT/P \\ &= 3.614,492 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah gelembung} &= \text{Volume gas} / \text{Volume per gelembung} \\ &= 2,51 \times 10^{12} \text{ m}^2/\text{jam} \end{aligned}$$

## 6. Merancang Reaktor

### a. Tebal dinding reaktor :

Dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P_{gauge} R_o}{fall \varepsilon + 0.4 P_{gauge}} + C''$$

(Megyesy, E.F., Pressure Vessel Handbook, PRESSURE VESSEL

PUBLISHING INC, (1997), hal 22)

Dengan hubungan :

- C'' = Faktor pengali (m)
- Fall = Allowable stress (kPa)
- P<sub>gauge</sub> = Tekanan terukur (kPa)
- R<sub>o</sub> = Jari-jari luar vessel (m)
- ts = Tebal dinding (m)
- e = efisiensi sambungan

#### 1) Bahan konstruksi

Dipilih : *stainless steel*, 316 SS

(Megyesy , Pressure vessel handbook , halaman 230 )

#### 2) Allowable stress

Fall = 115.697,6 kPa

#### 3) Faktor korosi

Faktor korosi berkisar antara (Peters, M.S., K.D.,  
Timmerhaus, dan R. E., West, Plant design and economics for

chemical engineers' ed V, Mc Graw Hill, New York (2003),halaman 444)

Dirancang:

Faktor korosi =

Umur reaktor = 10 tahun

$C'' = 0,15 \text{ mm/tahun} \times 10 \text{ tahun} \times 0,001 \text{ m/mm}$   
 $= 0,0015 \text{ m}$

4) Efisiensi sambungan

$e = 0,85$  Meggyessy , halaman 206

5) Tekanan perancangan

$P_{design} = 473,632 \text{ kPa}$

Tekanan lingkungan = 101,325 kPa

$P_{gauge} (P_{design} - P_{lingkungan}) = 327,307 \text{ kPa}$

6) Jari-jari luar,  $R_o = D_o/2$

$R_o = 2,85 \text{ m}$

Tebal dinding  $= ts = \frac{P_{gauge} R_o}{fall \varepsilon + 0.4 P_{gauge}} + C''$   
 $= 0,0123 \text{ m} = 8/16 \text{ in}$

## b. *Head*

Pemilihan jenis *head* berdasarkan tekanan operasi:

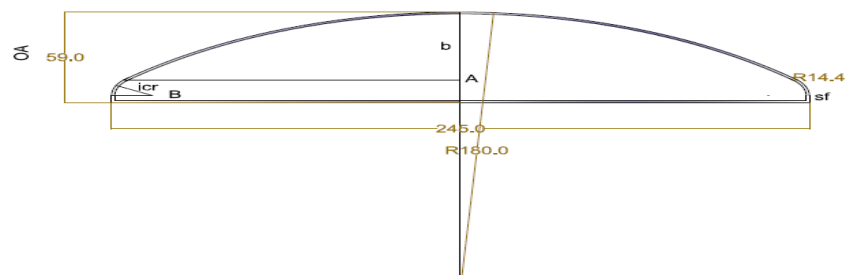
Untuk tekanan operasi  $< 15 \text{ bar}$ , *head* yang digunakan berjenis *torispherical dished* Towler,G., dan R. Sinnott, Chemical Engineering Design.

- 1) Tebal *head* = 0,00925 m
- 2) Do = 5,7 m
- 3) r (jari-jari kelengkungan) = 5,7 m
- 4) icr (jari-jari internal) = 0,18 m

(Brownell dan Young , Process Equipment Design , John Wlley and son , 1959,halaman 91)

**c. Straight Flange**

Berkisar antara 1,5 sampai 3 in (Brownell dan Young.*Process Equipment Design*, John Wlley and son. 1959. Halaman 88).

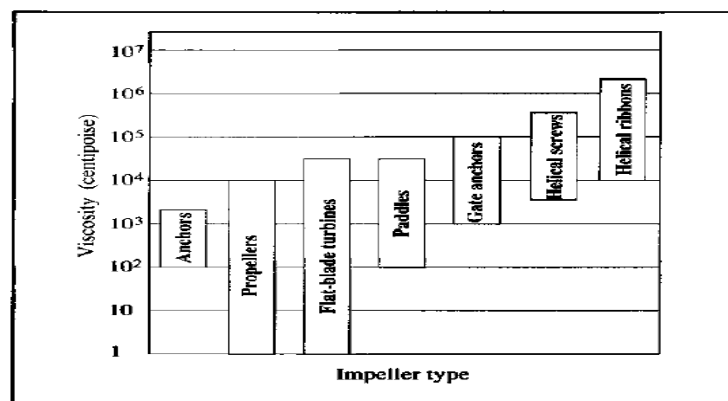


- |                |          |
|----------------|----------|
| ID             | = 5,68 m |
| AB             | = 2,65 m |
| BC             | = 5,5 m  |
| OA             | = 0,95 m |
| Tinggi reaktor | = 7,61 m |

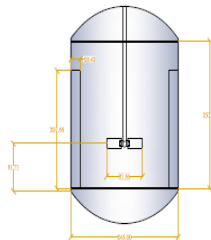
**d. Pengaduk**

- 1) Jenis pengaduk = Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S.,Chapman.*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*. Reinhold: New York. 1966)

Untuk viskositas,  $\mu = 0,14$  cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *flat* turbin.



- 2) Ukuran Pengaduk



$$r = 0,2 \text{ m}$$

$$D_i = 0,38 \text{ m}$$

$$B = 1,14 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan putar pengaduk} = 25,5 \text{ rpm}$$

Bilangan Reynold

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



Dengan hubungan =

Re : Bilangan *reynold*

$\mu_l$  : Viskositas fluida yang diaduk [ kg /m s ]

Viskositas fluida yang diaduk = 0,000141 m/s

Rapat Massa :

$\rho_l = 2619,16 \text{ kg/m}^3$

$N = 0,425 \text{ s}^{-1}$

Re = 54199855,94

Re > 100.000 , dari fig diatas diperoleh  $N_p = 5$

Daya penggerak pengaduk:

$$P_o = N_p \rho_l N^3 D_i^5$$

Dengan hubungan :

$D_i$  : Diameter pengaduk [ m ]

$N$  : kecepatan putar [ 1/ s]

$N_p$  : Bilangan Daya

$P_o$  : Daya penggerak [ watt ]

$\rho_l$  : Rapat massa fluida yang diaduk [kg /m<sup>3</sup>]

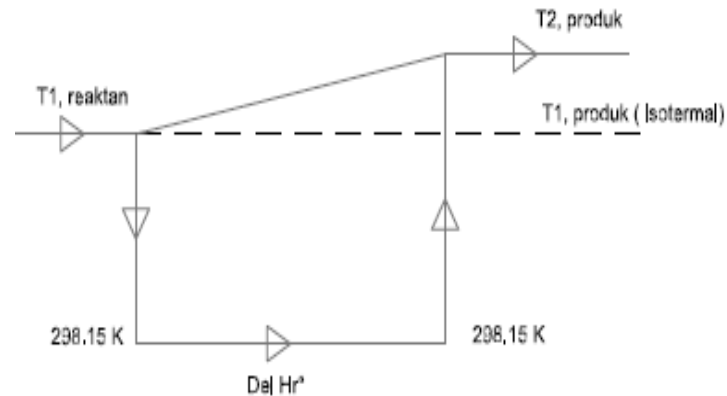
Maka diperoleh daya penggerak pengaduk : 25,02 kW

Daya penggerak motor yang diperlukan : 31.280 watt

Daya motor standar : 41,9 hp = 50 hp

## 7. Menghitung Perpindahan Kalor

Sketsa Permasalahan:



Neraca panas pada reaktor

Kecepatan panas masuk - Kecepatan panas keluar + Panas yang  
timbulkarena reaksi - panas yang harus diserap = akumulasi

$$Q_{\text{reaktan}} + q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{produk}} - Q_{\text{pp}} = 0$$

$Q_{\text{pp}}$  : panas yang harus diserap oleh media pendingin [ kJ /jam ]

$$Q_{\text{reaktan}} = \sum m_i c_{pi} (T_1 - t_{\text{reff}})$$

$$Q_r = -F_{a0} x_{a1} \Delta H_r^\circ$$

$$Q_{\text{produk}} = \sum m_{\text{produk}} c_p (T_2 - t_{\text{reff}})$$

Kecepatan panas masuk

$$\text{Suhu } T_1 = 343,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi, } t_{\text{reff}} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	kmol /jam	$i c_p dt$ kJ/kmol	$m \times \int c_p dt$ kJ /jam
CO <sub>2</sub>	5.617,745	127,676	-4,E+03	-5,E+05
H <sub>2</sub> O	2.372,648	131,814	2,E+02	2,E+04
Ca(OH) <sub>2</sub>	9.448,026	127,676	-2,E+01	-2,E+03
CaCO <sub>3</sub>	0,000	0,000	8,E+00	0,E+00
Total	17.438,419	387,166		-5,1,E+05

$$Q_{\text{reaktan}} = -5,1, E+05 \text{ kJ/jam}$$

Panas reaksi pada suhu = 343,15 K

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -150,2056 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 = -80,29096 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -285,82996 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CaCO}_3 = 125,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{r0} = -42637,052 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_r = -F_{a0} \times \Delta H_{r0} = -5280417,45 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh produk keluar

$$\text{Suhu } T_2 = 343,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi, } T_{\text{reff}} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	kmol /jam	int cp dt kJ/kmol	m x int cp dt kJ /jam
CO2	168,532	3,830	2,E+02	7,E+02
H2O	4.601,871	255,660	-4,E+03	-1,E+06
Ca(OH)2	283,441	3,830	-2,E+04	-7,E+04
CaCO3	12.384,574	123,846	8,E+00	1,E+03
Total	5.053,844	387,166		-1,12,E+06

$$Q_{\text{produk}} = -1,12, E+06 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang harus diserap oleh media pendingin

$$Q_{\text{pp}} = Q_{\text{reaktan}} + Q_r - Q_{\text{produk}}$$

$$= -4663298,4 \text{ kJ/jam}$$

a. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

$$\text{Suhu air masuk, } t_1 = 278,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar, } t_2 = 283,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } t_{av} = 280,65 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata

$$\text{Kapasitas panas, } c_{p \text{ air}} = 4,1840 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas, } \mu \text{ air} = 0,7 \text{ cP}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_{\text{air}} = 991,056 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry, ed 8 , halaman 2 . 96)}$$

Massa air pendingin yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{c_{p \text{ air}} (t_2 - t_1)}$$

$c_{p \text{ air}}$  : Kapasitas panas air [ kJ /kg K ]

$m_{\text{air}}$  : Kecepatan massa air [ kg /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ / jam ]

$t_1$  : Suhu air pendingin masuk [ K]

$t_2$  : Suhu air pendingin keluar [ K]

$$m_{\text{air}} = 222911,015 \text{ kg/jam}$$

b. Beda Suhu Rerata

Dihitung dengan persamaan :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin		
343,150	Suhu atas	283,15	60,000	$\Delta t_1$
343,150	Suhu bawah	274,15	69,000	$\Delta t_2$

$$LMTD = 64,395 \text{ K}$$

Luas perpindahan kalor yang diperlukan

$$A = \frac{Q_{pp}}{U_d LMTD}$$

$$A = 28,73684513 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Selimut} = 107,3414012 \text{ m}^2$$

Luas selimut tangki yang tersedia > luas perpindahan kalor yang diperlukan, maka sistem pendingin yang digunakan adalah *jacket*.

c. Prarancangan *Nozzle*

Dihitung dengan persamaan:

$$D_{opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho_f^{0.13}$$

Dengan hubungan :

$D_{opt}$ : Diameter pipa optimum [in]

$q_f$  : Kecepatan volume fluida [ $\text{ft}^3/\text{s}$ ]

$\rho_f$  : Rapat massa fluida [ $\text{lb}/\text{ft}^3$ ]

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Mc Graw Hill. (1991). ed IV, halaman. 496)

Pada suhu : 343,15K

Komposisi dan rapat

Massa umpan

Komponen	kg/jam	$\rho$ [kg /m <sup>3</sup> ]	m <sup>3</sup> /jam
CO <sub>2</sub>	168,532	1,980	85,117
H <sub>2</sub> O	4601,871	995,700	4,622
Ca(OH) <sub>2</sub>	283,441	2.210,000	0,128
CaCO <sub>3</sub>	12384,574	2.710,000	4,570
Total	17438,419		94,437

$$\rho_l = 184,6560457 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_f = 11,528 \text{ lb/ft}^3$$

$$q_f = 13,15 \text{ cm}$$

$$\text{Diopt} = 5,177 \text{ in}$$

#### 8. Pipa Standar :

Dipilih dari tabel 17 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus, Plant design and economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill (1991), edisi 4, halaman 888.

TABLE 13  
Steel-pipe dimensions

Nom- inal pipe size, in.	OD, in.	Sched- ule No.	ID, in.	Flow area per pipe, a,"	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
¾	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
1	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1½	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
2	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
2½	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
3	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
3½	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
4	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
5	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
6	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
8	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
10	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
12	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
16	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
20	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		40	15.25	183	4.189	4.00	62.6
24	16.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
		40	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.  
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih : 6 in Sch.No 40

Diameter luar, Od = 0,168 m

Diameter dalam, Id = 0,154 m

Luas permukaan luar, a" = 0,528 m<sup>2</sup>/m

**LAMPIRAN 2**

***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM***

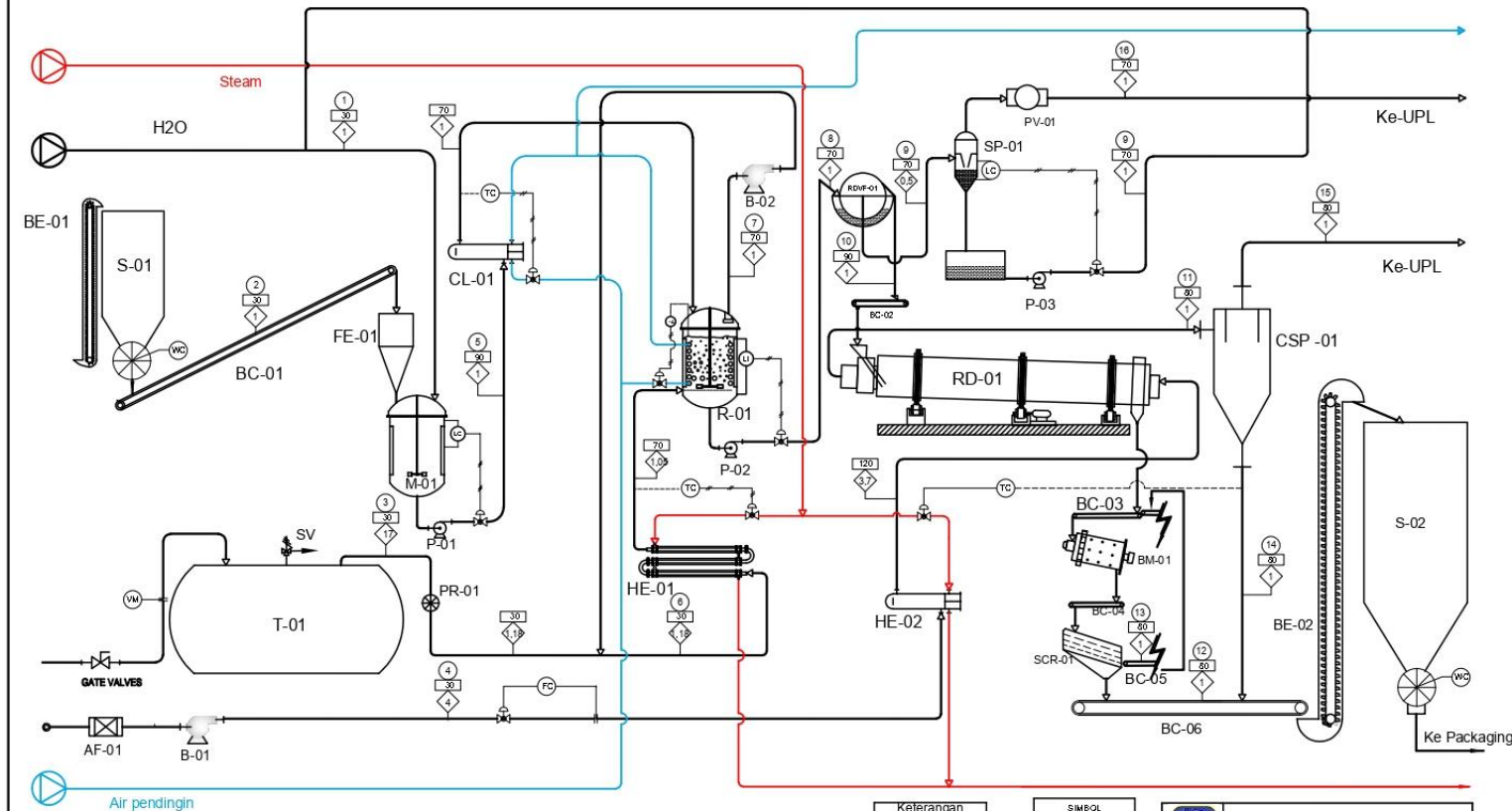
**(PEFD)**



## PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

### PRARANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI KALSIMUM HIDROKSIDA

KAPASITAS : 100.000 ton/tahun



KOMPONEN	NOMOR A RUS															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
Udara				386.130							378.408				3.86	374.547
CO <sub>2</sub>			5.449			5.617	168									
H <sub>2</sub> O	24.482			8.212	22.184			10.101	8.694	1.407	8.997	615	31	8		
CaO		7.370			221											
Ca(OH) <sub>2</sub>				9.448				283		283	14	283	14	14		
CaCO <sub>3</sub>								12.384		12.384	618	12.384	619	619		
TOTAL	24.482	7.370	5.449	394.343	31.853	5.617	168	22.768	8.694	14.075	388.039	13.283	664	4.503	374.554	

Keterangan	
AF	Kor. Man.
B	Balok
BC	Belt Conveyor
BE	Belt Elevator
BM	Balok Man.
CL	Penyalang
CSP	Cyclone Separator
EL	Elevator
FE	Feeder
HE	Heat Exchanger
M	Mill
P	Pump
PR	Pressure Reducing Valve
PV	Pompa Vakum
R	Reaktor
RD	Rotary Dryer
S	Silo
SCR	Separator
SP	Separator
T	Tangki

SIMBOL	
○	Nomor arus
○	Suhu, C
◇	Tekanan
—	Saluran
—	Pipa
—	Udara tekan
—	Listrik

Pengendali	
FC	Pengendali arus
LC	Pengendali katup
LI	Pengendali katup
S	Pengendali suhu
VM	Pengendali volume
WC	Weight Controller



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRARANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI  
KALSIMUM HIDROKSIDA  
KAPASITAS 100.000 TON TAHUN

Dosen Pembimbing:  
1. Dr. IFA PUSPABARI, S.T., M.Eng

**LAMPIRAN 3**

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

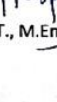





## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Aldi Widya Suwandi  
 No. MHS : 19521127
2. Nama Mahasiswa : Syafa Atika Widya Wati  
 No. MHS : 19521053

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI KALSIMUM HIDROKSIDA  
 KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14 Oktober 2022	Diskusi mengenai judul prarancangan pabrik	
2	12 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik	
3	15 November 2022	Persetujuan luaran tahap 1	
4	14 Desember 2022	Pemilihan proses ditambahkan, tinjauan termo dan kinetika belum	
5	18 Januari 2023	Pemilihan proses, tinjauan pustaka, diagram air	
6	19 Februari 2023	Persetujuan luaran tahap 2 dan tahap 3	
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			

Dosen Pembimbing

  
 Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Aldi Widya Suwandi  
No. MHS : 19521127
2. Nama Mahasiswa : Syafa Atika Widya Wati  
No. MHS : 19521053

Judul Prarancangan \*) :

PRARANCANGAN PABRIK KALSIMUM KARBONAT DARI  
KALSIMUM HIDROKSIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 April 2023

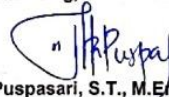
Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	31/5/2023	Diagram alir & Neraca massa.	Ifa
2.	7/06/2023	Diagram alir & Neraca massa.	Ifa
3.	11/07/2023	Diagram alir & Neraca massa.	Ifa
4.	18/07/2023	Luaran 4 dan luaran 5	Ifa
5.	8/08/2023	Luaran 6 dan luaran 7	Ifa
6.	29/08/2023	luaran 9, luaran 10	Ifa
7.	6/09/2023	luaran 11, luaran 12	Ifa

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 OKTOBER 2023

Pembimbing,



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

- \*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan