

**PRA RANCANGAN PABRIK *PRECIPITATED CALCIUM CARBONATE*  
DARI BATU KAPUR DAN CO<sub>2</sub> DENGAN KAPASITAS  
115.000 TON/TAHUN**



**Disusun Oleh :**

**Febrilia Rada (45 16 044 002)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS BOSOWA  
MAKASSAR**

**2020**

**PRA RANCANGAN PABRIK *PRECIPITATED CALCIUM CARBONATE*  
DARI BATU KAPUR DAN CO<sub>2</sub> DENGAN KAPASITAS  
115.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik



**Disusun Oleh :**

**Febrilia Rada (45 16 044 002)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS BOSOWA**

**MAKASSAR**

**2020**

HALAMAN PERSETUJUAN

PRA RANCANGAN PABRIK *PRECIPITATED CALCIUM CARBONATE*  
dari BATU KAPUR dan CO<sub>2</sub> dengan KAPASITAS 115.000 TON/TAHUN



Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :  
**Febrilia Rada (45 16 044 002)**

Telah disetujui oleh:

Dosen Pembimbing I

**Dr. Hamsina, ST., M.Si**  
**NIDN. 09 2406 7601**

Dosen Pembimbing II

**Al Gazali, ST., MT**  
**NIDN. 09 0506 7302**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRA RANCANGAN PABRIK *PRECIPITATED CALCIUM CARBONATE*  
DARI BATU KAPUR DAN CO<sub>2</sub> DENGAN KAPASITAS 115.000  
TON/TAHUN**

Disusun oleh :

**Febrilia Rada (45 16 044 002)**

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

Pada tanggal 5 Maret 2021 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Pembimbing I

Pembimbing II



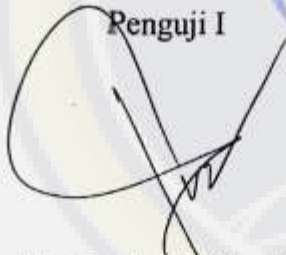
**Dr. Hamsina, ST., M.Si**  
NIDN. 09 2406 7601



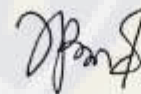
**Al Gazali, ST., MT**  
NIDN. 09 0506 7302

Penguji I

Penguji II



**Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT**  
NIDN. 09 1802 6902



**Hermawati, S.Si., M.Eng**  
NIDN. 00 2407 7101

Makassar, 5 Maret 2021

Ketua Program Studi Teknik Kimia



**M. Tang, ST., M.Pkim**  
NIDN. 09 1302 7503

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas kehendak-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Penelitian ini sebagai salah satu syarat kurikulum dalam menempuh pendidikan pada program studi Teknik Kimia Universitas Bosowa.

Meskipun banyak halangan dan tantangan yang penulis alami dalam menyusun laporan penelitian ini, namun berkat bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak, sehingga penulis dapat mengatasi halangan dan tantangan tersebut. Maka dari itu, dengan tulus penulis mengucapkan terima kasih terkhusus kepada :

1. Tuhan Yesus, atas kasih dan penyertaan-Nya sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik dan tepat waktu.
2. Ayahanda dan Ibunda yang selalu mendoakan serta menyemangati saat penyelesaian tugas akhir ini.
3. Ibu Dr. Hamsina, ST., M.Si dan Bapak Al Gazali, ST., MT selaku dosen Pembimbing dalam Tugas Akhir ini yang selalu membimbing penulis dalam penulisan Tugas Akhir.
4. Saudara-saudara penulis yang selalu memberikan dukungan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
5. Rekan – rekan mahasiswa Teknik Kimia Universitas Bosowa yang selalu memberikan dukungan dan dorongan serta semua pihak yang terlibat dan ikut membantu penulis dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini terdapat banyak kekurangan, maka dari itu penulis mengharapkan dapat diberikan saran maupun kritikan sebagai bahan pertimbangan dalam penulisan nantinya. Semoga Tugas Akhir ini nantinya dapat berguna bagi para pembaca ataupun masyarakat luas.

Makassar, 5 Maret 2021

Penulis

## DAFTAR ISI

Halaman Persetujuan.....	i
Halaman Pengesahan .....	ii
Kata Pengantar .....	iii
Daftar Isi.....	iv
Daftar Tabel .....	vi
Daftar Gambar .....	viii
Intisari .....	ix
Bab I Pendahuluan .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik .....	6
1.4 Tinjauan Pustaka .....	7
Bab II Uraian Proses .....	11
2.1 Uraian Proses .....	11
2.2 Diagram Kuantitatif .....	14
2.3 Diagram Kualitatif .....	15
Bab III Spesifikasi Bahan .....	16
3.1 Spesifikasi Bahan Baku .....	16
3.2 Spesifikasi Produk .....	17
Bab IV Neraca Massa .....	19
a. Neraca Massa Total .....	19
b. Neraca Massa Alat .....	20
Bab V Neraca Panas .....	25
Bab VI Spesifikasi Alat .....	28
Bab VII Utilitas .....	50
7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	50
7.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	79
7.3 Unit Penyedia Udara Instrumentasi .....	80
7.4 Unit Refrigerant .....	81
7.5 Unit Pembangkit Listrik .....	82

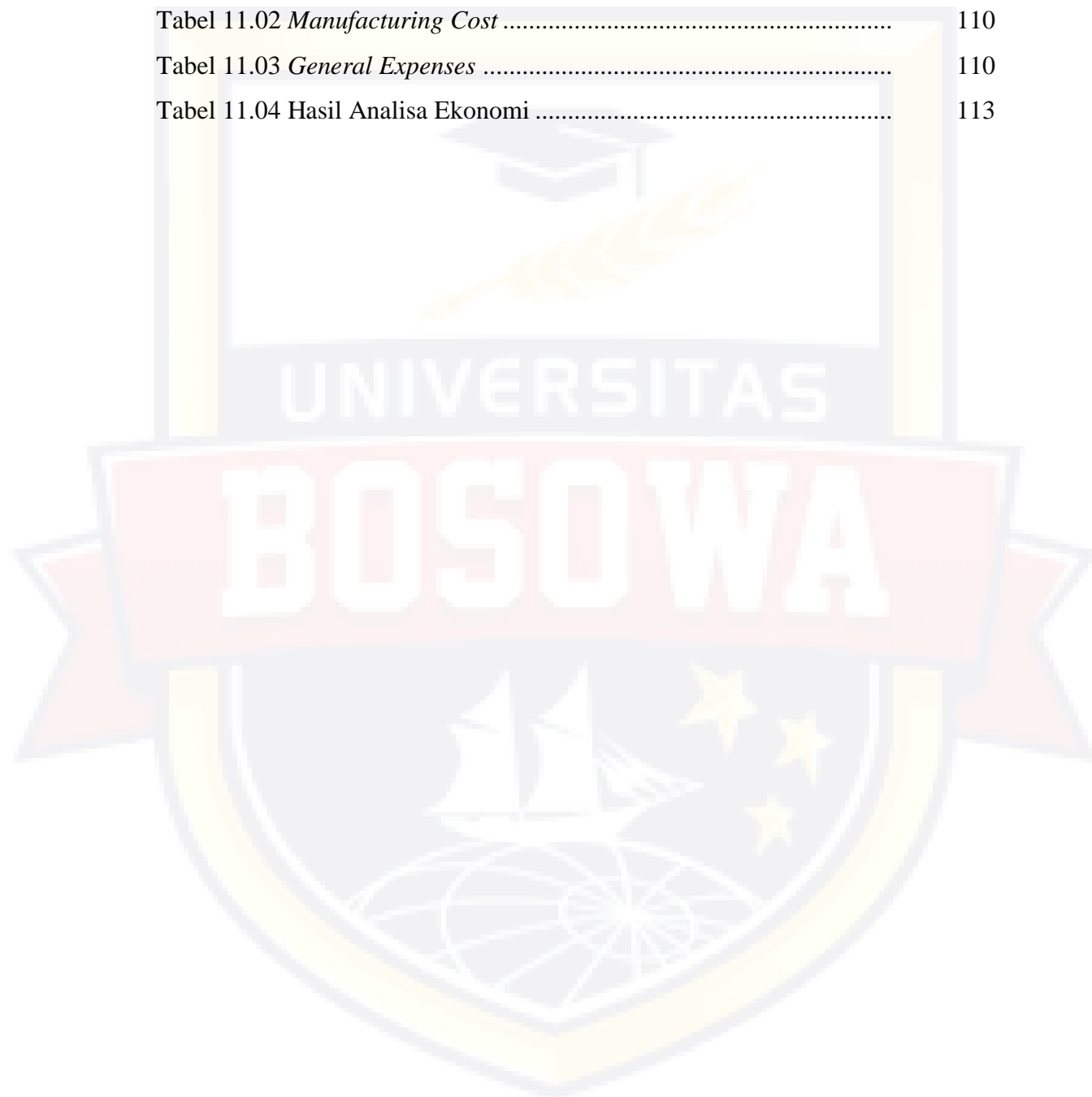
Bab VIII Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses .....	88
8.1 Lokasi Pabrik .....	88
8.2 Lay Out Pabrik .....	89
8.3 Lay Out Peralatan .....	93
Bab IX Kesehatan dan Keselamatan Kerja .....	95
Bab X Struktur Organisasi Perusahaan .....	100
10.1 Organisasi Perusahaan .....	100
10.2 Struktur Organisasi .....	100
10.3 Tugas dan Wewenang .....	101
10.4 Pembagian Jam Kerja .....	104
10.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji .....	105
10.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	106
Bab XI Evaluasi Ekonomi .....	108
11.1 Dasar Perhitungan .....	108
11.2 Perhitungan Biaya .....	108
11.3 Analisa Ekonomi .....	111
Bab XII Kesimpulan .....	114
Daftar Pustaka .....	115
Lampiran .....	123

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.01 Data impor PCC tahun 2009-2019.....	3
Tabel 1.02 Perkiraan impor pada tahun 2025 .....	4
Tabel 1.03 Perkiraan kebutuhan impor PCC sampai tahun 2035 .....	5
Tabel 1.04 Perbandingan proses produksi PCC .....	9
Tabel 4.01 Neraca Massa Total.....	19
Tabel 4.02 Neraca Massa Crusher (JC-L05).....	20
Tabel 4.03 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-L07) .....	20
Tabel 4.04 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L15).....	21
Tabel 4.05 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L17).....	21
Tabel 4.06 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L19).....	21
Tabel 4.07 Neraca Massa RDVF-L21 .....	22
Tabel 4.08 Neraca Massa Reaktor (R-L26) .....	22
Tabel 4.09 Neraca Massa (RDVF-L28).....	23
Tabel 4.10 Neraca Massa Centrifuge (CF-L31).....	23
Tabel 4.11 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-L36).....	24
Tabel 4.12 Neraca Massa Ball Mill (BM-L38) .....	24
Tabel 5.01 Neraca Panas Rotary Kiln (RK-107) .....	25
Tabel 5.02 Neraca Panas Cooler (CO-L09) .....	25
Tabel 5.03 Neraca Panas Heater (HE-L14).....	26
Tabel 5.04 Neraca Panas Slacker Tank (ST-L5).....	26
Tabel 5.05 Neraca Panas Slacker Tank (ST-L17).....	26
Tabel 5.06 Neraca Panas Slacker Tank (ST-L19).....	26
Tabel 5.07 Neraca Panas Cooler (CO-L22) .....	27
Tabel 5.08 Neraca Panas Reaktor (R-L26) .....	27
Tabel 5.09 Neraca Panas Heater (HE-L35).....	27
Tabel 5.10 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-L36).....	27
Tabel 7.01 Data Kebutuhan Air Pendingin .....	50
Tabel 7.02 Data Kebutuhan Steam.....	52
Tabel 7.03 Total Kebutuhan Air .....	52
Tabel 7.04 Kebutuhan listrik untuk keperluan proses.....	83
Tabel 7.05 Kebutuhan listrik untuk Utilitas .....	84

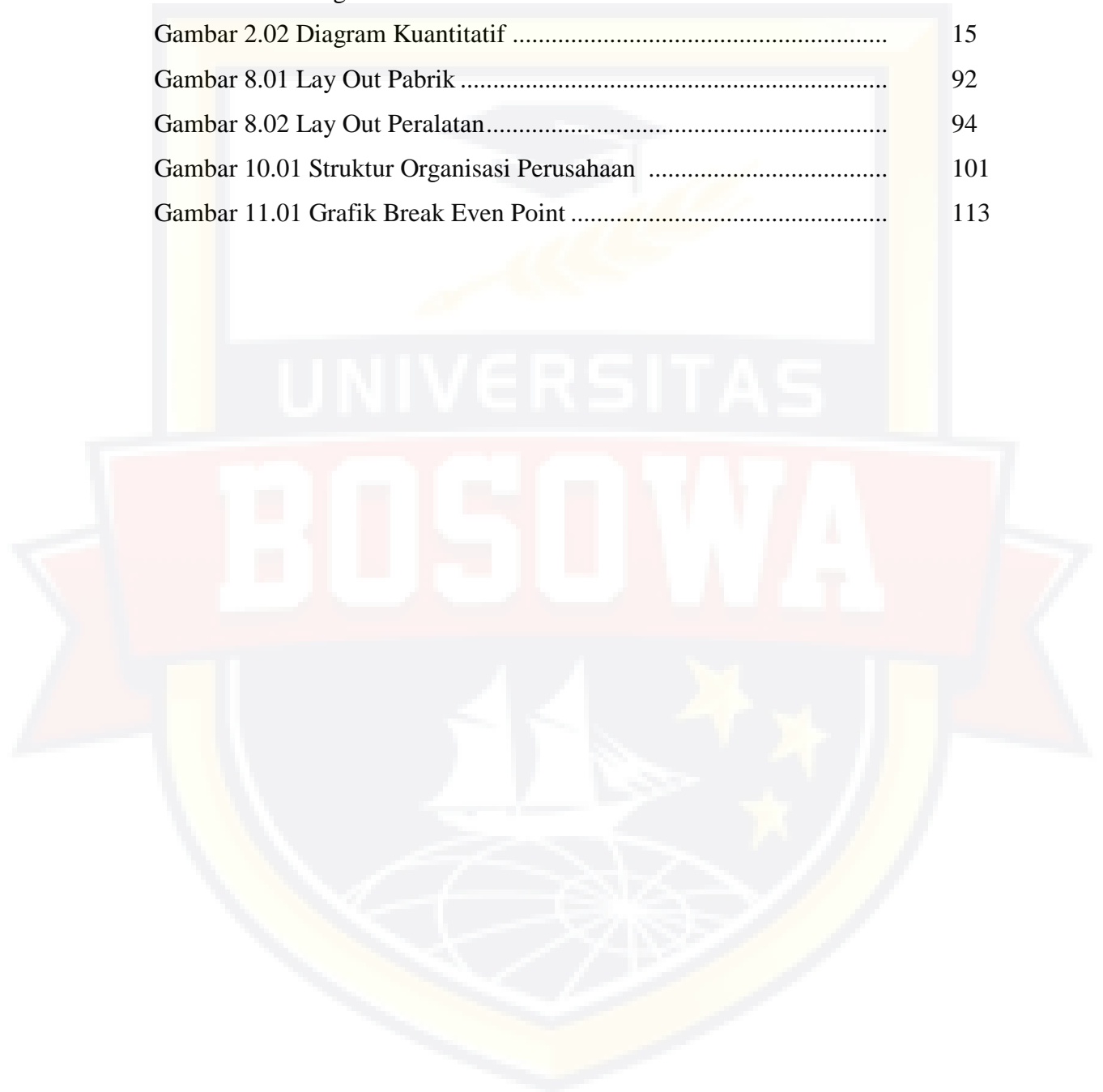


Tabel 8.01 Perkiraan Luas Lahan Pabrik .....	90
Tabel 9.01 Instrumentasi pada alat proses .....	96
Tabel 10.01 Daftar gaji karyawan .....	105
Tabel 11.01 <i>Fixed Capital Investment</i> .....	108
Tabel 11.02 <i>Manufacturing Cost</i> .....	110
Tabel 11.03 <i>General Expenses</i> .....	110
Tabel 11.04 Hasil Analisa Ekonomi .....	113



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.01 Grafik linear regresi data impor tahun 2009-2019 .....	4
Gambar 1.02 Grafik <i>regresi linear data impor 2009 – 2025</i> .....	5
Gambar 2.01 Diagram Kuanlitatif .....	14
Gambar 2.02 Diagram Kuantitatif .....	15
Gambar 8.01 Lay Out Pabrik .....	92
Gambar 8.02 Lay Out Peralatan.....	94
Gambar 10.01 Struktur Organisasi Perusahaan .....	101
Gambar 11.01 Grafik Break Even Point .....	113



## INTISARI

*Precipitated calcium carbonate* merupakan produk pengolahan material alam yang mengandung kalsium karbonat melalui serangkaian reaksi kimia dimana penggunaan *precipitated calcium carbonate* sendiri diantaranya dibidang industri yaitu industri cat, pasta gigi, filler kertas, plastik, karet, obat dan makanan. Pada umumnya *precipitated calcium carbonate* dibuat melalui hidrasi kalsium karbonat dan kemudian direaksikan dengan karbon dioksida atau dikenal dengan proses karbonasi.

Pabrik ini direncanakan didirikan di Kecamatan Bantimurung, Kabupaten Maros, Provinsi Sulawesi Selatan dengan kapasitas 115.000 ton/tahun. Kebutuhan bahan baku yaitu batu kapur sebanyak 147.909.018,49 kg/tahun. Utilitas berupa air sebanyak 9,28 juta m<sup>3</sup>/tahun yang diperoleh dari sungai Bantimurung, listrik sebesar 772,23 kW yang diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan bahan bakar jenis diesel oil sebesar 4.472 liter/jam. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staff, yang membutuhkan tenaga kerja sebanyak 128 orang yang didasarkan pada kebutuhan manajemen perusahaan.

Pada evaluasi ekonomi untuk pendirian pabrik ini, Total Modal Investasi sebesar Rp. 828.465.673.475,01 yang terdiri dari 70% modal tersendiri sebesar Rp.572.124.276.749,56 termasuk inflasi sebesar 10% dan modal pinjaman sebesar 30% sebesar Rp. 256.341.396.725,45 termasuk bunga 15%. *Total Production Cost* dari pabrik ini sebesar Rp 2.288.672.848.672,95, harga jual produk dan produk samping berupa slurry Ca(OH)<sub>2</sub> untuk kapasitas setahun sebesar Rp.2.795.196.877.205,98. Maka keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut adalah Rp 506.524.033.533,03 dan Rp 405.219.226.826,43 per tahun. Profitabilitas meliputi *Return on Investment* (ROI) yang diperoleh sesudah pajak sebesar 54,54%, *Pay Out Time* (POT) yang diperoleh sesudah pajak adalah 1,59 tahun, *Break Even Point* (BEP) dari pra rancangan pabrik ini sebesar 41,28% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,50%.

Kata Kunci : *Precipitated calcium carbonate*, batu kapur, CO<sub>2</sub>

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan salah satu Negara yang dikenal dengan kekayaan alam melimpah, baik itu kekayaan alam yang dapat diperbaharui maupun yang tidak dapat diperbaharui. Akan tetapi hal tersebut disayangkan bila kekayaan alam Indonesia tidak dapat dikelola dan digunakan dengan baik. Dengan adanya pemanfaatan yang tepat akan menghasilkan produk ataupun bahan yang memiliki kualitas yang baik sehingga mempunyai nilai ekonomis dan efisien yang dapat dimanfaatkan untuk kebutuhan dalam industri.

Dalam perkembangannya sebagai Negara industri baru, Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan Negara-negara industri lain di dunia. Sektor industri kimia sebagai salah satu contoh upaya meningkatkan kinerja perekonomian nasional. Dengan adanya peluang disektor industri ini diharapkan pada masa mendatang akan dapat berperan dalam peningkatan ekonomi bangsa. Keadaan tersebut didukung dengan kebijakan pemerintah Indonesia dala bidang sektor industri kimia yang akan mendukung perkembangan industri kimia di Indonesia. Bersamaan dengan itu, peningkatan aktivitas penelitian dan pengembangan dalam bidang teknologi industri merupakan salah satu aspek pendukung dalam mempercepat pertumbuhan industri-industri di Indonesia.

Pemanfaatan kekayaan alam dalam sektor indutri khususnya dalam bidang industri kimia adalah sebuah tantangan terhadap berdirinya pabrik kimia di Indonesia, yang akan berdampak positif bagi bangsa (Jannah, 2019). Sebagai contoh akan dapat menekan angka pengangguran serta meningkatkan taraf hidup dan peningkatan devisa Negara. Pembangunan industri kimia juga di harapkan akan mengurangi ketergantungan impor bahan kimia di Indonesia.

Batu kapur atau *limestone* merupakan salah satu contoh kekayaan alam melimpah yang ada di Indonesia. Dengan cadangan total batu kapur di seluruh Indonesia diperkirakan sekitar 30 miliar ton yang tersebar di seluruh wilayah tanah air (BAPPENAS, 2010). *Limestone* ialah istilah yang sering dipakai untuk kelompok batuan dengan kandungan paling sedikit 70%

*calcium carbonate* dengan fraksi karbonat melebihi unsur non-karbonatnya (Sriwijaya, 2017).

*Calcium oxide* merupakan salah satu produk yang dihasilkan dari batu kapur. Melalui proses pembakaran batu kapur pada suhu tinggi (pengolahan logam) akan diperoleh kalsium oksida yang merupakan bahan utama dalam proses pembuatan *precipitated calcium carbonate* (Maulia, 2020). *Precipitated calcium carbonate* ini mempunyai fungsi yang sangat luas seperti bahan baku pabrik cat, keramik, pasta, kosmetik dan industri kertas (Soemargono & Billah, 2007).

Pembangunan ini secara tidak langsung dapat meningkatkan devisa Negara, mengurangi angka pengangguran dan meningkatkan perekonomian Negara. *Precipitated calcium carbonate* yang diproduksi di Indonesia masih terbatas sehingga sebagian besar kebutuhan masih harus diimpor dari luar negeri. Maka *precipitates calcium carbonate* merupakan produksi yang perlu diperhatikan pemngolahannya di Indonesia, terlebih makin banyaknya pesaing dalam dunia industri. Sehingga kebutuhan *precipitated calcium carbonate* di Indonesia dapat dipenuhi sehingga peningkatan nilai tambah ekonomis bagi bangsa dan masyarakat meningkat (Jannah, 2019).

Faktor lain yang juga menjadi pertimbangan dalam pendirian pabrik *precipitated calcium carbonate* yaitu pembanguna sektor industri sebagai salah satu sektor penggerak pembangunan nasional dalam bidang ekonomi (Kemenperin, 2015). Pendirian pabrik *precipitated calcium carbonate* juga diharapkan dapat mengurangi ketergantungan impor Indonesia dari luar negeri dan menghemat devisa Negara. Pendirian pabrik ini memungkinkan untuk berkembangnya industri kimia lainnya yang menggunakan *precipitated calcium carbonate* sebagai bahan baku industri sehingga dapat terus berkembang dan dari segi social ekonomi pabrik ini dapat memperluas kesempatan kerja, yang berarti mengurangi tingkatan pengangguran dan meningkatkan penghasilan penduduk di sekitar pabrik.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

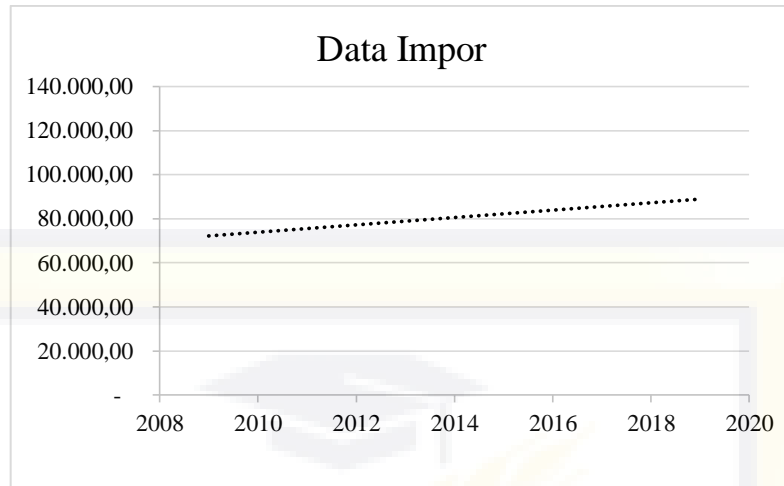
Besarnya kapasitas pabrik produksi *Precipitated calcium carbonate* ini ditentukan oleh faktor jumlah kebutuhan. Kebutuhan *Precipitated calcium carbonate* di Indonesia terus mengalami peningkatan, walaupun Indonesia sudah memproduksi sendiri, tetapi masih memerlukan impor dari negara lain. Direncanakan pabrik akan didirikan pada tahun 2023 dan mulai beroperasi pada tahun 2026. Metode yang digunakan pada penentuan kapasitas pabrik ini adalah *metode ekstrapolasi* dengan data impor *Precipitated calcium carbonate*, data impor *precipitated calcium carbonate* selama sepuluh tahun terakhir pada tabel berikut:

Tabel 1.01 Data impor *precipitated calcium carbonate* tahun 2009 - 2019

Year	Quantity (Ton)
2009	52.372,80
2010	67.558,65
2011	69.602,76
2012	120.478,15
2013	110.836,63
2014	62.494,87
2015	68.586,01
2016	70.565,21
2017	81.255,23
2018	93.654,88
2019	89.413,05

(BPS, 2009-2019)

Berdasarkan data di atas kebutuhan calsium karbonat setiap tahunnya tidak stabil, terdapat penurunan dan kenaikan dibeberapa tahun. Maka dari data di atas dilakukan linear regrasi untuk mengetahui kebutuhan pada tahun 2025, yaitu sebagai berikut.

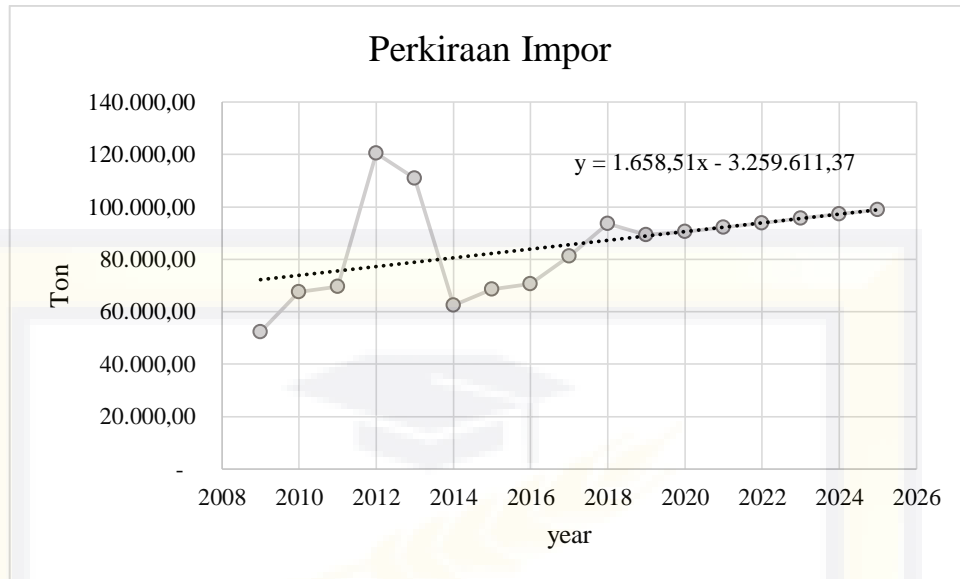


Gambar 1.01 Grafik linear regresi data impor tahun 2009 – 2019

Tabel 1.02 Tabel perkiraan impor pada tahun 2025

Year	Quantity (Ton)
2020	90.569,06
2021	92.227,85
2022	93.886,64
2023	95.545,43
2024	97.204,22
2025	98.863,01

Berdasarkan hasil linear regresi pada tabel 1.2 diperkirakan kebutuhan impor *precipitated calcium carbonate* akan terus meningkat dari tahun 2020 sampai 2025. Untuk perkiraan kebutuhan *precipitated calcium carbonate* apabila pabrik beroperasi pada tahun 2025 adalah sebagai berikut



Gambar 1.02 Grafik regresi linear data impor 2009 - 2025

Tabel 1.03 Tabel perkiraan kebutuhan impor *precipitated calcium carbonate* sampai tahun 2035

Year	Quantity (Ton)
2026	100.529,89
2027	102.188,40
2028	103.846,91
2029	105.505,42
2030	107.163,93
2031	108.822,44
2032	110.480,95
2033	112.139,46
2034	113.797,97
2035	115.456,48

Dari grafik didapatkan persamaan garis lurus yaitu  $Y = 1.658,51x - 3.259.611,37$  dimana X adalah tahun yang dihitung dari tahun 2009 sampai tahun 2025, sedangkan Y adalah kebutuhan impor *precipitated calcium carbonate* pada tahun tertentu dalam satuan ton. Perkiraan impor *precipitated calcium carbonate* dari tahun 2026 hingga tahun 2035 dapat



dilihat pada Tabel 1.03. Sehingga berdasarkan Tabel 1.03 perkiraan data kebutuhan impor *precipitated calcium carbonate* pada tahun 2025 adalah sebesar 98.000 ton/tahun, dengan perkiraan 10 tahun setelah pabrik beroperasi yaitu pada tahun 2035 adalah 115.000 ton/tahun. Maka dengan pertimbangan tersebut kapasitas pabrik yang akan diambil adalah 115.000 ton/tahun. Diharapkan dengan kapasitas ini dapat digunakan untuk mengurangi ketergantungan impor *precipitated calcium carbonate* dalam negeri serta meningkatkan ekspor yang sering mengalami fluktuasi berdasarkan data BPS dari tahun 2009 sampai 2019 rata-rata pertumbuhan ekspor Precipitated Calcium Carbonat adalah -47,43%.

### 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik yang akan didirikan akan sangat mempengaruhi serta menentukan kemajuan dari pabrik yang dibangun. Lokasi pabrik juga mempengaruhi persaingan dan keberlangsungan hidup pabrik. Oleh karena itu dalam menentukan lokasi pabrik perlu dilakukan pertimbangan berdasarkan factor ekonomis dan teknis. Jadi lokasi pabrik bisa memberikan kesempatan perluasan dan keuntungan untuk waktu yang lama. Berdasarkan pertimbangan kedua faktor ini maka pabrik maka pabrik produksi *precipitated calcium carbonate* didirikan di Kecamatan Bantimurung, Kabupaten Maros, Sulawesi Selatan.

Aadapun pertimbangannya karena:

1. Lokasi Kabupaten Maros yang juga dekat dengan pelabuhan di kota Makassar memudahkan dalam hal pemasaran produk.
2. Penyediaan bahan baku yang cukup memadai karena bahan baku batu kapur dapat diperoleh di lokasi tersebut. Kecamatan Bantimurung dan sekitarnya mempunyai potensi sumber daya batu kapur dengan luas sebaran 171,125,000 m<sup>2</sup> sehingga akan menguntungkan dalam hal penyediaan bahan baku (Maros, 2008). Kebutuhan air tersedia karena di sekitar pabrik terdapat sungai Bantimurung dan listrik cukup tersedia, serta iklim lingkungan dan faktor sosial di daerah Maros baik.

3. Kondisi cuaca di daerah perencanaan cukup baik untuk dilakukan pembangunan dikarenakan struktur tanah cukup baik dan luas.

#### 1.4 Tinjauan Pustaka

Batu kapur yang kandungan utamanya  $\text{CaCO}_3$  yang pada dasarnya berwarna putih-kuning dan biasanya dijumpai pada batu kalsir, marmer dan batu gamping, disisi lain *calcium carbonate* juga banyak dijumpai pada staklaktit dan stalagmite yang terdapat di sekitar pegunungan (Laraebi, 2017). Seperti namanya *calcium carbonate* tersusun atas dua unsur *calcium*, satu unsur *carbon* dan tiga unsur *oxygen* (Lingga, 2017). Untuk unsur *carbon* mengikat tiga oksigen dan ikatannya mempunyai ikatan yang lebih longgar dari ikatan *carbon* dan *calcium* (Purwanto, 2020).

*Calcium carbonate* yang dibakar akan menjadi pecahan dan membentuk *calcium oxide* ( $\text{CaO}$ ). Hal ini disebabkan oleh reaksi dari molekul *calcium* akan berikatan dengan satu atom oksigen, sedangkan molekul sisa akan berikatan dengan oksigen membentuk  $\text{CO}_2$  (Lingga, 2017). Kalsium oksida ( $\text{CaO}$ ) bila ditambahkan air maka reaksi ionic yang kuat dan cepat jika berbentuk pecahan kecil *calcium carbonate* akan melepas kalor. Molekul dari  $\text{CaO}$  akan mengikat molekul air yang akan membentuk  $\text{Ca(OH)}_2$ , zat lunak mirip pasta dan bereaksi dengan  $\text{CO}_2$  maka akan membentuk *precipitated calcium carbonate* (Margaretta, Fuad, Ilmiawati, & Wonorahardjo, 2015).

*Precipitated calcium carbonate* adalah produk olahan material alam yang mempunyai kandungan *calcium carbonate* yang melalui proses reaksi kimia (Rahmawati, 2015). Pada umumnya kalsium karbonat presipitasi dihasilkan dari hidrasi *calcium hydroxide* dan direaksikan dengan  $\text{CO}_2$ . Produk yang diperoleh berwarna putih serta seragamnya distribusi ukuran partikel (Jamarun, Yulfitrin, & Syukri, 2007). *Precipitated calcium carbonate* mempunyai nilai ekonomis yang tinggi karena mempunyai keunggulan seperti kecilnya ukuran partikel, kehomogenannya yang tinggi serta distribusi bentuk partikel yang seragam. Dengan sifat yang dimiliki penggunaan *precipitated calcium carbonate* menjadi semakin luas terutama dalam

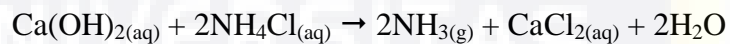
bidang industry cat, plastik, filler kertas, pasta, obat dan makanan (Rahmawati, 2015).

#### A. Proses Pembuatan *Precipitated calcium carbonate*

*Precipitated calcium carbonate* dapat diperoleh melalui beberapa proses yaitu:

- a. Proses *Calcium- Chloride*
  - b. Proses *Lime-soda*
  - c. Proses Karbonasi (Hartono, 2017)
1. Proses Calcium Chloride

Proses ini terjadi dimana *calcium hydroxide* bereaksi dengan ammonium klorida sehingga membentuk ammonia (gas) dan larutan kalsium klorida, seperti pada reaksi berikut:



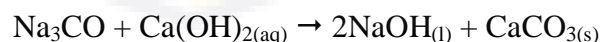
Setelah proses pemurnian, larutan akan direaksikan dengan sodium karbonat guna mendapatkan endapan *precipitated calcium carbonate* dan larutan sodium klorida dengan reaksi berikut.



Berdasarkan evaluasi ekonomi Hartono (Hartono, 2017) jika terbentuk kalsium klorida 1 gram maka profit kasar yang akan diperoleh adalah sekitar  $\$2,94 \times 10^{-5}$ .

2. Proses Lime-Soda

Pada proses ini dilakukan untuk memperoleh natrium hidroksida. Tujuan proses ini untuk mendapatkan hasil lebih baik dari NaOH dan *precipitated calcium carbonate* hanya merupakan *byproduct*. Reaksi antara sodium karbonat dan kalsium hidroksida mendapatkan NaOH cair dan kalsium karbonat. Proses ini berlangsung pada 30°-60°C dengan konversi sekitar <90% (Hartono, 2017). Dengan reaksi sebagai berikut:



Produk *precipitated calcium carbonate* yang dihasilkan dari proses ini tidak begitu baik dikarenakan distribusi ukuran partikel

*precipitated calcium carbonate* tidak seragam dan kandungan residu  $\text{Ca(OH)}_2$  yang tinggi (Hartono, 2017).

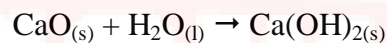
Berdasarkan evaluasi ekonomi Hartono (Hartono, 2017) jika terbentuk kalsium klorida 1 gram maka profit kasar yang akan diperoleh adalah sekitar  $\$1,6 \times 10^{-5}$ .

### 3. Proses Karbonasi

Proses ini adalah proses yang lazim digunakan untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate* dikarenakan bahan baku pembuatan yang ekonomis. Dalam proses ini *limestone* akan dihancurkan dan dipanaskan dalam *rotary kiln* serta terjadi proses kalsinasi dimana batu kapur menjadi *calcium oxide* dan  $\text{CO}_2$ . Reaksi dalam kiln yaitu:



Kalsium oksida kemudian mengalami proses hidrasi dengan air untuk mendapatkan  $\text{Ca(OH)}_2$ .



Slurry hasil reaksi tersebut terdiri dari  $\text{Ca(OH)}_2$  tak terlarut, ion kalsium ( $\text{Ca}^{2+}$ ) dan ion hidroksida ( $\text{OH}^-$ ). *Slurry* ini juga akan mengalami proses filtrasi guna menghilangkan pengotor.  $\text{Ca(OH)}_2$  kemudian direaksikan dalam reaktor untuk direaksikan dengan  $\text{CO}_2$  dengan konversi 95% (Hartono, 2017).

Berdasarkan evaluasi ekonomi Hartono (Hartono, 2017) jika terbentuk kalsium klorida 1 gram maka profit kasar yang akan diperoleh adalah sekitar  $\$5,3 \times 10^{-5}$ .

### B. Pemilihan Proses

Perbandingan dari ketiga proses diatas dapat dilihat pada table berikut:

Tabel 1.4 Perbandingan proses produksi *Precipitated calcium carbonate*

Pembandingan	Proses Calcium Chloride	Proses Lime-soda	Proses Karbonasi
Suhu reaksi	65°C	55°C	<70°C
Tekanan operasi	Atmosferis	Atmosferis atau	Atmosferis atau bertekanan

		bertekanan	
Konversi	80%	<90%	95%
Profit kasar	$\$2,94 \times 10^{-5}$	$\$1,6 \times 10^{-5}$	$\$5,3 \times 10^{-5}$
Bahan baku	$\text{CaCl}_2$	$\text{Na}_2\text{CO}_3$	$\text{CaCO}_3$ (batu kapur)

Sehingga untuk produksi *precipitated calcium carbonate* maka proses yang dipilih adalah proses karbonasi. Adapun keunggulan proses karbonasi disbanding dua proses lainnya yaitu:

- Konversi proses karbonasi adalah yang paling tinggi
- Bahan baku untuk proses karbonasi murah dan banyak terdapat di lokasi pabrik
- Profit kasar dari proses karbonasi lebih besar disbanding proses lainnya.

**BOSOWA**



## BAB II

### URAIAN PROSES

#### 2.1 Uraian Proses

Proses pembuatan *Precipitated Calcium Carbonate* dilakukan dengan memakai bahan baku dari batu kapur dan gas karbon dioksida. Proses dilakukan dalam 3 tahapan proses yaitu :

- Tahap penyediaan bahan baku
- Tahap reaksi pembentukan *Calcium Carbonate*
- Tahap pengeringan

Berikut tahapan pembuatan Calcium Carbonate:

##### A. Tahap Penyediaan Bahan Baku

Pada tahap ini Batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) yang diperoleh dari tambang dibawah ke gudang (S-L01) penyimpanan kemudian dari gudang diumpankan ke *crusher* (JC-L05) menggunakan *belt conveyor* (BC-L04) hingga diperoleh ukuran partikel 12,5 mm. Batu kapur ini kemudian diangkat menggunakan *belt conveyor* (BC-L06) menuju feeder, yang selanjutnya diumpankan ke *rotary kiln* (RK-L07) dimana terjadi proses kalsinasi. Dalam proses kalsinasi, batu kapur yang telah dihancurkan akan dibakar di dalam *kiln*. Di dalam *kiln* terjadi dekomposisi (kalsinasi) *limestone* menjadi  $\text{CaO}$  dan  $\text{CO}_2$ . Kalsinasi dapat berlangsung pada suhu 900 - 1100°C (Gilchrist, 1989).

*Rotary kiln* merupakan silinder panjang yang berguna untuk mendekomposisi padatan (Green & Perry, 2008). Di dalam kiln padatan *Calcium Carbonate* di bakar pada temperature 900°C setelah di bakar akan terdisosiasi membentuk  $\text{CaO}$  dan  $\text{CO}_2$  yang keluar dari *rotary kiln* dengan temperature 900°C sebelum masuk ke proses selanjutnya, terlebih dahulu didinginkan di *cooler* (CO-L09).

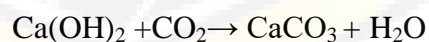
##### B. Tahap Pembentukan *Calcium Carbonate*

Kalsium oksida (lime) dari cooler kemudian akan diangkat oleh *screw conveyor* (SC-L11) menuju Slacker Tank (ST-L15) yang dilengkapi dengan *high shear mixing agitator*, yang mana dalam tangki

pencampuran CaO yang diperoleh dari kiln akan dihidrasi (*slaking*) dengan air yang terlebih dahulu dipanaskan di *heater* untuk menghasilkan *slurry* Ca(OH)<sub>2</sub>. Dalam tangki pencampuran reaksi terjadi pada kondisi operasi dengan suhu 70-90°C, tekanan 1 atm dan konversi sebesar 98% (United States of America Patent No. US4588559A, 1984). Selepas diberikan air dan pada kondisi operasi yang diharapkan sehingga didapat komposisi Ca(OH)<sub>2</sub> sebesar ±70% berat. *Slurry* yang diperoleh terdiri dari Ca(OH)<sub>2</sub> tak larut, ion kalsium (Ca<sup>2+</sup>) dan ion hidroksida (OH). Sebelum memasuki tahap pembentukan *calcium carbonate*, hasil reaksi di dalam tangki *slacker* selanjutnya akan diumpankan ke dalam *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-L-21) untuk menghilangkan pengotor yang terkandung di dalam Ca(OH)<sub>2</sub> agar mempunyai kemurnian yang tinggi sebelum mengalami reaksi kembali di *reactor* (R-L26) dengan CO<sub>2</sub> untuk memperoleh produk.

Reaksi antara larutan kalsium hidroksida dengan gas karbon dioksida akan membentuk *Calcium Carbonate* dilakukan di dalam *reactor* (R-L26). Reaksi ini berlangsung di kondisi operasi dengan temperatur 90°C, tekanan 44,08 psi dan konversi sebesar 95% (Montes-Hernandez, 2008). Didalam *reactor* terjadi reaksi antara Ca(OH)<sub>2</sub> dengan CO<sub>2</sub> yang bersumber dari hasil reaksi yang terjadi di *kiln* untuk menghasilkan CaCO<sub>3</sub> dalam bentuk *slurry*. Reaksi dilakukan dengan cara memasukkan larutan kalsium hidroksida jenuh pada bagian atas *reactor* sedangkan gas karbon dioksida dimasukkan di bagian bawah *reactor* melewati *perforated plate* (plat berlubang) yang berguna untuk menggelembungkan gas CO<sub>2</sub> ke dalam larutan Ca(OH)<sub>2</sub>

Reaksi pada *reactor* tersebut sebagai berikut:



Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis sehingga diperlukan air sebagai *cooling agent* yang dialirkan pada *coil reactor* (Montes-Hernandez, 2008). Produk kalsium karbonat presipitat, air dan *Calcium Carbonate* sisa reaksi menuju tahap selanjutnya, sedangkan gas karbon dioksida sisa reaksi keluar pada bagian atas *reactor*.

### C. Tahap Pemurnian Produk (Pengeringan)

*Calcium Carbonate* dan air yang keluar dari *reactor* dialirkan pada *expansion valve* untuk mengurangi tekanan produk sampai 1 atm, kemudian dengan pompa (PP-L27) produk diumpankan ke *Centrifuge* untuk dipisahkan antara padatan dan air setelah sebelumnya dilakukan pemisahan di *RDVF-L28* untuk memisahkan padatan impurities yang masih terkandung dalam  $\text{CaCO}_3$  *precipitated*.

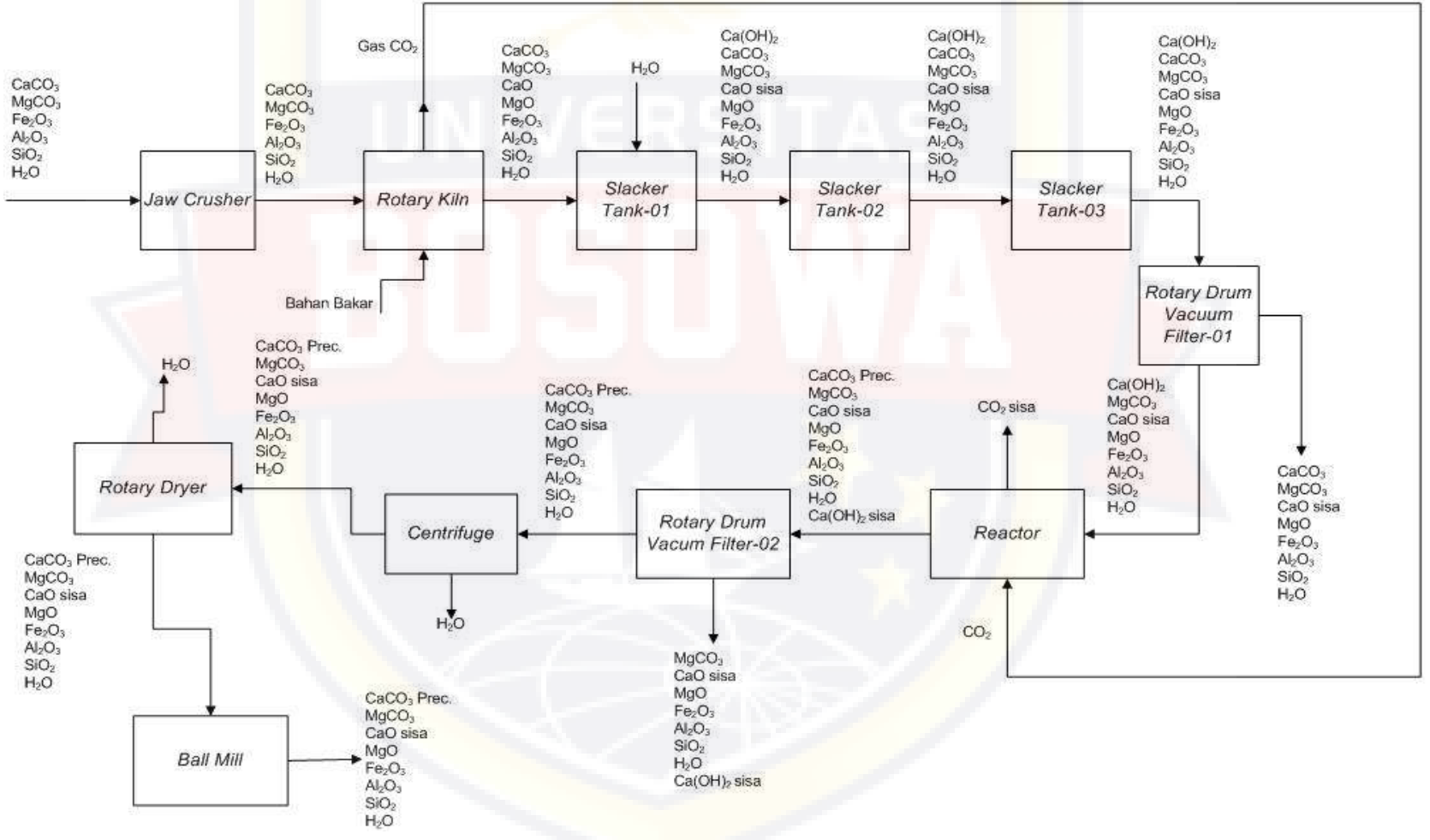
Produk padatan (*cake*) *Calcium Carbonate* dengan kadar air 10% yang dihasilkan dari *centrifuge* (CF-L31) selanjutnya dengan bantuan *screw conveyor* (SC-L33) diumpankan ke dalam *rotary dryer* (RD-L36) untuk dikeringkan. Proses pengeringan dilakukan dengan cara pengeringan langsung yaitu udara panas di kontakkan langsung dengan padatan basah *Calcium Carbonate*. Hasil akhir pengeringan diperoleh produk *Calcium Carbonate* dengan kemurnian 99,5% berat (0,5%  $\text{H}_2\text{O}$ ). Sebagai media pengering digunakan udara panas pada temperatur  $120^\circ\text{C}$  yang sebelumnya telah dipanaskan pada heater udara.

Produk Kalsium karbonat keluaran *rotary dryer* (RD-L36) dengan bantuan *Screw Conveyor* (SC-L37) selanjutnya di masukkan ke dalam *ball mill* (BM-L38) agar mendapatkan produk berupa *powder*, di dalam *ball mill* terjadi proses penghancuran. Sehingga diperoleh ukuran 140 mesh kemudian ditransport ke silo produk (SP-L39) sebagai produk *Calcium Carbonate* untuk dikemas (*packing*) dan siap di jual.

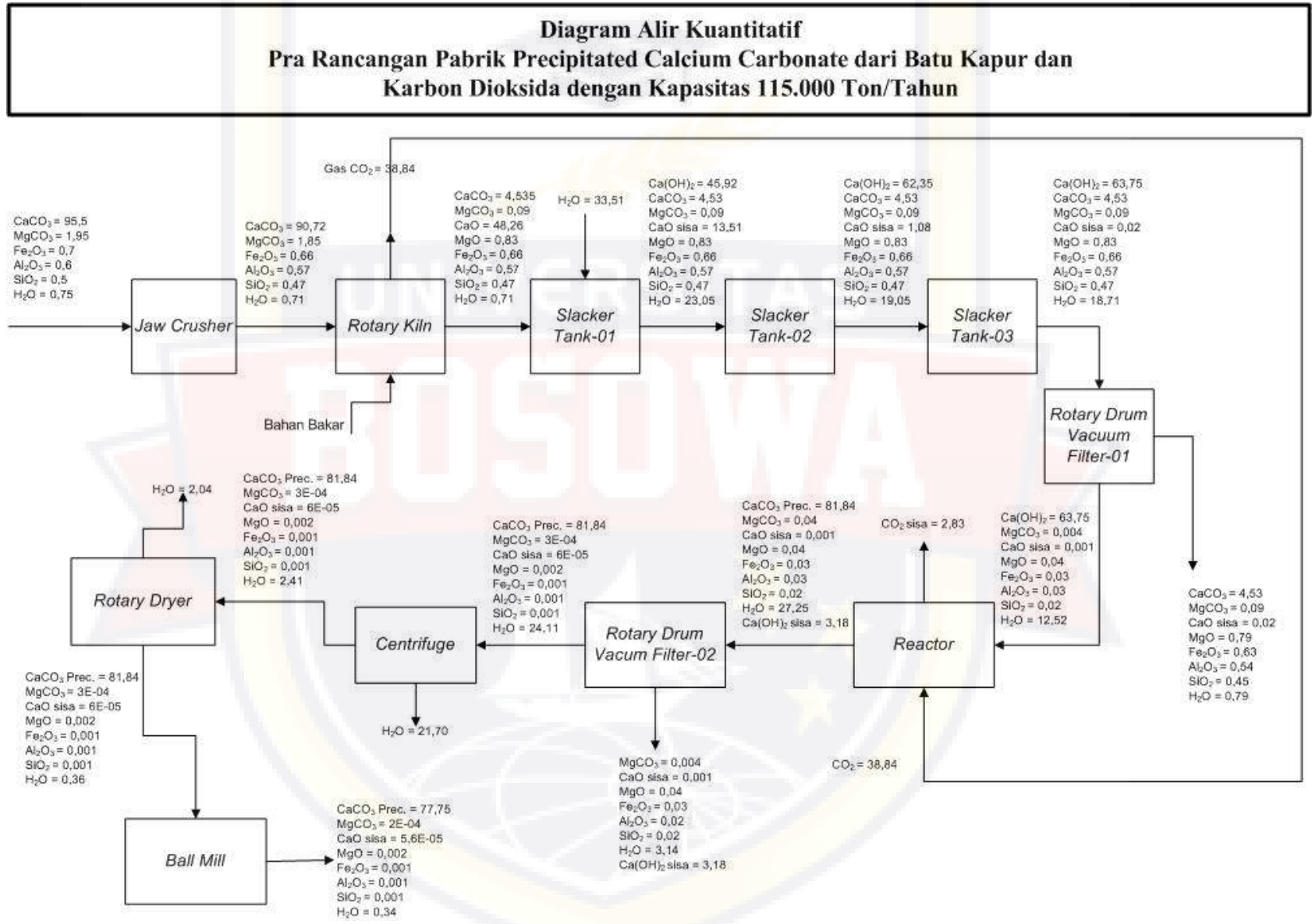


2.1 Diagram Alir Kulitatif

**Diagram Alir Kualitatif**  
**Pra Rancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur dan**  
**Karbon Dioksida dengan Kapasitas 115.000 Ton/Tahun**



## 2.2 Diagram Alir Kuantitatif



**BAB III**  
**SPEKIFIKASI BAHAN**

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

A. Kalsium Oksida

Rumus Molekul	: CaO
Berat Molekul	: 56,08 kg/kmol
Fase	: Padat
Warna	: Putih-kuning/coklat pucat
Specific gravity	: 3,32
Densitas	: 3,34 g/cm <sup>3</sup>
Melting point	: 2.570°C
Boiling point	: 2.850°C
Entalpi pembentukan	: -151,7 kkal/mol
Kapasitas panas (cp)	: $10,00 + 0,00484T - 108,00/T^2$

(Perry & Green, 2008)

B. Air

Rumus Molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat Molekul	: 18,01 kg/kmol
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Specific gravity	: 1
Densitas	: 0,998 g/cm <sup>3</sup>
Freezing point	: 0°C
Boiling point	: 100°C
Entalpi pembentukan	: -68,3174 kkal/mol
Kapasitas panas (cp)	: $276,370 - 2,090,1T + 8,125T^2 - 0,014116T^3$ $+ 9,3701E-06/T^2$

(Perry & Green, 2008)

### C. Karbon Dioksida

Rumus Molekul	: CO <sub>2</sub>
Berat Molekul	: 44,01 kg/kmol
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Specific gravity	: 1,56
Densitas	: 1,98 g/L
Melting point	: -56,6°C
Boiling point	: -78,5°C
Entalpi pembentukan	: -393,509 kkal/mol
Kapasitas panas (cp)	: 10,34 + 0,00274T - 195.500/T <sup>2</sup>

(Perry & Green, 2008)

### D. Kalsium Hidroksida

Rumus Molekul	: Ca(OH) <sub>2</sub>
Berat Molekul	: 4,09 kg/kmol
Fase	: Padat
Specific gravity	: 2,2
Melting point	: 580°C
Entalpi pembentukan	: -235,58 kkal/mol
Kapasitas panas (cp)	: 21,4

(Perry & Green, 2008)

## 3.2 Spesifikasi Produk

### A. Kalsium Karbonat

Rumus Molekul	: CaCO <sub>3</sub>
Berat Molekul	: 56,08 kg/kmol
Fase	: Padat
Warna	: Putih
Specific gravity	: 2,93
Densitas	: 2,83 g/cm <sup>3</sup>
Melting point	: 825°C

Entalpi pembentukan : -289,5 kkal/mol  
Kapasitas panas (cp) :  $19,68 + 0,01189T - 307.600/T^2$   
(Perry & Green, 2008)



## BAB IV

### NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik : 115.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari

Proses : Kontinyu

Basis perhitungan : 100 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= \frac{115.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 14.520,20 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### A. Neraca Massa Total

Tabel 4.01 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	16.943,35	847,17
MgCO <sub>3</sub>	345,96	17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71
H <sub>2</sub> O	6.391,22	6.246,42
CaO		4,04
CO <sub>2</sub>		529,29
MgO		156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>		595,29
CaCO <sub>3</sub> Prec.		15.284,52
Total	23.999,88	23.999,88

## B. Neraca Massa Alat

### 1. Crusher (JC-L05)

Tabel 4.02 Neraca Massa Crusher (JC-L05)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Komponen	Aliran I	Komponen	Aliran II
CaCO <sub>3</sub>	16.943,24	CaCO <sub>3</sub>	16.943,24
MgCO <sub>3</sub>	345,96	MgCO <sub>3</sub>	345,96
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	SiO <sub>2</sub>	88,71
H <sub>2</sub> O	133,06	H <sub>2</sub> O	133,06
Recycle		Reject	
CaCO <sub>3</sub>	891,75	CaCO <sub>3</sub>	891,75
MgCO <sub>3</sub>	18,21	MgCO <sub>3</sub>	18,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60
SiO <sub>2</sub>	4,67	SiO <sub>2</sub>	4,67
H <sub>2</sub> O	7,00	H <sub>2</sub> O	7,00
Total	18.675,38		18.675,38

### 2. Rotary Kiln (RK-L07)

Tabel 4.03 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-L07)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran II	Aliran III	Aliran IV
CaCO <sub>3</sub>	16.943,24	847,16	
MgCO <sub>3</sub>	345,96	17,30	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45	
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71	
H <sub>2</sub> O	133,06	133,06	
CaO		9.013,80	
CO <sub>2</sub>			7.254,43
MgO		156,51	
Total	17.741,61	17.741,61	

### 3. Slacker Tank (ST-L15)

Tabel 4.04 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L15)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Aliran III	Aliran V	Aliran VI
CaCO <sub>3</sub>	847,16		847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30		17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19		124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45		106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71		88,71
H <sub>2</sub> O	133,06	6.258,15	4.305,17
CaO	9.013,80		2.523,86
MgO	156,51		156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>			8.575,99
Total	16.745,34		16.745,34

### 4. Slacker Tank (ST-L17)

Tabel 4.05 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L17)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Aliran VI	Aliran VII
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30	17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71
H <sub>2</sub> O	4.305,17	3.558,82
CaO	2.523,86	201,91
MgO	156,51	156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>	8.575,99	11.644,29
Total	16.745,34	16.745,34

### 5. Slacker Tank (ST-L19)

Tabel 4.06 Neraca Massa Slacker Tank (ST-L19)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Aliran VII	Aliran VIII
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30	17,30



Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71
H <sub>2</sub> O	3.558,82	3.495,22
CaO	201,91	4,04
MgO	156,51	156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.644,29	11.905,76
Total	16.745,34	16.745,34

#### 6. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L21)

Tabel 4.07 Neraca Massa RDVF-L21

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran VIII	Aliran IX	Aliran X
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16	
MgCO <sub>3</sub>	17,30	16,39	0,91
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	117,65	6,54
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	100,85	5,60
SiO <sub>2</sub>	88,71	84,04	4,67
H <sub>2</sub> O	3.495,22	6,19	3.489,03
CaO	4,04	3,83	0,21
MgO	156,51	148,27	8,24
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76		11.905,76
Total	16.745,34	16.745,34	

#### 7. Reaktor (R-L26)

Tabel 4.08 Neraca Massa Reaktor (R-L26)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran X	Aliran IV	Aliran XI	Aliran XII
CaCO <sub>3</sub>			15.284,42	
MgCO <sub>3</sub>	0,91		0,91	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54		6,54	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60		5,60	
SiO <sub>2</sub>	4,67		4,67	
H <sub>2</sub> O	3.489,03		6.240,23	
CaO	0,21		0,21	
MgO	8,24		8,24	
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76		595,29	

CO <sub>2</sub>		7.254,43		529,28
Total		22.675,39		22.675,39

### 8. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L28)

Tabel 4.09 Neraca Massa (RDVF-L28)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XI	Aliran XIII	Aliran XIV
CaCO <sub>3</sub> Prec.	15.284,42		15.284,42
MgCO <sub>3</sub>	0,91	0,86	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	6,19	0,34
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	5,31	0,29
SiO <sub>2</sub>	4,67	4,42	0,25
H <sub>2</sub> O	6.240,23	587,47	5.652,75
CaO	0,21	0,20	0,01
MgO	8,24	7,80	0,43
Ca(OH) <sub>2</sub>	595,29	595,29	
Total	22.146,11		22.146,11

### 9. Centrifuge (CF-L31)

Tabel 4.10 Neraca Massa Centrifuge (CF-L31)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XIV	Aliran XV	Aliran XVI
CaCO <sub>3</sub> Prec.	15.284,42	15.284,42	
MgCO <sub>3</sub>	0,05	0,05	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	0,34	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	0,29	
SiO <sub>2</sub>	0,25	0,25	
H <sub>2</sub> O	5.652,75	565,28	5.087,48
CaO	0,01	0,01	
MgO	0,43	0,43	
Total	20.938,55		20.938,55

10. Rotary Dryer (RD-L36)

Tabel 4.11 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-L36)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XV	Aliran XVII	Aliran XVIII
CaCO <sub>3</sub> Prec.	15.284,42		15.284,42
MgCO <sub>3</sub>	0,05		0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34		0,34
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29		0,29
SiO <sub>2</sub>	0,25		0,25
H <sub>2</sub> O	565,28	480,48	84,79
CaO	0,01		0,01
MgO	0,43		0,43
Total	15.851,08		15.851,08

11. Ball Mill (BM-L38)

Tabel 4.12 Neraca Massa Ball Mill (BM-L38)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran XVIII		Aliran XIX	
CaCO <sub>3</sub> Prec.	14.520,20	764,22	764,22	14.520,20
MgCO <sub>3</sub>	0,05	0,002	0,002	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,33	0,02	0,02	0,33
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,28	0,01	0,01	0,28
SiO <sub>2</sub>	0,23	0,01	0,01	0,23
H <sub>2</sub> O	80,55	4,24	4,24	80,55
CaO	0,01	0,001	0,001	0,01
MgO	0,41	0,02	0,02	0,41
Total	15.370,59		15.370,59	

## BAB V

### NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik : 115.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari

Proses : Kontinyu

Basis Perhitungan : 1 jam

Satuan : kkal

Suhu Referensi : 25 °C

#### A. Neraca Panas Alat

##### 1. Rotary Kiln (RK-L07)

Tabel 5.1 Neraca Panas Rotary Kiln

Neraca Panas Rotary Kiln (RK-L07)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	112.182,16	Q out	4.027.368,41
Q bb	11.411.757,47	Q rx	7.496.571,23
Total	11.523.939,63		11.523.939,63

##### 2. Cooler (CO-L09)

Tabel 5.2 Neraca Panas Cooler

Neraca Panas Cooler (CO-L09)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	3.943.233,59	Q out	52.278,09
Q air in	49.605,16	Q air out	3.940.560,66
Total	3.992.838,75		3.992.838,75

3. Heater (HE-L14)

Tabel 5.3 Neraca Panas Heater

Neraca Panas Heater (HE-L14)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	1.634.755,77	Q out	30.790.237,09
Q st in	37.084.023,92	Q st out	7.928.542,59
Total	38.718.779,69		38.718.779,69

4. Slacker Tank (ST-L15)

Tabel 5.4 Neraca Panas Slacker Tank

Neraca Panas Slacker Tank (ST-L15)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	31.134.457,77	Q out	12.072.813,28
$\Delta H_{rx}$	1.592.040,63	Q cw	20.653.685,12
Total	32.726.498,40		32.726.498,40

5. Slacker Tank (ST-L17)

Tabel 5.5 Neraca Panas Slacker Tank

Neraca Panas Slacker Tank (ST-L17)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	12.072.813,28	Q out	8.777.692,64
$\Delta H_{rx}$	8.020.984,98	Q cw	11.316.105,62
Total	20.093.798,26		20.093.798,26

6. Slacker Tank (ST-L19)

Tabel 5.6 Neraca Panas Slacker Tank

Neraca Panas Slacker Tank (ST-L19)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	8.777.692,64	Q out	7.294.235,17
$\Delta H_{rx}$	7.165.112,04	Q cw	8.648.569,50
Total	15.942.804,68		15.942.804,68

7. Cooler (CO-L22)

Tabel 5.7 Neraca Panas Cooler

Neraca Panas Cooler (CO-L22)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	7.294.235,17	Q out	931.549,04
Q cw in	1.204.068,18	Q cw out	7.566.754,32
Total	8.498.303,35		8.498.303,35

8. Reaktor (R-L26)

Tabel 5.8 Neraca Panas Reaktor

Neraca Panas Reaktor (R-L26)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	3.475.160,01	Q out	15.219.762,14
Q	11.750.805,09	Q CO <sub>2</sub>	6.202,95
Total	15.225.965,09		15.225.965,09

9. Heater (HE-L35)

Tabel 5.3 Neraca Panas Heater

Neraca Panas Heater (HE-L35)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	25.526,49	Q out	660.566,07
Q st in	824.738,42	Q st out	189.698,84
Total	850.264,91		850.264,91

10. Rotary Dryer (RD-L36)

Tabel 5.9 Neraca Panas Rotary Dryer

Neraca Panas Rotary Dryer (RD-L36)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kcal/jam	Keterangan	Kcal/jam
Q in	16.489,14	Q out	451.845,33
Q udara in	546.898,50	Q udara out	111.542,32
Total	563.387,65		563.387,65

## BAB VI

### SPEKIFIKASI ALAT

#### 1. Storage

##### Spesifikasi Storage (S-L01)

Alat	: Storage
Kode	: S-L01
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku batu kapur selama seminggu
Tipe	: Gudang persegi
Kapasitas	: 42.994,71 ft <sup>3</sup>
Over design	: 20%
Dimensi	: W = 24,29 ft L = 72,87 ft H = 24,29 ft
Tekanan	: 1 atm
Bahan konstruksi	: Dasar: Beton : Tiang: Baja Atap : Asbestos
Jumlah	: 1 buah

#### 2. Belt Conveyor

##### Spesifikasi Belt Conveyor (BC-L02)

Alat	: Belt Conveyor
Kode	: BC-L02
Fungsi	: Membawa bahan baku batu kapur dari Storage (S-L01) ke Bucket Elevator (BE-L03)
Tipe	: <i>Troughed belt on 20o idlers.</i>
Kapasitas	: 22.411 kg/jam
Over design	: 20%
Kecepatan belt	: 450-600 rpm
Lebar belt	: 60 in (5 ft)

Luas : 2,4 ft<sup>2</sup>  
permukaan area  
belt  
Daya motor : 0,34 hp  
Panjang belt : 20 ft (6,1 m)

### 3. Bucket Elevator

Spesifikasi Bucket Elevator (BE-L03)

Alat : Bucket Elevator  
Kode : BE-L03  
Fungsi : Mengangkut CaCO<sub>3</sub> dari BC-L02 ke HO-L04  
Tipe : *Supercapacity Continuous Bucket Elevator*  
Kapasitas : 22.411 kg/jam  
Over design : 20%

Power motor : 0,735 Hp  
Jumlah : 1 buah

### 4. Hopper

Spesifikasi Hopper

Alat : Hopper  
Kode : HO-L04  
Fungsi : Menampung batu kapur dari Bucket Elevator dan mengumpulkannya ke Crusher  
Tipe : *Conical Hopper*  
Kapasitas : 273,69 ft<sup>3</sup>  
Over design : 20%  
Dimensi : D = 13,19 ft  
                  H = 6,48 ft  
                  Tebal = 3/8 in  
Tekanan : 15,43 psi  
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-7*  
Jumlah : 1 buah



## 5. Crusher

### Spesifikasi Crusher (JC-L05)

Alat	: Crusher
Kode	: JC-L05
Fungsi	: Memperkecil ukuran batu kapur sebelum masuk ke kiln
Tipe	: <i>Blake Jaw Crusher</i>
Kapasitas	: 9.337,8 kg/jam
Berat	: 10.000 lb
Kecepatan putaran	: 235 rpm
Power	: 4,54 Hp
Jumlah	: 2 buah

## 6. Belt Conveyor

### Spesifikasi Belt Conveyor (BC-L06)

Alat	: Belt Conveyor
Kode	: BC-L06
Fungsi	: Mengangkut batu kapur keluaran Crusher (JC-L05) menuju Rotary Kiln (RK-L07)
Tipe	: <i>Troughed belt on 20o idlers.</i>
Kapasitas	: 11.205 kg/jam
Over design	: 20%
Kecepatan belt	: 450-600 rpm
Lebar belt	: 60 in (5 ft)
Luas permukaan area belt	: 2,4 ft <sup>2</sup>
Daya motor	: 0,34 hp
Panjang belt	: 20 ft (6,1 m)
Jumlah	: 2 buah

## 7. Rotary Kiln

### Spesifikasi Rotary Kiln (RK-L07)

Alat : Rotary Kiln  
Kode : RK-L07  
Fungsi : Tempat terjadinya dekomposisi batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) menjadi CaO

Tipe : *Rotary Kiln*  
Kapasitas : 493,03 ton/hari  
Kondisi Operas : T = 900°C  
P = 1 atm  
Dimensi : Diameter (D) = 12 ft = 3,65 m  
Panjang (L) = 500 ft = 152,4 m  
Power : 96,55 Hp  
Bahan kontruksi : Carbon steel  
Jumlah : 1 buah

#### 8. Blower

Spesifikasi Blower (BL-L08)

Alat : Blower  
Kode : BL-L08  
Fungsi : Mengalirkan udara pendingin menuju CO-L09  
Tipe : *Centrifugal Blower*  
Kapasitas : 15.670 ft<sup>3</sup>/min  
Power : 15,377 Hp  
Jumlah : 4 buah

#### 9. Cooler

Spesifikasi Cooler (CO-L09)

Alat : Cooler  
Kode : CO-L09  
Fungsi : Mendinginkan produk yang keluar dari RK-L07  
Tipe : *Rotary Cooler*  
Dimensi : Diameter = 11,05 ft

Panjang = 106,39 ft  
Kemiringan = 2,62 ft/ft  
Jumlah radial flight = 27  
Tinggi flight = 1,38 ft  
Waktu tinggal = 229,67 menit

Putaran : 3 rpm  
Kondisi operasi : T feed = 900°C  
T produk = 40°C  
T udara in = 25°C  
T udara out = 400°C  
Power : 81,922 Hp  
Jumlah : 1 buah

#### 10. Blower

Spesifikasi Blower (BL-L10)

Alat : Blower  
Kode : BL-L10  
Fungsi : Mengalirkan udara panas keluar dari CO-L09  
Tipe : *Centrifugal Blower*  
Kapasitas : 25.731 ft<sup>3</sup>/min  
Power : 25,249 Hp  
Jumlah : 4 buah

#### 11. Screw Conveyor

Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L11)

Alat : Screw Conveyor  
Kode : SC-L11  
Fungsi : Membawa produk keluaran Rotary Cooler menuju  
Bucket Elevator (BE-L12)  
Tipe : *Helicoid screw conveyor*  
Kapasitas : 59,87 ft<sup>3</sup>/jam  
Kecepatan max : 250 rpm

screw

Diameter screw : 3 in

Panjang screw : 5 m

Power : 0,92 Hp

Jumlah : 1 buah

## 12. Bucket Elevator

Spesifikasi Bucket Elevator (BE-L12)

Alat : Bucket Elevator

Kode : BE-L12

Fungsi : Mengangkut produk dari SC-L11 menuju ke hopper

Tipe : *Supercapacity Continuous Bucket Elevator*

Kapasitas : 12.585 kg/jam

Over design : 20%

Power motor : 0,412 Hp

Jumlah : 1 buah

## 13. Hopper

Spesifikasi Hopper (HO-L13)

Alat : Hopper

Kode : HO-L13

Fungsi : Menampung batu kapur dari Bucket Elevator (BE-L12) dan mengumpulkannya ke Slacker Tank (ST-L15)

Tipe : *Conical Hopper*

Kapasitas : 153,69 ft<sup>3</sup>

Over design : 20%

Dimensi : D = 10,71 ft  
H = 5,26 ft

Tebal = 3/8 in

Tekanan : 15,43 psi

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-7*

Jumlah : 1 buah

#### 14. Heater

##### Spesifikasi Heater (HE-L14)

Alat : Heater

Kode : HE-L14

Fungsi : Memanaskan air sebelum direaksikan dengan CaO dalam ST-L15

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Dimensi	: Annulus (air)		Inner pipe (steam)	
IPS (in)	8	IPS (in)	2,5	
Sch No	40	Sch No	40	
OD (in)	8,625	OD (in)	2,88	
ID (in), $D^2$	7,981	ID (in), $D^2$	2,469	
$a'$ (ft <sup>2</sup> )	2,258	$a'$ (ft <sup>2</sup> )	0,753	
$\Delta Pa$	8,52 psi	$\Delta Pp$	0,193 psi	

Bahan konstruksi : *Stainless steel (austenitic)* AISI tipe 316

Jumlah : 2 buah

#### 15. Slacker Tank

##### Spesifikasi Slacker Tank (ST-L15)

Alat : Slacker Tank

Kode : ST-L15

Fungsi : Mereaksikan CaO dengan H<sub>2</sub>O menghasilkan Ca(OH)<sub>2</sub>

Tipe : Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin

Suhu : 90°C

Konversi : 72%

Kapasitas : 140,53 ft<sup>3</sup>

Tekanan desain : 20,27 psi

Jenis Pengaduk : *Six flat blade open turbine*

Jumlah pengaduk : 1 buah

Power : 43,97 hp

Putaran pengaduk : 35,71 rpm  
 Dimensi : Diameter ST (ID) = 6 ft  
 Tinggi (Hs) = 9,42 ft  
 Tebal ( $t_s$ ) = 5/16 in  
 Tebal head ( $t_h$ ) = 5/16 in  
 Diameter koil (ID) = 0,665 ft  
 Panjang koil (L) = 145,78 ft  
 Jumlah lilitan = 70 lilitan  
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-216  
 Jumlah : 1 buah

#### 16. Pompa Proses

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L16):

Alat : Pompa proses  
 Kode : PP-L16  
 Fungsi : Mengalirkan  $\text{Ca(OH)}_2$  keluaran ST-L15 menuju ST-L17  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Kondisis operasi : Suhu = 70°C  
 Tekanan = 1 atm  
 Kapasitas : 61,80 gal/min  
 Power : 1,91 hp  
 Dimensi : NPS = 2 in = 0,050 m  
 ID = 2,067 in = 0,052 m  
 OD = 2,38 in = 0,060 m  
 $Flow Area = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$   
 Sch No = 40  
 NPSH : 4,76 m  
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
 Jumlah : 1 buah

#### 17. Slacker Tank

Spesifikasi Slacker Tank (ST-L17)

Alat	: Slacker Tank
Kode	: ST-L17
Fungsi	: Mereaksikan CaO dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	: Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin
Suhu	: 80°C
Konversi	: 92%
Kapasitas	: 172,63 ft <sup>3</sup>
Tekanan desain	: 21,41 psi
Jenis Pengaduk	: <i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Power	: 42,27 hp
Putaran pengaduk	: 35,71 rpm
Dimensi	: Diameter ST (ID) = 6 ft Tinggi (H <sub>s</sub> ) = 9,42 ft Tebal (t <sub>s</sub> ) = 3/16 in Tebal head (t <sub>h</sub> ) = 1/4 in Diameter koil (ID) = 0,505 ft Panjang koil (L) = 241,44 ft Jumlah lilitan = 153 lilitan
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-216
Jumlah	: 1 buah

18. Pompa Proses -002

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L18)

Alat	: Pompa proses
Kode	: PP-L18
Fungsi	: Mengalirkan Ca(OH) <sub>2</sub> keluaran ST-L17 menuju ST-L19
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kondisis operaso	: Suhu = 70°C

Tekanan = 1 atm

Kapasitas : 61,80 gal/min

Power : 1,91 hp

Dimensi : NPS = 2 in = 0,050 m

ID = 2,067 in = 0,052 m

OD = 2,38 in = 0,060 m

*Flow Area* = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0022 m<sup>2</sup>

Sch No = 40

NPSH : 4,76 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 19. Slacker Tank

##### Spesifikasi Slacker Tank (ST-L19)

Alat : Slacker Tank

Kode : ST-L19

Fungsi : Mereaksikan CaO dengan H<sub>2</sub>O menghasilkan Ca(OH)<sub>2</sub>

Tipe : Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin

Suhu : 70°C

Konversi : 98%

Kapasitas : 181,24 ft<sup>3</sup>

Tekanan desain : 20,27 psi

Jenis Pengaduk : *Six flat blade open turbine*

Jumlah pengaduk : 1 buah

Power : 41,66 hp

Putaran pengaduk : 35,71 rpm

Dimensi : Diameter ST (ID) = 6 ft

Tinggi (H<sub>s</sub>) = 9,43 ft

Tebal (t<sub>s</sub>) = 3/16 in

Tebal head (t<sub>h</sub>) = 3/8 in

Diameter koil (ID) = 0,335 ft



Panjang koil (L) = 264,23 ft  
Jumlah lilitan = 251 lilitan  
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-216  
Jumlah : 1 buah

## 20. Pompa Proses

### Spesifikasi Pompa Proses (PP-L20)

Alat : Pompa proses  
Kode : PP-L20  
Fungsi : Mengalirkan  $\text{Ca(OH)}_2$  keluaran ST-L19 menuju RDVF-L21  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Kondisis operasi : Suhu =  $70^\circ\text{C}$   
Tekanan = 1 atm  
Kapasitas : 61,80 gal/min  
Power : 1,91 hp  
Dimensi : NPS = 2 in = 0,050 m  
ID = 2,067 in = 0,052 m  
OD = 2,38 in = 0,060 m  
 $\text{Flow Area} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$   
Sch No = 40  
NPSH : 4,76 m  
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
Jumlah : 1 buah

## 21. Rotary Drum Vacuum Filter

### Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L21)

Alat : Rotary Drum Vacuum Filter  
Kode : RDVF-L21  
Fungsi : Memisahkan impurities dalam slurry  $\text{Ca(OH)}_2$   
Tipe : *Rotary Filter*  
Kapasitas : 4,65 kg/s

Power : 12,83 hp  
 Dimensi : D = 0,040 m  
 Tebal drum = ¼ in  
 Tekanan Operasi : 1,21 atm  
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
 Jumlah : 1 buah

## 22. Cooler

Spesifikasi Rotary Cooler (CO-L22)

Alat : Cooler  
 Kode : CO-L22  
 Fungsi : Mendinginkan produk yang keluar dari RDVF-L21 sebelum diumpankan ke dalam reaktor  
 Tipe : *Shell and Tube*

Dimensi : Luas perpindahan panas = 1.656,6 ft<sup>2</sup>  
 OD tube = 0,75 in  
 ID shell = 15,25 in  
 Rd perhitungan = 0,007 ft<sup>2</sup>.jam.°F/Btu  
 ΔP, tube = 0,42 psi  
 ΔP, shell = 1,69 psi

Bahan Kontruksi : *Stainless steel (austenitic)* AISI tipe 316  
 Jumlah : 1 buah

## 23. Pompa Proses

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L23)

Alat : Pompa proses  
 Kode : PP-L23  
 Fungsi : Mengalirkan Ca(OH)<sub>2</sub> keluaran CO-L22 menuju reaktor  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Kondisis operaso : Suhu = 70°C  
 Tekanan = 1 atm  
 Kapasitas : 56,91 gal/min

Power : 1,75 hp

Dimensi : NPS = 2 in = 0,050 m  
 ID = 2,067 in = 0,052 m  
 OD = 2,38 in = 0,060 m  
 $Flow Area = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$   
 Sch No = 40

NPSH : 4,51 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 24. Pompa Proses

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L24)

Alat : Pompa proses

Kode : PP-L24

Fungsi : Mengalirkan impurities keluaran RDVF-L21 menuju ke pengolahan limbah

Tipe : *Centrifugal Pump*

Kondisis operasi : Suhu = 70°C  
 Tekanan = 1 atm

Kapasitas : 4,88 gal/min

Power : 0,14 hp

Dimensi : NPS = 0,75 in = 0,0191 m  
 ID = 0,824 in = 0,0209 m  
 OD = 1,05 in = 0,0267 m  
 $Flow Area = 0,534 \text{ in}^2 = 0,0003 \text{ m}^2$   
 Sch No = 40

NPSH : 0,87 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 25. Kompresor

Spesifikasi Kompresor (KP-L25)

Alat : Kompresor  
 Kode : KP-L25  
 Fungsi : Menaikkan tekanan gas CO<sub>2</sub> dari 1 atm menjadi 3 atm  
 Tipe : *Centrifugal Compressor*  
 Kapasitas : 4,88 gal/min  
 Power : 6,98 Hp  
 Power motor : 5,83 Hp  
 Jumlah : 1 buah

#### 26. Reaktor

Spesifikasi Reaktor (R-L26)

Alat : Reaktor  
 Kode : R-L26  
 Fungsi : Tempat reaksi Ca(OH)<sub>2</sub> dengan gas CO<sub>2</sub> untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate*  
 Tipe : *Bubble reaktor*  
 Konversi : 95%  
 Kapasitas : 4.401,37 ft<sup>3</sup>  
 Tekanan desain : 51,04 psi  
 Jumlah koil pendingin : 1 buah  
 Dimensi : Diameter shell (ID) = 13,08 ft  
 Tinggi (H<sub>s</sub>) = 19,63 ft  
 Tebal (t<sub>s</sub>) = 7/16 in  
 Tebal head (t<sub>h</sub>) = 5/8 in  
 Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*  
 Jumlah : 1 buah

#### 27. Pompa Proses

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L27)

Alat : Pompa proses  
 Kode : PP-L27

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran Reaktor menuju ke RDVF-L28

Tipe : *Centrifugal Pump*

Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Kapasitas : 81,74 gal/min

Power : 2,51 hp

Dimensi : NPS = 2,5 in = 0,0635 m

ID = 2,469 in = 0,0627 m

OD = 2,88 in = 0,0732 m

*Flow Area* = 4,79 in<sup>2</sup> = 0,0031 m<sup>2</sup>

Sch No = 40

NPSH : 5,74 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

## 28. Rotary Drum Vacuum Filter

### Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L28)

Alat : Rotary Drum Vacuum Filter

Kode : RDVF-L28

Fungsi : Memisahkan impurities dalam slurry Ca(OH)<sub>2</sub>

Tipe : *Rotary Filter*

Kapasitas : 6,15 kg/s

Power : 17,42 hp

Dimensi : D = 0,046 m

Tebal drum = 3/16 in

Tekanan Operasi : 1,20 atm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

## 29. Pompa Proses

### Spesifikasi Pompa Proses (PP-L29)

Alat : Pompa proses  
Kode : PP-L29  
Fungsi : Mengalirkan produk keluaran RDVF-L28 menuju ke Centrifuge

Tipe : *Centrifugal Pump*  
Kondisi operasi : Suhu = 30°C  
Tekanan = 1 atm  
Kapasitas : 77,28 gal/min  
Power : 2,36 hp  
Dimensi : NPS = 2,5 in = 0,0635 m  
ID = 2,469 in = 0,0627 m  
OD = 2,88 in = 0,0732 m  
*Flow Area* = 4,79 in<sup>2</sup> = 0,0031 m<sup>2</sup>  
Sch No = 40

NPSH : 5,53 m  
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
Jumlah : 1 buah

### 30. Pompa Proses

#### Spesifikasi Pompa Proses (PP-L30)

Alat : Pompa proses  
Kode : PP-L30  
Fungsi : Mengalirkan impurities keluaran RDVF-L28 menuju ke pengolahan limbah

Tipe : *Centrifugal Pump*  
Kondisi operasi : Suhu = 30°C  
Tekanan = 1 atm  
Kapasitas : 4,45 gal/min  
Power : 0,135 hp  
Dimensi : NPS = 0,5 in = 0,0127 m  
ID = 0,622 in = 0,0158 m  
OD = 0,84 in = 0,0213 m

$$\text{Flow Area} = 0,304 \text{ in}^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

Sch No = 40

NPSH : 0,825 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

### 31. Centrifuge

Spesifikasi *Centrifuge* (CF-L31)

Alat : Centrifuge

Kode : CF-L31

Fungsi : Memisahkan produk *Precipitated calcium carbonate* dan air

Tipe : *Disk bowl centrifuge*

Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Kapasitas : 11,31 m<sup>3</sup>/jam

Power : 7,5 hp

Speed : 4.000 pm

Diameter bowl : 24 in

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

### 32. Pompa Proses

Spesifikasi Pompa Proses (PP-L32)

Alat : Pompa proses

Kode : PP-L32

Fungsi : Mengalirkan air keluaran centrifuge menuju ke pengolahan limbah

Tipe : *Centrifugal Pump*

Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Kapasitas : 18,77 gal/min

Power : 0,56 Hp  
Dimensi : NPS = 1,25 in = 0,0318 m  
ID = 1,38 in = 0,0351 m  
OD = 1,66 in = 0,0422 m  
 $Flow Area = 1,5 \text{ in}^2 = 0,001 \text{ m}^2$   
Sch No = 40  
NPSH : 2,15 m  
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
Jumlah : 1 buah

### 33. Screw Conveyor

Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L33)

Alat : Screw Conveyor  
Kode : SC-L33  
Fungsi : Membawa produk keluaran Centrifuge menuju Rotary Dryer  
Tipe : *Helicoid screw conveyor*  
Kapasitas : 165,98 ft<sup>3</sup>/jam  
Kecepatan max : 220 rpm  
screw  
Diameter screw : 4 in  
Panjang screw : 5 m  
Power : 1,38 Hp  
Jumlah : 1 buah

### 34. Blower

Spesifikasi Blower (BL-L34)

Alat : Blower  
Kode : BL-L34  
Fungsi : Mengalirkan udara kedalam Heater-002  
Tipe : *Centrifugal Blower*



Kapasitas : 38.638 ft<sup>3</sup>/min  
 Power : 37,91 Hp  
 Jumlah : 4 buah

### 35. Heater

Spesifikasi Heater (HE-L35)

Alat : Heater  
 Kode : HE-L35  
 Fungsi : Memanaskan udara sebagai udara panas di RD  
 Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Dimensi	: Annulus (air)		Inner pipe (steam)
	IPS (in)	2,5	IPS (in) 1,25
	Sch No	40	Sch No 40
	OD (in)	2,88	OD (in) 1,66
	ID (in), D <sup>2</sup>	2,469	ID (in), D <sup>2</sup> 1,38
	a' (ft <sup>2</sup> )	0,753	a' (ft <sup>2</sup> ) 0,435
	ΔPa	3,89 psi	ΔPp 0,66 psi

Bahan kontruksi : *Stainless steel (austenitic)* AISI tipe 316  
 Jumlah : 2 buah

### 36. Rotary Dryer

Spesifikasi Rotary Dryer (RD-L36)

Alat : Rotary Dryer  
 Kode : RD-L36  
 Fungsi : Menguapkan air yang terkandung dalam produk hingga mencapai kadar air yang diinginkan  
 Tipe : *Centrifugal Blower*  
 Kondisi operasi : T<sub>1</sub> = Temperatur umpan  
                               = 38°C = 100,4°F  
                               T<sub>2</sub> = Temperatur produk

= 80°C = 176°F

T<sub>G1</sub> = Temperatur udara masuk

= 150°C = 302°F

T<sub>G2</sub> = Temperatur udara keluar

= 45°C = 113°F

Dimensi : Diameter (D) = 11,90 ft  
Panjang (L) = 62,26 ft  
Tebal shell (t<sub>s</sub>) = 3/16  
Putaran = 10 rpm  
Waktu tinggal = 47,55 menit

Power : 95,02 Hp

Jumlah : 1 buah

### 37. Screw Conveyor

Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L37)

Alat : Screw Conveyor

Kode : SC-L37

Fungsi : Membawa produk keluaran Rotary Dryer menuju ball mill

Tipe : *Helicoid screw conveyor*

Kapasitas : 148,44 ft<sup>3</sup>/jam

Kecepatan max : 220 rpm  
screw

Diameter screw : 4 in

Panjang screw : 5 m

Power : 1,34 Hp

Jumlah : 1 buah

### 38. Ball Mill

Spesifikasi Ball Mill (BM-L38)

Alat : Ball Mill

Kode : BM-L38

Fungsi : Mengecilkan ukuran *Precipitated calcium carbonate* dari Rotary Dryer menjadi ukuran 150 mesh

Tipe : *Marcy Ball Mill*

Kapasitas : 16,90 ton/jam

Ukuran mill : 3 x 2 ft

Mill speed : 35 rpm

Ball Charge : 0,85 ton

Power : 5-7 Hp

Bahan konstruksi : *Steinless steel*

Jumlah : 1 buah

### 39. Silo Produk

#### Spesifikasi Silo Produk (SP-L39)

Alat : Silo Produk

Kode : SP-L39

Fungsi : Tempat penampung produk untuk produksi selama satu minggu

Tipe : Silinder tegak dengan *Conical Bottom Head*.

Kapasitas : 29.743,72 ft<sup>3</sup>/jam

Tekanan : 15,43 psi

Dimensi : Diameter shell (D) = 25,95 ft

Tinggi (H<sub>t</sub>) = 64,79 ft

Tebal shell (t<sub>s</sub>) = 3/8 in

Tebal conical (t<sub>c</sub>) = 1/2 in

Bahan konstruksi : *Steinless steel*

Jumlah : 1 buah

### 40. Gudang Produk

#### Spesifikasi Gudang Produk (GP-L40)

Alat : Gudang Produk

Kode : GP-L40

Fungsi : Tempat penyimpanan produk *precipitated calcium carbonate* selama satu minggu operasi

Tipe : Bangunan tertutup

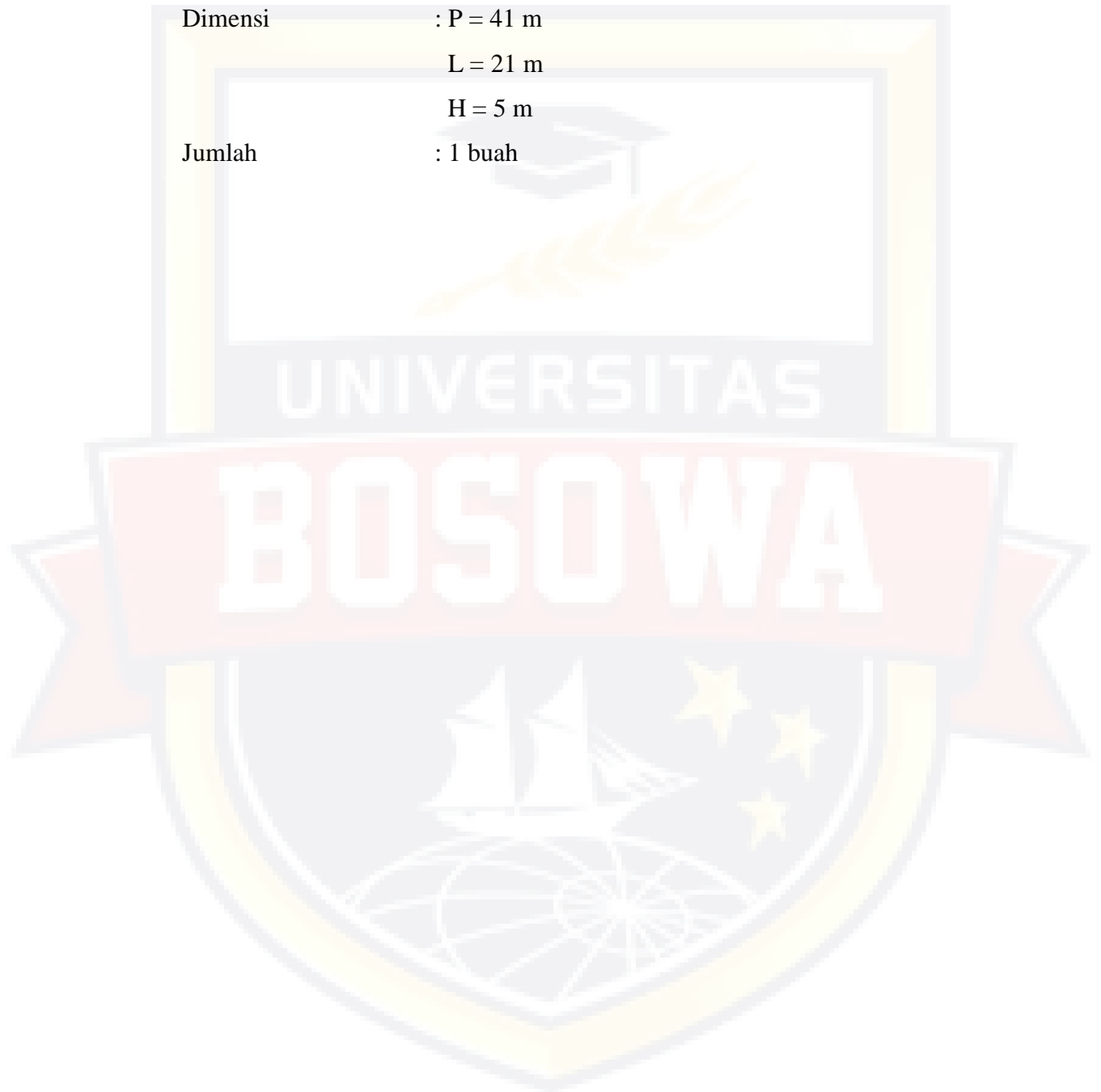
Kapasitas : 2.582.276 kg

Dimensi : P = 41 m

L = 21 m

H = 5 m

Jumlah : 1 buah



## BAB VII

### UTILITAS

Utilitas berfungsi sebagai penunjang yang mendukung kelancaran pada suatu proses produksi di pabrik sesuai dengan standar yang telah ditentukan (Wicaksono, 2016). Unit-unit yang ada di utilitas terdiri dari:

- A. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water system*)
- B. Unit pembangkit *steam* (*Steam generation system*)
- C. Unit penyedia udara instrumentasi (*Instrumentation air system*)
- D. Unit Refrigeran
- E. Unit pembangkit listrik (*Power plant*)

Berikut perhitungan ditiap unit utilitas:

#### A. Unit Penyediann dan Pengelolahan Air

##### 1. Total Kebutuhan Air Pendingin

Dengan rincian sebagai berikut:

Tabel B.001 Data Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Jumlah (kg/jam)
Slacker Tank -01 (ST-01)	57.301,81
Slacker Tank -02 (ST-02)	28.255,97
Slacker Tank -03 (ST-03)	21.595,21
Cooler (CO-L22)	4.609,43
Total	111.762,42

(Lampiran B)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingin yang dibutuhkan} &= 111.762,42 \text{ kg/jam} \\ &= 111,76 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up 20\%} &= 111.762,42 \text{ kg/jam} \times 0,2 \\ &= 22.352,48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total air pendingin yang dibutuhkan} &= \text{Make up} + \text{jumlah air pendingin} \\ &= 134.114,90 \text{ kg/jam} \\ &= 134,11 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 128,583 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan air untuk keperluan umum

a. Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air = 150 liter/orang/hari (Bizonawater, 2018)

Asumsi jumlah pekerja dalam pabrik 200 orang maka dalam 1 hari dibutuhkan air sebanyak

$$= 200 \times 150 \text{ liter/hari}$$

$$= 30.000 \text{ liter/hari}$$

$$= 30 \text{ m}^3/\text{hari}$$

b. Air untuk laboratorium

Asumsi keperluan air = 3.000 liter/hari

$$= 124,6250 \text{ kg/jam}$$

c. Air untuk kebersihan dan pertamanan

Asumsi air yang diperlukan = 5.000 liter/hari

$$= 207,7083 \text{ kg/jam}$$

d. Air proses

Kebutuhan = 6.258,19 kg/jam (Lampiran A)

Over design 10% = 6.884,014 kg/jam

$$= 6,884 \text{ m}^3/\text{jam}$$

e. Air untuk perumahan

Asumsi air keperluan = 20 rumah x 200 liter/hari/orang x 5

orang

$$= 20.000 \text{ liter/hari}$$

Sehingga total keperluan umum diperkirakan sebesar

$$= 841.799,68 \text{ kg/jam}$$

Over design 10%

$$= 84.179,96 \text{ kg/jam}$$

Total keperluan umum

$$= \text{Total keperluan} + \text{Over design}$$

$$= 925.979,64 \text{ kg/jam}$$

$$= 925,97 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Air Pemadam Kebakaran

Asumsi keperluan	= 1.000 kg/jam
Over design 10%	= 100 kg/jam
Sehingga total air	= 1.100 kg/jam
	= 1,1033 m <sup>3</sup> /jam

4. Air Pembangkit Steam (BFW)

Dengan uraian sebagai berikut:

Tabel B.002 Data Kebutuhan Steam

Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater (HE-L14)	56.793,33
Heater (HE-L35)	10.846,85
<i>Over design</i> 10%	6764,02
Total	74.404,20

Air pembangkit steam adalah 1,2 kali kebutuhan sebenarnya maka,

Kondensat	= 1,2 x 74.404,20 kg/jam
	= 89.285,04 kg/jam

Asumsi apabila Boiler hanya dapat mencovery 80% sehingga *over design* water:

<i>Over design</i>	= 0,2 x 89.285,04 kg/jam
	= 14.880,84 kg/jam

Total ke deaerator	= Kondensat + <i>over design</i>
	= 104.165,88 kg/jam
	= 104,165 m <sup>3</sup> /jam

Sehingga total kebutuhan air keseluruhan adalah:

Tabel B.003 Total Kebutuhan Air

Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	134.114,90
Air proses	6.884
Air pemadam kebakaran	1.100
Air pembangkit steam (BFW)	104.165,88

Air keperluan umum	925.979,64
Total	1.172.244,44

Spesifikasi peralatan pengolahan air sebagai berikut:

1. Bak Sedimentasi

Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-U01)

Alat	Bak Sedimentasi
Kode	BS-U01
Fungsi	Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai
Bentuk	Bak <i>rectangular</i>
Kapasitas	1.170,19 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 22,91 m Lebar = 5,72 m Kedalaman = 4,87 m

Jumlah 2 buah

2. Bak Penggumpal

Spesifikasi Bak Penggumpal (BP-U02)

Alat	Bak Penggumpal
Kode	BP-U02
Fungsi	Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampungan awal dengan menambahkan alum, NaOH dan klorin
Bentuk	Silinder vertical
Kapasitas	390,06 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter = 7,92 m Tinggi = 7,92 m
Pengaduk	Marine propeller Diameter pengaduk = 2,64 m Power = 8,13 Hp
Jumlah	2 buah



### 3. Clarifier

#### Spesifikasi Clarifier (CA-U03)

Alat	Clarifier
Kode	CA-U03
Fungsi	Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal
Bentuk	Bak berbentuk kerucut terpancung
Kapasitas	780,12 m <sup>3</sup>
Dimensi	Tinggi = 3,04 m Diameter atas = 64,64 m Diamete bawah = 39,43 m
Jumlah	2 buah

### 3 Sand Filter

#### Spesifikasi Sand Filter (SF-U04)

Alat	Sand filter
Kode	SF-U04
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan head berbentuk torispherical dengan media penyaring pasir dan kerikil.
Kapasitas	780,04 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter = 13 ft Tinggi = 16 ft Tebal shell ( $t_s$ ) = 7/8 in Tinggi atap = 3/8 in
Tekanan desain	18,56 psia
Waktu backwash	41,60 menit
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 4 Tangki Air Filter

##### Spesifikasi Tangki Air Filter (TF-U05)

Alat	Tangki Air Filter
Kode	TF-U05
Fungsi	Menyimpan air keluaran <i>sand filter</i> untuk kebutuhan steam, domestik, hidran dan proses
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	850,83 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 47 ft Tinggi shell (Hs) = 18 ft Tebal shell (ts) = 7/8 in Tebal head = 7/8 in
Tekanan desain	23,11 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 5 Tangki Air Domestik

##### Spesifikasi Tangki Air Domestik (AD-U06)

Alat	Tangki Air Domestik
Kode	AD-U06
Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan air umum.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1.111,18 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 52 ft Tinggi shell (Hs) = 20 ft Tebal shell (ts) = 7/8 in Tebal head = 7/8 in
Tekanan desain	23,75 psi

Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 6 Tangki Air Hidran

##### Spesifikasi Tangki Air Hidran (AH-U07)

Alat	Tangki Air Hidran
Kode	AH-U07
Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan pemadam kebakaran.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1,3239 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 6 ft Tinggi shell (Hs) = 3 ft Tebal shell (ts) = 3/16 in Tebal head = 3/16 in
Tekanan desain	16,97 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 7 Hot Basin

##### Spesifikasi Hot Basin (HB-U08)

Alat	Hot Basin
Kode	HB-U08
Fungsi	Menampung air proses yang akan didinginkan di <i>cooling water</i> .
Bentuk	Bak rectangular
Kapasitas	111,76 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 41,38 ft Lebar = 10,34 ft

Kedalaman = 11,05 ft

Bahan konstruksi      Beton  
Jumlah                    1 buah

8 Cooling Tower

Spesifikasi Cooling Tower (CT-U09)

Alat                        Cooling Tower  
Kode                        CT-U09  
Fungsi                    Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara dan mengolah dari temperature 45°C menjadi 30°C  
Bentuk                    *Inducted Draft Cooling Tower*  
Kapasitas                111,76 m<sup>3</sup>/jam  
Dimensi                   Menara:  
                                Panjang = 21,73 ft  
                                Lebar    = 10,86 ft  
                                Tinggi   = 11,02 ft  
Tenaga Motor            11,48 Hp  
Bahan konstruksi        *Beton*  
Jumlah                    1 buah

9 Cold Basin

Spesifikasi Cold Basin (CB-U10)

Alat                        Cold Basin  
Kode                        CB-U10  
Fungsi                    Menampung air proses yang telah didinginkan di *cooling water*.  
Bentuk                    Bak rectangular  
Kapasitas                111,76 m<sup>3</sup>/jam  
Dimensi                   Panjang    = 41,38 ft  
                                Lebar     = 10,34 ft

	Kedalaman = 11,05 ft
Bahan konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

#### 10 Cation Exchanger

##### Spesifikasi Cation Exchanger (CE-U11)

Alat	Cation Exchanger
Kode	CE-U11
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	111,36 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 9 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 2,18 ft Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> ) = 3/16 in Tebal <i>head</i> (t <sub>h</sub> ) = 5/16 in
Tekanan desain	17,18 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 11 Anion Exchanger

##### Spesifikasi Anion Exchanger (AE-U12)

Alat	Anion Exchanger
Kode	AE-U12
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	111,36 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 9 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 2,18 ft

	Tebal <i>shell</i> ( $t_s$ ) = 3/16 in
	Tebal head ( $t_h$ ) = 5/16 in
Tekanan desain	17,18 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

## 12 Tangki Air Demin

### Spesifikasi Tangki Air Demin (AN-U13)

Alat	Tangki Air Demin
Kode	AN-U13
Fungsi	Tempat penyimpanan air demin keluaran AE-U12
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	133,63 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 25,21 ft Tinggi shell ( $H_s$ ) = 9,45 ft Tebal shell ( $t_s$ ) = 7/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 7/16 in
Tekanan desain	19,91 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

## 13 Deaerator

### Spesifikasi Deaerator (DE-U14)

Alat	Deaerator
Kode	DE-U14
Fungsi	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub> , agar korosif dan kerak tidak terjadi
Bentuk	Tangki horizontal dengan <i>head</i> berbentuk ellips dilengkapi <i>sparger</i>
Volume Design	1.060,78 ft <sup>3</sup>

Dimensi	Diameter shell (D) = 7 ft
	Tinggi shell (H <sub>s</sub> ) = 33 ft
	Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 5/16 in
	Tebal head (t <sub>h</sub> ) = 5/16 in
	Tinggi head (H <sub>d</sub> ) = 1,09 ft

Tekanan desain	21,88 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 14 Tangki Air Boiler

##### Spesifikasi Tangki Air Boiler (AB-U15)

Alat	Tangki Air Boiler
Kode	AB-U15
Fungsi	Tempat penyimpanan air umpan Boiler
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	89,28 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 23 ft
	Tinggi shell (H <sub>s</sub> ) = 9 ft
	Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 7/16 in
	Tebal head = 7/16 in
Tekanan desain	19,44 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 15 Tangki NaOH

##### Spesifikasi Tangki Na(OH) (TK-U16)

Alat	Tangki NaOH
Kode	TK-U16
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu NaOH sebagai injeksi ke bak penggumpal dan regenerasi resin

	penukar kation selama 7 hari.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	68,8 m <sup>3</sup> /shift (8 jam)
Dimensi	Diameter shell (D) = 13,12 ft Tinggi shell (Hs) = 19,68 ft Tebal shell (ts) = 5/16 in Tebal head = 7/16 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,37 ft Power = 0,5 hp
Tekanan desain	30,36 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

#### 16 Tangki Alum

##### Spesifikasi Tangki Alum (TK-U17)

Alat	Tangki Alum
Kode	TK-U17
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu alum sebagai injeksi ke diinjeksikan ke dalam bak penggumpal selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	95,62 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 14,20 ft Tinggi shell (Hs) = 21,31 ft Tebal shell (ts) = 3/8 in Tebal head = 1/2 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,73 ft Power = 0,93 hp
Tekanan desain	29,11 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304



Jumlah 1 buah

### 17 Tangki Klorin

#### Spesifikasi Tangki Klorin (TK-U18)

Alat	Tangki Klorin
Kode	TK-U18
Fungsi	Menampung larutan klorin yang akan diinjeksikan ke dalam bak penggumpal selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	65,91 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 12,55 ft Tinggi shell (Hs) = 18,82 ft Tebal shell (ts) = 3/8 in Tebal head = 1/2 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,18 ft Power = 0,50 hp
Tekanan desain	32,60 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

### 18 Tangki Dispersan

#### Spesifikasi Tangki Dispersan (TK-U19)

Alat	Tangki Dispersan
Kode	TK-U19
Fungsi	Menampung larutan kimia berupa <i>bio dispersant</i> sebagai injeksi ke <i>cooling tower</i> selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	33,37 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 10 ft Tinggi shell (Hs) = 15 ft Tebal shell (ts) = 1/4 in

Pengaduk                      Tebal head = 1/4 in  
                                      Six blade turbine  
                                      Diameter pengaduk = 3,33 ft  
                                      Power = 0,16 hp

Tekanan desain              25,05 psi  
 Bahan konstruksi            SA 167 Grade 3 Type 304  
 Jumlah                         1 buah

#### 19 Tangki Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

Spesifikasi Tangki Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (TK-U20)

Alat                              Tangki Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>  
 Kode                             TK-U20  
 Fungsi                         Menampung larutan kimia sebagai injeksi ke  
                                      *cooling tower* selama 7 hari

Bentuk                         Silinder tegak (vertikal)  
 Kapasitas                     33,37 m<sup>3</sup>/shift  
 Dimensi                        Diameter shell (D) = 10 ft  
                                      Tinggi shell (Hs) = 15 ft  
                                      Tebal shell (ts) = 1/4 in  
                                      Tebal head = 1/4 in

Pengaduk                       Six blade turbine  
                                      Diameter pengaduk = 3,33 ft  
                                      Power = 0,16 hp

Tekanan desain              25,05 psi  
 Bahan konstruksi            SA 167 Grade 3 Type 304  
 Jumlah                         1 buah

#### 20 Tangki Kaporit

Spesifikasi Tangki Kaporit (TK-U21)

Alat                              Tangki Kaporit  
 Kode                             TK-U21  
 Fungsi                         Menampung larutan kimia sebagai injeksi ke

	<i>cooling tower</i> selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	115,05 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 15,11 ft Tinggi shell (Hs) = 22,66 ft Tebal shell (ts) = 5/16 in Tebal head = 7/16 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 5,03 ft Power = 1,27 hp
Tekanan desain	36,21 psi
Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

#### 21 Tangki Asam Sulfat

##### Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (TK-U22)

Alat	Tangki Asam Sulfat
Kode	TK-U22
Fungsi	Menampung larutan kimia sebagai resin kation exchanger
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	3,33 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 4,64 ft Tinggi shell (Hs) = 6,96 ft Tebal shell (ts) = 1/4 in Tebal head = 1/4 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 1,54 ft Power = 0,00034 hp
Tekanan desain	20,36 psi
Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

## 22 Tangki Hidrazin

### Spesifikasi Tangki Hidrazin (TK-08)

Alat	Tangki Hidrazin
Kode	TK-08
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu hidrazin ( $N_2H_4$ ) sebagai injeksikan ke dalam deaerator selama 7 hari.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	52,65 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 11,64 ft Tinggi shell (Hs) = 17,46 ft Tebal shell ( $t_s$ ) = 5/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 3/8 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 3,88 ft Power = 0,34 hp
Tekanan desain	22,63 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

## 23 Tangki Air Proses

### Spesifikasi Tangki Air Proses (TP-U24)

Alat	Tangki Air Proses
Kode	TP-U24
Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan proses
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	8,26 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 3,03 m Tinggi shell (Hs) = 1,13 m Tebal shell ( $t_s$ ) = 3/16 in

	Tebal head = 3/16 in
Tekanan desain	17,65 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 24 Pompa Utilitas (PU-U01)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U01
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak sedimentasi
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m
	ID = 7,981 in = 0,2027 m
	OD = 8,625 in = 0,219 m
	Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

#### 25 Pompa Utilitas (PU-U02)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U02
Fungsi	Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke bak Penggumpal
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m

ID = 7,981 in = 0,2027 m  
 OD = 8,625 in = 0,219 m  
 Flow Area = 50,0 in = 0,032 m<sup>2</sup>  
 Sch = 40

Power Motor 3,53 hp  
 NPSH 31,39 m  
 Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah 6 buah

#### 26 Pompa Utilitas (PU-U03)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa  
 Kode PU-U03  
 Fungsi Mengalirkan alum ke bak penggumpal  
 Jenis *Centrifugal pump, single suction, single stage*  
 Kapasitas 3,38 gpm  
 Dimensi IPS = 0,375 in = 0,0095 m  
 ID = 0,493 in = 0,00125 m  
 OD = 0,675 in = 0,0171 m  
 Flow Area = 0,192 in<sup>2</sup> = 0,00012 m<sup>2</sup>  
 Sch = 40  
 Power Motor 0,003 hp  
 NPSH 0,49 m  
 Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah 1 buah

#### 27 Pompa Utilitas (PU-U04)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa  
 Kode PU-U04  
 Fungsi Mengalirkan klorin dari tangki klorin ke bak penggumpal.

Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>		
Kapasitas	3,38 gpm		
Dimensi	IPS	= 0,375 in	= 0,0095 m
	ID	= 0,493 in	= 0,00125 m
	OD	= 0,675 in	= 0,0171 m
	Flow Area	= 0,192 in <sup>2</sup>	= 0,00012 m <sup>2</sup>
	Sch	= 40	
Power Motor	0,0017 hp		
NPSH	0,38 m		
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Jumlah	1 buah		

#### 28 Pompa Utilitas (PU-U05)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa		
Kode	PU-U05		
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari tangki NaOH menuju bak penggumpal		
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>		
Kapasitas	3,19 gpm		
Dimensi	IPS	= 0,375 in	= 0,0095 m
	ID	= 0,493 in	= 0,00125 m
	OD	= 0,675 in	= 0,0171 m
	Flow Area	= 0,192 in <sup>2</sup>	= 0,00012 m <sup>2</sup>
	Sch	= 40	
Power Motor	0,0019 hp		
NPSH	0,39 m		
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Jumlah	1 buah		

#### 29 Pompa Utilitas (PU-U06)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U06
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengumpul menuju clarifier.

Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Jumlah	6 buah
--------	--------

### 30 Pompa Utilitas (PU-U07)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PP-07
Fungsi	Mengalirkan air dari clarifier menuju sand filter
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,06 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah



### 31 Pompa Utilitas (PU-U08)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U08
Fungsi	Mengalirkan air dari sand filter ke tangki penampungan air filter
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.039,9 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,38 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

### 32 Pompa Utilitas (PU-U09)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U09
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air filter menuju tangki air domestik
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.018,58 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40

Power Motor	3,39 hp
NPSH	30,95 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	4 buah

### 33 Pompa Utilitas (PU-U10)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U10
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki penampungan air filter menuju tangki air hidran
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	4,54 gpm
Dimensi	IPS = 0,5 in = 0,012 m
	ID = 0,622 in = 0,015 m
	OD = 0,84 in = 0,021 m
	Flow Area = 0,304 in <sup>2</sup> = 0,0002 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	0,011 hp
NPSH	0,83 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 34 Pompa Utilitas (PU-U11)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U11
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki penampungan air filter menuju hot basin
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	245,87 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m

ID = 4,026 in = 0,254 m  
 OD = 4,5 in = 0,273 m  
 Flow Area = 12,7 in = 0,05 m<sup>2</sup>  
 Sch = 40

Power Motor 0,77 hp  
 NPSH 12 m  
 Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah 2 buah

### 35 Pompa Utilitas (PU-U12)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa  
 Kode PU-U12  
 Fungsi Mengalirkan air dari tangki penampungan air filter menuju tangki air proses  
 Jenis *Centrifugal pump, single suction, single stage*  
 Kapasitas 30,28 gpm  
 Dimensi IPS = 1,5 in = 0,038 m  
 ID = 1,61 in = 0,04 m  
 OD = 1,9 in = 0,048 m  
 Flow Area = 2,04 in = 0,001 m<sup>2</sup>  
 Sch = 40  
 Power Motor 0,073 hp  
 NPSH 2,97 m  
 Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah 1 buah

### 36 Pompa Utilitas (PU-U13)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa  
 Kode PU-U13  
 Fungsi Mengalirkan air dari tangki penampungan air filter

menuju deaerator

Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	229,16 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m
	ID = 4,026 in = 0,254 m
	OD = 4,5 in = 0,273 m
	Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	0,67 hp
NPSH	11,45 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### 37 Pompa Utilitas (PU-U14)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U14
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki hot basin menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	245,87 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m
	ID = 4,026 in = 0,254 m
	OD = 4,5 in = 0,273 m
	Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	12 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### 38 Pompa Utilitas (PU-U15)

### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U15
Fungsi	Mengalirkan dispersan dari tangki dispersan menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,18 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,0063 m ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,00083 hp
NPSH	0,24 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 39 Pompa Utilitas (PU-U16)

#### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U16
Fungsi	Mengalirkan Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari tangki Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,18 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,0063 m ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,00083 hp
NPSH	0,24 m

Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah 1 buah

#### 40 Pompa Utilitas (PU-U17)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U017
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	0,29 gpm
Dimensi	IPS = 0,125 in = 0,0031 m
	ID = 0,269 in = 0,0068 m
	OD = 0,405 in = 0,0102 m
	Flow Area = 0,058 in <sup>2</sup> = 0,000037 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	4,4E <sup>-05</sup> hp
NPSH	0,07 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 41 Pompa Utilitas (PU-U18)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U18
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat dari tangki asam sulfat menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	0,13 gpm
Dimensi	IPS = 0,125 in = 0,0031 m
	ID = 0,269 in = 0,0068 m
	OD = 0,405 in = 0,0102 m

$$\text{Flow Area} = 0,058 \text{ in}^2 = 0,000037 \text{ m}^2$$

$$\text{Sch} = 40$$

Power Motor  $1,5E^{-05}$  hp

NPSH 0,053 m

Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah 1 buah

#### 42 Pompa Utilitas (PU-U19)

Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa

Kode PU-U19

Fungsi Mengalirkan air dari tangki cooling tower menuju cold basin

Jenis *Centrifugal pump, single suction, single stage*

Kapasitas 295,05 gpm

Dimensi IPS = 4 in = 0,254 m

ID = 4,026 in = 0,254 m

OD = 4,5 in = 0,273 m

Flow Area = 12,7 in = 0,05 m<sup>2</sup>

Sch = 40

Power Motor 1,11 hp

NPSH 13,53 m

Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah 2 buah

#### 43 Pompa Utilitas (PU-U20)

Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat Pompa

Kode PU-U20

Fungsi Mengalirkan air dari tangki air proses menuju cation exchanger

Jenis *Centrifugal pump, single suction, single stage*

Kapasitas 244,99 gpm

Dimensi	IPS	= 4 in = 0,101 m
	ID	= 4,02 in = 0,102 m
	OD	= 4,5 in = 0,11 m
	Flow Area	= 12,7 in <sup>2</sup> = 0,008 m <sup>2</sup>
	Sch	= 40

Power Motor	0,77 hp
NPSH	11,95 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 44 Pompa Utilitas (PU-U21)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U21
Fungsi	Mengalirkan air dari cation exchanger menuju anion exchanger
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	244,99 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,101 m
	ID = 4,02 in = 0,102 m
	OD = 4,5 in = 0,11 m
	Flow Area = 12,7 in <sup>2</sup> = 0,008 m <sup>2</sup>
	Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	11,95 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 45 Pompa Utilitas (PU-U22)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U22



Fungsi	Mengalirkan hidrazin dari tangki hidrazin menuju deaerator
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,14 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,006 m ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,002 hp
NPSH	0,33 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 46 Pompa Utilitas (PU-U23)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U23
Fungsi	Mengalirkan air dari anion exchanger menuju ke tangki air denim
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	489,99 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in <sup>2</sup> = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	1,35 hp
NPSH	18,98 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 47 Pompa Utilitas (PU-U24)

##### Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas

Alat	Pompa
Kode	PU-U24
Fungsi	Mengalirkan air dari deaerator menuju tangki air boiler
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	163,68 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,34 hp
NPSH	9,13 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 2 Unit Pengadaan Steam

##### 1. Boiler

##### Spesifikasi Boiler (BO-S01)

Alat	Boiler
Kode	BO-S01
Fungsi	Menghasilkan <i>high pressure steam</i> untuk keperluan proses
Tipe	Water tube boiler
Heating surface	44.245,05 ft <sup>2</sup>
Kapasitas	148.111,94 btu/jam
Power	4.424,50 Hp
Jumlah	1 buah

##### 2. Blower Steam

Spesifikasi Blower (BL-S02)

Alat	Blower
Kode	BL-S02
Fungsi	Menghasilkan <i>steam</i> untuk dari boiler keperluan proses
Tipe	Centrifugal blower
Power	3,44 Hp
Kapasitas	148.111,94 btu/jam
Jumlah	2 buah

3 Unit Penyedia Udara Instrumentasi

1. Blower

Spesifikasi Tangki Blower (BL-S03)

Alat	Blower
Kode	BL-S03
Fungsi	Mengalirkan udara ke <i>Air Dryer</i>
Tipe	Centrifugal blower
Dimensi	-Ws = 35,808 kj/kg Power = 2,16 Hp
Kapasitas	83,87 m <sup>3</sup> /jam
Bahan konnstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

2. Air Dryer

Spesifikasi Air Dryer (AD-S04)

Alat	Air Dryer
Kode	AD-S04
Fungsi	Menyerap H <sub>2</sub> O dalam udara
Tipe	Silinder tegak dengan <i>head</i> berbentuk <i>torishperical and dished head</i>
Dimensi	Diameter = 1,00 m

	Tinggi = 3,01 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 4 Unit Refrigerant

Alat- alat unit refrigerasi antara lain :

##### 1. Compressor

Spesifikasi Kompresor (CP-R01)

Alat	Kompresor
Kode	CP-R01
Fungsi	Untuk mengalirkan & menaikkan tekanan ammonia dengan tekanan 0,9972 atm menjadi 1 atm.
Tipe	<i>Single stage reciprocating compressor.</i>
Dimensi	Jumlah stage = 1 stage
	Rasio kompresi = 1,0014
	Power motor = 0,010 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

##### 2. Expansion Valve

Spesifikasi Expansion Valve (EV-R02)

Alat	Expansion Valve
Kode	EV-R02
Fungsi	Menurunkan tekanan ammonia cair keluaran condenser dari tekanan 1 atm ke tekanan 0,9972 atm.
Kapasitas	9 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter = 2,13 in
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Jumlah	1 buah

### 3. Tangki Amonia

#### Spesifikasi Tangki Amonia (TK-R03)

Alat	Tangki ammonia
Kode	TK-R03
Fungsi	Tempat penyimpanan ammonia untuk keperluan refrigerant
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1.043,12 ft <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 10,07 ft Tinggi tangki (H) = 13,09 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in
Tekanan desain	178,75 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 5 Unit Pembangkit Listrik

#### 1. Listrik Untuk Proses

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses tercantum sebagai berikut:

Tabel B.004 Kebutuhan listrik untuk keperluan proses

No.	Nama Alat	Daya (Hp)	Jumlah	Total (Hp)
1	BC-L02	0,34	1	0,34
2	BE-L03	0,51	1	0,51
3	JC-L05	4,54	2	9,08
4	BC-L06	0,34	2	0,68
5	RK-L07	96,55	1	96,55
6	BL-L08	15,377	4	61,508
7	CO-L09	81,99	1	81,99
8	BL-L10	25,249	4	100,996
9	SC-L11	0,92	1	0,92

10	BE-L12	0,412	1	0,412
11	ST-L15	43,97	1	43,97
12	PP-L16	1,91	1	1,91
13	ST-L17	42,27	1	42,27
14	PP-L18	1,91	1	1,91
15	ST-L19	41,66	1	41,66
16	PP-L20	1,91	1	1,91
17	RDVF-L21	12,83	1	12,83
18	PP-L23	1,75	1	1,75
19	PP-L24	0,14	1	0,14
20	KP-L25	5,83	1	5,83
21	PP-L27	2,51	1	2,51
22	RDVF-L28	17,42	1	17,42
23	PP-L29	2,36	1	2,36
24	PP-L30	0,135	1	0,135
25	CF-L31	7,5	1	7,5
26	PP-L32	0,56	1	0,56
27	SC-L33	1,38	1	1,38
28	BL-L34	37,91	4	151,64
29	RD-L36	95,02	1	95,02
30	SC-L37	1,34	1	1,34
31	BM-L38	7	1	7
	Total			794,03

Total kebutuhan listrik untuk proses adalah 794,03 hp atau 592,1 Kw

## 2. Listrik untuk Utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas tercantum dalam tabel berikut:

Tabel D.059 Kebutuhan listrik untuk Utilitas

No	Nama Alat	Hp hitung	Jumlah	Total
1	BP-U02	8,07	2	16,14
2	CT-U09	9,17	1	9,17
3	TK-U17	0,93	1	0,93
4	TK-U16	0,50	1	0,50
5	TK-U19	0,16	1	0,16
6	TK-U20	0,16	1	0,16
7	TK-U22	1,27	1	1,27
8	TK-U21	0,35	1	0,35
9	TK-U23	0,50	1	0,50
10	TK-U18	0,00348784	1	0,00
11	PU-U01	3,54	6	21,24
12	PU-U02	2,25	6	13,48
13	PU-U03	0,0037	1	0,004
14	PU-U04	0,0017	1	0,002
15	PU-U05	0,002	1	0,002
16	PU-U06	3,54	6	21,24
17	PU-U07	3,54	6	21,23
18	PU-U08	3,54	6	21,23
19	PU-U09	3,39	4	13,58
20	PU-U10	0,01	1	0,01
21	PU-U11	0,78	2	1,56
22	PU-U12	0,07	1	0,07
23	PU-U13	0,68	2	1,35
24	PU-U14	0,78	2	1,56
25	PU-U15	0,000828	1	0,00083
26	PU-U16	0,000828	1	0,00083

27	PU-U17	0,000044	1	0,00004
28	PU-U18	0,000015	1	0,00001
29	PU-U19	1,12	2	2,23
30	PU-U20	0,77	2	1,54
31	PU-U21	0,770	2	1,541
32	PU-U22	0,002	1	0,002
33	PU-U23	1,35	1	1,35
34	PU-U24	0,34	2	0,69
35	BL-S02	3,44	2	6,88
36	BL-S03	2,16	1	2,16
37	KP-R01	0,01	1	0,01
	Total			162,15

Total kebutuhan listrik untuk utilitas adalah 162,15 hp atau 120,91 kW.

### 3. Listrik untuk Penerangan

Dari Perry's 25-75 diperoleh range 7-25% dari kebutuhan listrik pabrikasi untuk penerangan. Jika dipilih range 10%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 0,1 \times 592,1 \text{ kW} \\ &= 59,21 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah listrik total} &= \text{L. Penerangan} + \text{L. Proses} + \text{L. Utilitas} \\ &= 59,21 \text{ kW} + 592,1 \text{ kW} + 120,91 \text{ kW} \\ &= 772,23 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jadi energi mekanik yang terkonversi adalah sebesar 2.782.540,42 Btu/jam.

Kebutuhan Bahan Bakar

#### a. Boiler

$$\text{Kapasitas boiler (Q)} = 11.257.868.94 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa bahan bakar yang dibutuhkan} &= \frac{Q_{\text{boiler}}}{\eta \times f} \\ &= 748,52 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= 13,78 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 390,27 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

#### b. Generator



Diketahui efisiensi mesin untuk mengkonversi energi kimia menjadi energi mekanik sebesar 80%,

Kapasitas *input* generator = 2.782.540,42 Btu/jam

Kebutuhan solar =  $\frac{\text{Kapasitas input}}{\eta \times \rho \times \text{heating value}}$

= 3,40 ft<sup>3</sup>/jam

= 96,46 liter/jam

Total Kebutuhan Bahan bakar = 390,27 liter/jam + 96,46 liter/jam

= 486,73 liter/jam

#### 4. Tangki Solar

Spesifikasi Tangki Solar (TS-F01)

Alat	Tangki solar
Kode	TS-F01
Fungsi	Menampung bahan bakar solar untuk kebutuhan generator dan boiler
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	3.526,62 ft <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 17 ft Tinggi tangki (H) = 30,31 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in
Tekanan desain	28,00 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 5. Tangki Fuel Gas

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Fuel Gas (TG-F02)

Alat	Tangki Penyimpanan Fuel Gas
Kode	TG-F02
Fungsi	Menyimpan <i>Fuel Gas</i> untuk kebutuhan dua hari yang akan digunakan di Rotary Kiln.
Bentuk	Silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>ellipsoidal</i> .

Kapasitas	100,86 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 5,96 m Tinggi tangki (H) = 2,98 m Tebal shell (ts) = 7/16 in
Tekanan desain	47,97 psi
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	5 buah

Untuk limbah proses slurry akan ditampung di sebuah bak dan slurry tersebut dapat dijual.

1. Bak Penampung (BL-01)

Spesifikasi Bak Penampung (BL-01)

Alat	Bak Sedimentasi
Kode	BL-01
Fungsi	Menampung dan mengendapkan slurry keluaran dari alat proses
Bentuk	Bak <i>rectangular</i>
Kapasitas	13,82 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 3,96 m Lebar = 0,99 m Kedalaman = 2,13 m
Jumlah	1 buah

## BAB VIII

### LAY OUT DAN PERALATAN PROSES

#### 8.1 Lokasi Pabrik

Keberlangsungan dan kemajuan suatu pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor salah satunya lokasi pabrik itu sendiri. Keuntungan dapat dicapai dan penekanan biaya produksi dapat dilakukan dengan memilih lokasi pabrik yang tepat (Maulana, 2018). Adapun faktor yang mempengaruhi proses pemilihan lokasi pabrik, sebagai berikut:

1. Persediaan bahan baku
2. Utilitas
3. Pekerja (*labor*)
4. Distribusi Produk (*Marketing*)
5. Transportasi
6. Kondisi lingkungan (Anggraheni & Pauliana, 2007)

Berdasarkan faktor di atas, pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* ini dirancang berlokasi di Kecamatan Bantimurung, Kabupaten Maros, Sulawesi Selatan.

##### 1. Persediaan Bahan Baku

Bahan baku dari proses ini adalah *limestone* dan  $\text{CO}_2$ . *Limestone* atau batu kapur merupakan salah satu bahan baku yang diperoleh pada gunung kapur yang banyak di daerah Kecamatan Bantimurung, Kabupaten Maros. Kecamatan Bantimurung dan sekitarnya mempunyai potensi sumber daya batu kapur dengan luas sebaran 171,125,000 m<sup>2</sup> sehingga akan menguntungkan dalam hal penyediaan bahan baku (Maros, 2008). Sedangkan gas karbon dioksida berasal dari *calcination* yang terjadi di kiln.

##### 2. Labor

Pekerja dapat bersumber dari penduduk sekitar lokasi pabrik. Letak lokasi yang cukup dengan ibukota Sulawesi Selatan yang mempunyai berbagai macam tenaga kerja mulai dari yang berpendidikan tinggi hingga

buruh. Adanya perekrutan ini menekan angka pengangguran daerah di sekitar pabrik.

### 3. *Utility*

Air untuk kebutuhan utilitas pabrik dapat diperoleh di sekitar area pabrik karena berada dekat sungai Bantimurung. Sedangkan untuk kebutuhan listrik dialirkan dari perusahaan listrik milik pemerintah (PLN).

### 4. *Marketing*

Memenuhi kebutuhan dalam negeri merupakan salah satu tujuan pendirian pabrik sehingga Makassar menjadi tempat yang strategis pendistribusian produk ke industri pemakai produk Kalsium Karbonat di seluruh daerah di Indonesia.

### 5. *Transportasi*

Kabupaten Maros berdekatan dengan pelabuhan dan Bandar udara yang berada di Makassar dan membuat proses pengiriman produk dapat berjalan dengan lancar.

### 6. *Kondisi Lingkungan*

Kondisi lingkungan di daerah pabrik cukup baik untuk menyiapkan segala hal seperti bahan baku dan pemasangan alat proses yang didukung dengan struktur tanah di area pembangunan.

## 8.2 Lay Out Pabrik

Lay out pabrik mempunyai definisi sebagai tata letak atau formasi bagian, alat maupun unit dalam pabrik. Tersusunnya tata letak pabrik yang baik dari bagian-bagian dalam pabrik merupakan tujuan dari perencanaan tata letak pabrik (Management, 2020). Tata letak pabrik juga harus memperhatikan resiko keselamatan dan kenyamanan dalam bekerja.

Selain dari alat terdapat pada flowsheet proses, fasilitas lain seperti tempat parkir, kantor, klinik, laboratorium, kantin, pos penjaga dan lainnya diletakkan pada area yang tidak menghalangi kelancaran produksi.

Menurut D. M. Sari (Sari, 2010) beberapa hal yang diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik sebagai berikut:

#### 1) Luas Area

Penempatan pabrik disesuaikan dengan area yang tersedia. Tata letak alat tersusun secara sistematis agar dapat menempati daerah yang tersedia dengan baik.

2) Keamanan

Letak dari area perkantoran memiliki jarak yang cukup jauh dari area proses (guna menekan resiko jika terjadi kecelakaan).

3) Utilitas dan Instalasi

Pemasangan alat utilitas dan instalasi dengan baik akan membantuk kelancaran kinerja dan *maintenance* alat tersebut. Kelancaran operasi dan kemudahan perawatan alat proses dapat dicapai dengan menempatkan posisi alat proses dengan baik.

4) Perluasan Area Pabrik

Adanya area untuk perluasan harus dipertimbangkan dari awal sehingga masalah kebutuhan daerah perluasan tidak muncul pada masa mendatang. Tujuannya guna sebagai tempat perluasaan sehingga penambahan peralatan peningkatan kapasitas pabrik maupun pengolahan lainnya.

5) Transportasi

Distribusi bahan baku, proses dan produk yang baik dalam perencanaan tata letak pabrik dilakukan dengan cermat guna menekan biaya transportasi bahan ke alat.

Dari beberapa hal di atas, maka perkiraan luas lahan yang akan diperlukan pada pendirian pabrik ini sebagai berikut :

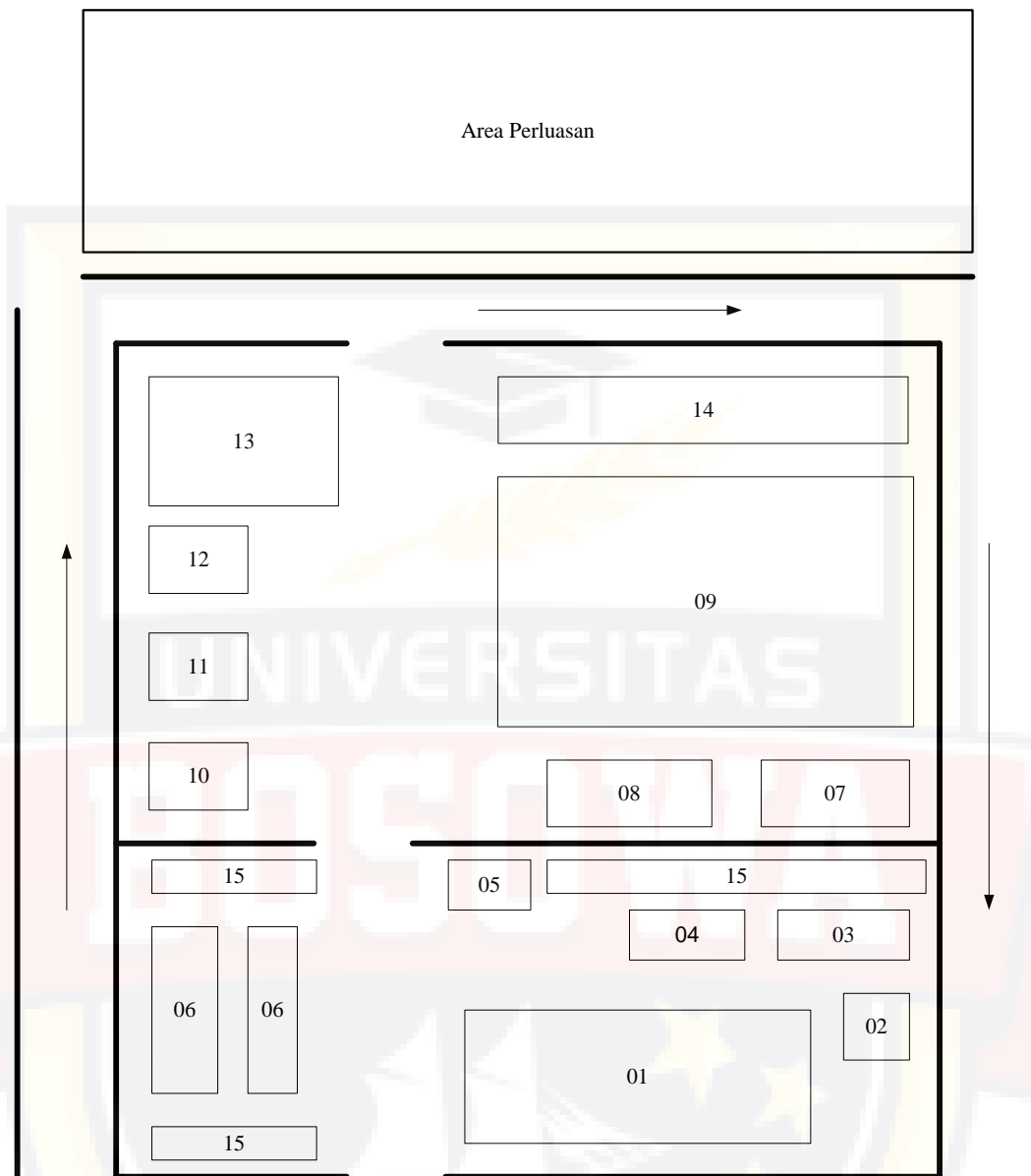
Tabel 8.01 Perkiraan Luas Lahan Pabrik

No	Tempat	Jumlah	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Area kantor pusat	1	40 x 20	800
2	Musholla	1	15 x 15	225
3	Kantin	1	10 x 15	150
4	Klinik	1	10 x 5	50
5	Pos Keamanan	1	5 x 5	25
6	Tempat Parkir	2	20 x 15	600

7	Laboratorium	1	20 x 10	200
8	Ruang control	1	15 x 5	75
9	Daerah proses	1	300 x 200	60.000
10	K3 dan fire safety	1	20 x 15	300
11	Bengkel	1	20 x 15	300
12	Gudang	1	15 x 10	150
13	Daerah Utilitas	1	250 x 150	37.500
14	Gudang bahan baku	1	30 x 20	600
15	Taman	3	25 x 5	375
16	Area perluasan	1	350 x 200	70.000
Total				171.350

Jadi perkiraan luas pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* adalah sekitar 171.350 m<sup>2</sup> atau 17,13 Ha. Berikut tata letak pabrik:





Gambar 8.01 Lay Out Pabrik

Keterangan:

- |                   |                         |
|-------------------|-------------------------|
| 01 : Kantor Pusat | 06 : Tempat Parkir      |
| 02 : Musholla     | 07 : Laboratorium       |
| 03 : Kantin       | 08 : Ruang Kontrol      |
| 04 : Klinik       | 09 : Daerah proses      |
| 05 : Pos Keamanan | 10 : K3 and Fire Safety |

11 : Bangkel

14 : Gudang Bahan Baku

12 : Gudang

15 : Taman

13 : Daerah Utilitas

### 8.3 Lay Out Peralatan

Dalam perencanaan tata letak dari alat proses perlu diperhatikan hal berikut:

#### 1. Lajur Bahan Baku dan Produk

Salah satu factor yang dapat menekan dana yang dikeluarkan dalam pendirian pabrik adalah dengan jalur bahan baku dan produk ke area transportasi yang tepat.

#### 2. Sirkulasi Udara

Sirkulasi udara pada area dalam pabrik perlu dijaga agar lancar, guna menghindari kemacetan udara di satu lokasi tertentu yang bisa mengancam keselamatan pekerja. Arah angin juga perlu diperhatikan guna kelanjutan dalam produksi

#### 3. Cahaya

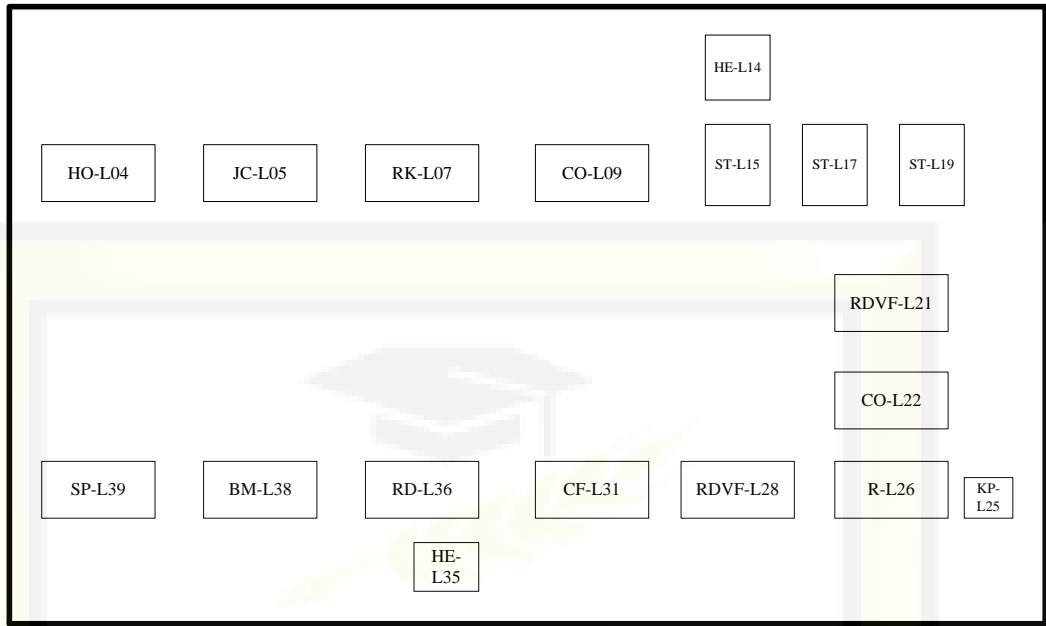
Area yang mempunyai resiko dan berbahaya perlu juga dilengkapi dengan penerangan yang memadai.

#### 4. Penempatan alat proses

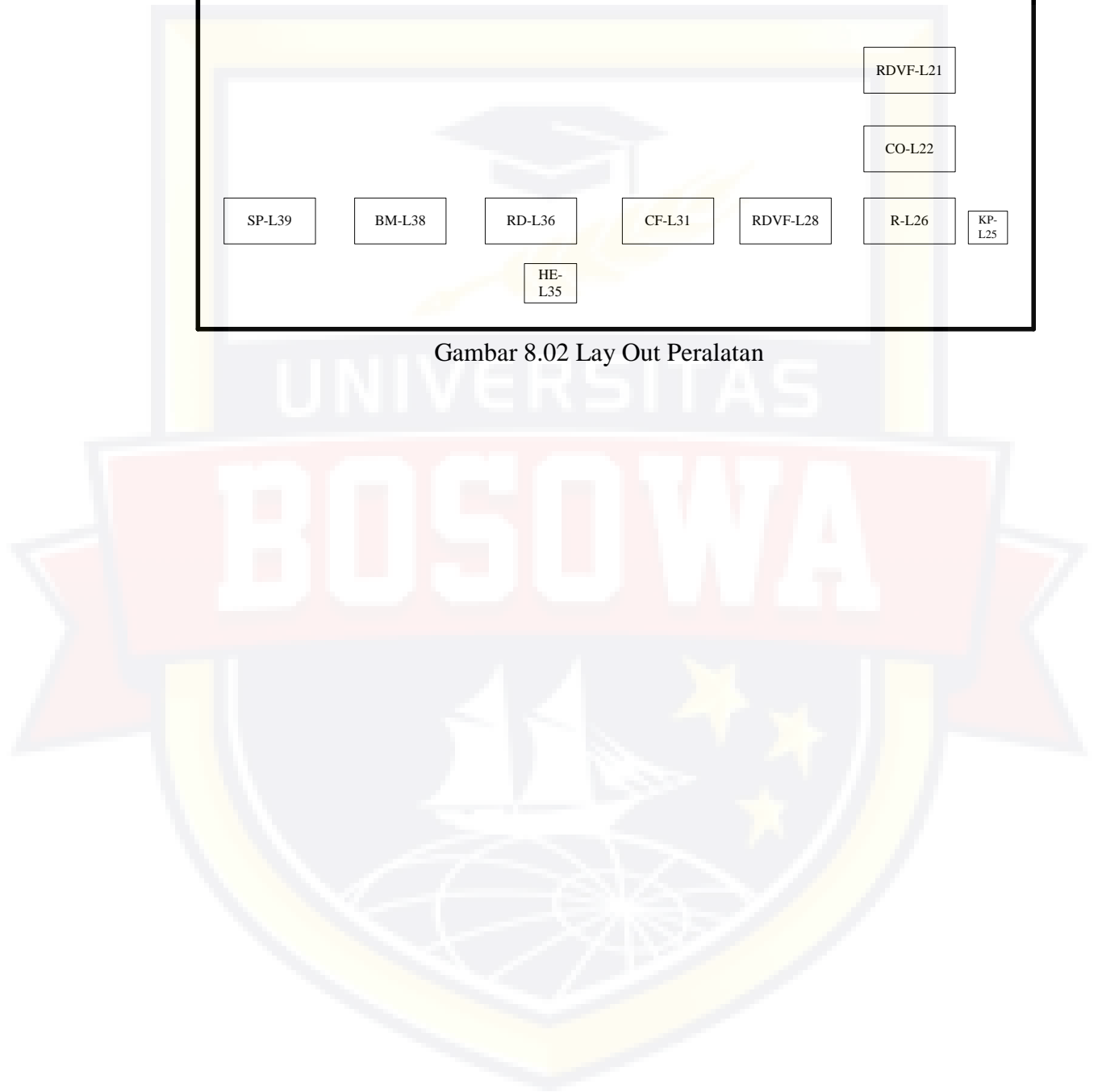
Terjaminnya kelancaran produksi tidak lepas dari letak dari penempatan peralatan proses (Budiono, 2017).

Berikut tata letak alat proses dalam pra rancangan pabrik ini :





Gambar 8.02 Lay Out Peralatan



## BAB IX

### KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

#### 9.1 Instrumen

Instrumentasi merupakan instrumen-instrumen yang digunakan untuk mengontrol, mengamati, mengukur, menunjukkan atau mengendalikan proses produksi (Unknown, 2018). Fungsi utama dari sebuah instrument ada untuk mengukur variabel proses dan melakukan beberapa fungsi lain seperti mentransmisikan, mengendalikan, menyimpan dan mendeteksi (Denizen, 2018)

Instalasi alat instrument bertujuan untuk :

- a. Menjaga agar operasi berjalan dengan semestinya dikarenakan beberapa alat yang terlibat dalam mesin modern sehingga keakuratan pengontrolan dibutuhkan.
- b. Memonitoring secara konsisten dan konstan semua peralatan proses yang ada
- c. Menjaga keamanan bekerja (cPanel, 2020)
- d. Memastikan produk yang dihasilkan diproduksi dan tersimpan dalam kondisi yang baik (CompuCal, 2018)

Instrumentasi sistem control terdiri dari:

- a. *Transducers and transmitters*, dimana terdiri dari sensing element yang dikombinasikan dengan sebuah transmitter. Transducer untuk pengukuran proses mengubah besaran variabel proses seperti laju aliran, suhu atau level menjadi sinyal yang dapat kirim langsung ke pengontrol. Sedangkan sending element dibutuhkan untuk mengkonversi pengukuran kuantitas.
- b. *Control element*, perangkat yang memungkinkan pengendalian terhadap variabel proses, biasanya digunakan untuk mengontrol laju aliran material ataupun aliran lain dalam proses
- c. *Control valve*, melakukan pengontrolan terhadap aliran material energy yang masuk dan keluar dalam proses, seperti mengendalikan kecepatan penggerak pompa atau *screw conveyor* dapat diatur. Hal lain seperti aliran fluida dapat diatur menggunakan katur control (California, 2004)

Tipe-tipe instrumentasi :

1. Pengatur suhu
  - a. *Temperature Indicator* (TI), sebagai penunjuk suhu
  - b. *Temperature Controller* (TC), berfungsi mengendalikan suhu agar dapat dipertahankan pada nilai yang telah ditetapkan.
2. Pengatur Tekanan
  - a. *Pressure Indicator* (PI), sebagai penunjuk besar tekanan
  - b. *Pressure Controller* (PC), berfungsi mengendalikan nilai tekanan agar dapat dipertahankan pada nilai yang ditentukan.
3. Pengatur laju aliran
  - a. *Flow Controller* (FC), sebagai pengendali laju aliran
  - b. *Flow Recorder* (FR), melakukan pencatatan laju aliran
4. Pengatur Tinggi Liquida
  - a. *Level Indicator* (LI), sebagai penunjuk tinggi bahan dalam alat
  - b. *Level Controller* (LC), berfungsi mengendalikan level agar dapat dipertahankan pada ketinggian yang telah ditetapkan (Kusnadi, 2017).

Penempatan instrumentasi pada alat proses Prarancangan Pabrik ini sebagai berikut:

Tabel 9.01 Instrumentasi Alat Proses

No.	Alat	Kode	Instrumentasi
1	Hopper	HO-L04	LI,LC
2	Rotary Kiln	RK-L07	TI
3	Blower	BL-L08	FI
4	Cooler	CO-L09	TI
5	Blower	BL-L10	FI
6	Hopper	HO-L13	LI,LC
7	Heater	HE-L14	TI
8	Slacker Tank	ST-L15	TI,PI,LI
9	Slacker Tank	ST-L17	TI,PI,LI
10	Slacker Tank	ST-L19	TI,PI,LI
11	Cooler	CO-L22	TI
12	Kompresor	KP-L25	PI,PC

13	Reaktor	R-L26	PI,LI,TI
14	Centrifuge	CF-L31	PI
15	Blower	BL-L34	FI
16	Heater	HE-L35	TI
17	Rotary Dryer	RD-L36	TI
18	Ball Mill	BM-L38	LI
19	Silo Produk	SP-L39	LI

## 9.2 Keselamatan Kerja

Kesehatan dan keselamatan kerja merupakan sebuah pendekatan holistik untuk mencapai kesejahteraan karyawan di tempat kerja (Amponsah-Tawiah, 2013). Dengan adanya manajemen dan pengendalian K3 yang baik maka resiko kemungkinan seperti zat, aktivitas ataupun proses yang dapat menyebabkan kerusakan dapat dikurangi. Kebijakan dalam keselamatan kerja yang baik juga akan meningkatkan kinerja dalam pabrik, pengembangan pribadi tenaga kerja juga akan membantu dalam menekan kerugian finansial (Hughes & Ferrett, 2007).

Adapun bahaya yang bisa terjadi di dalam pabrik:

### 1. Bahaya Ergonomis

Pekerja seringkali melakukan pekerjaan sama yang berulang tanpa memperhatikan perangkat yang baik dan benar, sehingga dapat menyebabkan kecelakaan kerja. Bentuk kecelakaan yang didapat seperti luka belakang, lengan, tangan ataupun bahu. Hal ini bisa dicegah dengan:

- a. Pencegahan melalui kesadaran diri ataupun pelatihan
- b. Menyediakan perangkat dengan desain ergonomis
- c. Mengurangi pekerjaan yang sama berulang

### 2. Bahaya keamanan

Pekerjaan yang berada dalam kondisi tidak aman akan menyebabkan segala kemungkinan luka ataupun kematian. Objek atau lingkungan yang menyebabkan luka atau jatuh merupakan tipe bahaya keamanan. Seperti bekerja pada ketinggian dengan posisi kabel yang tidak rapi atau mesin yang dapat menyebabkan kecelakaan. Hal ini dapat dicegah dengan:

- a. Melakukan analisa resiko dan menemukan solusi
  - b. Menyimpan dengan tepat perangkat yang mungkin dapat menyebabkan bahaya keamanan
  - c. Melakukan pemasangan pagar terutama daerah rawan kecelakaan berada, seperti daerah elevator dan reaktor.
  - d. Mengikuti pelatihan pertolongan pertama bagi karyawan
3. Bahaya kimia
- Paparan dari bahan kimia dapat menyebabkan pekerjaan terganggu. Hal yang termasuk dalam bahaya kimia dapat berupa produk pembersih di area ataupun gas hasil pembakaran di dalam kiln. Hal ini dapat dicegah dengan:
- a. Menyediakan pakaian perlindungan diri dan masker gas pada area tertentu
  - b. Pemasangan label tanda untuk area tertentu
  - c. Melakukan perawatan peralatan secara berkala
4. Bahaya organisasi kerja
- Bahaya ini biasa disebabkan oleh stres yang dialami oleh pekerja. Ketidadilan dalam bekerja, kehilangan respect ataupun hubungan sesama pekerja yang tidak baik merupakan beberapa hal yang termasuk dalam bahaya organisasi kerja. Hal ini dapat dicegah dengan:
- a. Menciptakan kebijakan promodi yang adil bagi karyawan
  - b. Membangun komunikasi antara manejer dan karyawan
  - c. Memastikan karyawan mengetahui dan merasa pendapatnya penting (australiawidfirstaid, 2020)

Berikut alat perlengkapan diri yang digunakan pada pra rancangan pabrik ini adalah :

1. Pakaian kerja

Pencegahan potensi bahaya yang ada dalam lingkungan proses produksi salah satunya dengan pakaian kerja (Unknown, core.ac.uk, 2013). Oleh karena itu, perusahaan menyediakan jenis pakaian kerja sesuai dengan kebutuhan area kerja.

2. Kacamata

Salah satu masalah yang dihadapi dalam pabrik dengan produk berupa powder adalah partikel kecil yang dapat masuk ke dalam mata. Oleh karena itu penggunaan kacamata sangat penting dalam kelancaran pekerjaan serta menghindari kecelakaan kerja yang disebabkan masalah penghilatan ataupun gangguan lain yang akan disebabkan dengan masuknya debu ke mata. Salah satu bagian terpenting penggunaan kacamata yaitu pada area berdebu seperti ball mill.

3. Sepatu *safety*

Penggunaan *safety shoes* bertujuan mencegah pekerja mengalami kecelakaan yang ditimbulkan oleh benda-benda di area kerja (Shintami, 2017). Penggunaan sepatu pengaman ini diwajibkan untuk semua tenaga kerja yang bekerja di area pabrik.

4. Sarung tangan

Penggunaan sarung tangan biasa digunakan pada unit tertentu guna melindungi tangan dan jari tangan terhadap resiko bahaya yang timbul (Shintami, 2017). Tipe sarung tangan yang digunakan juga berbeda tergantung pada area kerja yang akan dilakukan.

5. Helm *safety*

Helm *safety* harus digunakan oleh setiap tenaga kerja yang berkecimpung di area pabrik. Helm *safety* juga harus mempunyai ketahanan seperti dari bahan isolator, tahan terhadap suhu dan tekanan (Unknown, core.ac.uk, 2013).

6. Masker

Penggunaan masker guna melindungi bagian pernapasan manusia, seperti paru-paru. Pernapasan juga dapat dilindungi dari partikel pengotor dengan menggunakan masker. Masker dengan jenis tertentu juga berfungsi mencegah bahan-bahan pencemar berupa gas, uap logam, kabut masuk ke saluran pernapasan (Unknown, core.ac.uk, 2020).

7. Pelindung telinga

Pelindung telinga biasanya digunakan oleh tenaga kerja yang berkecimpung di unit yang mempunyai kebisingan tinggi seperti area motor penggerak alat berada.



## BAB X

### STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

#### 10.1 Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan dari pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) yang bergerak dalam industry bahan kimia. Adapun pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan PT.(Perseroan Terbatas) sebagai berikut:

1. Keperluan modal dapat diperoleh dari modal saham dan peminjaman modal lebih mudah dikarenakan satatus dari PT sebagai badan hukum (Prolegal, 2019).
2. Tanggung jawab dari pemegang saham terbatas hanya pada nominal saham yang dimiliki (Unknown, 2015), sehingga segala sesuatu yang berhubungan dengan kelancaran produksi berada dibawah tanggung jawab pimpinan perusahaan.
3. Kehidupan perusahaan lebih terjamin, karena adanya dasar hokum yang mengikat (Prolegal, 2019).
4. Kekayaan atau kerugian dari perseroan terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham (Unknown, 2015).

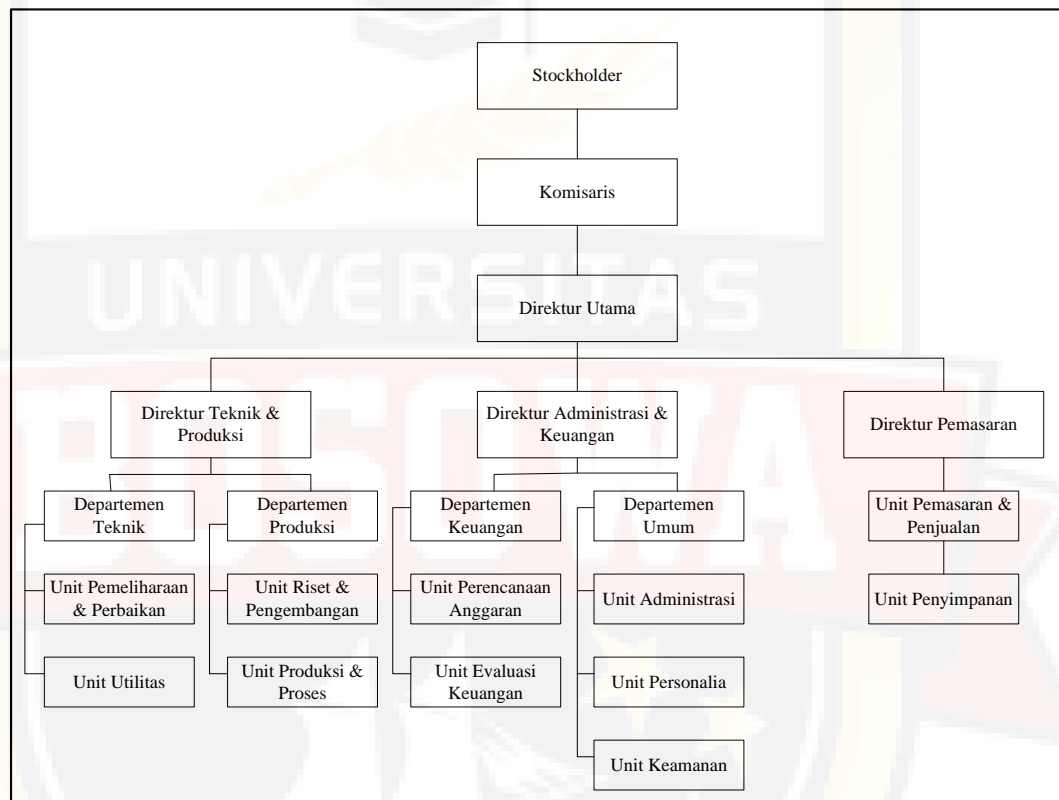
#### 10.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi sangatlah penting bagi suatu perusahaan guna mempermudah pengorganisasian dan pengaturan kinerja dari setiap bagian dalam perusahaan itu sendiri. Pada Pra Rancangan Pabrik ini menggunakan struktur organisasi lini dan staf. Struktur organisasi lini dan staf adalah struktur organisasi dimana terdapat wewenang garis kekuasaan dari pejabat dalam suatu organisasi terhadap yang dihubungkan langsung ke pejabat-pejabat dibawahnya secara vertikal (Usama, 2017). Adapun kelebihan yang dimiliki struktur organisasi ini yaitu:

- a. Dasar kesatuan dari pimpinan tetap berada dalam satu kesatuan.
- b. Terdapatnya penggolongan wewenang
- c. Terdapatnya pembagian tanggung jawab dan wewenang yang jelas antara setiap pejabat
- d. Pejabat yang berada dibawah garis dari pejabat lain hanya akan diberi perintah dan mempertanggung jwabkannya ke seorang pimpinan



- e. Pelaksanaan tanggung jawab dari seorang pimpinan cenderung lancar karena adanya informasi dari para staf
- f. Organisasi perusahaan dapat lebih fleksibel
- g. Dengan pemberian tugas yang sesuai dengan keahlian masing-masing memberikan kontribusi pada disiplin dan moral staf
- h. Optimalnya ketuntasan dan spesialisasi yang diperoleh
- i. Koordinasi antar karyawan lebih mudah dilakukan (Usama, 2017).



Gambar 10.01 Struktur Organisasi Perusahaan

### 10.3 Tugas dan Wewenang

#### A. Pemegang Saham (*Stockholder*)

*Stockholder* adalah individu atau lebih yang secara sah mempunyai modal dalam suatu perusahaan yang ditanamkan dalam bentuk saham (Wikipedia, 2021).

Tugas dan wewenang :

1. Melakukan rapat pemegang saham.
2. Menunjuk dan memberhentikan dewan komisaris.
3. Mengesahkan laporan usaha dan perhitungan laba rugi perusahaan.

4. Meminta pertanggungjawaban dari dewan komisaris.

#### B. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan wakil pelaksanaan sehari-hari dari *stockholder* yang ditunjuk dalam rapat umum para *stockholder*.

Tugas dan wewenang:

1. Menunjuk, mengangkat dan memberhentikan Direktur
2. Menentukan dan mengesahkan rencana jangka panjang dan semua kebijaksanaan pokok perusahaan
3. Melakukan pengawasan dan evaluasi terhadap hasil yang diperoleh oleh perusahaan
4. Menyetujui atau menolak perencanaan yang diajukan oleh Direktur
5. Memberikan masukan kepada jajaran dibawahnya.

#### C. Direksi Perusahaan

Direksi perusahaan terbagi menjadi empat direktur yaitu;

##### 1. Direktur Utama

Direktur Utama bertugas memimpin jalannya perusahaan. Direktur utama membawahi:

- a. Direktur *Production and Engineering*
- b. Direktur *Finance and Administration*
- c. Direktur *Marketing*

Tugas dan wewenang direktur utama :

- a. Mempertanggung jawabkan tugasnya kepada dewan komisaris
  - b. Menetapkan kebijakan perusahaan
  - c. Menyelaraskan kerja sama antara Direktur *Production and Engineering*, Direktur *Finance and Administration* dan Direktur *Marketing*
  - d. Mengawasi dan mengatur jalannya perusahaan
  - e. Bertanggung jawab atas kelancaran jalannya perusahaan
- ##### 2. Direktur *Production and Engineering*

Direktur *production and engineering* mempertanggung jawabkan tugasnya kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Bertanggung jawab pada pengawasan produksi
- b. Bertanggung jawab pada perbaikan produksi
- c. Bertanggung jawab pada alat proses dan utilitas
- d. Bertanggung jawab pada kualitas hasil produksi

Direktur *production and engineering* membawahi bagian *Engineering* dan bagian *Production*.

a. Kepala Departemen *Engineering*

Tugas dan wewenang :

- 1) Bertanggung jawab terhadap direktur dalam bidang mutu, produk dan kelancaran dalam proses produksi
- 2) Mengawasi, mengkoordinasi dan mengatur jalannya pekerjaan teknik.

Bagian teknik ini menaungi Unit Pemeliharaan & Perbaikan dan Unit Utilitas.

b. Kepala Departemen *Production*

Bertugas untuk mengatur perencanaan dan desain produksi untuk dilakukan pengembangan perbaikan dan memastikan sumber produksi berupa bahan baku ataupun produk.

Departemen *Production* menaungi Unit Riset & Pengembangan dan Unit Produksi & Proses

3. Direktur *Finance and Administration*

Direktur *Finance and Administration* bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Biaya operasi
- b. Laporan keuangan perusahaan
- c. Administrasi perusahaan

Direktur *Finance and Administration* menaungi Departemen *Finance* dan Departemen *Administration*

a. Departemen *Finance*

Bertugas untuk merencanakan, menyelenggarakan dan mengevaluasi keuangan perusahaan. Departemen ini menaungi unit Perencanaan Anggaran dan unit Evaluasi Keuangan.

b. Departemen *Administration*

Tugas dan wewenang:

- 1) Melakukan dan mengatur administrasi dan inventarisasi yang dimiliki perusahaan
- 2) Memajukan dan melaksanakan bentuk kebijakan yang menghasilkan pekerjaan yang baik
- 3) Mengatur persoalan yang berhubungan dengan keamanan perusahaan

Departemen ini menaungi unit Administrasi, unit Keamanan dan unit Personalia.

4. Direktur *Marketing*

Direktur *Marketing* bertanggung jawabkan tugasnya kepada Direktur utama dalam hal:

- a. Merencanakan dan menyelenggarakan pemasaran hasil produksi
- b. Mengatur produk hasil produksi
- c. Mengatur keluar masuknya peralatan dan bahan dari penyimpanan.

Direktur pemasaran membawahi unit Pemasaran & Penjualan dan unit Gudang

#### 10.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik yang akan dibangun di jadwal akan berjalan selama 330 hari setiap tahun dan 24 jam setiap harinya. Sedangkan waktu yang tersisa akan digunakan untuk melakukan perbaikan dan perawatan pada peralatan produksi. Adapun jam kerja pekerja sebagai berikut :

1. Karyawan *Non-Shift*

Bekerja selama lima hari dalam seminggu, sedangkan pada hari sabtu, hari minggu dan hari besar akan diliburkan. Untuk karyawan non-*shift* pagi adalah sebagai berikut :

Senin – Jumat : 07.30 – 16.30 WITA

Dengan waktu istirahat :

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00 WITA

Jumat : 11.30 – 13.00 WITA

## 2. Karyawan *Shift*

Dalam sehari akan yang terbagi dalam III *shift*, yaitu:

*Shift* 1 (malam) : 23.00 – 07.00 WITA

*Shift* 2 (pagi) : 07.00 - 15.00 WITA

*Shift* 3 (siang) : 15.00 – 23.00 WITA

## 10.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Dalam pabrik ini, upah karyawan akan berbeda-beda bergantung pada tugas, status, jabatan dan tanggung jawab serta keahlian dari karyawan.

Tabel 10.01 Daftar gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji Total (Rp)	Gaji /tahun (Rp)
Komisaris	1	24.000.000	24.000.000	288.000.000
Direksi	4	15.000.000	60.000.000	720.000.000
Manager	5	10.000.000	50.000.000	600.000.000
Staf ahli	10	8.000.000	80.000.000	960.000.000
Karyawan shift				
Proses & utilitas	50	4.000.000	200.000.000	2.400.000.000
QC	10	4.000.000	40.000.000	480.000.000
Security	10	1.500.000	15.000.000	180.000.000
Karyawan non shift				
Staf Humas	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Staf kepegawaian	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000

Keuangan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Impor & Ekspor	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemeliharaan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemasaran	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Cleaning service	8	1.500.000	12.000.000	144.000.000
Tenaga medis	2	4.000.000	8.000.000	96.000.000
Peralatan kantor				80.000.000
Law, Fee auditing				100.000.000
Komunikasi				60.000.000
Total General Expenses				7.260.000.000

## 10.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial karyawan diharapkan mampu mendulang kelancaran pekerjaan dalam perusahaan. Dengan adanya kesejahteraan karyawan akan meningkatkan produktivitas organisasi dan terjaganya hubungan sehat dalam industri. Hal tersebut dapat berupa:

### A. *Bonuses Paid* (Tunjangan)

Pemberian bonus biasa dilakukan setelah karyawan mencapai target kinerja sehingga hal ini efektif untuk meningkatkan kinerja. Namun pemberian insentif juga dilakukan pada saat lain seperti pada akhir tahun atau pembayaran musiman, yang mana hal ini juga dapat mendorong kinerja karyawan untuk mencapai target (Nosenzo, 2016).

### B. Fasilitas

Penyediaan transportasi umum secara gratis untuk karyawan merupakan salah satu akomodasi yang disediakan perusahaan (IFC & EBRD, 2009).

Fasilitas-fasilitas lain yang diberikan adalah :

#### 1. Poliklinik

Penyediaan klinik kesehatan juga merupakan akomodasi yang harus berada di lingkungan kerja dan mempunyai kualitas yang baik (IFC & EBRD, 2009).

## 2. Perumahan

Untuk hal ini telah diatur sesuai dengan ketentuan yang berlaku dan petunjuk dari Dinas Tenaga Kerja sesuai Undang-Undang Pemerintah serta guna mewujudkan Sistem Perburuhan Pancasila, maka perusahaan perlu mewujudkan perumahan sebagai tempat tinggal bagi para karyawan yang disesuaikan dengan aturan dan kebijakan perusahaan (RI, 2014).

### C. *Insurance*

Perusahaan memberikan asuransi kepada karyawan merupakan hal wajib yang berada di bawah hukum guna menjaga karyawan dari berbagai resiko bahaya dan juga dapat meningkatkan produktivitas pekerja di tempat kerja (O'Brien, 2003).

## BAB XI

### EVALUASI EKONOMI

#### 11.1 Dasar Perhitungan

Kelayakan pendirian sebuah pabrik dikatakan layak jika pabrik tersebut mampu memberikan keuntungan dan keamanan di dalamnya. Analisa ekonomi dimaksudkan berguna untuk mengetahui apakah sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak. Dengan kata lain pabrik harus dapat menguntungkan secara ekonomi dimana biaya dalam produksi harus lebih kecil disbanding dengan pendapatan yang dapat diperoleh. Evaluasi ekonomi akan memastikan investasi dalam proses layak secara ekonomi dan berkelanjutannya produksi (Deddis, 2017).

#### 11.2 Perhitungan Biaya

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

##### A. Modal tetap (*Fixed capital Investment*)

*Fixed Capital* adalah dana yang disediakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Dimana terdiri dari biaya langsung (*Direct Cost*) dan biaya tak langsung (*Indirect Cost*) (Sari, 2011). Adapun FCI pada pra rancangan pabrik ini adalah sebagai berikut:

Tabel 11.01 *Fixed Capital Investment*

<i>Fixed Capital Investment (Rp)</i>		
1	<i>Direct Cost</i>	
	• Pembelian alat	103.328.745.740,86
	• Pemasangan alat	41.331.498.296,34
	• Instrumentasi	20.665.749.148,17
	• <i>Piping cost</i>	61.997.247.444,52
	• <i>Electrical instalation</i>	30.998.623.722,26
	• Bangunan	61.997.247.444,52
	• Lahan	92.995.871.166,77



	• <i>Service facilities</i>	51.664.372.870,43
	• Tanah	8.266.299.659,27
	Total <i>Direct Cost</i>	473.245.655.493,14
2	<i>Indirect Cost</i>	
	• Biaya Teknik	47.324.565.549,31
	• Kontruksi	94.649.131.098,63
	• Biaya tak terduga	53.497.334.968,79
	• Total <i>indirect Cost</i>	195.471.031.616,73
	<i>Fixed Capital Investment</i>	668.716.687.109,87
	<i>Working Capital Investment</i>	74.301.854.123,32
	<i>Total Cost Investment</i>	938.489.572.849,92

#### B. Modal kerja (*Working capital*)

*Working Capital* merupakan dana yang disediakan untuk melaksanakan kegiatan produksi pabrik sehingga mendapatkan suatu produk (Sari, 2011). Pada modal kerja terbagi atas jumlah total uang yang ditanam untuk persediaan bahan baku dan produk akhir dan produk semi akhir dalam operasi yang dilaksanakan, dana penerimaan (*account receivable*), dana untuk pembayaran rutin tiap bulan dari biaya produksi, dana terbayar (*account payable*) dan pajak terbayar (*taxes payable*). *Working Capital* untuk prarancangan pabrik ini adalah Rp 74.301.854.123,32.

#### C. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing cost* merupakan pengeluaran untuk menghasilkan suatu produk. Pembiayaan ini terbagi atas biaya produksi langsung (*direct production cost*), biaya tetap (*fixed charges*) dan biaya lebih (Sari, 2011). Biaya produksi langsung adalah dana yang dipergunakan untuk pembiayaan langsung suatu proses contohnya *raw material*, buruh, perawatan dan lainnya. Biaya tetap ialah biaya yang tetap dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi atau tidak beroperasi, biaya ini meliputi depresiasi, pajak dan asuransi. Biaya lebih

merupakan biaya yang dikeluarkan guna membiayai hal yang situasional membantu dalam operasi.

Tabel 11.02 Manufacturing Cost

<i>Manufacturing Cost (Rp)</i>	
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>
	• Raw material 151.746.464.768
	• Operating labour 228.867.284.367
	• Direct supervisory 25.175.401.280
	• Utilitas 1.186.875.401.965
	• Maintenance and repair cost 33.435.834.355
	• Operating supplies 6.687.166.871
	• Laboratory charges 68.841.969.450
	<b>Total Direct Manufacturing Cost 1.701.447.738.917</b>
2	<i>Fixed Charges</i>
	• Depresiasi 68.111.613.660
	• Pajak local 26.748.667.484
	• Asuransi 6.687.166.871
	<b>Total Fixed Charges 101.547.448.015</b>
3	<i>Plant overhead Cost</i>
	Plant overhead cost 143.739.260.002
	<b>Total Manufacturing Cost 1.952.006.186.995</b>

#### D. General Expenses (Biaya Umum)

Selain dari biaya operasi, terdapat juga biaya umum yang meliputi administrasi, *sales expenses*, penelitian dan *finance*. Adapun rincian biaya umum pra rancangan pabrik ini sebagai berikut:

Tabel 11.03 General Expenses

<i>General Expenses (GE)</i>				
Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji Total (Rp)	Gaji /tahun (Rp)
Komisaris	1	24.000.000	24.000.000	288.000.000

Direksi	4	15.000.000	60.000.000	720.000.000
Manager	5	10.000.000	50.000.000	600.000.000
Staf ahli	10	8.000.000	80.000.000	960.000.000
Karyawan shift				
Proses & utilitas	50	4.000.000	200.000.000	2.400.000.000
QC	10	4.000.000	40.000.000	480.000.000
Security	10	1.500.000	15.000.000	180.000.000
Karyawan non shift				
Staf Humas	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Staf kepegawaian	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Keuangan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Impor & Ekspor	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemeliharaan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemasaran	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Cleaning service	8	1.500.000	12.000.000	144.000.000
Tenaga medis	2	4.000.000	8.000.000	96.000.000
Peralatan kantor				80.000.000
Law, Fee auditing				100.000.000
Komunikasi				60.000.000
Total General Expenses				7.260.000.000

*Total Production Cost (TPC)*

$$\text{TPC} = \text{Manufacturing Cost} + \text{general expenses}$$

$$= \text{Rp } 2.288.672.848.672,95$$

### 11.3 Analisa Ekonomi

Evaluasi ekonomi pra rancangan pabrik ini dilakukan dengan menghitung parameter analisa di antaranya adalah sebagai berikut:

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

*Return On Investment* adalah prediksi keuntungan yang didapat setiap tahun berdasarkan kecepatan pemulangan modal tetap yang ditanamkan (Peters, Timmerhaus, & West, 1991). Pada perhitungan ROI, profit yang didapat adalah profit setelah pajak. Nilai ROI dari pabrik ini adalah 54,54% dimana syarat ini memenuhi yaitu minimum 21%.

B. *Pay Out Time* (POT)

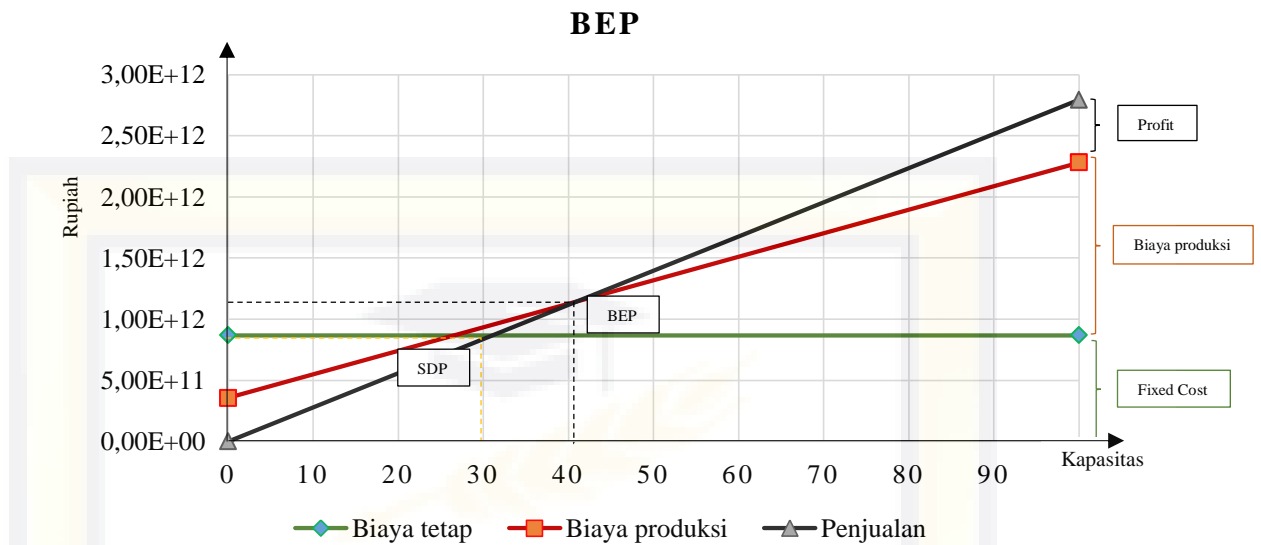
*Pay out time* merupakan waktu yang dibutuhkan untuk melakukan pengembalian modal tetap yang ditanamkan (Sari, 2011). Waktu pengembalian modal dari pabrik ini adalah 1,57 tahun. Nilai ini memperlihatkan berapa lama pabrik dapat melakukan pengembalian modal dimulai saat pabrik berjalan.

C. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* merupakan kondisi kapasitas dimana pabrik tidak mendapat profit ataupun mengalami rugi, dimana total penjualan sebanding dengan total biaya produksi (Sari, 2011). Nilai BEP pada pra rancangan ini adalah 41,28%. Nilai BEP tersebut menunjukkan bila pabrik beroperasi 41,28% dari kapasitas maksimum pabrik yaitu 100%, maka pemasukan perusahaan yang diperoleh sama dengan biaya produksi yang dipakai untuk menghasilkan produk sebesar 41,28 % tersebut.

D. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut down point* adalah suatu titik di mana tidak memperoleh laba untuk melanjutkan proses produksi sehingga proses produksi tidak dapat dilanjutkan (Barone, 2020). Apabila pabrik melakukan produksi dengan kapasitas di bawah dari nilai SDP maka akan rugi. Nilai SDP pada prarancangan pabrik ini yaitu 29,50 %. Jadi pabrik PCC akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah 29,50 % dari kapasitas produksi total.



Gambar 11.01 Grafik Break Even Point

#### E. Pinjaman (*Loan*)

Total pinjaman pada pra rancangan pabrik ini yaitu sebesar Rp 256.341.396.725,45. Angsuran pembayaran pinjaman tiap tahun ditunjukkan pada lampiran Evaluasi Ekonomi.

#### F. Metode *Discounted Cash Flow* (DCF)

Metode *discounted cash flow* adalah evaluasi ekonomi dengan berpedoman pada aliran uang yang diperoleh selama usia ekonomi dari pabrik (Fernando, 2020). *Discounted cash flow* ditunjukkan pada Tabel E.04 Lampiran E.

Hasil analisa ekonomi pra rancangan pabrik sebagai berikut:

Tabel 11.04 Hasil Analisa Ekonomi

No.	Evaluasi Ekonomi	Persentasi	Standar	Keterangan
1	ROI	54,54 %	Min. 21 %	Layak
2	POT	1,59 tahun	Maks. 5 tahun	Layak
3	BEP	41,28 %	30 – 60 %	Layak
4	SDP	29,50 %	-	Layak

## BAB XII

### KESIMPULAN

Berdasarkan hasil dari evaluasi ekonomi yang dilakukan pada Pra Rancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari Batu Kapur dan CO<sub>2</sub> dengan Kapasitas 115.000 ton/tahun maka disimpulkan:

1. *Return on Investment* (ROI) yang diperoleh sesudah pajak sebesar 54,54%.
2. *Pay Out Time* (POT) yang diperoleh sesudah pajak adalah 1,59 tahun
3. *Break Even Point* (BEP) dari pra rancangan pabrik ini sebesar 41,28%
4. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,50% yaitu nilai batas pabrik tersebut harus berhenti apabila besar produksi di bawah nilai tersebut.

Dengan hasil di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari Batu Kapur dan CO<sub>2</sub> dengan Kapasitas 115.000 ton/tahun ini layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan.



**BOSOWA**

## DAFTAR ISI

- Amponsah-Tawiah, K. (2013). Occupational Health and Safety and Sustainable Development in Ghana. *International Journal of Business Administration* Vol. 4, No. 2, 74.
- Anggraheni, D., & Pauliana, Y. (2007). *uii.ac.id*. Retrieved from <https://dspace.uii.ac.id/bitstream/handle/123456789/522/05.4%20bab%204.pdf?sequence=8&isAllowed=y>
- australiawidefirstaid. (2020). [www.australiawidefirstaid.com.au](http://www.australiawidefirstaid.com.au). Retrieved from [www.australiawidefirstaid.com.au](http://www.australiawidefirstaid.com.au): <https://www.australiawidefirstaid.com.au/5-common-workplace-hazards/>
- BAPPENAS. (2010). *Buku II Memperkuat Sinergi Antar Bidang Pembangunan*. Jakarta: PPRI.
- Badger, W. L., & Banchero, J. T. (1957). *Introduction to Chemical Engineering*. McGraw Hill Book Company.
- Barone, A. (2020, November 25). [www.investopedia.com](http://www.investopedia.com). Retrieved from [www.investopedia.com](http://www.investopedia.com): A shutdown point is a level of operations at which a company experiences no benefit for continuing operations and therefore decides to shut down temporarily—or in some cases permanently.
- Bizonawater. (2018, May 21). berapa sih kebutuhan air bersih perorang perhari. pp. <https://bizonawater.id/berapa-sih-kebutuhan-air-bersih-perorang-perhari/>.
- BPS, B. P. (2009-2019). *Data Impor Precipitated Calcium Carbonate*. Jakarta: Badan Pusat Statistik.
- Brown, G. G. (1951). *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers & Distributors.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design: Vessel Design*. John Wiley & Sons.

- Budiono, Y. (2017). *docplayer.info*. Retrieved from docplayer.info:  
<https://docplayer.info/63857852-Vii-tata-letak-pabrik.html>
- California, U. o. (2004, January 13). *sites.chemengr.ucsb.edu*. Retrieved from  
 sites.chemengr.ucsb.edu:  
[https://sites.chemengr.ucsb.edu/~ceweb/faculty/seborg/teaching/SEM\\_2\\_slides/Chapter\\_9.pdf](https://sites.chemengr.ucsb.edu/~ceweb/faculty/seborg/teaching/SEM_2_slides/Chapter_9.pdf)
- Christensen, J. (1993). *United States Patent No. 5197204*.
- CompuCal. (2018, October 3). *compucalibrations.com*. Retrieved from  
 compucalibrations.com: <https://compucalibrations.com/the-importance-of-instrumentation-in-production/>
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1983). *Chemical Engineering Design, Vol 6*.  
 Amsterdam: Elsevier Butterworth Heinemann.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1983). *Chemical Engineering: An Introduction to Chemical Engineering Design*. London: Elsevier.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2002). *Chemical Engineering, Volume 2, Fourth edition*. London: B utter worth -Heinemann.
- cPanel, I. (2020). *www.srpcontrol.com*. Retrieved from www.srpcontrol.com:  
<https://www.srpcontrol.com/the-importance-of-good-instrumentation/>
- Deddis, C. R. (2017). Process Economics. *Chemical Engineering and Chemical Process Technology Vo. IV*.
- Denizen. (2018, january). *forumautomation.com*. Retrieved from  
 forumautomation.com: <https://forumautomation.com/t/what-are-the-functions-of-an-instrument/2972>
- Edhawati, L. (2012). *Alat Industri Kimia. ISBN : 978-602-8915-38-0*.
- Emmett, R. C. (1984). *United States of America Patent No. US4588559A*.
- Epper, W., Bergheim, & Reinhard. (1992). *United States Patent No. 5282780*.
- Fernando, J. (2020, November 27). *www.investopedia.com*. Retrieved from  
 www.investopedia.com: <https://www.investopedia.com/terms/d/dcf.asp>



- Fogler, H. S. (1999). *Elements Of Chemical Reaction Engineering*. India: Prentice Hall India.
- Fouche, P. M. (1993). *Canada Patent No. CA2090088C*.
- Froment, G., & Bischoff, K. B. (1979). *Chemical Reactor Analysis and Design*. University Michigan: John Wiley & Sons.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. London: Prentice-Hall International, Inc.
- Gilchrist, J. (1989). *Extraction Metallurgy* (3rd ed.). Oxford: Pergamon Press. p. 145. ISBN 978-0-08-036612-8.
- Green, D. W., & Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook 8th Edition*. New York: McGraw Hill.
- Grup, I. W. (2020). *Sydneys' Big Book of Water and Wastewater Math*. Retrieved from Indigowatergrup: <https://www.indigowatergroup.com/Files/Math%20Books/5%20-%20Velocity,%20SOR.pdf>
- Hartono, F. (2017). *docplayer.info*. Retrieved from docplayer.info: <https://docplayer.info/33936415-Bab-ix-investasi-dan-evaluasi-ekonomi-yang-siap-beroperasi-termasuk-untuk-start-up-dan-modal-kerja-suatu-pabrik-yang.html>
- Hartono, S. (2017). *docplayer*. Retrieved from docplayer: <https://docplayer.info/47838803-li-deskripsi-proses-precipitated-calcium-carbonate-pcc-dapat-dihasilkan-melalui-beberapa.html>
- Hesse, H. C., & Rushton, J. H. (1945). *Process Equipment Design*. Michigan: D. Van Nostrand Company, Incorporated.
- Himmelblau, D. M. (1997). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Prentice-Hall International.
- HIXPY. (2018, 1 22). *HIXPY*. Retrieved from Henan HIXPY Technology Co., Ltd: <https://www.groetjesvanmerel.nl/13742/themes/to/product.html>

- Hughes, P., & Ferrett, E. (2007). *Introduction to Health and Safety in Construction* (2nd ed.). Amsterdam: Elsevier.
- IFC, & EBRD. (2009). Workers' accomodation: processes and standars. 21.
- Jamarun, N., Yulfitrin, & Syukri, A. (2007). Pembuatan Precipitated Calcium Carbonat (PCC) dari Batu Kapur dengan Metoda Kautik Soda.
- Jannah, R. (2019). *dspace.uii.ac.id*. Retrieved from *dspace.uii.ac.id*: <https://dspace.uii.ac.id/bitstream/handle/123456789/17888/05.1%20bab%201.pdf?sequence=6&isAllowed=y>
- Joshi, M. V. (1976). *Process Equipment Design*. India: The Macmillan Company of India Limited.
- Kallavus, U., & Reiska, R. (2008). A Trend to the Production of Calcium Hydroxide and Precipitated Calcium Carbonate with Defined Properties. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*.
- Kemendikbud. (2013, December). *sumberbelajar.seamolec.org*. Retrieved from sumberbelajar: <https://sumberbelajar.seamolec.org/Media/Dokumen/596d76fe7f8b9a142fbae076/4096c96dfa4209007584bd7124240b8c.pdf>
- Kemenperin. (2015). *kemenperin.go.id*. Retrieved from *kemenperin.go.id*: <https://www.kemenperin.go.id/ripin.pdf>
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw Hill.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw Hill.
- Kusnadi, D. (2017). *docplayer*. Retrieved from *docplayer*: <https://docplayer.info/63464076-Bab-ke-7-instrumentasi-dan-keselamatan-kerja-bab-ke-7-instrumentasi-dan-keselamatan-kerja.html>
- Laraebi, G. (2017). *uin-alauddin.ac.id*. Retrieved from *uin-alauddin.ac.id*: <http://repositori.uin-alauddin.ac.id/8576/1/GALID%20LARAEBI.pdf>
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reacton Engineering*. New York: John Wiley & Sons.

- Limited, F. M. (2020). *Investing.com*. Retrieved from Investing.com:  
<https://id.investing.com/currencies/usd-idr-historical-data>
- Lingga, C. (2017). *Pusaka Jaya Lestari*. Retrieved from Pusaka Jaya Lestari:  
<https://pusakajayalestari.com/berita-7-ciriciri-dan-manfaat-kalisium-karbonat.html>
- Management, O. (2020). *Google sites*. Retrieved from Operations Management:  
<https://sites.google.com/site/operasiproduksi/layout-pabrik>
- Margaretta, M. A., Fuad, A., Ilmiawati, S. A., & Wonorahardjo, S. (2015, Juni). Sintesa Hydroxyapatite ( $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ ) Berbasis Batu Kapur. *Jurnal Penelitian Fisika dan Aplikasinya (JPFA) Vol 5 No 1 ISSN: 2087-9946*.
- Maros, D. P. (2008). *Website Resmi Kabupaten Maros*. Retrieved from Website Resmi Kabupaten Maros: <https://maroskab.go.id/potensi-pertambangan-dan-bahan-galian/>
- Maulana, Y. S. (2018). Analisis Faktor-faktor yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik PT Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS Vol. 2 No. 2*. Retrieved from osf.io.
- Maulia, G. (2020). Pembuatan PCC (Precipitated Calcium Carbonate) Menggunakan Bahan Baku Lime Mud Dengan Metode Kaustik Soda. *Jurnal Vokasi Teknologi Industri*.
- McCabe, W. L. (1993). *Unit operations of Chemical Engineering*. New York: McGrae-Hill Inc.
- McCabe, W., & Smith, J. (1985). *Unit Operation of Chemical Engineering* (4th Edition ed.). New york: McGraw Hill Book Company.
- Montes-Hernandez, G. (2008, January 3). *arxiv.org*. Retrieved from arxiv.org:  
<https://arxiv.org/ftp/arxiv/papers/0801/0801.0460.pdf>
- Nosenzo, D. (2016). Employee incentives: Bonuses or penalties? *IZA World of Labor 2016: 234, 2*.

- O'Brien, E. (2003). Employers Benefits From Workers Health Insurance. *The Milbank Quarterly, Vol. 81, No. 1.*
- Perry, R. H. (1984). *Chemical Engineering Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Perry, R. H. (1997). (D. W. Green, Ed.) New York: McGraw Hill.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition* (Vol. 8th). New York: The McGraw-Hill.
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (1999). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed.). New York: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Boston: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Boston: McGraw-Hill.
- Powell, S. T. (1954). *Water Conditioning for Industry*. University Michigan: McGraw-Hill.
- Prolegal. (2019, August 30). *prolegal.id*. Retrieved from prolegal.id: <https://prolegal.id/2019/08/30/10-alasan-mengapa-anda-harus-memilih-pt-dibandingkan-cv/>
- Purwanto, A. (2020). *Academia edu*. Retrieved from Academia edu: [https://www.academia.edu/36246656/Calcium\\_Carbonate](https://www.academia.edu/36246656/Calcium_Carbonate)
- Rahmawati, L. (2015, October). Jom FTEKNIK Volume 2 No.2 Oktober 2015  
 1SINTESA PRECIPITATED CALCIUM CARBONATE(PCC) DARI CANGKANG KERANG DARAH (Anadara granosa) DENGAN VARIASI UKURAN PARTIKEL DAN WAKTU KARBONASI. *Jom FTEKNIK Volume 2 No.2.*
- Rase, H. F. (1977). *Chemical Reactor Design for Process Plants: Principles and techniques*. University of California: Wiley.

- RI, U. (2014, June 26). *pih.kemlu.go.id*. Retrieved from *pih.kemlu.go.id*:  
[https://pih.kemlu.go.id/files/UU\\_%20tentang%20ketenagakerjaan%20no%2013%20th%202003.pdf](https://pih.kemlu.go.id/files/UU_%20tentang%20ketenagakerjaan%20no%2013%20th%202003.pdf)
- Sari, D. M. (2010). *uii.ac.id*. Retrieved from *uii.ac.id*:  
<https://dspace.uui.ac.id/bitstream/handle/123456789/18663/bab%204.pdf?sequence=3&isAllowed=y>
- Sari, N. K. (2011, September). *Ekonomi Teknik*. Retrieved from  
<https://core.ac.uk/download/pdf/12218406.pdf>
- Severn, N. H., & Howard, E. D. (1981). *Steam, Air, and Gas Power* (5th ed.).  
 Kolkata: Asia Publishing Co. Inc.
- Shintami, M. (2017, March 22). *ruparupa*. Retrieved from *ruparupa*:  
<https://www.ruparupa.com/blog/alat-pelindung-diri-kesehatan-dan-keselamatan-kerja-k3/>
- Soemargono, & Billah, M. (2007). Pembuatan Kalsium Karbonat dari Bittern dan Gas Karbon Dioksida Seca Kontinyu. *Reaktor11 no 1*.
- Sriwijaya, U. (2017). *Course Hero*. Retrieved from *Course Hero*:  
<https://www.coursehero.com/file/p447fm2/Perkembangan-industri-di-Indonesia-sebagai-negara-yang-berkembang-merupakan/>
- Suoth, A. E., Purwati, S. U., & Andiri, Y. (2018). POLA KONSUMSI AIR PADA PERUMAHAN TERATUR: STUDI KASUS KONSUMSI AIR DI PERUMAHAN GRIYA SERPONG TANGERANG SELATAN. *Ecolab Vol. 12 No. 2 Juli 2018 : 53 - 102*.
- Treatment, W. (2020, July). *Euorocode Standards*. Retrieved from *Euorocode Standards*:  
<https://www.euorocode.us/wastewater-treatment/the-rotary-drum-filter.html>
- Treyball, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation* (3rd ed.). New York: McGraw Hill.

Ulrich, G. D. (1984). *A Guide To Chemical Engineering process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons Inc.

Unknown. (2013, July 23). *core.ac.uk*. Retrieved from core.ac.uk:  
<https://core.ac.uk/download/pdf/12348344.pdf>

Unknown. (2015, August 11). *eprints.umk.ac.id*. Retrieved from  
eprints.umk.ac.id: [https://eprints.umk.ac.id/4533/3/BAB\\_II.pdf](https://eprints.umk.ac.id/4533/3/BAB_II.pdf)

Unknown. (2018). *industrialchemistrytobesmart.blogspot.com*. Retrieved from  
industrialchemistrytobesmart.blogspot.com:  
<http://industrialchemistrytobesmart.blogspot.com/2018/10/alat-instrumen.html>

Unknown. (2020, December 22). *core.ac.uk*. Retrieved from core.ac.uk:  
<https://core.ac.uk/download/pdf/11715503.pdf>

Usama, A. (2017, July 28). *repository.its.ac.id*. Retrieved from  
repository.its.ac.id: [http://repository.its.ac.id/44905/1/2511100070-Undergraduate\\_Thesis.pdf](http://repository.its.ac.id/44905/1/2511100070-Undergraduate_Thesis.pdf)

Walas, S. M. (1988). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Boston: Butterworth-Heinemann.

Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*. University of Kansas: Butterworth-Heinemann.

Wicaksono, A. (2016). *Wordpress.com*. Retrieved from Wordpress.com:  
<https://wicaksonoagus.wordpress.com/utility/>

Wikipedia. (2021, February 8). *id.wikipedia.org*. Retrieved from id.wikipedia.org:  
[https://id.wikipedia.org/wiki/Pemegang\\_saham](https://id.wikipedia.org/wiki/Pemegang_saham)



# LAMPIRAN

## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 115.000 ton/tahun  
Operasi : 330 hari /tahun, 24 jam/hari  
Proses : kontinyu  
Basis : 1 jam  
Satuan : kg

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas (K)} &= \frac{115.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 14.520,2 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berikut perhitungan neraca massa ditiap alat:

Data komposisi batu kapur

Komponen	Bahan Baku (%)	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	95,50	100,00	17.834,99
MgCO <sub>3</sub>	1,95	84,00	364,17
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,70	160,00	130,73
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,60	102,00	112,05
SiO <sub>2</sub>	0,50	60,00	93,38
H <sub>2</sub> O	0,75	18,00	140,07
Total	100,00		18.675,38

(Canada Patent No. CA2090088C, 1993)

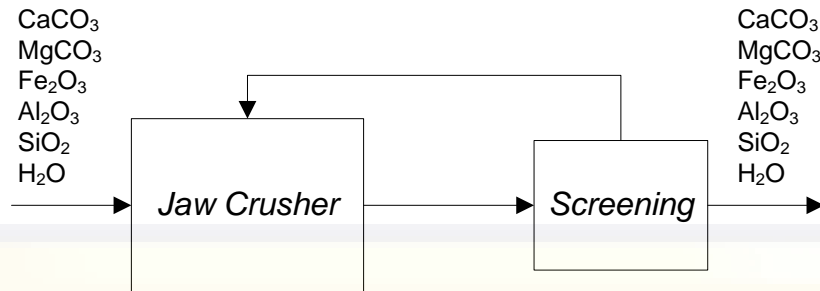
Secara umum, persamaan neraca massa adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \{ \text{Massa masuk} \} - \{ \text{Massa keluar} \} + \{ \text{Massa tergenerasi} \} - \{ \text{Massa terkonsumsi} \} \\ = \{ \text{Akumulasi massa} \} \end{aligned} \quad (\text{Himmelblau, 1997})$$

#### 1. Neraca Massa Crusher (JC-L05)

Fungsi : Memperkecil ukuran batu kapur menjadi 1,5 – 2 in





Komponen	Massa (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	17.834,99
MgCO <sub>3</sub>	364,17
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	130,73
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	112,05
SiO <sub>2</sub>	93,38
H <sub>2</sub> O	140,07
Total	18.675,38

Asumsi produk oversize 5%

$$\begin{aligned} \text{Maka produk oversize} &= \frac{5}{100} \times 18.675,38 \text{ kg/jam} \\ &= 933,76 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk undersize} &= 18.675,38 \text{ kg/jam} - 933,76 \text{ kg/jam} \\ &= 17.741,61 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen:

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ Oversize} &= 17.834,99 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 891,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk CaCO}_3 &= 17.834,99 \text{ kg/jam} - 891,74 \text{ kg/jam} \\ &= 16.943,23 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 \text{ Oversize} &= 364,17 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 18,20 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk MgCO}_3 &= 364,17 \text{ kg/jam} - 18,20 \text{ kg/jam} \\ &= 345,96 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ Oversize} &= 130,73 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 6,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Produk Fe}_2\text{O}_3 = 130,73 \text{ kg/jam} - 6,53 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 124,19 \text{ kg/jam} \\
 \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ Oversize} &= 112,05 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 5,6 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk Al}_2\text{O}_3 &= 112,05 \text{ kg/jam} - 5,6 \text{ kg/jam} \\
 &= 106,44 \text{ kg/jam} \\
 \text{SiO}_2 \text{ Oversize} &= 93,38 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 4,66 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk SiO}_2 &= 93,38 \text{ kg/jam} - 4,66 \text{ kg/jam} \\
 &= 88,7 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{O Oversize} &= 140,07 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 7,00 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk H}_2\text{O} &= 140,07 \text{ kg/jam} - 7 \text{ kg/jam} \\
 &= 133,06 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan recycle dari screening ke crusher

$$\text{Fresh Feed} = \text{Feed} - \text{Recycle}$$

Komponen	Feed (kg/jam)	Recycle (kg/jam)	Fresh feed (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	17.834,99	891,75	16.943,24
MgCO <sub>3</sub>	364,17	18,21	345,96
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	130,73	6,54	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	112,05	5,60	106,45
SiO <sub>2</sub>	93,38	4,67	88,71
H <sub>2</sub> O	140,07	7,00	133,06
Total	18.675,38	933,77	17.741,61

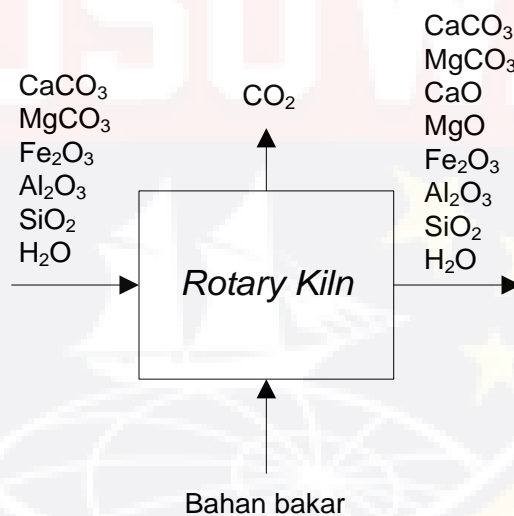
Neraca massa pada Crusher

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
	Aliran I		Aliran II
CaCO <sub>3</sub>	16.943,24	CaCO <sub>3</sub>	16.943,24
MgCO <sub>3</sub>	345,96	MgCO <sub>3</sub>	345,96
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45

SiO <sub>2</sub>	88,71	SiO <sub>2</sub>	88,71
H <sub>2</sub> O	133,06	H <sub>2</sub> O	133,06
Subtotal	17.741,61		17.741,61
Recycle		Reject	
CaCO <sub>3</sub>	891,75	CaCO <sub>3</sub>	891,75
MgCO <sub>3</sub>	18,21	MgCO <sub>3</sub>	18,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60
SiO <sub>2</sub>	4,67	SiO <sub>2</sub>	4,67
H <sub>2</sub> O	7,00	H <sub>2</sub> O	7,00
Subtotal	933,77		933,77
Total	18.675,38		18.675,38

## 2. Neraca Massa Rotary Kiln (RK-L07)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi dekomposisi CaCO<sub>3</sub> menjadi CaO (Reaksi Kalsinasi)



### Data Komposisi Feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	16.943,24	100,00
MgCO <sub>3</sub>	345,96	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00

SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00
Total	17.741.61	

Menurut US patent no 4748010, konversi reaksi kalsinasi adalah 95% maka:

### Reaksi I



$$\begin{aligned} \text{Mol CaCO}_3 \text{ yang bereaksi} &= \frac{95}{100} \times \frac{16.943,24 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{100 \text{ kg/mol}} \\ &= 160,96 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Massa CaCO}_3 \text{ yang bereaksi} &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM CaCO}_3 \\ &= 160,96 \text{ kmol/jam} \times 100 \text{ kg/kmol} \\ &= 16.096 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO terbentuk} &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM CaO} \\ &= 160,96 \text{ kmol/jam} \times 56 \text{ kg/kmol} \\ &= 9.013,8 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM CO}_2 \\ &= 160,96 \text{ kmol/jam} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 7.082,3 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaCO}_3 \text{ sisa} &= \text{Massa CaCO}_3 \text{ in} - \text{Massa CaCO}_3 \text{ rx} \\ &= 16.943,24 \text{ kg/jam} - 16.096 \text{ kg/jam} \\ &= 847,16 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Reaksi II



$$\begin{aligned} \text{Mol MgCO}_3 \text{ yang bereaksi} &= \frac{95}{100} \times \frac{345,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{84 \text{ kg/mol}} \\ &= 3,91 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Massa MgCO}_3 \text{ yang bereaksi} &= \text{Mol MgCO}_3 \times \text{BM MgCO}_3 \\ &= 3,91 \text{ kmol/jam} \times 84 \text{ kg/kmol} \\ &= 328,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa MgO terbentuk} = \text{Mol MgCO}_3 \times \text{BM MgO}$$

$$= 3,91 \text{ kmol/jam} \times 84 \text{ kg/kmol}$$

$$= 156,51 \text{ kg/jam}$$

Massa CO<sub>2</sub> terbentuk = Mol MgCO<sub>3</sub> x BM CO<sub>2</sub>

$$= 3,91 \text{ kmol/jam} \times 84 \text{ kg/kmol}$$

$$= 172,16 \text{ kg/jam}$$

Massa MgCO<sub>3</sub> sisa = Massa MgCO<sub>3</sub> in – Massa MgCO<sub>3</sub> rx

$$= 345,96 \text{ kg/jam} - 328,66 \text{ kg/jam}$$

$$= 17,29 \text{ kg/jam}$$

Total massa CO<sub>2</sub> yang terbentuk = 7.254,43 kg/jam

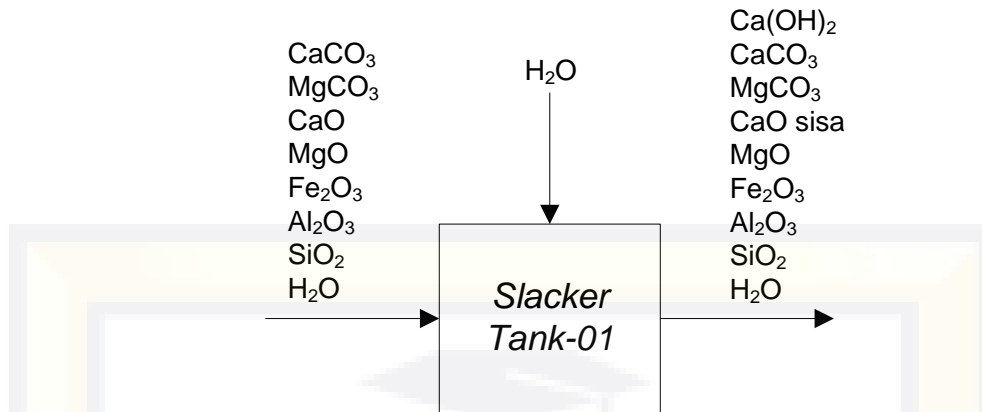
Komponen sisanya tidak terdisosiasi menjadi CO<sub>2</sub>

Neraca massa pada Rotary Kiln

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran II	Aliran III	Aliran IV
CaCO <sub>3</sub>	16.943,24	847,16	
MgCO <sub>3</sub>	345,96	17,30	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45	
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71	
H <sub>2</sub> O	133,06	133,06	
CaO		9.013,80	
CO <sub>2</sub>			7.254,43
MgO		156,51	
Total	17.741,61	17.741,61	

### 3. Slacker Tank (ST-L15)

Fungsi : Tempat reaksi antara CaO dan H<sub>2</sub>O untuk membentuk slurry  
Ca(OH)<sub>2</sub>



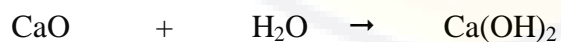
Data komposisi feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	847,16	100,00
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00
CaO	9.013,80	56,00
MgO	156,51	40,00
Ca(OH) <sub>2</sub>		74,00
Total	10.487,18	

Jika konversi CaO menjadi Ca(OH)<sub>2</sub> adalah 98% dengan menggunakan tiga reaktor seri (United States of America Patent No. US4588559A, 1984)

Jika pada reaktor pertama konversi CaO menjadi Ca(OH)<sub>2</sub> adalah 72%, maka

Reaksi



$$\begin{aligned} \text{Mol CaO yang bereaksi} &= \frac{75}{100} \times \frac{9.013,80 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{56 \text{ kg/mol}} \\ &= 115,89 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang terpakai} &= \text{Mol CaO} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 115,89 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.086,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO yang bereaksi} &= \text{Mol CaO} \times \text{BM CaO} \\ &= 115,89 \text{ kmol/jam} \times 56 \text{ kg/kmol} \\ &= 6.489,9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM Ca(OH)}_2 \\ &= 115,89 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol} \\ &= 8.576 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO sisa} &= \text{Massa CaO in} - \text{Massa CaO rx} \\ &= 9.013,80 \text{ kg/jam} - 6.489,9 \text{ kg/jam} \\ &= 2.523,9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dari reaksi diatas didapat total H<sub>2</sub>O yang dipakai adalah 2.086,1 kg/jam.

Jika diberikan air berlebih sebanyak 3 kali (Canada Patent No. CA2090088C, 1993) dari hasil perhitungan stoikiometri maka kebutuhan air adalah

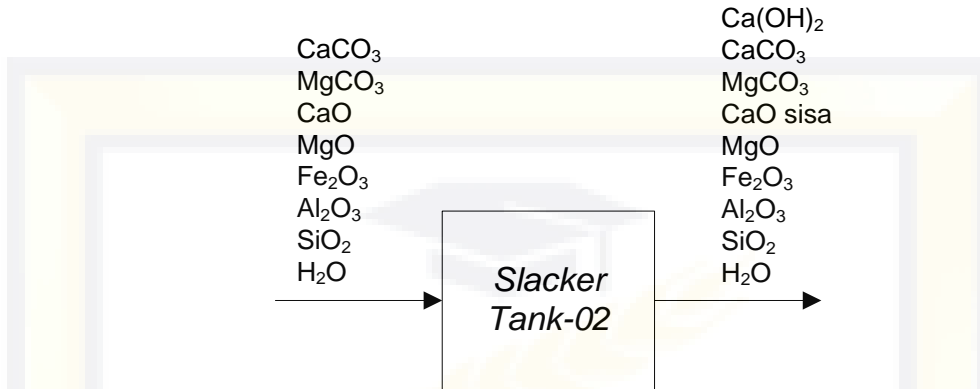
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang dibutuhkan} &= 3 \times 2.086,1 \text{ kg/jam} \\ &= 6.258,2 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa Slacker Tank-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar
	Aliran III	Aliran V	Aliran VI
CaCO <sub>3</sub>	847,16		847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30		17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19		124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45		106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71		88,71
H <sub>2</sub> O	133,06	6.258,15	4.305,17
CaO	9.013,80		2.523,86
MgO	156,51		156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>			8.575,99
Total	16.745,34		16.745,34

4. Slacker Tank (ST-L17)

Fungsi : Tempat reaksi antara CaO dan H<sub>2</sub>O untuk membentuk slurry Ca(OH)<sub>2</sub>

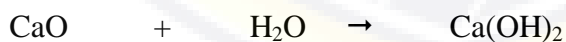


Data komposisi feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	847,16	100,00
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00
H <sub>2</sub> O	4.305,17	18,00
CaO	2.523,86	56,00
MgO	156,51	40,00
Ca(OH) <sub>2</sub>	8.575,99	74,00
Total	16.745,34	

Jika pada reaktor pertama konversi CaO menjadi Ca(OH)<sub>2</sub> adalah 92%, maka

Reaksi



$$\begin{aligned} \text{Mol CaO yang bereaksi} &= \frac{92}{100} \times \frac{2.523,86 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{56 \text{ kg/mol}} \\ &= 41,46 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Massa H}_2\text{O yang terpakai} = \text{Mol CaO} \times \text{BM H}_2\text{O}$$



$$\begin{aligned}
 &= 41,46 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\
 &= 746,34 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa CaO yang bereaksi} &= \text{Mol CaO} \times \text{BM CaO} \\
 &= 41,46 \text{ kmol/jam} \times 56 \text{ kg/kmol} \\
 &= 2.322 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM Ca(OH)}_2 \\
 &= 41,46 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol} \\
 &= 3.068,3 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa CaO sisa} &= \text{Massa CaO in} - \text{Massa CaO rx} \\
 &= 2.523,86 \text{ kg/jam} - 2.322 \text{ kg/jam} \\
 &= 201,91 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

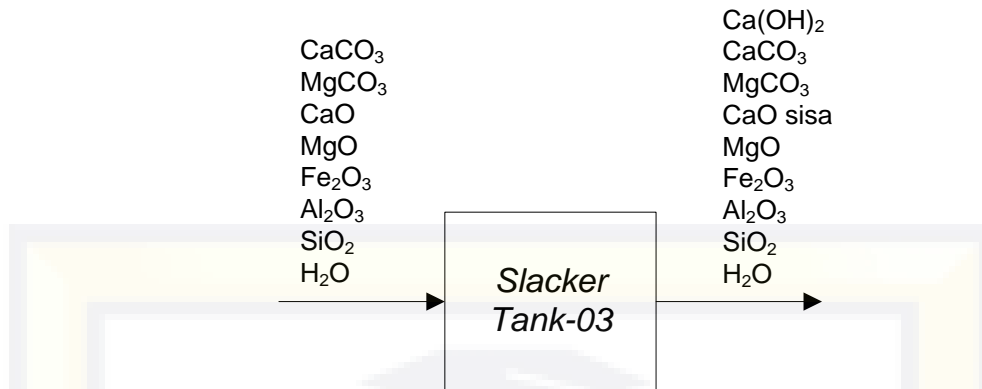
Dari reaksi diatas didapat total H<sub>2</sub>O yang dipakai adalah 746,34 kg/jam.

Neraca massa Slacker Tank-02

Komponen	Masuk	Keluar
	Aliran VI	Aliran VII
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30	17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71
H <sub>2</sub> O	4.305,17	3.558,82
CaO	2.523,86	201,91
MgO	156,51	156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>	8.575,99	11.644,29
Total	16.745,34	16.745,34

#### 5. Slacker Tank (ST-L19)

Fungsi : Tempat reaksi antara CaO dan H<sub>2</sub>O untuk membentuk slurry Ca(OH)<sub>2</sub>

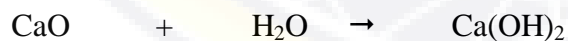


Data komposisi feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	847,16	100,00
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00
H <sub>2</sub> O	3.558,82	18,00
CaO	201,91	56,00
MgO	156,51	40,00
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.644,29	74,00
Total	16.745,34	

Pada stage ketiga ini terjadi konversi CaO menjadi Ca(OH)<sub>2</sub> sebesar 98%,  
maka

Reaksi



$$\begin{aligned} \text{Mol CaO yang bereaksi} &= \frac{98}{100} \times \frac{201,91 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{56 \text{ kg/mol}} \\ &= 3,53 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang terpakai} &= \text{Mol CaO} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 3,53 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

$$= 63,6 \text{ kg/jam}$$

Massa CaO yang bereaksi = Mol CaO x BM CaO

$$= 3,53 \text{ kmol/jam} \times 56 \text{ kg/kmol}$$

$$= 197,87 \text{ kg/jam}$$

Massa Ca(OH)<sub>2</sub> yang terbentuk = Mol CaCO<sub>3</sub> x BM Ca(OH)<sub>2</sub>

$$= 3,53 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

$$= 261,47 \text{ kg/jam}$$

Massa CaO sisa = Massa CaO in – Massa CaO rx

$$= 201,91 \text{ kg/jam} - 261,47 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,03 \text{ kg/jam}$$

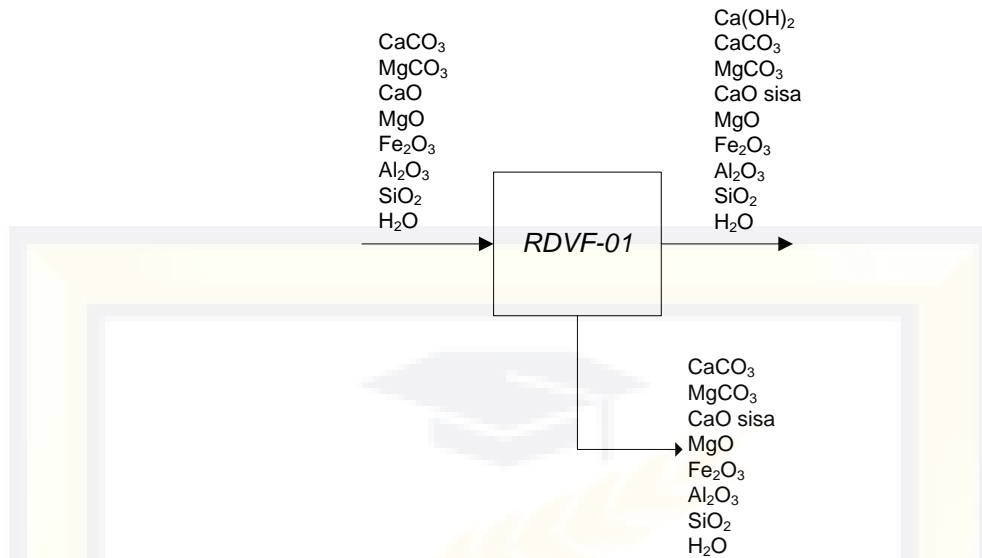
Dari reaksi diatas didapat total H<sub>2</sub>O yang dipakai adalah 63,601 kg/jam.

Neraca massa Slacker Tank-03

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Aliran VII	Aliran VIII
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16
MgCO <sub>3</sub>	17,30	17,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	124,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	106,45
SiO <sub>2</sub>	88,71	88,71
H <sub>2</sub> O	3.558,82	3.495,22
CaO	201,91	4,04
MgO	156,51	156,51
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.644,29	11.905,76
Total	16.745,34	16.745,34

#### 6. Rotary Dry Vacuum Filter (RDVF-L21)

Fungsi : Memisahkan impuritis slurry Ca(OH)<sub>2</sub> yang akan diumpankan ke reaktor



Untuk menentukan massa air dalam padatan yang tersaring RDVF-01 digunakan:

Komponen	Masuk (kg/jam)	Xi	True Density	Xi/td	Bulk Density	Xi/bd
CaCO <sub>3</sub>	847,16	0,05	2.710,00	1,86682E-05	704,81	7,1779E-05
MgCO <sub>3</sub>	17,30	0,00	2.958,00	3,49225E-07	192,22	5,374E-06
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	0,01	1.287,00	5,7626E-06	1.105,28	6,7101E-06
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	0,01	1.762,00	3,60782E-06	1.281,48	4,9607E-06
SiO <sub>2</sub>	88,71	0,01	2.642,00	2,0051E-06	528,61	1,0022E-05
H <sub>2</sub> O	3.495,22	0,21	995,37	0,000209699	995,37	0,0002097
CaO	4,04	0,00	3.340,00	7,22014E-08	961,11	2,5091E-07
MgO	156,51	0,01	3.580,00	2,61069E-06	1.041,20	8,9764E-06
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76	0,71	2.340,00	0,000303842	640,74	0,00110964
Total	16.745,34	1,00		0,000546616		0,00142741

Menghitung komposisi impurities

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \text{ (Coulson \& Richardson, 1983)}$$

$$\text{Bulk density campuran} = \frac{1}{0,00142741} = 700,56 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{True density campuran} = \frac{1}{0,000546616} = 1.829,43 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{True density} = \frac{Ms}{Vs}$$

$$1.829,43 = \frac{Ms}{Vs}$$

$$Ms = 1.829,43 Vs \quad \dots(1)$$

$$\text{Bulk density} = \frac{\text{Massa padatan}}{\text{Vol. padatan} + \text{Vol. rongga}}$$

$$700,56 = \frac{Ms}{Vs + Vr}$$

$$Ms = 700,56 (Vs + Vr) \quad \dots(2)$$

Substitusi persamaan (2) ke (1)

$$1.829,43 Vs = 700,56 (Vs + Vr)$$

$$1.829,43 Vs - 700,56 Vs = 700,56 Vr$$

$$1.128,86 Vs = 700,56 Vr$$

$$Vs = 0,62 Vr$$

$$\text{Porositas (X)} = \frac{Vr}{Vs + Vr}$$

$$X = \frac{Vr}{0,62 + Vr}$$

$$X = 0,61$$

Asumsi apabila produk kandungan impuritis yang terikut dalam produk sebesar 5% dan  $\text{CaCO}_3$  impuritis terfilter sempurna menjadi filtrate maka jumlah padatan terfilter adalah:

Dari persamaan 1

$$Ms = 1.829,43 Vs$$

$$1135,3 = 1.829,43 V_s$$

$$V_s = 0,0038582 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume rongga (V}_r) = X (V_s + V_r)$$

$$V_r = 0,617 (0,0038582 + V_r)$$

$$0,3829 V_r = 0,002308$$

$$V_r = 0,006217 \text{ m}^3$$

Karena rongga *cake* hanya terisi dengan air dan diketahui densitas air pada 30°C adalah 995,327 kg/m<sup>3</sup>, maka

$$\begin{aligned} \text{Massa air dalam rongga} &= V_r \times \rho_{\text{air}} \\ &= 6,188 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Untuk aliran impurities, maka:

Asumsi sisa impurities dalam slurry adalah 5%, dengan impurities CaCO<sub>3</sub> terfilter sempurna dan Ca(OH)<sub>2</sub> dalam slurry tidak berubah

$$\text{Total Slurry} = 16.745,34 \text{ kg/jam}$$

$$\frac{95 \%}{\text{Total slurry}} = \frac{5 \%}{\text{Total impurities}}$$

$$\frac{95 \%}{16.745,34 \text{ kg/jam}} = \frac{5 \%}{\text{Total impurities}}$$

$$\text{Total impurities} = 881,33 \text{ kg/jam dalam padatan}$$

Maka impurities tiap komponen:

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ dalam padatan} &= \text{Total impurities} \times X_i \text{ CaCO}_3 \\ &= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,05 \\ &= 44,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 \text{ dalam padatan} &= \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgCO}_3 \\ &= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,001 \end{aligned}$$

$$= 0,91 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

$$= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,007$$

$$= 6,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 \text{ dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ Al}_2\text{O}_3$$

$$= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,006$$

$$= 5,6 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 \text{ dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ SiO}_2$$

$$= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,005$$

$$= 4,66 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CaO dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ CaO}$$

$$= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,0002$$

$$= 0,21 \text{ kg/jam}$$

$$\text{MgO dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgO}$$

$$= 881,33 \text{ kg/jam} \times 0,009$$

$$= 8,23 \text{ kg/jam}$$

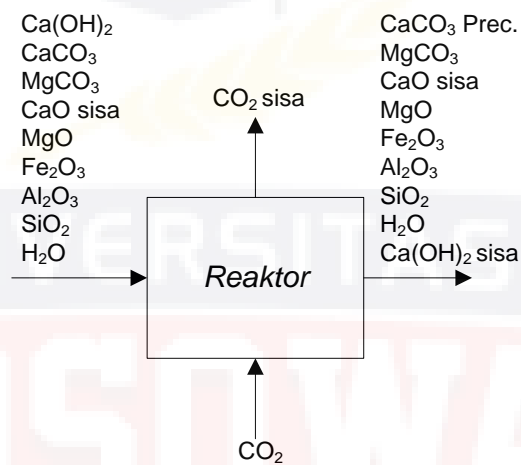
#### Neraca massa Rotary Dryer Vacuum Filter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran VIII	Aliran IX	Aliran X
CaCO <sub>3</sub>	847,16	847,16	
MgCO <sub>3</sub>	17,30	16,39	0,91
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	117,65	6,54
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	100,85	5,60
SiO <sub>2</sub>	88,71	84,04	4,67
H <sub>2</sub> O	3.495,22	6,19	3.489,03

CaO	4,04	3,83	0,21
MgO	156,51	148,27	8,24
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76		11.905,76
Total	16.745,34		16.745,34

### 7. Reaktor (R-L26)

Fungsi : Tempat mereaksikan antara Ca(OH)<sub>2</sub> dengan CO<sub>2</sub> sehingga membentuk CaCO<sub>3</sub> precipitated.



Data komposisi feed

Komponen	Masuk (kg/kam)	BM (kmol/kg)
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76	74,00
MgCO <sub>3</sub>	0,91	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	102,00
SiO <sub>2</sub>	4,67	60,00
H <sub>2</sub> O	3.489,03	18,00
CaO	0,21	56,00
MgO	8,24	40,00
CO <sub>2</sub>	7.254,43	44,00
CaCO <sub>3</sub>		100,00
Total	22.675,39	



Apabila konversi pada reaksi karbonasi sebesar 95% (US Patent No. 3920800), dan pada reaktor yang bereaksi hanya  $\text{Ca(OH)}_2$ , sedangkan komponen impurities inert.

Reaksi:



$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ yang bereaksi} = \frac{95}{100} \times \frac{11.905,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{74 \text{ kg/mol}}$$

$$= 152,84 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ yang bereaksi} = \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{BM Ca(OH)}_2$$

$$= 152,84 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

$$= 11.310 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa CO}_2 \text{ yang bereaksi} = \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{BM CO}_2$$

$$= 152,84 \text{ kmol/jam} \times 44 \text{ kg/kmol}$$

$$= 6.725,1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa CaCO}_3 \text{ yang terbentuk} = \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{BM CaCO}_3$$

$$= 152,84 \text{ kmol/jam} \times 100 \text{ kg/kmol}$$

$$= 15.284 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O yang terbentuk} = \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 152,84 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 2.751,2 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa} = \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ in} \times \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ rx}$$

$$= 11.905,76 \text{ kg/jam} \times 11.310 \text{ kg/jam}$$

$$= 595,29 \text{ kg/jam}$$

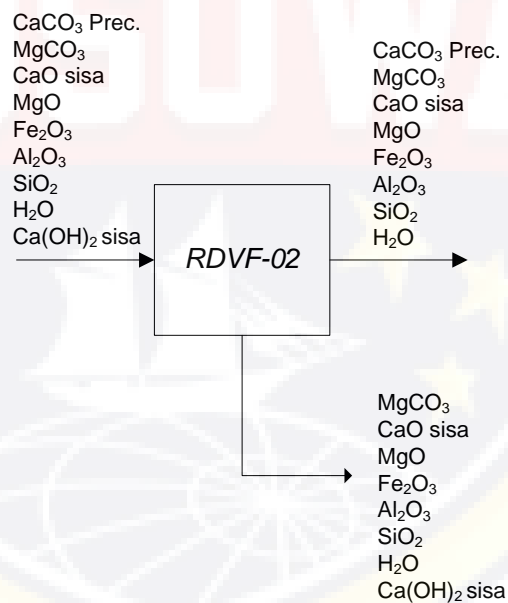
Neraca massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	Aliran X	Aliran IV	Aliran XI	Aliran XII
CaCO <sub>3</sub> prec			15.284,42	
MgCO <sub>3</sub>	0,91		0,91	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54		6,54	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60		5,60	
SiO <sub>2</sub>	4,67		4,67	
H <sub>2</sub> O	3.489,03		6.240,23	
CaO	0,21		0,21	
MgO	8,24		8,24	
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,76		595,29	
CO <sub>2</sub>		7.254,43		529,28
Total	22.675,39		22.675,39	

#### 8. Rotary Dryer Vacuum Filter (RDVF-L28)

Fungsi : memisahkan impuritis slurry Ca(OH)<sub>2</sub> keluaran dari reaktor



Data komposisi umpan masuk

Komponen	Masuk (kg/jam)	Xi
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42	0,690163
MgCO <sub>3</sub>	0,91	0,000041
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	0,000295

Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	0,000253
SiO <sub>2</sub>	4,67	0,000211
H <sub>2</sub> O	6.240,23	0,281775
CaO	0,21	0,000010
MgO	8,24	0,000372
Ca(OH) <sub>2</sub>	595,29	0,026880
Total	22.146,11	1,00

Menghitung komposisi impurities

Diketahui:

$$\text{True density Ca(OH)}_2 = 2.430 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Bulk density Ca(OH)}_2 = 704,81 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{True density} = \frac{Ms}{Vs}$$

$$2.430 = \frac{Ms}{Vs}$$

$$Ms = 2.340 Vs \dots(1)$$

$$\text{Bulk density} = \frac{\text{Massa padatan}}{\text{Vol. padatan} + \text{Vol.rongga}}$$

$$704,81 = \frac{Ms}{Vs + Vr}$$

$$Ms = 704,81 (Vs + Vr) \dots(2)$$

Substitusi persamaan (2) ke (1)

$$2.340 Vs = 704,81 (Vs + Vr)$$

$$2.340 Vs - 704,81 Vs = 704,81 Vr$$

$$1.635,2 Vs = 704,81 Vr$$

$$Vs = 0,43 Vr$$

$$\text{Porositas (X)} = \frac{Vr}{Vs + Vr}$$

$$X = \frac{Vr}{0,43 + Vr}$$

$$X = 0,69$$

Asumsi apabila Ca(OH)<sub>2</sub> terfilter sempurna sebanyak:

Dari persamaan 1

$$\begin{aligned}M_s &= 2.340 V_s \\595,28 &= 2.340 V_s \\V_s &= 0,254 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Maka volume rongga

$$\begin{aligned}V_r &= X (V_s + V_r) \\V_r &= 0,698 (0,0013 + V_r) \\0,3012 V_r &= 0,177 \\V_r &= 0,59 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Karena rongga *cake* hanya terisi dengan air dan diketahui densitas air pada 30°C adalah 995,327 kg/m<sup>3</sup>, maka

$$\begin{aligned}\text{Massa air dalam rongga} &= V_r \times \rho_{\text{air}} \\&= 587,47 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Untuk aliran impurities, maka:

Asumsi sisa impurities dalam slurry adalah 5%, dengan impurities CaCO<sub>3</sub> terfilter sempurna dan Ca(OH)<sub>2</sub> dalam slurry tidak berubah

$$\begin{aligned}\text{Total Slurry} &= 22.146,11 \text{ kg/jam} \\ \frac{95 \%}{\text{Total slurry}} &= \frac{5 \%}{\text{Total impurities}} \\ \frac{95 \%}{22.146,11 \text{ kg/jam}} &= \frac{5 \%}{\text{Total impurities}}\end{aligned}$$

$$\text{Total impurities} = 1.165,58 \text{ kg/jam dalam padatan}$$

Maka impurities tiap komponen:

$$\begin{aligned}\text{MgCO}_3 \text{ dalam padatan} &= \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgCO}_3 \\ &= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,000041 \\ &= 0,047 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ dalam padatan} &= \text{Total impurities} \times X_i \text{ Fe}_2\text{O}_3 \\ &= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,00029 \\ &= 0,344 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Al}_2\text{O}_3 \text{ dalam padatan} &= \text{Total impurities} \times X_i \text{ Al}_2\text{O}_3 \\ &= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,00025 \\ &= 0,294 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{SiO}_2 \text{ dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgO}$$

$$= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,00021$$

$$= 0,245 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CaO dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgO}$$

$$= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,00001$$

$$= 0,011 \text{ kg/jam}$$

$$\text{MgO dalam padatan} = \text{Total impurities} \times X_i \text{ MgO}$$

$$= 1.165,58 \text{ kg/jam} \times 0,00003$$

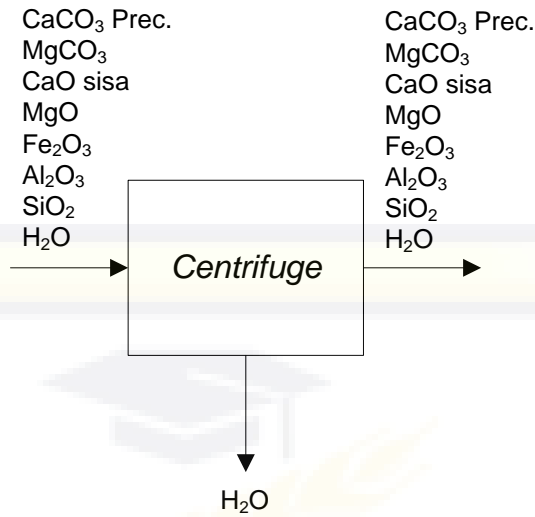
$$= 0,433 \text{ kg/jam}$$

#### Neraca massa Rotary Dryer Vacuum Filter-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XI	Aliran XIII	Aliran XIV
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42		15.284,42
MgCO <sub>3</sub>	0,91	0,86	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	6,19	0,34
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	5,31	0,29
SiO <sub>2</sub>	4,67	4,42	0,25
H <sub>2</sub> O	6.240,23	587,47	5.652,75
CaO	0,21	0,20	0,01
MgO	8,24	7,80	0,43
Ca(OH) <sub>2</sub>	595,29	595,29	
Total	22.146,11		22.146,11

#### 9. Centrifuge (CF-L31)

Fungsi : Memisahkan air dalam produk hasil RDVF-02 dari precipitated CaCO<sub>3</sub>



Data komposisi feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42	100,00
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102,00
SiO <sub>2</sub>	0,25	60,00
H <sub>2</sub> O	5.652,75	18,00
CaO	0,01	56,00
MgO	0,43	40,00
Total	20.938,55	

Apabila kandungan air keluaran centrifuge sebesar 10% yang ikut bersama produk maka, (United States Patent No. 5282780, 1992)

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang menjadi filtrate} &= 90\% \times 5.652,75 \text{ kg/jam} \\ &= 5.087,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

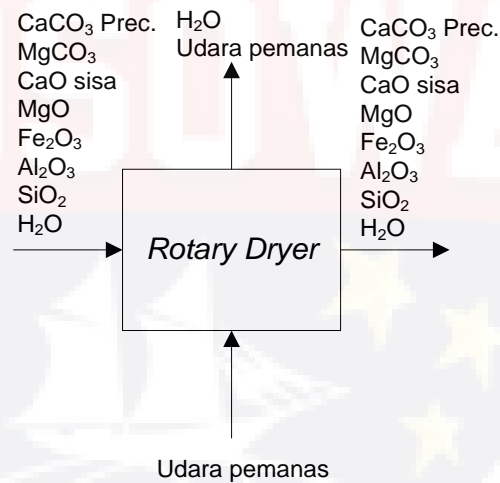
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O sisa} &= \text{Massa H}_2\text{O feed} - \text{Massa H}_2\text{O filtrate} \\ &= 5.652,75 \text{ kg/jam} - 5.087,5 \text{ kg/jam} \\ &= 565,28 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa Centrifuge

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XIV	Aliran XV	Aliran XVI
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42	15.284,42	
MgCO <sub>3</sub>	0,05	0,05	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	0,34	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	0,29	
SiO <sub>2</sub>	0,25	0,25	
H <sub>2</sub> O	5.652,75	565,28	5.087,48
CaO	0,01	0,01	
MgO	0,43	0,43	
Total	20.938,55	20.938,55	

#### 10. Rotary Dryer (RD-L36)

Fungsi : Mengurangi kadar air yang terkandung dalam produk menjadi <1%



Data komposisi feed

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42	100,00
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84,00
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102,00
SiO <sub>2</sub>	0,25	60,00

H <sub>2</sub> O	565,28	18,00
CaO	0,01	56,00
MgO	0,43	40,00
Total	15.851,08	

Bila efisiensi rotary dryer adalah 85% maka, (United States Patent No. 5197204, 1993)

$$\begin{aligned} \text{Maka air teruapkan} &= \frac{85\%}{100} \times \text{Massa H}_2\text{O} \\ &= 480,48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sisa air keluaran Rotary Dryer} &= \text{Massa H}_2\text{O feed} - \text{Massa H}_2\text{O output} \\ &= 565,28 \text{ kg/jam} - 480,48 \text{ kg/jam} \\ &= 84,79 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

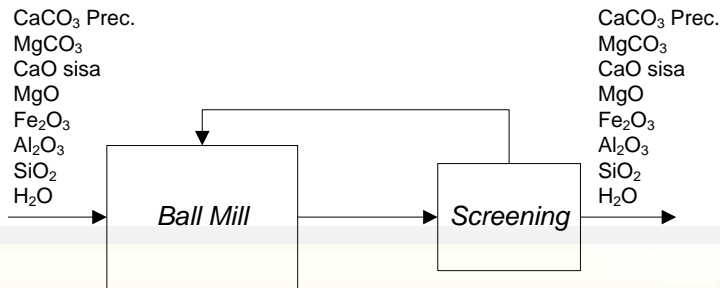
Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran XVI	Aliran XVII	Aliran XVIII
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42		15.284,42
MgCO <sub>3</sub>	0,05		0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34		0,34
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29		0,29
SiO <sub>2</sub>	0,25		0,25
H <sub>2</sub> O	565,28	480,48	84,79
CaO	0,01		0,01
MgO	0,43		0,43
Total	15.851,08		15.851,08

#### 11. Ball Mill (BM-L36)

Fungsi : Menghaluskan keluaran Rotary Dryer menjadi 150 mesh





Data komposisi feed

Komponen	Masuk (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42
MgCO <sub>3</sub>	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29
SiO <sub>2</sub>	0,25
H <sub>2</sub> O	84,79
CaO	0,01
MgO	0,43
Total	15.370,59

Asumsi produk oversize 5%

$$\begin{aligned} \text{Maka produk oversize} &= \frac{5}{100} \times 15.370,59 \text{ kg/jam} \\ &= 768,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk undersize} &= 15.370,59 \text{ kg/jam} - 768,53 \text{ kg/jam} \\ &= 14.602 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen:

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ Oversize} &= 15.284,42 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 891,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk CaCO}_3 &= 15.284,42 \text{ kg/jam} - 891,74 \text{ kg/jam} \\ &= 14.520 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 \text{ Oversize} &= 0,05 \text{ kg/jam} \times 5\% \\ &= 0,0024 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk MgCO}_3 &= 0,05 \text{ kg/jam} - 0,0024 \text{ kg/jam} \\ &= 0,045 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ Oversize} = 0,34 \text{ kg/jam} \times 5\%$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0172 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk Fe}_2\text{O}_3 &= 0,34 \text{ kg/jam} - 0,0172 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,32 \text{ kg/jam} \\
 \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ Oversize} &= 0,29 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 0,147 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk Al}_2\text{O}_3 &= 0,29 \text{ kg/jam} - 0,147 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,28 \text{ kg/jam} \\
 \text{SiO}_2 \text{ Oversize} &= 0,25 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 0,0012 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk SiO}_2 &= 0,25 \text{ kg/jam} - 0,0013 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,23 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{O Oversize} &= 84,79 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 4,23 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk H}_2\text{O} &= 84,79 \text{ kg/jam} - 4,23 \text{ kg/jam} \\
 &= 80,55 \text{ kg/jam} \\
 \text{CaO Oversize} &= 0,01 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 0,0006 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk CaO} &= 0,01 \text{ kg/jam} - 0,0006 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,0106 \text{ kg/jam} \\
 \text{MgO Oversize} &= 0,43 \text{ kg/jam} \times 5\% \\
 &= 0,02 \text{ kg/jam} \\
 \text{Produk H}_2\text{O} &= 0,43 \text{ kg/jam} - 0,02 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,41 \text{ kg/jam} \\
 \text{Perhitungan recycle dari screening ke crusher} \\
 \text{Fresh Feed} &= \text{Feed} - \text{Recycle}
 \end{aligned}$$

Komponen	Feed	Reject	Fresh Feed
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,42	764,22	14.520,20
MgCO <sub>3</sub>	0,05	0,002	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	0,02	0,33
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	0,01	0,28
SiO <sub>2</sub>	0,25	0,01	0,23
H <sub>2</sub> O	84,79	4,24	80,55

CaO	0,01	0,001	0,01
MgO	0,43	0,02	0,41

Neraca Massa Ball Mill

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran XVIII	Aliran XIX	Aliran XX	Aliran XXI
CaCO <sub>3</sub> prec	14.520,20	764,22	764,22	14.520,20
MgCO <sub>3</sub>	0,05	0,002	0,002	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,33	0,02	0,02	0,33
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,28	0,01	0,01	0,28
SiO <sub>2</sub>	0,23	0,01	0,01	0,23
H <sub>2</sub> O	80,55	4,24	4,24	80,55
CaO	0,01	0,001	0,001	0,01
MgO	0,41	0,02	0,02	0,41
Total	15.370,59		15.370,59	

**BOSOWA**



## LAMPIRAN B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis perhitungan : 1 jam

Suhu referensi :  $25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

Proses : Kontinyu

Satuan : Kkal

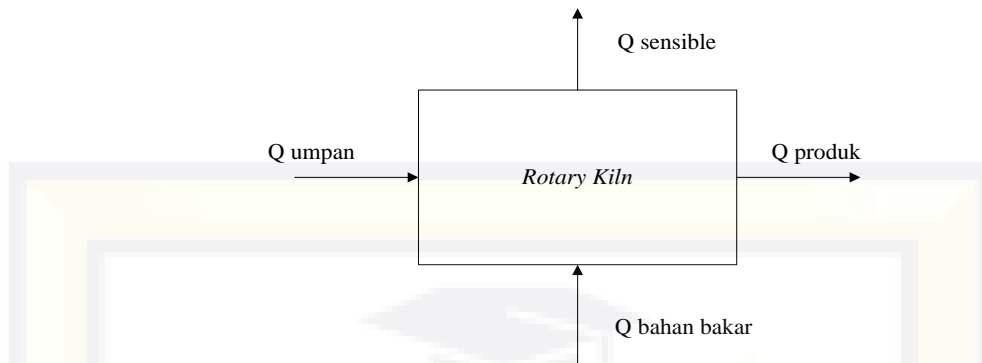
Berdasarkan perhitungan neraca massa didapat perhitungan neraca panas sebagai berikut:

Tabel B.001 Data kapasitas panas tiap komponen

Komponen	$C_p$ (cal/mol.K)
$\text{CaCO}_3$	$19,68 + 0,01189T - 307.600/T^2$
$\text{MgCO}_3$	16,9
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	$24,72 + 0,01604T - 423.400/T^2$
$\text{Al}_2\text{O}_3$	$22,08 + 0,008971T - 522.500/T^2$
$\text{SiO}_2$	$10,87 + 0,008712T - 241.200/T^2$
$\text{H}_2\text{O}$	$276.370 - 2090,1T + 8,125T^2 - 0,014116T^3 + 9,3701E-06/T^2$
$\text{CaO}$	$10,00 + 0,00484T - 108.000/T^2$
$\text{MgO}$	$10,86 + 0,001197T - 208.700/T^2$
$\text{CO}_2$	$10,34 + 0,00274T - 195.500/T^2$
$\text{Ca(OH)}_2$	21,4

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

## 1. Rotary Kiln (RK-L07)



Tabel B.002 Data komponen feed *kiln*

Komponen	Komposisi	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
CaCO <sub>3</sub>	95,50	100,00	16.943,35	169,43
MgCO <sub>3</sub>	1,95	84,00	345,96	4,12
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,70	160,00	124,19	0,78
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,60	102,00	106,45	1,04
SiO <sub>2</sub>	0,50	60,00	88,71	1,48
H <sub>2</sub> O	0,75	18,00	133,06	7,39
Total	100,00			

Panas input umpan (Q umpan) :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 30°C : 303,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q umpan sebagai berikut:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

$$Q_{CaCO_3} = 169,43 \int_{25}^{30} 19,68 + 0,01189T - 307.600/T^2$$

$$= 169,43 \text{ kmol/jam} \times 581,74 \text{ cal/mol.K}$$

$$= 98.566,43 \text{ kkal/jam}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (cal/mol.K)	Mol (kmol/jam)	Q umpan (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	16.943,35	581,74	169,43	98.566,43
MgCO <sub>3</sub>	345,96	507,00	4,12	2.088,14
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	726,86	0,78	564,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	550,65	1,04	574,68
SiO <sub>2</sub>	88,71	314,03	1,48	464,28
H <sub>2</sub> O	133,06	1.342,52	7,39	9.924,45
Total				112.182,16

Panas reaksi ( $\Delta H_R$ ):

Tabel B.003 Data panas pembentukan standar 25°C ( $\Delta H^{\circ}_f$ )

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f$ (Kkal/mol)
CaCO <sub>3</sub>	-289,5
MgCO <sub>3</sub>	-261,7
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-198,5
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-399,09
SiO <sub>2</sub>	-202,62
H <sub>2</sub> O	-68,3174
CaO	-151,7
MgO	-143,84
CO <sub>2</sub>	-94,052

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

Reaksi I



Panas pembentukan standar 25°C ( $\Delta H^\circ_f$ ):

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_f (298,15 \text{ K}) &= (\Delta H^\circ_f \text{CaO} + \Delta H^\circ_f \text{CO}_2) - \Delta H^\circ_f \text{CaCO}_3 \\ &= (-151,7 + (-34,052)) - (-289,5) \\ &= 43,748 \text{ kkal/mol} \\ &= 43.748 \text{ kkal/kmol} \\ \Delta H^\circ_f (298,15 \text{ K}) &= \Delta H^\circ_f \text{reaksi} \times \text{mol CaCO}_3 \\ &= 43.748 \text{ kkal/kmol} \times 169,43 \text{ kmol/jam} \\ &= 7.412.376 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Panas sensible reaktan ( $\Delta H_1$ )

$$Q_{\text{CaCO}_3} = 98.566,42 \text{ kkal/jam}$$

Panas sensible reaktan ( $\Delta H_2$ )

$$\begin{aligned}Q_{\text{CaO}} &= m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \\ &= 169,43 \int_{T_1}^{T_2} (10,00 + 0,00484T - 108.000/T^2) dt \\ &= 44.212,77 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{CO}_2} &= m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \\ &= 169,43 \int_{T_1}^{T_2} (10,34 + 0,00274T - 195500/T^2) dt \\ &= 40.564,47 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Total panas sensible ( $\Delta H_2$ ) =  $Q_{\text{CaCO}_3} + Q_{\text{CO}_2}$

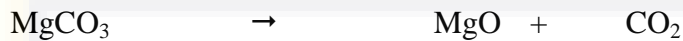
$$= 44.212,77 \text{ kkal/jam} + 40.564,47 \text{ kkal/jam}$$

$$= 84.777,25 \text{ kkal/jam}$$

Total panas reaksi ( $\Delta H_{rx1}$ );

$$\begin{aligned}
 (\Delta H_{rx_1}) &= \Delta H^{\circ}f_{298,15K} + (\Delta H_2 - \Delta H_1) \\
 &= 7.412.376 \text{ kkal/jam} + (84.777,25 - 98.566,42) \text{ kkal/jam} \\
 &= 7.398.586,82 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi II



Panas pembentukan standar 25°C ( $\Delta H^{\circ}f$ ):

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}f (298,15 \text{ K}) &= (\Delta H^{\circ}f_{\text{MgO}} + \Delta H^{\circ}f_{\text{CO}_2}) - \Delta H^{\circ}f_{\text{MgCO}_3} \\
 &= (-143,84 + (-34,052)) - (-261,7) \\
 &= 23,808 \text{ kkal/mol} \\
 &= 23.808 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}f (298,15 \text{ K}) &= \Delta H^{\circ}f_{\text{reaksi}} \times \text{mol MgCO}_3 \\
 &= 23.808 \text{ kkal/kmol} \times 4,12 \text{ kmol/jam} \\
 &= 98,055,98 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas sensible reaktan ( $\Delta H_1$ )

$$Q_{\text{MgCO}_3} = 2.088,13 \text{ kkal/jam}$$

Panas sensible reaktan ( $\Delta H_2$ )

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{MgO}} &= m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \\
 &= 4,12 \int_{T_1}^{T_2} (10,86 + 0,001197T - 208700/T^2) dt \\
 &= 1.030,5 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CO}_2} &= m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \\
 &= 4,12 \int_{T_1}^{T_2} (10,34 + 0,00274T - 195500/T^2) dt \\
 &= 986,04 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total panas sensible } (\Delta H_2) = Q_{\text{CaCO}_3} + Q_{\text{CO}_2}$$



$$= 1.030,5 \text{ kkal/jam} + 986.04 \text{ kkal/jam}$$

$$= 2.016,55 \text{ kkal/jam}$$

Total panas reaksi ( $\Delta H_{rxII}$ );

$$\begin{aligned} (\Delta H_{rxII}) &= \Delta H^{\circ}f_{298,15K} + (\Delta H_2 - \Delta H_1) \\ &= 98,055,98 \text{ kkal/jam} + (2.016,55 - 2.088,13) \text{ kkal/jam} \\ &= 97.984,4 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Total panas reaksi ( $\Delta H_{rx}$ );

$$\begin{aligned} (\Delta H_{rx}) &= \Delta H_{rx I} + \Delta H_{rx II} \\ &= 7.398.586,82 \text{ kkal/jam} + 97.984,4 \text{ kkal/jam} \\ &= 7.496.571,22 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas output produk (Q produk) :

Suhu referensi ( $T_1$ ) :  $25^{\circ}\text{C}$  : 298,15 K

Suhu produk ( $T_2$ ) :  $900^{\circ}\text{C}$  : 1.173,15 K

Mencari panas output dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

$C_p$  = Kapasitas panas (cal/mol.K)

$T_2$  = Suhu produk (K)

$T_1$  = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q produk sebagai berikut:

Komponen	Massa	BM	Mol	$C_p$	Q produk
----------	-------	----	-----	-------	----------

	(Kg/jam)	(kg/kmol)	(kmol/jam)	(cal/mol.K)	(Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	24.586,51	208.288,88
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	15.210,00	3.132,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	31.498,24	24.448,95
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	24.243,15	25.300,91
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	14.775,64	21.845,45
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00	7,39	8.207,70	60.674,51
CaO	9.013,86	56,00	160,96	11.846,71	1.906.868,53
MgO	156,51	40,00	3,91	9.966,90	38.997,32
CO <sub>2</sub>	7.254,48	44,00	164,87	10.540,21	1.737.811,66
Total					4.027.368,41

Total panas masuk (Q<sub>in</sub>):

$$Q_{in} = 112.182,16 \text{ kkal/jam}$$

Panas bahan bakar:

$$Q_{in} + Q_{bb} = Q_{out} + Q_{rx}$$

$$Q_{bb} = (Q_{out} + Q_{rx}) - Q_{in}$$

$$= 11.411.757,47 \text{ kkal/jam}$$

Mencari jumlah bahan bakar yang dibutuhkan (solar)

$$\text{Heat value} = 18.800 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Massa} = Q/\text{Heat value}$$

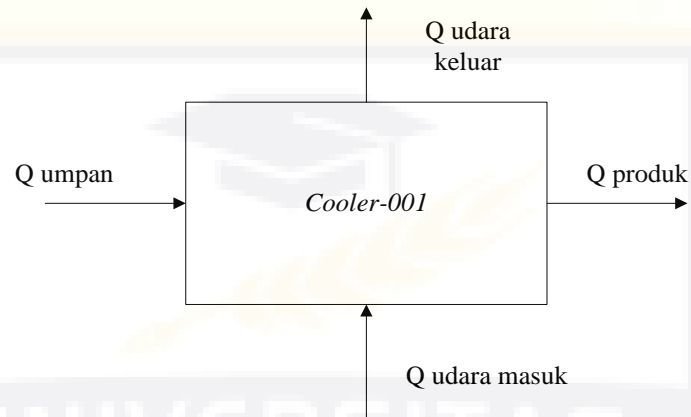
$$= 1.091,88 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.004 Neraca Panas Rotary Kiln

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	112.182,16	Q out	4.027.368,41

Q bb	11.411.757,47	Q rx	7.496.571,23
Total	11.523.939,63		11.523.939,63

## 2. Cooler (CO-L09)



Panas input umpan (Q umpan) :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 900°C : 1.173,3 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q umpan (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	24.105,39	204.212,99
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	14.787,50	3.045,20
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	30.897,51	23.982,67
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	23.788,82	24.826,75
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	14.516,74	21.462,66

H <sub>2</sub> O	133,06	18,00	7,39	7.998,58	59.128,61
CaO	9.013,86	56,00	160,96	11.595,84	1.866.487,53
MgO	156,51	40,00	3,91	9.751,24	38.153,52
CO <sub>2</sub>	7.254,48	44,00	164,87	10.322,60	1.701.933,67
Total					3.943.233,59

Panas produk (Q produk) :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 40°C : 313,15 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q produk sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub> (cal/mol.K)	Q produk (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	300,29	2.543,99
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	253,50	52,20
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	376,32	292,10
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	288,39	300,97
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	164,24	242,83
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00	7,39	125,87	930,45
CaO	9.013,86	56,00	160,96	154,84	24.923,18
MgO	156,51	40,00	3,91	134,86	527,66
CO <sub>2</sub>	7.254,48	44,00	164,87	136,25	22.464,72
Total					52.278,09

Panas yang diserap cooler:

$$Q_{\text{cooler}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$= 3.943.233,59 \text{ kkal/jam} - 52.278,09 \text{ kkal/jam}$$

$$= 3.890.955,5 \text{ kkal/jam}$$

Total panas udara pendingin masuk:

Jika temperature udara panas yang keluar adalah 30°C dan udara masuk adalah 25°C.

Tabel B.005 Data kapasitas panas udara pada suhu 30°C

Komponen	Komposisi	Cp (cal/mol.k)	Cp
N <sub>2</sub>	79%	6.50 + 0.00100T	34,003
O <sub>2</sub>	21%	8.27 + 0.000258T - 187700/T <sup>2</sup>	31,35

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

Apabila massa udara pendingin adalah X kg maka,

$$Q_{N_2} = 0,79 X (Cp_{N_2})$$

$$= 26,86 X$$

$$Q_{O_2} = 0,21 X (Cp_{O_2})$$

$$= 6,58 X$$

$$\text{Total} = 33,44X$$

Total panas udara pendingin keluar:

Jika temperature udara panas yang keluar adalah 400°C dan udara masuk adalah 25°C.

Tabel B.006 Data kapasitas panas udara pada suhu 400°C

Komponen	Komposisi	Cp (cal/mol.k)	Cp
N <sub>2</sub>	79%	6,50 + 0,00100T	2.619,62
O <sub>2</sub>	21%	8,27 + 0,000258T - 187700/T <sup>2</sup>	2.797,53

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

Apabila massa udara pendingin adalah X kg maka,

$$Q_{N_2} = 0,79 X (Cp_{N_2})$$

$$= 2.069,49 X$$

$$Q_{O_2} = 0,21 X (Cp_{O_2})$$

$$= 587,48 X$$

$$\text{Total} = 2.656,97X$$

Neraca panas cooler:

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{umpan} + Q_{udara\ in} = Q_{produk} - Q_{udara\ out}$$

$$Q_{umpan} + m \times C_p \text{ udara in} = Q_{produk} + m \times C_p \text{ udara out}$$

Apabila m adalah total udara yang masuk maka:

$$3.943.233,59 \text{ Kkal/jam} + m \times 33,44 \text{ Cal/mo.K} = 52.278,09 \text{ Kkal/jam} + m \times 4.148,44 \text{ cal/mol.k}$$

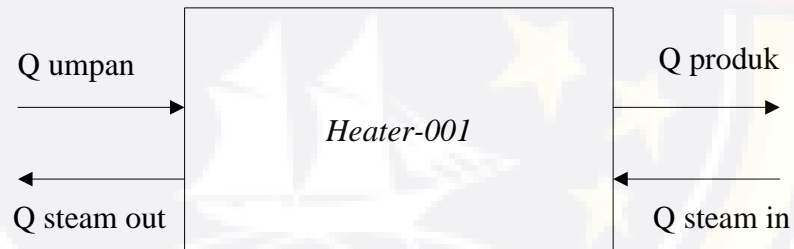
$$m = 1.483,1 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara} &= \text{Mol} \times \text{BM udara} \\ &= 1.483,1 \text{ kmol/jam} \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 65.256,31 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Cooler

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	3.943.233,59	Q out	52.278,09
Q air in	49.605,16	Q air out	3.940.560,66
Total	3.992.838,75		3.992.838,75

### 3. Heater (HE-L14)



Panas input umpan :

$$\text{Suhu referensi} : 25^{\circ}\text{C} : 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu umpan} : 30^{\circ}\text{C} : 298,15 \text{ K}$$

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

$$Q = \text{Panas umpan (kkal)}$$

$$m = \text{Massa bahan (kg)}$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas (cal/mol.K)}$$

$T_2$  = Suhu umpan (K)

$T_1$  = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	6.258,20	18,00	347,68	4701,93	1.634.755,77
Total	6.258,20				1.634.755,77

Panas produk :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 173,78°C : 446,94 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

$T_2$  = Suhu produk (K)

$T_1$  = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	6.258,20	18,00	347,68	88.560	30.790.237,09
Total	6.258,20				30.790.237,09

Panas laju mass dan alir steam

$$\begin{aligned}\Delta H_{st} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 30.790.237,09 \text{ kkal/jam} - 1.634.755,77 \text{ kkal/jam} \\ &= 29.155.481,3 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Data pada tabel saturated steam untuk suhu 200°C

$H_f = 584,1 \text{ kJ/kg} = 139,60 \text{ Kkal/kg}$

$H_v = 2.732 \text{ kJ/kg} = 652,96 \text{ Kkal/kg}$

$$\lambda = H_v - H_1$$

$$= 513,36 \text{ kkal/jam}$$

Massa steam =  $\Delta H_{st} / \lambda$

$$= 56.793,33 \text{ kg/jam}$$

Panas steam in;

$$\Delta H_{st} \text{ in} = m_{st} \times H_v$$

$$= 37.084.023,9 \text{ kkal/jam}$$

Panas steam out;

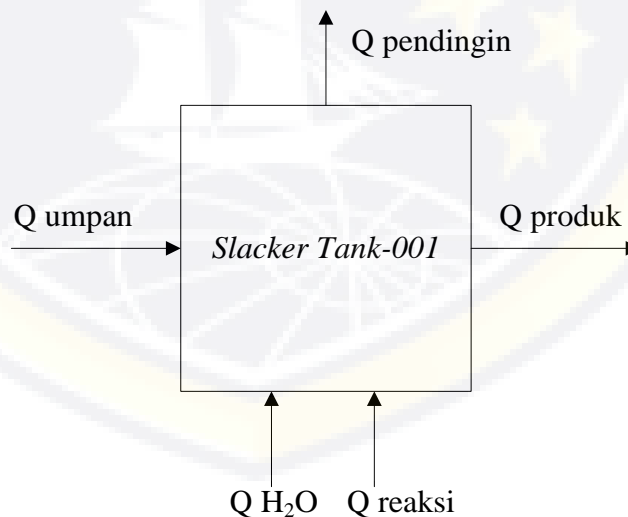
$$\Delta H_{st} \text{ out} = m_{st} \times H_1$$

$$= 7.928.542,59 \text{ kkal/jam}$$

Tabel B.007 Neraca panas Heater-01

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	1.634.755,77	Q out	30.790.237,09
Q st in	37.084.023,92	Q st out	7.928.542,59
Total	38.718.779,69		38.718.779,69

#### 4. Slacker TanK (ST-L15)



Panas input umpan :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 40°C : 313,15 K



Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub> (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	300,29	2.543,99
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	253,50	52,20
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	376,32	292,10
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	288,39	300,97
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	164,24	242,83
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00	7,39	13.597,94	100.521,23
CaO	9.013,86	56,00	160,96	154,84	24.923,18
MgO	156,51	40,00	3,91	134,86	527,66
Total	10.487,25				344.220,68

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub> (cal/mol.K)	Q (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	6.258,20	18,00	347,68	88.560	30.790.237,09
Total	6.258,20				30.790.237,09

Tabel B.008 Data reaksi pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ ) komponen bereaksi pada Slacker Tank-001

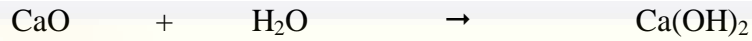
Komponen	$\Delta H^{\circ}f$
Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,58
CaO	-151,7

H <sub>2</sub> O	-68,3174
------------------	----------

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 115,89 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi



$$\Delta H_{rx} = (\Delta H_{\text{Ca(OH)}_2} - (\Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}))$$

$$= -15,56 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{rx} = \text{mol Ca(OH)}_2 \times \Delta H_{rx}$$

$$= -1.803,58 \text{ kkal/jam}$$

Panas sensible reaktan;

Komponen	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaO	154,84	17.944,69
H <sub>2</sub> O	13.597,94	1.575,899,53
Total		1.592.040,63

Panas produk

$$\text{Suhu referensi} : 25^\circ\text{C} : 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu produk} : 90^\circ\text{C} : 363,15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	1.350,08	11.437,44
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	1.098,50	226,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.697,35	1.317,49
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.314,33	1.371,68
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	748,99	1.107,36
H <sub>2</sub> O	4.305,19	18,00	239,18	49.597,97	11.862.713,06
CaO	2.523,88	56,00	45,07	689,19	31.061,16
MgO	156,51	40,00	3,91	606,34	2.372,40
Ca(OH) <sub>2</sub>	8.576,05	74,00	115,89	1.391,00	161.206,47
Total	16.745,44				12.072.813,28

Jumlah panas yang dibutuhkan

$$Q_{out} - Q_{in} = 11.728.592,60 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen} - Q_{konsumsi} = Q_{acc}$$

$$(Q_{in} + Q_{cw}) - (Q_{out} + Q_{cw}) = Q_{acc}$$

$$Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen}$$

$$= 20.653.685,12 \text{ kkal/jam}$$

$$C_p \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 453,97 \text{ cal/mol.K}$$

$$C_p \text{ air pada } 50^\circ\text{C} = 2.256,15 \text{ cal/mol.K}$$

$$\Delta H = 6.487,86 \text{ cal/mol}$$

Kebutuhan air pendingin

$$F_{cw} = \frac{Q_{cw}}{\Delta H}$$

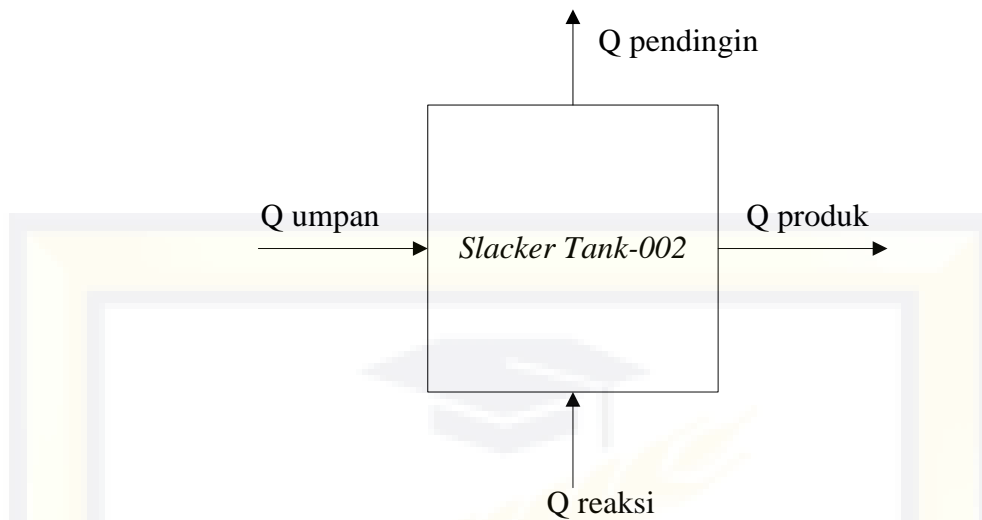
$$= 3.183,43 \text{ mol/jam}$$

$$= 57.301,81 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.009 Neraca panas Slacker Tank -01

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	31.134.457,77	Q out	12.072.813,28
$\Delta H_{rx}$	1.592.040,63	Q cw out	20.653.685,12
Total	32.726.498,40		32.726.498,40

5. Slacker Tank (ST-L17)



Panas input umpan :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 90°C : 363,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kcal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q umpan (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	1.350,08	11.437,44
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	1.098,50	226,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.697,35	1.317,49
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.314,33	1.371,68
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	748,99	1.107,36
H <sub>2</sub> O	4.305,19	18,00	239,18	49.597,97	11.862.713,06
CaO	2.523,88	56,00	45,07	689,19	31.061,16
MgO	156,51	40,00	3,91	606,34	2.372,40

Ca(OH) <sub>2</sub>	8.576,05	74,00	115,89	1.391,00	161.206,47
Total					12.072.813,28

Tabel B.010 Data reaksi pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ ) komponen bereaksi pada Slacker Tank-002

Komponen	$\Delta H^{\circ}f$
Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,58
CaO	-151,7
H <sub>2</sub> O	-68,3174

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 157,35 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi



$$\begin{aligned} \Delta H_{rx} &= (\Delta H \text{ Ca(OH)}_2 - (\Delta H \text{ CaO} + \Delta H \text{ H}_2\text{O})) \\ &= -15,56 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{rx} &= \text{mol Ca(OH)}_2 \times \Delta H_{rx} \\ &= -2.449 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas sensible reaktan;

Komponen	C <sub>p</sub>	Q (Kkal/jam)
CaO	1.391,00	218.882,56
H <sub>2</sub> O	49.597,97	7.804.551,29
Total		8.020.984,98

Panas produk

$$\text{Suhu referensi} : 25^{\circ}\text{C} : 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu produk} : 80^{\circ}\text{C} : 343,15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub> (cal/mol.K)	Q <sub>4</sub> (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	1.134,68	9.612,65
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	929,50	191,41
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.425,72	1.106,65

Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.102,15	1.150,23
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	627,90	928,33
H <sub>2</sub> O	3.558,85	18,00	197,71	43.372,87	8.575.408,46
CaO	201,91	56,00	3,61	580,27	2.092,20
MgO	156,51	40,00	3,91	509,72	1.994,38
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.644,36	74,00	157,36	1.177,00	185.208,32
Total					8.777.692,64

Neraca panas

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen} - Q_{konsumsi} = Q_{acc}$$

$$(Q_{in} + Q_{cw}) - (Q_{out} + Q_{cw}) = Q_{acc}$$

$$Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen}$$

$$= 11.316.105,62 \text{ kkal/jam}$$

Cp air pada 30°C = 453,97 cal/mol.K

Cp air pada 50°C = 2.256,15 cal/mol.K

$$\Delta H = 7.208,73 \text{ cal/mol}$$

Kebutuhan air pendingin

$$F_{cw} = \frac{Q_{cw}}{\Delta H}$$

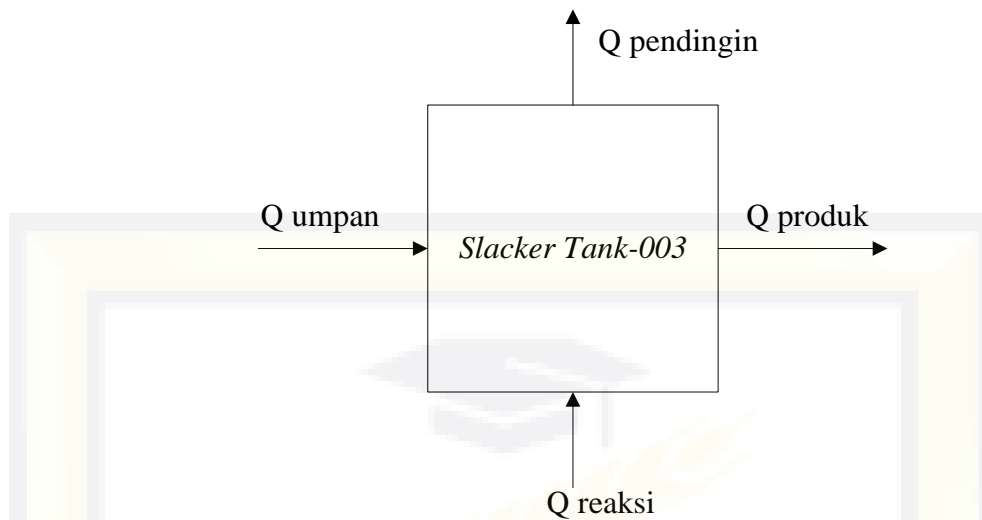
$$= 1.569,78 \text{ mol/jam}$$

$$= 28.255,97 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.011 Neraca panas Slacker Tank -002

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	12.072.813,28	Q out	8.777.692,64
ΔH rx	8.020.984,98	Q cw	11.316.105,62
Total	20.093.798,26		20.093.798,26

## 6. Slacker Tank (ST-L19)



Panas input umpan :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 80°C : 353,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q umpan (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	1.134,68	9.612,65
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	929,50	191,41
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.425,72	1.106,65
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.102,15	1.150,23
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	627,90	928,33
H <sub>2</sub> O	3.558,85	18,00	197,71	43.372,87	8.575.408,46
CaO	201,91	56,00	3,61	580,27	2.092,20
MgO	156,51	40,00	3,91	509,72	1.994,38

Ca(OH) <sub>2</sub>	11.644,36	74,00	157,36	1.177,00	185.208,32
Total					8.777.692,64

Data reaksi pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ )

Tabel B.012 Data reaksi pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ ) komponen bereaksi pada  
Slacker Tank-003

Komponen	$\Delta H^{\circ}f$
Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,58
CaO	-151,7
H <sub>2</sub> O	-68,3174

(Perry, Green, & Maloney, 2007)

Mol Ca(OH)<sub>2</sub> = 160,88 kmol/jam

Reaksi



$$\begin{aligned} \Delta H_{rx} &= (\Delta H \text{ Ca(OH)}_2) - (\Delta H \text{ CaO} + \Delta H \text{ H}_2\text{O}) \\ &= -15,56 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{rx} &= \text{mol Ca(OH)}_2 \times \Delta H_{rx} \\ &= -2.504 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas sensible reaktan;

Komponen	Cp	Q (Kkal/jam)
CaO	1.177,00	189.367,17
H <sub>2</sub> O	43.372,87	6.978.248,72
Total		7.165.112,04

Panas produk

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 70°C : 343,15 K

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q produk (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	921,87	7.809,78
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	760,50	156,61
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.157,62	898,54



Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	893,23	932,20
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	508,77	752,20
H <sub>2</sub> O	3.495,24	18,00	194,18	36.703,50	7.127.094,4
CaO	4,04	56,00	0,07	472,33	34,06
MgO	156,51	40,00	3,91	414,18	1.620,55
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,84	74,00	160,89	963,00	154.936,78
Total					7.294.235,17

Jumlah panas yang dibutuhkan

$$Q_{out} - Q_{in} = 397,12 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen} - Q_{konsumsi} = Q_{acc}$$

$$(Q_{in} + Q_{cw}) - (Q_{out} + Q_{cw}) = Q_{acc}$$

$$Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen}$$

$$= 8.648.569,50 \text{ kkal/jam}$$

$$C_p \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 453,97 \text{ cal/mol.K}$$

$$C_p \text{ air pada } 50^\circ\text{C} = 2.256,2 \text{ cal/mol.K}$$

$$\Delta H = 7.208,73 \text{ cal/mol}$$

Kebutuhan air pendingin

$$F_{cw} = \frac{Q_{cw}}{\Delta H}$$

$$= 1.199,73 \text{ mol/jam}$$

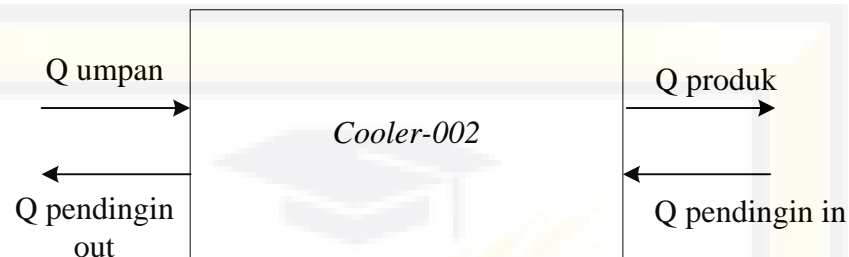
$$= 21.595,21 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 013 Neraca panas Slacker Tank -01

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	8.777.692,64	Q out	7.294.235,17

$\Delta H_{rx}$	7.165.112,04	$Q_{cw}$	8.648.569,50
Total	15.942.804,68		15.942.804,68

### 7. Cooler (CO-L22)



Panas input umpan (Q) :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 70°C : 343,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

$C_p$  = Kapasitas panas (cal/mol.K)

$T_2$  = Suhu umpan (K)

$T_1$  = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	$C_p$ (cal/mol.K)	Q umpan (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	921,87	7.809,78
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	760,50	156,61
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.157,62	898,54
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	893,23	932,20
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	508,77	752,20
H <sub>2</sub> O	3.495,24	18,00	194,18	36.703,51	7.127.094,45
CaO	4,04	56,00	0,07	472,33	34,06
MgO	156,51	40,00	3,91	414,18	1.620,55
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,84	74,00	160,89	963,00	154.936,78

Total	7.294.235,17
-------	--------------

Panas input produk (Q) :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 30°C : 303,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat nilai Q sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	99,26	840,88
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	84,50	17,40
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	124,29	96,47
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	94,98	99,13
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	54,10	79,99
H <sub>2</sub> O	3.495,24	18,00	194,18	4.701,93	913.021,95
CaO	4,04	56,00	0,07	51,30	3,70
MgO	156,51	40,00	3,91	44,55	174,33
CO <sub>2</sub>	11.905,84	74,00	160,89	107,00	17.215,20
Total					931.549,04

Panas yang diserap cooler:

$$Q_{cooler} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 7.294.235,17 \text{ kkal/jam} - 931.549,04 \text{ kkal/jam}$$

$$= 6.362.686,13 \text{ kkal/jam}$$

Total panas pendingin masuk:

Jika air pendingin yang digunakan sebagai berikut:

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 60^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

Nilai Cp dari pendingin = 24.846,53 cal/mol.K

Maka kebutuhan pendingin:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

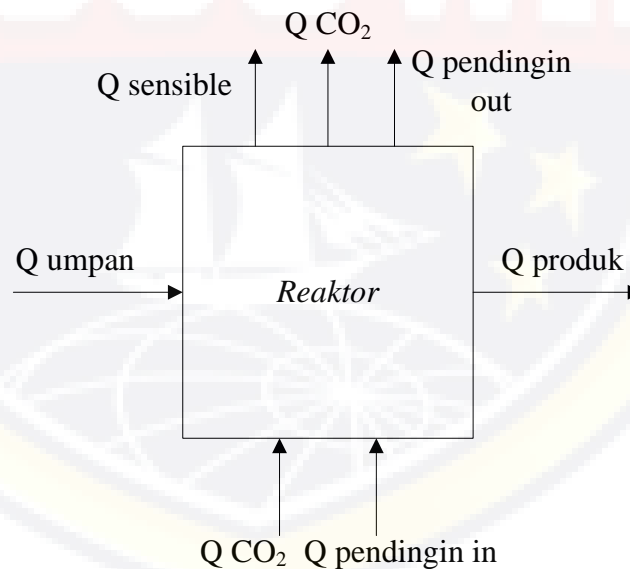
$$6.362.686,13 \text{ kkal/jam} = m \cdot 24.846,53 \text{ cal/mol.K}$$

$$m = 4.609,43 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.014 Neraca Panas Cooler

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	7.294.235,17	Q out	931.549,04
Q cw in	1.204.068,18	Q cw out	7.566.754,32
Total	8.498.303,35		8.498.303,35

#### 8. Reaktor (R-L26)



Panas input umpan :

$$\text{Suhu referensi} : 25^\circ\text{C} : 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu umpan} : 30^\circ\text{C} : 303,15 \text{ K}$$

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
MgCO <sub>3</sub>	0,91	84,00	0,01	84,50	0,92
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	160,00	0,04	124,29	5,08
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	102,00	0,05	94,98	5,22
SiO <sub>2</sub>	4,67	60,00	0,08	54,10	4,21
H <sub>2</sub> O	3.489,06	18,00	193,84	4.701,93	911.405,46
CaO	0,21	56,00	0,00	51,30	0,19
MgO	8,24	40,00	0,21	44,55	9,18
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,84	74,00	160,89	107,00	17.215,20
Total					928.645,45

Panas gas masuk:

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 700°C : 973,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Komponen	Massa	BM	Mol	Cp	Q (Kkal/jam)
----------	-------	----	-----	----	--------------

	(Kg/jam)	(kg/kmol)	(kmol/jam)	(cal/mol.K)	
CO <sub>2</sub>	7.254,48	44,00	164,87	7.700,32	1.269.586,10

Mencari T pembentukan:

$$m_1 \times C_p \times \Delta T_1 = m_2 \times C_p \times \Delta T_2$$

Dimana;

$m_1$  = Massa bahan masuk, kg

$m_2$  = Massa gas masuk, kg

$T_1$  = 30°C

$T_2$  = 700°C

$$m_1 \times C_p \times (T_1 - \Delta T) = m_2 \times C_p \times (T_2 - \Delta T)$$

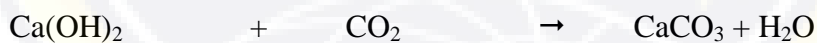
$$\Delta T = 289,17^\circ\text{C}$$

Data reaksi pembentukan ( $\Delta H^\circ_f$ )

Komponen	$\Delta H^\circ_f$
Ca(OH) <sub>2</sub>	-235,58
CaCO <sub>3</sub>	-289,5
CO <sub>2</sub>	-94,052
H <sub>2</sub> O	-68,3174

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 152,85 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi



$$\Delta H_{rx} = (\Delta H \text{ CaCO}_3 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H \text{ CaCO}_3 + \Delta H \text{ CO}_2)$$

$$= -28,1854 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{rx} = \text{mol CaCO}_3 \times \Delta H_{rx}$$

$$= -4.308 \text{ kkal/jam}$$

Panas sensible reaktan pada 289,17°C;

Komponen	Cp	Q (Kkal/jam)
CaO	5.653,44	864.100,72
H <sub>2</sub> O	2.734,99	418.030,76

Total		1.282.131,48
-------	--	--------------

Total panas reaksi

$$\Delta H_{rx} = Q_{reaktan} + \Delta H$$

$$= 1.277.823,48 \text{ kkal/jam}$$

Panas produk

$$\text{Suhu referensi} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu produk} : 80^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	15.284,52	100,00	152,85	1.134,68	173.430,61
MgCO <sub>3</sub>	0,91	84,00	0,01	929,50	10,07
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	160,00	0,04	1.425,72	58,24
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	102,00	0,05	1.102,15	60,54
SiO <sub>2</sub>	4,67	60,00	0,08	627,90	48,86
H <sub>2</sub> O	6.240,27	18,00	346,68	43.372,87	15.036.578,29
CaO	0,21	56,00	0,00	580,27	2,20
MgO	8,24	40,00	0,21	509,72	104,97
Ca(OH) <sub>2</sub>	595,29	74,00	8,04	1.177,00	9.468,36
CO <sub>2</sub>	529,29	44,00	12,03	515,65	6.202,95
Total					15.225.965,09

Neraca panas

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen} - Q_{konsumsi} = Q_{acc}$$

$$(Q_{in} + Q_{cw}) - (Q_{out} + Q_{cw}) = Q_{acc}$$

$$Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{gen}$$

$$= 11.750.805,09 \text{ kkal/jam}$$

$$C_p \text{ amonia pada } -33,3^{\circ}\text{C} = 10.230.171,96 \text{ cal/mol.K}$$

$$C_p \text{ amonia pada } -77,7^{\circ}\text{C} = 20.561.471,1 \text{ cal/mol.K}$$

$$\Delta H = 35.126,41 \text{ kkal/mol}$$

Kebutuhan pendingin

$$F_{cw} = \frac{Q_{cw}}{\Delta H}$$

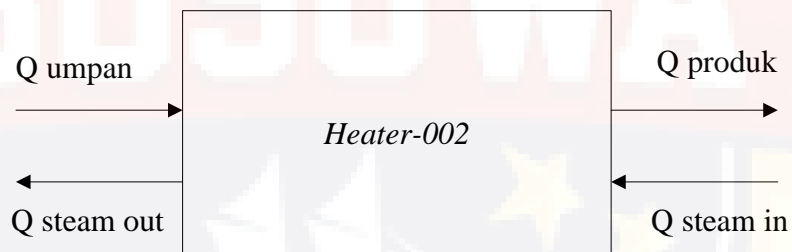
$$= 334,53 \text{ mol/jam}$$

$$= 6.021,52 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.015 Neraca panas Reaktor

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	3.475.160,01	Q out	15.219.762,14
Q p	11.750.805,09	Q CO <sub>2</sub>	6.202,95
Total	15.225.965,09		15.225.965,09

### 9. Heater (HE-L35)



Panas input umpan :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 30°C : 298,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)



Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (kkal/jam)
N <sub>2</sub>	14.709,95	28,00	525,36	34,00	17.863,79
O <sub>2</sub>	3.910,24	16	244,39	31,35	7.662,70
Total	18.620,19				25.526,49

Panas produk :

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 150°C : 423,15 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (kkal/jam)
N <sub>2</sub>	14.709,95	28,00	525,36	857,58	450.534,88
O <sub>2</sub>	3.910,24	16,00	244,39	859,41	210.031,19
Total	18.620,19				660.566,07

Panas laju mass dan alir steam

$$\begin{aligned} \Delta H_{st} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 660.566,07 \text{ kkal/jam} - 25.526,49 \text{ kkal/jam} \\ &= 635.039,59 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Data pada tabel saturated steam untuk suhu 150°C

$$H_1 = 632,3 \text{ kJ/kg} = 151,12 \text{ Kkal/kg}$$

$$H_v = 2.749 \text{ kJ/kg} = 657,02 \text{ Kkal/kg}$$

$$\lambda = H_v - H_1$$

$$= 505,9 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \Delta H_{st}/\lambda \\ &= 1.255,26 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas steam in;

$$\begin{aligned} \Delta H_{st} \text{ in} &= m_{st} \times H_v \\ &= 824.738,42 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

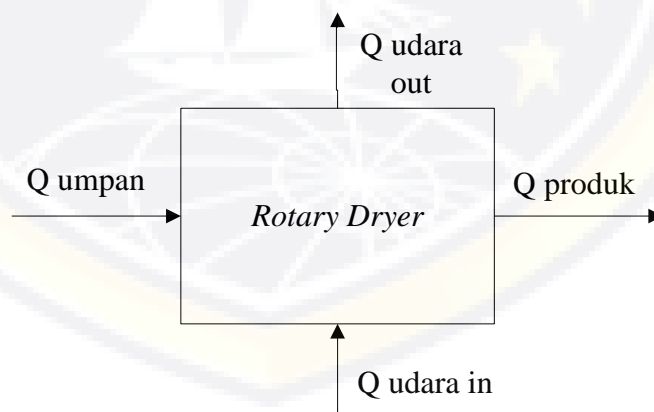
Panas steam out;

$$\begin{aligned} \Delta H_{st} \text{ out} &= m_{st} \times H_1 \\ &= 189.698,84 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.016 Neraca panas Heater

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	25.526,49	Q out	660.566,07
Q st in	824.738,42	Q st out	189.698,84
Total	850.264,91		850.264,91

#### 10. Rotary Dryer (RD-L36)



Asumsi :

$$\text{Suhu bahan pengering (Tb)} = 40^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu bahan pengering 1 (Tb)} = 150^\circ\text{C}$$

Kelembapan udara pada T = 30°C = 70% (Fig. 7.5a Tryball)

Panas input umpan :

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 30°C : 303,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	15.284,52	100,00	152,85	99,26	15.171,02
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84,00	0,00	84,50	0,05
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160,00	0,00	124,29	0,27
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102,00	0,00	94,98	0,27
SiO <sub>2</sub>	0,25	60,00	0,00	54,10	0,22
H <sub>2</sub> O	565,28	18,00	31,40	41,93	1.316,82
CaO	0,01	56,00	0,00	51,30	0,01
MgO	0,43	40,00	0,01	44,55	0,48
Total	15.851,18				16.489,14

Jumlah udara kering:

Udara pada 30°C kelembapan 70% diperoleh:

T<sub>w</sub> = 25°C

W<sub>c</sub> = V<sup>2</sup> = 0,019 kg udara/kg udara kering

T<sub>w</sub> pada T<sub>d</sub> 120°C sebagai berikut:

$$W_w - W_c = \frac{hG}{K G m G P} \times \left( \frac{1}{\lambda w} \right) \times (T_{d1} - T_w)$$

(Badger & Banchero, 1957)

Dimana:

Pada  $T_w = 42^\circ\text{C} = 107,9 \text{ F}$  maka berdasarkan Fig. 7.5a (Treyball, 1980)

diperoleh:

$$W_w = 0,054 \text{ kg udara/kg udara kering}$$

$$\lambda_w = 1.034,1 \text{ Btu/lb}$$

$$= 574,88 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Untuk udara} = \frac{hG}{kG \ mG \ P} \quad \text{Pers. 8-30 (Badger \& Banchemo, 1957)}$$

$$= 0,26$$

$$W_w - W_c = 0,054 - 0,019$$

$$= 0,035$$

Maka:

$$\frac{hG}{kG \ mG \ P} = \left(\frac{1}{\lambda_w}\right) x (Td_1 - T_w)$$

$$= 0,0353$$

$$\text{Jadi trial } T_w = 42^\circ\text{C}$$

$$NTu = \frac{\ln Td_1 - T_w}{Td_2 - T_w}$$

Dimana:

Untuk rotary dryer NTu adalah 1,5 – 2,5 (Badger & Banchemo, 1957)

Maka:

$$1,5 = \frac{\ln Td_1 - T_w}{Td_2 - T_w}$$

$$1,5 Td_2 - 42 = 4,3567$$

$$Td_2 = 44,904 \text{ }^\circ\text{C}$$

Panas udara masuk

Suhu referensi :  $25^\circ\text{C} : 298,15 \text{ K}$

Suhu umpan :  $30^\circ\text{C} : 303,15 \text{ K}$

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
O <sub>2</sub>	0,21	16,00	0,01	642,00	134,82
N <sub>2</sub>	0,79	28,00	0,03	650,34	513,77
Total					648,59

Panas produk:

Suhu refrensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 80°C : 353,15 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} Cp dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu refrensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas produk sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
CaCO <sub>3</sub>	15.284,52	100,00	152,85	1.134,68	173.430,61
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84,00	0,00	929,50	0,53
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160,00	0,00	1.425,72	3,07
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102,00	0,00	1.102,15	3,19
SiO <sub>2</sub>	0,25	60,00	0,00	627,90	2,57
H <sub>2</sub> O	84,79	18,00	4,71	462,62	278.399,72
CaO	0,01	56,00	0,00	580,27	0,12
MgO	0,43	40,00	0,01	509,72	5,52

Total	15.370,69				451.845,33
-------	-----------	--	--	--	------------

Panas udara keluar:

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 45°C : 318,15 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
O <sub>2</sub>	0,21	16,00	0,01	127,41	26,76
N <sub>2</sub>	0,79	28,00	0,03	136,16	107,57
Total					134,33

Mencari massa udara:

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{umpan} + Q_{udara\ in} = Q_{produk} - Q_{udara\ out}$$

$$Q_{umpan} + m \times C_p\ udara\ in = Q_{produk} + m \times C_p\ udara\ out$$

Apabila m adalah total udara yang masuk maka:

$$m = 423,19 \text{ kmol/jam}$$

$$m = 423,19 \text{ kmol/jam} \times \text{BM udara}$$

$$= 18.620,19 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O terserap udara} = 480,49 \text{ kg jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 26,694 \text{ kg/kmol}$$

Mencari jumlah steam yang digunakan:

Panas udara masuk:

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu umpan : 120°C : 393,15 K

Mencari panas umpan dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas umpan (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu umpan (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas dan dengan jumlah udara diketahui 18.620,19

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kkal/jam)
O <sub>2</sub>	3.910,24	16,00	244,39	642,00	2.510.369,62
N <sub>2</sub>	14.709,95	28,00	525,36	650,34	9.566.420,54
Total					12.076.790,16

kg/jam didapat panas umpan sebagai berikut:

Panas udara keluar:

Suhu referensi : 25°C : 298,15 K

Suhu produk : 120°C : 393,15 K

Mencari panas produk dengan rumus:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

Dimana :

Q = Panas produk (kkal)

m = Massa bahan (kg)

Cp = Kapasitas panas (cal/mol.K)

T<sub>2</sub> = Suhu produk (K)

T<sub>1</sub> = Suhu referensi (K)

Berdasarkan rumus diatas dan dengan jumlah udara diketahui 18.620,19 kg/jam didapat panas umpan sebagai berikut:

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q4 (Kkal/jam)
O <sub>2</sub>	177,78	16,00	11,11	127,41	1.415,73
N <sub>2</sub>	668,79	28,00	23,89	136,16	3.252,30
H <sub>2</sub> O	480,49	18,00	26,69	173,89	4.641,67
Total					9.309,69

Tabel B.017 Neraca Panas Rotary Dryer

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal/jam	Keterangan	Kkal/jam
Q in	16.489,14	Q out	451.845,33
Q udara in	546.898,50	Q udara out	111.542,32
Total	563.387,65		563.387,65



## LAMPIRAN C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

#### 1. Storage

Fungsi : Menampung bahan baku batu kapur dengan laju alir 18.676 kg/jam untuk kapasitas penyimpanan selama 1 minggu.

Bentuk : Gudang persegi empat tegak, lantai rata, dan atap meruncing

Bahan konstruksi :

Dasar = Beton

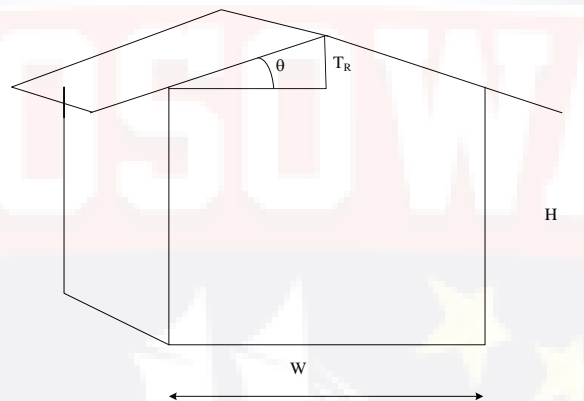
Tiang = Baja

Atap = Asbestos

Kondisi operasi :

P = 1 atm

T = 30°C



Gambar C.001 Storage batu kapur (limestone)

Perhitungan dimensi *Storage* :

Kapasitas untuk waktu tinggal = 6 hari

$W = W_a \times 6 \text{ hari}$

$W = 18.676 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 6 \text{ hari}$

$W = 2.689.272 \text{ kg}$

Tabel C.01 Komponen bahan di Storage

Komponen	Bahan Baku (%)	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	$X_i$	$P_i$	$X_i/p_i$
CaCO <sub>3</sub>	95,50	100,00	17.835,10	0,96	2.710,00	0,000352

MgCO <sub>3</sub>	1,95	84,00	364,17	0,02	2.958,00	6,59E-06
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,70	160,00	130,73	0,01	1.287,00	5,44E-06
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,60	102,00	112,05	0,01	1.762,00	3,41E-06
SiO <sub>2</sub>	0,50	60,00	93,38	0,01	2.642,00	1,89E-06
H <sub>2</sub> O	0,75	18,00	140,07	0,01	995,37	7,53E-06
Total	100,00		18.675,50	1,00		0,000377

(Canada Patent No. CA2090088C, 1993)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$= 2.650,675 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume Storage} = \frac{M}{\rho}$$

$$= 1.014,561 \text{ m}^3$$

$$= 35.828,93 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design} = 20 \%, \text{ maka :}$$

$$\text{Volume Design} = 1,2 \times \text{Volume Storage}$$

$$= 1,2 \times 35.828,93 \text{ ft}^3$$

$$= 42.994,71 \text{ ft}^3$$

Menentukan Dimensi *Storage*

$$\text{Volume Storage} = W \cdot L \cdot H$$

Dimana :

W = Lebar *storage*, ft

L = Panjang *storage*, ft

H = Tinggi *storage*, ft

Diinginkan

$$L = 3W$$

$$H = W$$

$$\text{Sehingga } V = W \times 3W \times W$$

$$= 3W^3$$

$$42.994,71 \text{ ft}^3 = 3W^3$$

$$W^3 = 14.332 \text{ ft}^3$$

$$W = 24,29 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

W = 24,29 ft

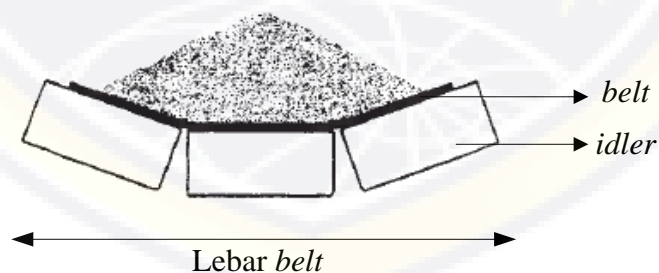
L = 72,87 ft

H = 24,29 ft

Tabel C.001. Spesifikasi Storage (S-L01)

Alat	Storage
Kode	S-L01
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku batu kapur selama seminggu
Tipe	Gudang persegi
Kapasitas	42.994,71 ft <sup>3</sup>
Over design	20%
Dimensi	W = 24,29 ft L = 72,87 ft H = 24,29 ft
Tekanan	1 atm
Bahan konstruksi	Dasar: Beton Tiang: Baja Atap : Asbestos
Jumlah	1 buah

2. Belt Conveyer (BC-L02)



Gambar C.002 *Troughed belt on 20° idlers* (Perry, 1984)

Fungsi : Mengangkut CaCO<sub>3</sub> dari S-L01 ke JC-L05

Laju alir : 18.676 kg/jam

Kapasitas *over design* (20%) : 22.411 kg/jam

Data desain

Tipe *belt* : *Troughed belt on 20° idlers.*

*Troughed belt* dipilih karena paling umum digunakan dan dapat membawa bahan yang mudah menggelinding.

Bahan : *Carbon steel*

Dari Tabel 21-7 (Perry, 1984), dipilih spesifikasi *belt conveyor* sebagai berikut:

*Belt width* : Dari Tabel 21.7 Perry's menyatakan bahwa *belt* berukuran lebar 42 in dapat digunakan untuk mengangkut material yang memiliki ukuran bongkahan (*lump size*) sampai dengan 10 in.

*Cross sectional area of load* : Luas permukaan *belt* untuk menampung material adalah 1,09 ft<sup>2</sup>.

*Belt plies* : Jumlah lapisan dalam konstruksi *belt* untuk lebar 60 in adalah 4-10 lapis.

*Maximum lump size* :  
- *size material 80% under*: 10 in.  
Ukuran material yang seragam minimal 80% dari total material yang masuk ke dalam *belt*.  
- *unsized material, not over 20%*: 18 in.  
Ukuran material yang tidak seragam tidak lebih dari 20%.

*Belt speed* : Kecepatan *belt* untuk mengangkut material adalah 400 ft/min (normal) s.d. 600 ft/min (maksimum).

*Horse power* : Daya yang diperlukan untuk menggerakkan *belt conveyor* kapasitas angkut 32 ton adalah 0,34 hp

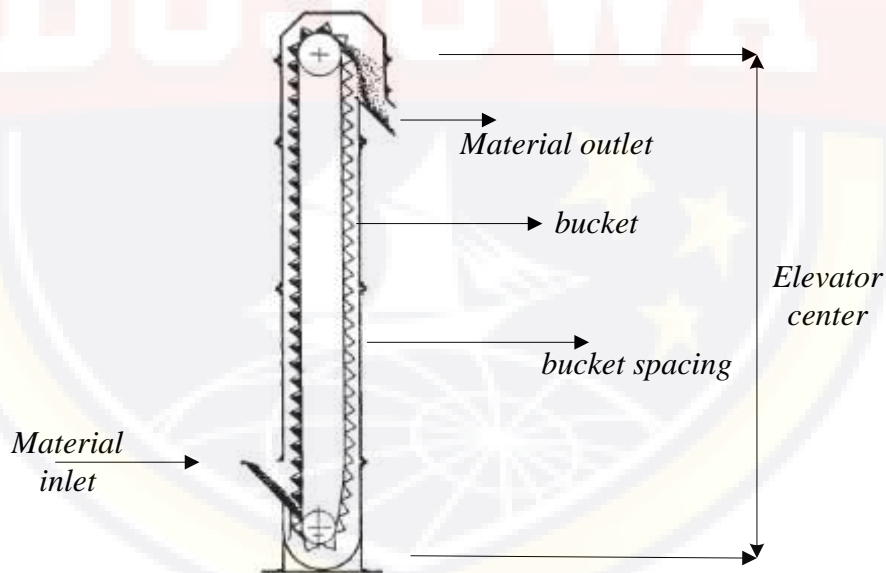
Panjang *belt* : Berdasarkan Peters and Timmerhaus fig 12.59, dipilih panjang *belt* 20 ft (6,1 m).

Tabel C.002 Spesifikasi Belt Conveyor (BC-L02)

Alat	Belt Conveyor
Kode	BC-L02

Fungsi	membawa bahan baku batu kapur dari Storage (ST-101) ke Bucket Elevator (BE-101)
Tipe	<i>Troughed belt on 20° idlers.</i>
Kapasitas	22.411 kg/jam
Over design	20%
Kecepatan belt	450-600 rpm
Lebar belt	60 in (5 ft)
Luas permukaan area belt	2,4 ft <sup>2</sup>
Daya motor	0,34 hp
Panjang belt	20 ft (6,1 m)

### 3. Bucker Elevator (BE-L03)



Gambar C.003 *Continuous Bucket Elevator* (Perry, 1984)

Fungsi : Mengangkut CaCO<sub>3</sub> dari BC-L02 ke HO-L04

Laju alir : 18.676 kg/jam

Kapasitas *over design* (20%) = 22.411 kg/jam  
 = 22,411 ton/jam

Data desain

Tipe : *Supercapacity Continuous bucket*

Tipe ini dipilih karena digunakan untuk ukuran bongkahan lebih dari 8 in.

Dimana ukuran batu kapur yang akan ditangani adalah 15 in.

Bahan : *Carbon Steel*

Untuk kapasitas tersebut, dapat dihitung *power* yang diperlukan berdasarkan

Tabel 21.7 (Perry, 1984):

Kapasitas = 27 ton/jam

Tinggi elevator (H) = 25 ft

Kecepatan = 225 ft/min

Bucket spacing = 14 in

Ukuran bucket = 8 x 5 x 5,5 in

Rasio daya (R) = 0,04

Power poros = 1,6 hp

Kecepatan putaran = 43 rpm

Mencari daya bucket elevator:

$$\text{Power} = \frac{2CH}{1000}$$

$$= 0,41 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Power design = 0,51 hp

Tabel C.003 Spesifikasi Bucket Elevator (BE-L03)

Alat	Bucket Elevator
Kode	BE-L03
Fungsi	Mengangkut CaCO <sub>3</sub> dari BC-L02 ke HO-L04
Tipe	<i>Supercapacity Continuous Bucket Elevator</i>
Kapasitas	22.411 kg/jam
Over design	20%

Power motor	0,51 Hp
Jumlah	1 buah

#### 4. Hopper (HO-L04)

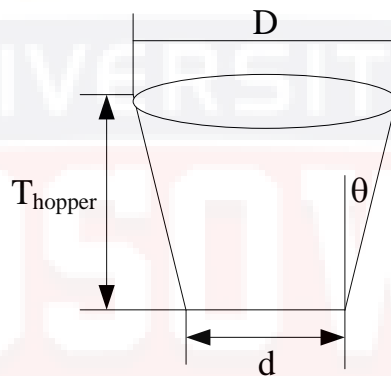
Fungsi : Menampung batu kapur keluaran Bucket Elevator (BE-101) dan mengumpulkannya ke Crusher (JC-L05).

Kondisi :

Temperatur = 30°C

Tekanan = 14,7 psi

Laju Alir Umpan = 18.676 kg/jam



Gambar C.004 *Conical hopper*

Keterangan:

$T_{hopper}$  : Tinggi hopper

$D$  : *Inlet diameter*

$d$  : *Outlet diameter*

$\theta$  : *Wall angle*

##### a. Menentukan kapasitas *hopper*

Diketahui data:

Densitas ( $\rho$ ) campuran = 2.650,7 kg/m<sup>3</sup>

Dirancang kapasitas untuk waktu penyimpanan selama 8 jam dalam hopper sehingga kapasitas Hopper selama 8 jam menjadi

18.676 kg/jam x 8 jam = 149.404 kg

Over design = 10 % (Walas, 1988)

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Over Desain} &= 149.404 \text{ kg} \times 1,1 \\ &= 164.344 \text{ kg} / 8 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik umpan (Q)} &= \frac{164.344 \text{ kg} / 8 \text{ jam}}{2.650,7 \text{ kg/m}^3} \\ &= 7,75 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan bahwa laju alir volumetrik umpan = volume hopper, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume hopper} &= 7,75 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 273,69 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan dimensi hopper

Volume dan tinggi hopper mengikuti persamaan berikut:

$$\begin{aligned} V_{\text{hopper}} &= \pi \times h/12 \times (D^2 + D.d + d^2) \quad (\text{Walas, 1988}) \\ &= 0,262 \times h \times (D^2 + D.d + d^2) \end{aligned}$$

Keterangan :

- D = diameter *shell* , ft
- d = diameter ujung konis, ft
- h = tinggi hopper, ft
- $\theta$  = sudut hopper

Dimana :

$$T_{\text{hopper}} = \frac{\text{tg}\theta(D-d)}{2} \quad \text{Pers 4-17 (Hesse \& Rushton, 1945)}$$

Diketahui *angle of repose* (sudut gelinding)  $\text{CaCO}_3 = 30\text{-}45^\circ$ , ([www.powderandbulk.com](http://www.powderandbulk.com)). *Angle of repose* akan mempengaruhi *wall angle conical* ( $\theta$ ). Pada perhitungan ini diambil nilai  $\theta = 45^\circ$ , karena pada kemiringan tersebut, padatan masih bisa menggelinding.

$$T_{\text{hopper}} = \frac{\text{tg}45(D-d)}{2} = 0,5 (D - d),$$

Sehingga:

$$V_{\text{hopper}} = 0,262 \times 0,5 (D - d) \times (D^2 + D \times d + d^2)$$

$$V_{\text{hopper}} = 0,131 \times (D - d) \times (D^2 + D.d + d^2)$$

$$V_{\text{hopper}} = 0,131 \times (D^3 + D^2.d + D.d^2 - D^2.d - D.d^2 - d^3)$$

$$V_{\text{hopper}} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$273,69 \text{ ft}^3 = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$



Diameter efektif keluaran hopper ( $d_{eff}$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = \frac{\pi}{4} \rho_s d_{eff}^{2,5} g^{0,5} \left( \frac{1 - \cos \beta}{2 \sin^3 \beta} \right)^{0,5}$$

(Coulson & Richardson, Chemical Engineering, Volume 2, Fourth edition, 2002)

Dimana :

$G$  = laju alir massa, kg/s

$\rho_s$  = densitas padatan, kg/m<sup>3</sup>

$d_{eff}$  = diameter efektif keluaran *hopper*, m

$g$  = percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

$\beta$  = sudut antara dinding *hopper* dengan horizontal

$$5,18 = \frac{\pi}{4} 2.650,7 \text{ kg/m}^3 d_{eff}^{2,5} 10^{0,5} \left( \frac{1 - \cos 45}{2 \sin^3 45} \right)^{0,5}$$

$$d_{eff}^{2,5} = 0,0013 \text{ m}$$

$$d_{eff} = 0,0694 \text{ m}$$

$$= 0,2278 \text{ ft}$$

$$V_{hopper} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$273,69 \text{ ft}^3 = 0,131 \times (D^3 - 0,18433)$$

$$D^3 = 2.296,5 \text{ ft}$$

$$D = 13,19 \text{ ft}$$

$$= 4,02 \text{ m}$$

$$= 158,32 \text{ in}$$

$$T_{hopper} = 0,5 (D - d)$$

$$= 0,5 \times (4,4794 - 0,0562)$$

$$= 1,97 \text{ m} = 6,48 \text{ ft} = 77,79 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Desain

$$P_{operasi} = 1 \text{ atm} (14,6960 \text{ psi})$$

Tekanan over desain yang digunakan 5 -10 % dari kerja normal/absolut (Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

Tekanan desain dipilih 5 % dari tekanan operasi hopper.

$$P_{desain} = (P_{operasi}) \times 1,05$$

$$P_{desain} = (14,696 \text{ psi}) \times 1,05$$

$$P_{desain} = 15,43 \text{ psi}$$

d. Menentukan Tebal Hopper

Untuk menghitung tebal hopper, digunakan persamaan berikut :

$$t_h = t_c = \frac{P \cdot r_i}{2 \cos \alpha (f E - 0,6 P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan:

F : *allowable stress* = 12650 psi

Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959)

E : *Welded Joint Efficiency* = 80%

Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959)

P : Tekanan desain, psi

D : *Inlet diameter*, in

C : faktor korosi yaitu = 0,125 inci/10 tahun

(Peters, Timmerhaus, & West, 2003)

$\alpha$  : *Wall angle conical* ( $\theta$ ) =  $\alpha = 45^\circ$

Untuk batu kapur digunakan material *carbon steel SA-7* karena batu kapur tidak bersifat korosif.

$$t_h = t_c = 0,354 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar  $t_c = 3/8 \text{ in}$

Tabel C.004 Spesifikasi Hopper ( HO-L04 )

Alat	Hopper
Kode	HO-L04
Fungsi	Menampung batu kapur dari Bucket Elevator dan mengumpulkannya ke Crusher
Tipe	<i>Conical Hopper</i>
Kapasitas	273,69 ft <sup>3</sup>
Over design	20%
Dimensi	D = 13,19 ft H = 6,48 ft Tebal = 3/8 in
Tekanan	15,43 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-7</i>

Jumlah	1 buah
--------	--------

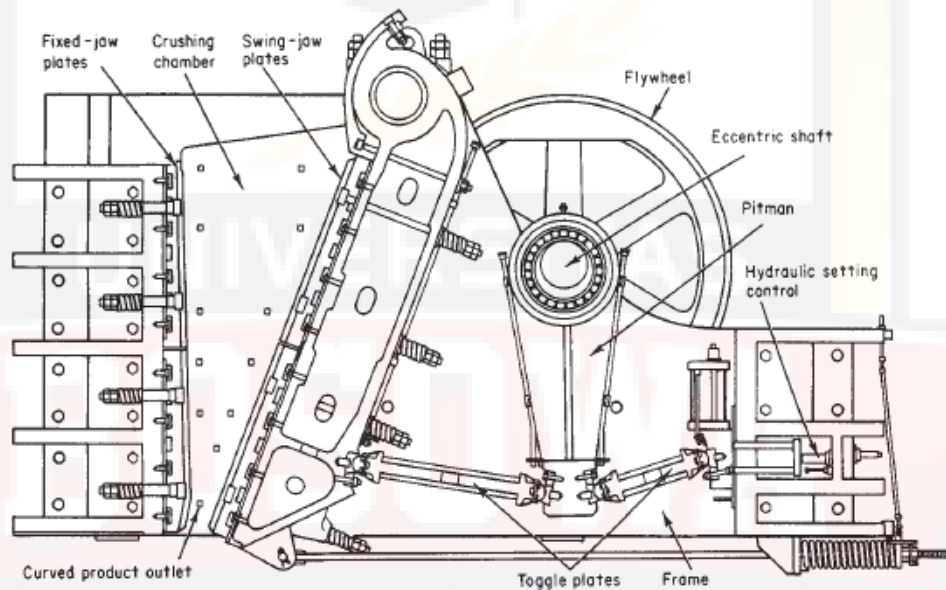
#### 5. Crusher ( JC-L05)

Fungsi : Menghancurkan batu kapur dari ukuran 15 in menjadi 1,5-2 in

Laju Alir = 18.676 kg/jam

Dengan dua buah crusher yang digunakan, maka

Laju alir = 9.337,8 kg/jam



Gambar C.5 Blake Jaw Crusher (Perry, 1984)

Keterangan :

*Fixed jaw plates* : Plat rahang tetap, untuk menahan bongkahan material yang akan dihancurkan.

*Crushing chamber* : Ruang untuk menghancurkan material.

*Swing jaw plate* : Plat rahang ayun. Plat ini bergerak untuk menghancurkan material yang masuk ke dalam *crushing chamber* akibat gerakan dari *toggle plates* yang terhubung pada *flywheel*.

*Curved product outlet* : Tempat produk keluar dari *crushing chamber*.

*Hydraulic setting control* : Pengontrol terhadap *product outlet* dari *jaw crusher*. (HIXPY, 2018)

Data desain

Jenis : *Blake jaw crusher*.

Jenis *Crusher* dipilih karena mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang. Selanjutnya dipilih tipe *black jaw crusher* karena mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan terjadinya penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin (Edhawati, 2012).

Bahan : *Carbon steel*

Dari Tabel 6 (Brown, 1951), dipilih spesifikasi *blake jaw crusher* sebagai berikut:

*Discharge setting* : *Discharge setting* adalah ukuran bukaan produk sehingga menghasilkan ukuran tertentu sesuai dengan yang diinginkan. Oleh karena itu maka dipilih *blake jaw crusher* dengan *discharge setting* 2 in (50,8 mm)

Kapasitas : Banyaknya material yang mampu dipecahkan oleh *blake jaw crusher* tiap jam adalah 11 ton/jam.

*Feed opening* : Ukuran bukaan umpan untuk jenis ini adalah sebesar 15 x10 in.

Kecepatan putaran : 235 rpm

Berat : 10.000 lb

Menentukan Daya Crusher

Dari tabel 29-1 (McCabe, 1993) *Work index* untuk *limestone* (batu kapur) adalah 12,74.

Kebutuhan power untuk crusher :

$$\frac{P}{m} = 0,3162Wi \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \quad (\text{McCabe, 1993) Pers 29.10}$$

Dimana :

P = Power yang dibutuhkan, kW

m = Laju umpan masuk, ton/h

Wi = *Work index*

$D_{pb}$  = Ukuran produk rata-rata, mm = 1,5 inci = 50,8 mm

$D_{pa}$  = Ukuran *feed*, mm = 15 inci = 381 mm

Maka,

$$P = 3,39 \text{ kW}$$

$$= 4,54 \text{ Hp}$$

Tabel C.005 Spesifikasi Crusher (JC-L05)

Alat	Crusher
Kode	JC-L05
Fungsi	Memperkecil ukuran batu kapur sebelum masuk ke kiln
Tipe	<i>Blake Jaw Crusher</i>
Kapasitas	9.337,8 kg/jam
Berat	10.000 lb
Kecepatan putaran	235 rpm
Power	4,54 Hp
Jumlah	2 buah

6. Belt Conveyor (BC-L06)

Berdasarkan perhitungan pada BC-L02 diatas , maka spesifikasi untuk BC-102 adalah sebagai berikut:

Tabel C.006 Spesifikasi Belt Conveyor (BC-L06)

Alat	Belt Conveyor
Kode	BC-L06
Fungsi	membawa batu kapur keluaran Crusher (JC-L05) menuju Rotary Kiln (RK-L07)
Tipe	<i>Troughed belt on 20° idlers.</i>
Kapasitas	11.205 kg/jam
Over design	20%
Kecepatan belt	450-600 rpm
Lebar belt	60 in (5 ft)

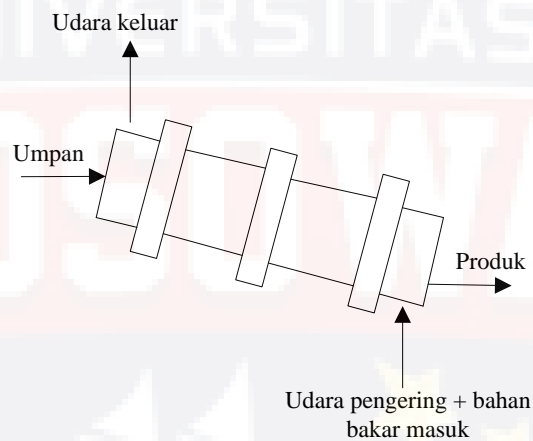
Luas permukaan area belt	2,4 ft <sup>2</sup>
Daya motor	0,34 hp
Panjang belt	20 ft (6,1 m)
Jumlah	2 buah

#### 7. Rotary Kiln (RK-L07)

Fungsi : Tempat terjadinya dekomposisi batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) menjadi  $\text{CaO}$

Kondisi operasi : 1 atm, 900°C

Bahan : *Carbon Steel*



Gambar C.005 Rotary Kiln

Laju alir umpan : 18.676 kg/jam

Kadar air umpan : 0,75 %

Maka kapasitas *over design* 10% :

$$= 18.676 \text{ kg/jam} \times 1,1$$

$$= 20.543 \text{ kg/jam}$$

$$= 493.033 \text{ kg/hari}$$

$$= 493,03 \text{ ton/hari}$$

Data desain

Tipe : Rotary kiln

Bahan : *SA-240 grade T*

Dari Tabel 12-20 (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999), digunakan Rotary Kiln untuk  $\text{CaCO}_3$  (batu kapur/*limestone*) dengan spesifikasi :

- Kapasitas = 493,03 ton/hari
- Diameter (D) = 12 ft = 3,65 m
- Panjang (L) = 500 ft = 152,4 m
- Power (P) = 200-300 Hp
- Jumlah unit = 1
- Fuel gas = 1.091,88 kg/jam

Digunakan *fuel gas* sebagai media pemanas.

a. Menentukan koefisien perpindahan panas volumetric

$$U_a = \frac{0,5 \times G^{0,67}}{D} \quad (\text{McCabe, 1993) Pers. 25-28}$$

$$U_s = 23,7G^{0,67}$$

Keterangan:

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas volumetric,  $\text{J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

$(G_c)$  = Kecepatan superficial udara,  $\text{kg/s} \cdot \text{m}^2 = 369 \text{ lb/jam ft}^2$

(Range 369 – 3687  $\text{lb/jam ft}^2$ , (Perry, 1984)

D = Diameter *Kiln*, ft

Maka :

$$U_a = \frac{0,5 \times 369^{0,67}}{12}$$

$$= 2,18 \text{ Btu/ft}^3 \text{ jam F}$$

b. Menentukan Luas penampang Rotary Kiln

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Dimana:

S = Luas penampang Rotary Kiln

$$S = 10,502 \text{ ft}^2$$

c. Menentukan Tekanan Desain

Asumsi:

1. Tekanan ke arah dinding Kiln diabaikan karena material termasuk *free flowing* sehingga pada proses pengeluaran bahan tidak menempel pada dinding Kiln.

2. Tekanan di dalam kiln hanya terjadi karena akibat gaya gravitasi yaitu berupa tekanan hidrostatik saja.

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

Keterangan:

$$\rho = \text{Bulk density material, } 2.650,7 \text{ kg/m}^3$$

$$g = \text{Tetapan gravitasi, m/s}^2$$

$$h = \text{Diameter kiln, m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= 2.650,7 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}^2 \times 3,65 \text{ m} \\ &= 96.951 \text{ kg/ms}^2 = 14,06 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 \text{ psi} + 14,06 \text{ psi} \\ &= 28,76 \text{ psi} \end{aligned}$$

- d. Menentukan putaran Rotary Kiln (N)

$$N = \frac{V_p}{\pi \times D}$$

Dimana :

$$N = \text{Putaran Rotary Kiln, (rpm)}$$

$$\begin{aligned} V_p &= \text{Kecepatan peripheral, (ft/menit)} \\ &= 75 \text{ ft/menit, } (V_p = 60-75 \text{ ft/menit (Perry, 1984)}) \end{aligned}$$

$$D = \text{Diameter inside Rotary Kiln, (ft)} = 9,5 \text{ ft}$$

Maka :

$$N = 1,99 \text{ rpm} = 2 \text{ rpm}$$

- e. Menentukan waktu tinggal ( $\theta$ )

$$\theta = \frac{0,19 \times L}{N \times D \times S} \quad (\text{Perry, 1984})$$

Keterangan:

$$\theta = \text{Waktu tinggal, menit}$$

$$L = \text{Panjang kiln, ft}$$

$$\begin{aligned} S &= \text{Slope/kemiringan kiln, ft/ft} \\ (S &= 0 - 8 \text{ cm/m, (Perry, 1984)}) \end{aligned}$$

$$N = \text{Putaran kiln, rpm}$$

$$D = \text{Diameter kiln, ft}$$

Maka :



$$\theta = 49,47 \text{ menit} = 0,82 \text{ jam}$$

f. Menentukan Daya Rotary Kiln

Berdasarkan (Perry, 1984) hal 12-56, jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara  $0,5 D^2 - 1,0D^2$  (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya sebesar  $0,5 D^2$  sehingga:

$$\begin{aligned} P &= 0,5 \times D^2 \\ &= 0,5 \times 12^2 \\ &= 72 \text{ kW} = 96,55 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tabel C.007 Spesifikasi Rotary Kiln (RK-L07)

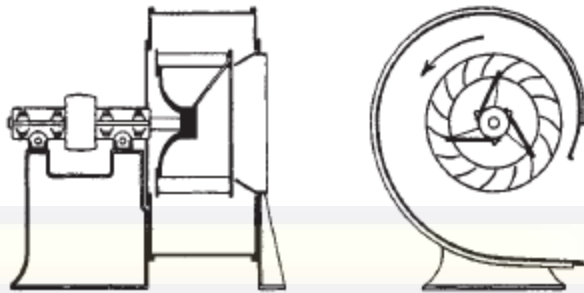
Alat	Rotary Kiln
Kode	RK-L07
Fungsi	Tempat terjadinya dekomposisi batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) menjadi CaO
Tipe	<i>Rotary Kiln</i>
Kapasitas	493,03 ton/hari
Kondisi Operas	T = 900°C P = 1 atm
Dimensi	Diameter (D) = 12 ft = 3,65 m Panjang (L) = 500 ft = 152,4 m
Power	96,55 Hp
Bahan konstruksi	Carbon steel
Jumlah	1 buah

8. Blower (BL-L08)

Fungsi : Mengalirkan udara masuk ke dalam Rotary Cooler

Tipe : *Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower*

Dasar Pemilihan : Harganya lebih murah Tabel 4-9, (Ulrich, 1984) dan efisiensinya tinggi (Badger & Banchemo, 1957)



Gambar C.006 Blower (Perry, 1984)

Jumlah udara masuk ( $G_G$ )  
 $= 65.256,31 \text{ kg/jam}$

Dengan menggunakan 4 blower maka didapat jumlah udara per-blower:  
 $= 16.314 \text{ kg/jam}$   
 $= 599,44 \text{ lb/min}$

a. Menentukan densitas ( $\rho$ )

Temperatur udara masuk ( $T_{G1}$ )  $= 86^\circ\text{F} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$   
 $\rho$  udara pada  $0^\circ\text{C}$ , 1 atm  $= 1,2928 \text{ kg/m}^3$   
 $\rho$  udara pada  $30^\circ\text{C}$ , 1 atm  $= \left( \frac{273,15}{273,15+303,15} \right) \times 1,2928$   
 $= 0,612 \text{ kg/m}^3$   
 $= 0,038 \text{ lb/ft}^3$

b. Menentukan laju alir volumetrik udara ( $Q_U$ )

$$Q_U = \frac{G_C}{\rho}$$

$= 15.670 \text{ ft}^3/\text{min}$   
 $= 443,74 \text{ m}^3/\text{min}$

c. Menentukan daya blower (P)

Daya (P)  $= 1,57 \times 10^{-4} \times Q_U \times P_{op}$  (Perry, 1984)

Keterangan:

$Q_U$  = Laju alir volumetrik udara =  $15.670 \text{ ft}^3/\text{min}$

$P_{op}$  = 5 in  $\text{H}_2\text{O}$

Maka daya teoritis blower adalah:

Daya  $= 1,57 \cdot 10^{-4} \times 15.670 \times 5$   
 $= 12,301 \text{ hp}$

Efisiensi blower = 40 % - 80 %, (Perry, 1984)

Nilai efisiensi diambil 80 %, maka daya aktual blower adalah:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{aktual}} &= \frac{\text{Daya}}{\eta} \\
 &= \frac{12,301 \text{ hp}}{0,8} \\
 &= 15,377 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

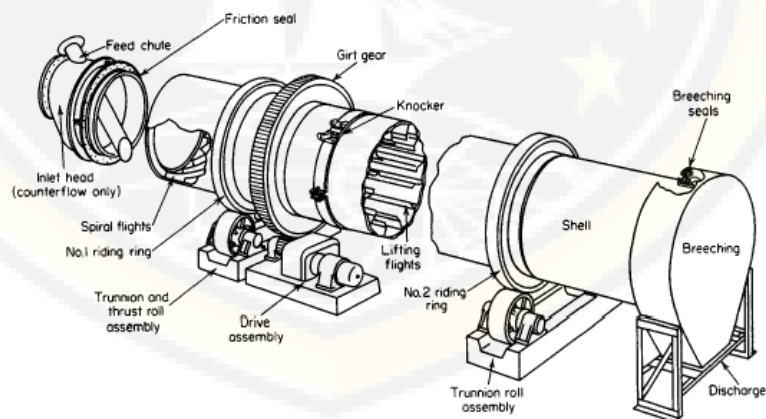
Tabel C.008 Spesifikasi Blower (BL –101)

Alat	Blower
Kode	BL-L08
Fungsi	Mengalirkan udara pendingin menuju CO-L09
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	15.670 ft <sup>3</sup> /min
Power	15,377 Hp
Jumlah	4 buah

#### 9. Rotary Cooler (CO-L09)

Fungsi : mendinginkan kalsium oksida (CaO) yang keluar dari Rotary Kiln dengan udara.

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 C*



Gambar C.007 Rotary Cooler

Diketahui data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
T_1 &: \text{Temperatur umpan} &= 900^\circ\text{C} = 1.652^\circ\text{F} = 1.173,15 \text{ K} \\
T_2 &: \text{Temperatur produk} &= 40^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F} = 313,15 \text{ K} \\
T_{G1} &: \text{Temperatur udara masuk} &= 25^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 298,15 \text{ K} \\
T_{G2} &: \text{Temperatur udara keluar} &= 400^\circ\text{C} = 842^\circ\text{F} = 673,15 \text{ K}
\end{aligned}$$

a. Menentukan Luas Penampang dan Diameter Rotary Cooler

Dari perhitungan neraca panas diketahui:

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah udara masuk (m'c)} &= 62.256 \text{ kg/jam} \\
&= 143.865 \text{ lb/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan } \textit{superficial} \text{ udara (G'G)} &= 1.500 \text{ lb/jam ft}^2 \\
(\textit{Range } 369 - 3687 \text{ lb/jam ft}^2, (\text{Perry, 1984}))
\end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang Rotary Cooler (S)} = \frac{m_c}{G_c}$$

$$\begin{aligned}
S &= \frac{143.865}{1.500} \\
&= 95,91 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang Rotary Cooler (S) dengan diameter Rotary Cooler (D) adalah sebagai berikut:

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\begin{aligned}
\text{diameter Rotary Cooler (D)} &= \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}} \\
&= \sqrt{\frac{4 \times 95,91}{3,14}} \\
&= 11,05 \text{ ft} \\
&= 3,36 \text{ m} \\
&= 132,64 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Volumetrik

$$U_a = \frac{0,5 G^{0,67}}{D} \quad \text{pers. 24.28 (McCabe, 1993)}$$

Dengan:

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetrik, Btu/ft}^3\text{jam}^\circ\text{F}$$

$$G = \text{Kecepatan } \textit{superficial} \text{ udara, lb/jam ft}^2$$

$$D = \text{Diameter Rotary Cooler, ft}$$

Sehingga diperoleh:

$$U_a = \frac{0,5 \times 1.500^{0,67}}{11,05}$$

$$= 6,07 \text{ Btu/ft}^3\text{jam}^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(T_1 - T_{G2}) - (T_2 - T_{G1})}{\ln \frac{(T_1 - T_{G2})}{(T_2 - T_{G1})}}$$

(untuk operasi pengeringan *counter-current* pers. 24-7, (McCabe, 1993))

$$\begin{aligned} \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{(1.652^\circ\text{F} - 842^\circ\text{F}) - (158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})}{\ln \frac{(1.652^\circ\text{F} - 842^\circ\text{F})}{(158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})}} \\ &= 248,96^\circ\text{F} \\ &= 121^\circ\text{C} \end{aligned}$$

c. Menentukan Panjang Rotary Cooler

$$L = \frac{Q}{(\Delta T)_m \times U_a \times A}$$

Dimana:

L = Panjang Rotary Cooler (ft)

Q = Total panas yang diambil = dari neraca panas (lampiran B) diketahui untuk mendinginkan sampai suhu yang diinginkan dibutuhkan

panas = 3.890.956 kkal/jam = 15.430.245,5 Btu/jam

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas volumetrik = 3,8010 Btu/ft<sup>3</sup>.jam.F

A = Luas permukaan Rotary Cooler = 71,933 ft<sup>2</sup>

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} L &= \frac{15.430.245,5 \text{ Btu/jam}}{248,96^\circ\text{F} \times 1,17 \text{ Btu/ft}^3\text{jam}^\circ\text{F} \times 389,88 \text{ ft}^2} \\ &= 106,39 \text{ ft} \\ &= 32,42 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Pengecekan: L/D

Syarat untuk Rotary Cooler : L/D = 4 – 10 (Perry, 1984)

$$\begin{aligned} L/D &= \frac{135,04 \text{ ft}}{22,28 \text{ ft}} \\ &= 9,62 \text{ (memenuhi syarat)} \end{aligned}$$

e. Menentukan Putaran Rotary Cooler (N)

$$N = \frac{V_p}{\pi \times D}$$

Dimana :

N = Putaran Rotary Cooler, rpm

$V_p$  = Kecepatan keliling selongsong = 75 ft/menit ( $V_p$  = 60-75 m/menit, (Perry, 1984) 12-57)

D = Diameter *inside* Rotary Cooler = 11,05 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka, } N &= \frac{75}{3,14 \times 11,05} \\ &= 2,16 = 3 \text{ rpm} \end{aligned}$$

f. Pengecekan Nilai NTU

Syarat untuk Rotary Cooler : NTU = 2 – 3 (Perry, 1984)

$$NTu = \frac{\Delta T_c}{(\Delta T)_m} \quad (\text{Pers. 12-54, (Perry, 1984)})$$

$$\begin{aligned} NTu &= \frac{842^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{248,96^\circ\text{F}} \\ &= 2,7113 \text{ (memenuhi syarat)} \end{aligned}$$

g. Menentukan Waktu Tinggal ( $\theta$ )

$$\theta = 0,23 \left( \frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left( \frac{B \times L \times G}{F} \right) \quad ((\text{Perry, 1984}) \text{ pers 12-55))$$

Dimana:

$\theta$  = Waktu tinggal, menit

L = Panjang Rotary cooler, ft

S = *Slope*/kemiringan Rotary cooler, ft/ft

(S = 0 – 8 cm/m, (Perry, 1984))

N = Putaran Rotary cooler rpm

D = Diameter Rotary cooler, ft

B = Konstanta (5 x  $D_p - 0,5$ )

$D_p$  = Diameter rata-rata partikel,  $\mu\text{m}$  (micrometer)

G = Kecepatan *superficial* gas, lb/jam  $\text{ft}^2$

M = Massa umpan masuk Rotary cooler, lb/jam

A = Luas penampang Rotary cooler,  $\text{ft}^2$

$$\begin{aligned} \text{Menghitung nilai } F &= \frac{M}{A} \\ &= \frac{23.120,39 \text{ lb/jam}}{95,91 \text{ ft}^2} \\ &= 241,06 \text{ lb/jam } \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} \theta &= 0,23 \left( \frac{106,39}{2,62 \times 3^{0,9} \times 11,05} \right) + 0,6 \left( \frac{0,5774 \times 106,39 \times 1.500}{241,06} \right) \\ &= 229,67 \text{ menit} \end{aligned}$$

h. Menentukan Jumlah dan Tinggi *Flight*

Jenis *flight* : *radial flight*

Jumlah *flight* :  $2,4 D - 3 D$ ,  $D = ft$  (Perry, 1984)

Pada perhitungan ini, diambil jumlah *flight*  $2,4 D$ , maka:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah flight} &= 2,4 \times 11,05 \\ &= 26,52 \approx 27 \text{ flight (dalam 1 bagian keliling lingkaran)} \end{aligned}$$

Berdasarkan (Perry, 1984), tinggi *flight* berkisar antara  $(D/12) - (D/8)$ , dengan  $D = \text{meter}$ .

Pada perhitungan ini diambil  $D/8$ ,

$$\begin{aligned} \text{sehingga tinggi flight} &= \frac{3,36}{8} \\ &= 0,42 \text{ m} \\ &= 1,38 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar flight} &= \text{Keliling Rotary cooler} / \text{jumlah flight} \\ &= \frac{3,14 \times 11,05}{27} \\ &= 1,28 \text{ ft} \\ &= 0,39 \text{ m} \end{aligned}$$

i. Menentukan Tebal Rotary Cooler

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam RC adalah 1 atm

Diambil faktor keamanan 20%, sehingga menjadi  $= 1,2 \text{ atm}$

Untuk menghitung tebal Rotary Cooler digunakan persamaan sebagai berikut :

$$t = \frac{Pxri}{fE-0,6P} + c \quad \text{Tabel 4 (Peters, Timmerhaus, \& West, 2003)}$$

Dengan :

$t$  = tebal, in

$P$  = tekanan desain, psi

$r$  = jari-jari dalam Rotary Cooler, in

$f$  = *allowable stress*, psi ( digunakan bahan *Carbon steel SA-283 C* )  
 $= 12.650 \text{ psi}$

$E$  = efisiensi pengelasan =  $0,80 \text{ Double welded butt joint}$

$c$  = faktor korosi =  $0,125 \text{ in/10 tahun}$

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} t &= \frac{17,63 \text{ psi} \times \frac{132,64 \text{ in}}{2}}{12.650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,63 \text{ psi}} + 0,125 \\ &= 0,24 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar 1/4 in (Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959))

j. Menentukan Tebal Flight

Diasumsikan bahwa tebal *flight* sama dengan tebal Rotary Cooler yang mendekati nilai dari hasil perhitungan yaitu : 1/4 in

k. Menentukan Daya Rotary Cooler

Berdasarkan (Perry, 1984), jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara  $0,5D^2 - 1,0D^2$  (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya sebesar  $0,5D^2$  sehingga:

$$\begin{aligned} P &= 0,5 \times 11,05 \\ &= 61,089 \text{ kW} \\ &= 81,922 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tabel C.009 Spesifikasi Rotary Cooler (RC – 001)

Alat	Rotary Cooler
Kode	CO-L09
Fungsi	Mendinginkan produk yang keluar dari RK-L07
Dimensi	Diameter = 11,05 ft Panjang = 106,39 ft Kemiringan = 2,62 ft/ft Jumlah radial flight = 27 Tinggi flight = 1,38 ft Waktu tinggal = 229,67 menit
Putaran	3 rpm
Kondisi operasi	T feed = 900°C T produk = 40°C T udara in = 25°C T udara out = 400°C
Power	81,922 Hp
Jumlah	1 buah

10. Blower (BL-L10)



Dengan menggunakan perhitungan seperti pada BL-L08 didapatkan spesifikasi blower BL-L10 sebagai berikut :

Tabel C.010 Spesifikasi Blower (BL-L10)

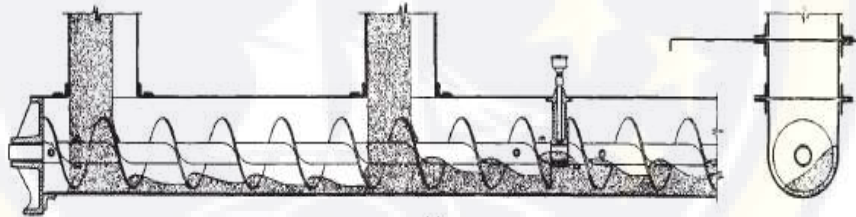
Alat	Blower
Kode	BL-L10
Fungsi	Mengalirkan udara panas keluar dari CO-L09
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	25.731 ft <sup>3</sup> /min
Power	25,249 Hp
Jumlah	4 buah

#### 11. Screw Conveyor (SC-L11)

Fungsi : Membawa CaO keluaran Rotary Cooler menuju Bucket Elevator (BE-L03)

Jenis : *Helicoid screw conveyor*

Dasar pemilihan : Bahan yang dibawa bersifat bereaksi dengan air sehingga *screw* ini berfungsi untuk melindungi bahan agar tak mengalami kontak langsung dengan udara.



Gambar C.008 Screw Conveyor (Perry, 1984)

Kapasitas = laju alir massa masuk  
= 10.487,25 kg/jam

*Over design* adalah 20 % Tabel 6. (Peters, Timmerhaus, & West, 2003))

Sehingga kapasitas desain = 1,2 x 10.487,25 kg/jam  
= 12.585 kg/jam  
= 27.744 lb/jam

Suhu campuran keluar dari Rotary Cooler, T = 40°C

Tabel C.011 Laju Alir Bahan Masuk Screw Conveyor

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol )	Mol (kmol/jam )	Density	Xi	Xi/pi
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	2.710,00	0,04	1,49E-05
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	2.958,00	0,00	2,79E-07
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.287,00	0,01	4,61E-06
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.762,00	0,01	2,89E-06
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	2.642,00	0,00	1,6E-06
H <sub>2</sub> O	133,06	18,00	7,39	995,37	0,01	6,38E-06
CaO	9.013,86	56,00	160,96	3.340,00	0,43	0,000129
MgO	156,51	40,00	3,91	3.580,00	0,01	2,09E-06
Total	10.487,25					0,000162

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$= 6.185,5 \text{ kg/m}^3$$

$$= 218.440 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{218.440}{10.487}$$

$$= 59,87 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kapasitas desain} = \text{laju alir volumetrik}$$

$$= 59,87 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan kapasitas desain tersebut, dipilih screw conveyor sesuai dengan spesifikasi yang ada pada Tabel 13 (Brown, 1951) sebagai berikut:

$$\text{Kapasitas} = 74 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter screw} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran} = 250 \text{ rpm ( maksimum)}$$

Power yang dibutuhkan untuk pergerakan horizontal dihitung berdasarkan rumus berikut :

$$H_p = \frac{\text{Coefficient} \times \text{capacity} \times \text{Length}}{33000} \quad (\text{Brown, 1951})$$

Dimana :

*Coefficient* = 4 (Brown, 1951)

*Capacity* = 27.744 lb/jam = 463,33 lbm/menit

*Length* = Panjang screw conveyor (ft) = 5 m = 16,4010 ft

Maka,

$$\text{Hp} = \frac{4 \times 27.744 \times 60 \times 16,4}{33000}$$
$$= 0,92 \text{ hp}$$

Diambil standar 1 hp.

Tabel C.012 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L11)

Alat	Screw Conveter
Kode	SC-L11
Fungsi	Membawa produk keluaran Rotary Cooler menuju Bucket Elevator (BE-L12)
Tipe	<i>Helicoid screw conveyor</i>
Kapasitas	59,87 ft <sup>3</sup> /jam
Kecepatan max screw	250 rpm
Diameter screw	3 in
Panjang screw	5 m
Power	0,92 Hp
Jumlah	1 Buah

## 12. Bucket Elevator (BE-L12)

Dengan perhitungan seperti BE-L03 ,maka didapat spesifikasi BE-L12 sebagai berikut:

Tabel C.013 Spesifikasi Bucket Elevator (BE-L12)

Alat	Bucket Elevator
------	-----------------

Kode	BE-L12
Fungsi	Mengangkut produk dari SC-L11 menuju ke hopper
Tipe	<i>Supercapacity Continuous Bucket Elevator</i>
Kapasitas	12.585 kg/jam
Over design	20%
Power motor	0,412 Hp
Jumlah	1 buah

### 13. Hopper (HO-L13)

Dengan perhitungan seperti HO-L04 ,maka didapat spesifikasi HO-L13 sebagai berikut:

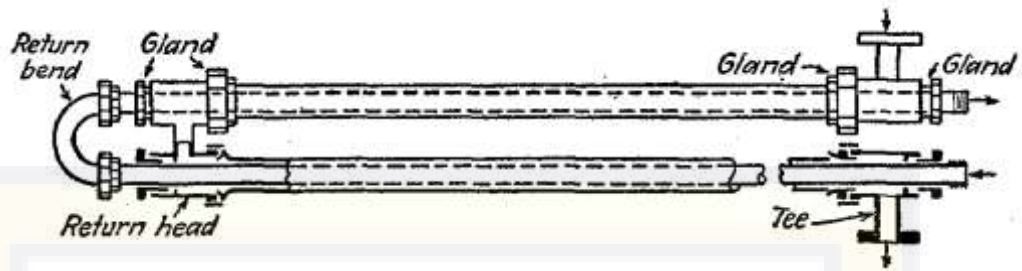
Tabel C.014 Spesifikasi Hopper (HO-L13)

Alat	Hopper
Kode	HO-L13
Fungsi	Menampung batu kapur dari Bucket Elevator (BE-L12) dan mengumpulkannya ke Slacker Tank (S-L01)
Tipe	<i>Conical Hopper</i>
Kapasitas	153,69 ft <sup>3</sup>
Over design	20%
Dimensi	D = 10,71 ft H = 5,26 ft Tebal = 3/8 in
Tekanan	15,43 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-7</i>
Jumlah	1 buah

### 14. Heater (HE-L14)

Fungsi : Memanaskan air sebelum direaksikan dengan CaO dalam Slacker Tank (ST-L15)

Jenis : *Double pipe heat exchanger*



Gambar C.009 *Double Pipe Heat Exchanger* (Kern, 1965)

Data perhitungan:

Fluida panas : *steam*

Laju alir, W = 56.793 kg/jam = 62.603,85 lb/jam (dua buah heater)

T masuk,  $T_1$  = 350°C = 662°F

T keluar,  $T_2$  = 350°C = 662°F

Fluida dingin : air

Laju alir = 6.258,2 kg/jam = 6.898,5 lb/jam

T masuk,  $t_1$  = 30°C = 86°F

T keluar,  $t_2$  = 178,78°C = 358,80°F

a. Neraca panas

Beban panas, Q = 29.155.481,30 kkal/jam = 57.810.509 Btu/jam

b. Menghitung  $\Delta t$  LMTD

Tabel C.015 Penentuan suhu LMTD

Steam	Fluida	$T_{diff}$
662	358,80	308,19
662	86	576
0	267,80	-267,80

$$\begin{aligned} \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \\ &= 428,23^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sehingga  $\Delta t = \Delta t$  LMTD

c. Temperatur kalorik

$$T_c = T_{avg} = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = 662^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = 86^\circ\text{F}$$

Trial :

Dari Tabel 8 b (Kern, 1965) untuk *heater* dengan *hot fluid steam* dan *cold fluid water* diketahui :

$$\text{design overall coefficient} = UD = 200 - 700 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan  $UD = 700$

$$A = \frac{q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 192,85 \text{ ft}^2$$

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka digunakan tipe *double pipe* dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11, (Kern, 1965)) :

Tabel C.016 Spesifikasi pipa

Annulus		Inner pipe	
IPS (in)	8	IPS (in)	2,5
Sch No	40	Sch No	40
OD (in)	8,625	OD (in)	2,88
ID (in), $D^2$	7,981	ID (in), $D^2$	2,469
$a'$ (ft <sup>2</sup> )	2,258	$a'$ (ft <sup>2</sup> )	0,753

Fluida dingin : *annulus, air*

1. *Flow area, a<sub>a</sub>*

Dari (Kern, 1965)

$$D_2 = 0,718 \text{ ft} = 8,625 \text{ in}$$

$$D_1 = 0,665 \text{ ft} = 7,981 \text{ in}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,058 \text{ ft}^2$$

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \text{ [Pers. 6.3]}$$

$$= 0,1116 \text{ ft}$$

2. Laju alir massa,  $G_a$

$$G_a = \frac{w}{a_a}$$

$$= 1.073.848,55 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan *Reynold*,  $R_{ea}$

Pada  $T_{avg} = 662^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,1589 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 0,384 \text{ lb/jam ft}$$

$$R_{ea} = \frac{D_e G_a}{\mu} \text{ [Pers. 3.6]}$$

$$= 311.828,72$$

Fluida panas : *inner pipe, steam*

1. *Flow area*,  $a_p$

$$D_p = 2,47 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi D^2/4$$

$$= 0,033 \text{ ft}^2$$

2. Laju alir massa,  $G_p$

$$G_p = W/a_p$$

$$= 207.589 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan *Reynold*,  $R_{ep}$

Pada  $T = 86^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,276 \text{ lb/jam ft}$$

$$R_{ep} = \frac{D_e G_p}{\mu} \text{ [Pers. 3.6]}$$

$$= 154.511$$

4.  $jH = 550$  (Fig. 24, (Kern, 1965))

5. Pada  $T = 219^\circ\text{F}$

$$k = 0,3701 \text{ Btu/jam.ft}^2 (\text{°F/ft})$$

$$c = 1,01 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,866$$

$$6. \frac{h_o}{\Phi_a} = jH \left(\frac{k}{D_e}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \text{ (Pers. 6.15)}$$

$$= 779,58 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$7. h_{io} = 563,94 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

8. *Clean overall coefficient*, UC

$$\begin{aligned}
 UC &= \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \\
 &= 409,85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

9. Rd dengan UD = 500

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{UC - UD}{UC UD} \\
 &= -0,0010 \text{ Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

10. *Required surface*

*External surface / lin ft,*

$$a'' = 0,753 \text{ ft}^2 \text{ (Tabel.11 (Kern, 1965))}$$

*Required length,*

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} \\
 &= 256,11 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Koreksi panjang pipa

$$\begin{aligned}
 L &= 2Lh \times \text{hairpin} \\
 &= 346,38 \text{ ft linear}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Actual surface} &= L \text{ kor} \times a'' \\
 &= 346,38 \times 0,753 \\
 &= 260,82 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD aktual} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= 517,58 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

*Actual Dirt Factor, Rd aktual dengan UD = 250 Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}*

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{UC - UD}{UC UD} \\
 &= 0,0001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

*Pressure drop*

*Annulus*

$$\begin{aligned}
 1. \text{ De}' &= (D_2 - D_1) \quad (\text{Pers. 6.4}) \\
 &= 0,053 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rea}' &= \frac{D_e G_a}{\mu} \quad (\text{Pers. 3.6}) \\
 &= 149.867,82
 \end{aligned}$$

$$2. \text{ f} = 0,00052$$



Pada  $t_a = 662^\circ\text{F}$

$$\rho = 37,35 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} 3. \Delta F_a &= \frac{4fG_a^2L}{2g\rho^2D_e} \\ &= 0,994 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_a &= \frac{G_a}{3600\rho} \\ &= 7,98 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \Delta F_1 &= 1 \left( \frac{V_a^2}{2g'} \right) \\ &= 31,89 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)\rho}{144} \\ &= 8,52 \text{ psi} \end{aligned}$$

Allowable  $\Delta P_a = 10 \text{ psi}$

*Inner pipe*

$$\begin{aligned} 1. R_{ep} &= 40.301,7 \\ f &= 0,0006 \\ \rho &= 62 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \Delta F_p &= \frac{4fG_p^2L}{2g\rho^2D_e} \\ &= 0,447 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p\rho}{144} \\ &= 0,193 \text{ psi} \end{aligned}$$

Allowable  $\Delta P_p = 1 \text{ psi}$

Tabel C.017 Spesifikasi Heater (HE-L14)

Alat	Heater		
Kode	HE-L14		
Fungsi	Memanaskan air sebelum direaksikan dengan CaO dalam ST-L15		
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>		
Dimensi	Annulus (air)	Inner pipe (steam)	
	IPS (in)	8	IPS (in) 2,5

	Sch No	40	Sch No	40
	OD (in)	8,625	OD (in)	2,88
	ID (in), $D^2$	7,981	ID (in), $D^2$	2,469
	$a'$ ( $ft^2$ )	2,258	$a'$ ( $ft^2$ )	0,753
	$\Delta Pa$	8,52 psi	$\Delta Pp$	0,193 psi
Bahan kontruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316			
Jumlah	2 buah			

#### 15. Slacker Tank 001 (ST-L15)

Fungsi : Mereaksikan kalsium oksida ( $CaO$ ) dengan  $H_2O$  menghasilkan  $Ca(OH)_2$ .

Tipe Reaktor : Reaktor alir tangki berpengaduk atau RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu :  $90^\circ C$

Konversi : 72%

(United States of America Patent No. US4588559A, 1984)

Tipe perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (toripsherial)* sebagai tutup atas dan bawah.

a. Dasar pemilihan jenis reaktor dan perancangannya yaitu :

1. Fase reaksi padat-cair dan prosesnya kontinyu
2. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor CSTR.
3. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena volume reaktor relative besar dibandingkan dengan Reaktor Alir Pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor.
4. Dipilihnya untuk perancangan berupa silinder tegak dengan *flange and dish Head (toripsherial)* sebagai tutup atas dan bawah, karena tangki

proses ini dapat dioperasikan pada kisaran tekanan 15 – 200 psig, dan juga akan di tempatkan pengaduk pada bagian atas.

b. Dasar pemilihan coil yaitu :

1. Hasil perhitungan menunjukkan jaket tidak dapat digunakan sebagai sistem pendingin karena luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan luas area transfer panas dari jaket ke reaktor.
2. Jacket biasanya digunakan untuk vessel yang membutuhkan pembersihan rutin dan vessel glass-lined yang sulit dipasang koil internal. (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999)
3. Harga murah (Kern, 1965)

A. Volume Reaktor

1. Menentukan persamaan laju reaksi:



atau bisa disederhanakan menjadi :



Persamaan laju reaksi antara CaO dengan H<sub>2</sub>O dapat ditentukan dengan beberapa metode. Dengan data dibawah ini dari (Kallavus & Reiska, 2008) dipilih metode integral untuk menebak persamaan laju reaksinya.

Tabel C.018 Data Kinetika Reaksi Slaking

t (min)	% tingkat hidrasi/konversi (X)
0,1	0,2
10	0,74
20	0,89
30	0,98

Karena data yang ada berupa t vs X, sedangkan untuk penentuan persamaan laju diperlukan data t vs C<sub>A</sub> ,maka X yang merupakan fungsi C<sub>A</sub> diubah ke bentuk C<sub>A</sub> sesuai dengan orde reaksi yang ditebak.

Tebakan pertama reaksi slaking diatas adalah reaksi berorde 1 terhadap  $C_A$  sehingga persamaan lajunya adalah

$$(-r_A) = k.C_A$$

Dengan,

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$-(dC_A/dt) = (-r_A) = k.C_A$$

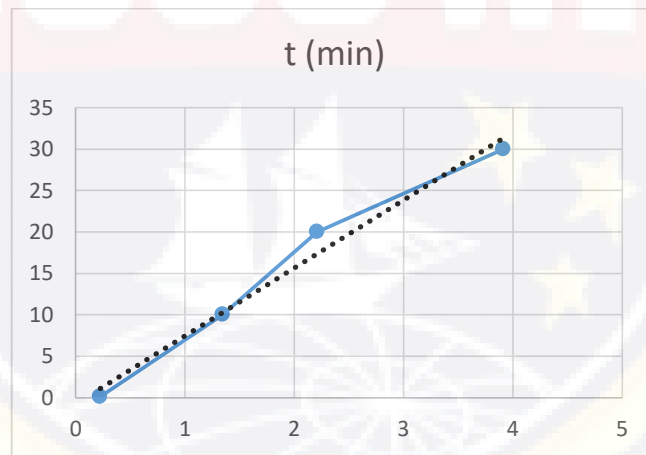
Jika persamaan laju di integralkan maka diperoleh:

$$- \ln (1 - X_A) = kt$$

Sehingga diplotkan  $t$  vs  $-\ln (1 - X_A)$  sebagai berikut

Tabel C.019 Data  $t$  vs  $-\ln (1 - X_A)$

$-\ln(1-X_A)$	$t$ (min)
0,223144	0,1
1,347074	10
2,207275	20
3,912023	30



Gambar C.010 Grafik Data  $t$  vs  $-\ln (1 - X_A)$

Dari gambar diatas ternyata diperoleh garis linear sehingga orde tebakkan adalah benar. Slope garis diatas adalah nilai  $k$  ( konstanta laju reaksi ), jika diambil nilai  $x = 20$  maka  $y = 2,5$  sehingga

$$\begin{aligned} \text{slope} = k &= y/x \\ &= 2,5/ 20 \end{aligned}$$

$$= 0,125 / \text{menit} = 7,5/\text{jam}$$

Sehingga persamaan laju reaksi Slaking adalah

$$\begin{aligned} (-r_A) &= k \cdot C_A \\ &= 7,5 C_A \quad \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

Dengan :

$$(-r_A) = \text{laju reaksi, mol/liter jam} = \text{kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$k = 0,125 / \text{menit} = 7,5/\text{jam}$$

$$C_A = \text{konsentrasi Ca(OH)}_2 \text{ sisa, kmol/m}^3$$

2. Menentukan  $C_{A0}$  dan  $C_{A1}$

Densitas komponen masuk reaktor ditunjukkan sebagai berikut:

Tabel C.020 Menentukan konsentrasi Umpam masuk reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (Kmol/jam)	Density	Xi	Xi/pi
CaCO <sub>3</sub>	847,17	100,00	8,47	2.710,00	0,051	1,87E-05
MgCO <sub>3</sub>	17,30	84,00	0,21	2.958,00	0,001	3,49E-07
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	124,19	160,00	0,78	1.287,00	0,007	5,76E-06
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	106,45	102,00	1,04	1.762,00	0,006	3,61E-06
SiO <sub>2</sub>	88,71	60,00	1,48	2.642,00	0,005	2,01E-06
H <sub>2</sub> O	6.391,26	18,00	355,07	995,37	0,382	0,000383
CaO	9.013,86	56,00	160,96	3.340,00	0,538	0,000161
MgO	156,51	40,00	3,91	3.580,00	0,009	2,61E-06
Total	16.745,44				1,00	0,000578

$$\begin{aligned} \rho_{\text{mix}} &= \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} \\ &= 1.731,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 108,07 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v_o &= \frac{\text{massa total}}{\text{densitas campuran}} \\ v_o &= \frac{16.745,44 \text{ kg/jam}}{1.731 \text{ kg/m}^3} \\ &= 9,67 \text{ m}^3/\text{jam} = 341,58 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dari Neraca Massa Laju Alir Molar Komponen masuk R-210

$$F_{A0} = 8,47 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times v_0 \quad (\text{Fogler, 1999})$$

$$C_{A0} = \frac{\text{laju alir molar CaO masuk}}{\text{laju alir volumetrik umpan total reaktor}}$$

$$= \frac{8,47 \text{ kmol/jam}}{9,67 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,87 \text{ kmol/m}^3 = 0,0009 \text{ kmol/ltr}$$

Sehingga :  $C_A = C_{A0} (1 - X_{A1})$

$$C_A = 0,87 (1 - 0,72) = 0,245 \text{ kmol/m}^3$$

### 3. Menentukan volume reaktor

Untuk CSTR :  $V = \frac{F_{A0} X}{-r_A} \quad (\text{Fogler, 1999})$

Sehingga  $V = \frac{F_{A0} X}{k C_A} \dots\dots\dots (6)$

$$= 3,31 \text{ m}^3 = 117,11 \text{ ft}^3$$

*Over design* = 20 % (Peters, Timmerhaus, & West, 2003)

$$V = 1,2 \times 117,11 \text{ ft}^3$$

$$= 140,53 \text{ ft}^3$$

Waktu tinggal :

$$\tau = V/v$$

$$= \frac{140,53 \text{ ft}^3}{341,58 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,411 \text{ jam}$$

$$= 24,68 \text{ menit} = 25 \text{ menit}$$

### 4. Dimensi Reaktor

#### a. Menentukan diameter reaktor

Berdasarkan Tabel 4.27 (Ulrich, 1984), dimana  $H/D < 2$  dipilih,  $H = D$

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

#### 1) *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil (Brownell & Young, 1959).

#### 2) *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm) (Brownell & Young, 1959).

### 3) *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell & Young, 1959).

Untuk tekanan 1 atm/15 psig maka dipilih *torispherical flanged and dished head* Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* adalah

$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0,000049D^3$  (pers. 5.11. (Brownell & Young, 1959))

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{torispherical}} \\ &= \frac{1}{4} \pi \cdot ID^2 \cdot H + (2 \times 0,000049 \cdot ID^3) \end{aligned}$$

dengan  $H = ID$ , substitusikan ke pers (6)

$$V_{\text{reaktor}} = 0,7851 ID^3$$

$$140,53 \text{ ft}^3 = 0,7851 ID^3$$

$$ID^3 = 179 \text{ ft}^3$$

$$ID = 5,63 \text{ ft} = 1,71 \text{ m} = 67,62 \text{ in}$$

$$H = 5,63 \text{ ft} = 1,71 \text{ m} = 67,62 \text{ in}$$

Dipilih standar

$$ID = 6 \text{ ft} = 1,82 \text{ m} = 72 \text{ in}$$

$$H = 6 \text{ ft} = 1,82 \text{ m} = 72 \text{ in}$$

Menghitung tinggi cairan ( $H_L$ )

$$H_L = \frac{V_{\text{reaktor}}}{\frac{\pi D^2}{4}}$$

$$\text{Vol reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 H_L$$

$$140,53 = \frac{3,14}{4} 7^2 H_L$$

$$H_L = 4,97 \text{ ft} = 1,51 \text{ m} = 59,67 \text{ in}$$

#### b. Menentukan tekanan desain

Tekanan operasi ( $P_{\text{operasi}}$ ) = 1 atm ( 14,7 psi)

$$\text{Phidrostatic} = \frac{\rho_{\text{max}} \left( \frac{g}{g_c} \right) H_L}{144}$$

$$= \frac{108,07 \times 1 \times 4,97}{144}$$

$$= 3,73 \text{ psia}$$

Keterangan :

$g$  : Percepatan gravitasi = 32,174 ft/det<sup>2</sup>

$g_c$  : Faktor konversi percepatan gravitasi = 32,1740 g.cm/gf.det<sup>2</sup>

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 + 3,73$$

$$= 18,43 \text{ psia}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja absolut (Coulson & Richardson, 1983)

Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya (Rules of thumb (Walas, 1988))

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{abs}}$$

$$= 1,1 \times 18,43$$

$$= 20,27 \text{ psi}$$

c. Menentukan Ketebalan dinding reaktor

Tipe material penyusun reaktor adalah *Carbon Steel SA-216*. Hal ini disebabkan

- Mempunyai *allowable stress* yang besar
- Struktur kuat
- Harga yang relatif lebih murah dapat menangani  $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Ketebalan dinding *shell* :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6P} + C \text{ (pers 14.34 (Brownell \& Young, 1959))}$$

Keterangan :

$t_s$  = tebal *shell*, in

$r_i$  = jari-jari *shell* =  $D/2 = 3 \text{ ft} = 36 \text{ in}$

$f$  = *allowable stress* untuk *Carbon Steel SA 216*  
= 18.750 psi (Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

$E$  = *joint efisiensi* tipe *double-butt weld*  
= 0,80 (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

$C$  = *corrosion allowance*  
= 0,125 in/10 tahun



(Tabel 6, (Peters, Timmerhaus, & West, 2003))

P = tekanan desain = 20,27 psi

Maka :

$$t_s = \frac{20,27 \text{ psi} \times 36 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,27 \text{ psi}} + 0,125$$
$$= 0,1818 \text{ in}$$

Diambil  $t_s$  standar = 5/16 in = 0,3125 in

Standardisasi OD :

$$\text{OD} = \text{ID} + 2.t_s$$
$$= 72 + (2 \times 0,3125)$$
$$= 68,25 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 72 in (Brownell & Young, 1959)

#### 5. Perancangan *Head* Tangki

Bentuk : *torispherical dished head*

Dasar Pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm).

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

Ketebalan *torispherical head*

$$t_h = \frac{P.r.i.W}{2fE-0,2P} + C \text{ (Pers. 7.77 (Brownell & Young, 1959))}$$

Keterangan :

$t_h$  = tebal head, in

W = faktor intensifikasi stress

f = *allowable stress* untuk Low Alloy Steel SA 203 grade C  
= 18.750 psi (Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

E = joint efisiensi tipe *double-butt weld*  
= 0,80 (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

C = *corrosion allowance*  
= 0,125 in/10 tahun (Tabel 6 (Peters, Timmerhaus, & West, 2003))

P = tekanan desain = 20,27 psi

Untuk OD = 72 in (Tabel 5-7 (Brownell & Young, 1959))

maka *Inside corner radius*,  $icr = 4,375 \text{ in}$

crown radius,  $rc = 72 \text{ in}$

$$\begin{aligned}W &= \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= 3,04 \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{20,27 \text{ psi} \times 36 \text{ in} \times 3,04 \text{ in}}{2 \times 18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 20,27 \text{ psi}} + 0,125 \\ &= 0,27 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan tebal *head* standard = 5/16 in

Tebal *bottom* = tebal *head* = 5/4 in

Untuk  $t_h = 7/16 \text{ in}$ , maka  $sf = 1,5 - 3$  (Tabel 5.6. (Brownell & Young, 1959))

Diambil  $sf = 2 \text{ in}$

$$\begin{aligned}AB &= (ID/2) - icr \\ &= (72/2) - 4,375 \\ &= 31,62 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= rc - icr \\ &= 72 - 4,375 \\ &= 67,62 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}B &= rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 12,225 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OA &= t_h + b + sf \quad (\text{Fogler, 1999}) \\ &= 5/16 + 12,225 + 2 \\ &= 14,53 \text{ in}\end{aligned}$$

jadi tinggi *dished head*,  $H_d = 14,53 \text{ in} = 1,21 \text{ ft} = 0,369 \text{ m}$

Tinggi cairan di *shell* ( $H_{L,s}$ )

$$\begin{aligned}H_{L,s} &= H_L - OA \\ &= 4,97 \text{ ft} - 1,21 \text{ ft} \\ &= 3,76 \text{ ft} = 45,13 \text{ in} = 1,14 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi total reaktor =  $H_s + 2.H_d$

$$\begin{aligned}&= 6 \text{ ft} + (2 \times 1,21 \text{ ft}) \\ &= 9,42 \text{ ft} = 2,87 \text{ m} = 113,08 \text{ in}\end{aligned}$$

Volume pada  $sf = (\pi/4).D^2.sf$

$$= (3,14/4) \times 72^2 \times 2$$

$$= 8.138,9 \text{ in}^3 = 4,71 \text{ ft}^3$$

Volume head torispherical (V<sub>d</sub>)

$$V_d = 0,000049 \text{ ID}^3$$

$$= 0,000049 \times 72^3$$

$$= 18,28 \text{ in}^3 = 0,0105 \text{ ft}^3$$

Volume sebuah *head*

$$V_h = V_d + \text{Vol pada sf}$$

$$= 0,0105 + 4,71 = 4,72 \text{ ft}^3$$

## 6. Desain Sistem Pengaduk

### a. Dimensi Pengaduk

Digunakan jenis *six pitched blade turbine*. Karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas < 10.000 cp (Geankoplis, 1993) dan cocok untuk pengadukan suspensi solid (Walas, Chemical Process Equipment, 1990). Berikut dijabarkan geometrinya:

$$\frac{Dt}{Di} = 3 \quad (\text{Brown, 1951})$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1 \quad (\text{Brown, 1951})$$

$$\frac{W}{Di} = 3 \quad (\text{Brown, 1951})$$

$$r = \frac{1}{4} Di \quad (\text{Metcalf and Eddy, 1991})$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} Di \quad (\text{Walas, Chemical Process Equipment, 1990})$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} w \quad (\text{Walas, Chemical Process Equipment, 1990})$$

$$Dd = \frac{2}{3} Di \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$\frac{W}{Di} = \frac{1}{5} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Keterangan :

Di = Diameter *impeller*, m

Dt = Diameter tangki, m

Zi = Tinggi *impeller* dari dasar tangki, m

w = Lebar *baffle*, m

W = Tebal *baffle*, m

D<sub>d</sub> = Diameter batang penyangga *impeller*, m

r = *impeller blade length*, m

Offset 1 = Jarak *baffle* dari dasar tangki, m

Offset 2 = Jarak *baffle* dari permukaan cairan, m

Jadi, dimensi pengaduk adalah :

$$D_i = (1/3) \times 72 \text{ in} = 24 \text{ in} = 0,60 \text{ m} = 2 \text{ ft}$$

$$Z_i = 1 \times 24 \text{ in} = 24 \text{ in} = 0,60 \text{ m} = 2 \text{ ft}$$

$$w = 0,17 \times 24 \text{ in} = 4,08 \text{ in} = 0,10 \text{ m} = 0,34 \text{ ft}$$

$$r = (1/4) \times 24 \text{ in} = 6 \text{ in} = 0,15 \text{ m} = 0,5 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 1} = (1/2) \times 24 \text{ in} = 12 \text{ in} = 0,30 \text{ m} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 2} = (1/6) \times 4,08 \text{ in} = 0,68 \text{ in} = 0,017 \text{ m} = 0,056 \text{ ft}$$

$$D_d = 2/3 \times 24 \text{ in} = 16 \text{ in} = 0,40 \text{ m} = 1,33 \text{ ft}$$

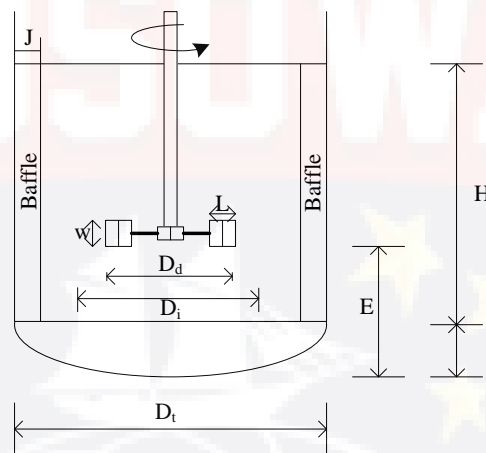
$$W = 1/5 \times 24 \text{ in} = 4,8 \text{ in} = 0,12 \text{ m} = 0,4 \text{ ft}$$

Jumlah *baffle* = 4

$$\text{Panjang } \textit{baffle} = H_{L,s} - (\text{Offset 1} + \text{Offset 2})$$

$$= 45,13 \text{ in} - (12 + 0,68) \text{ in}$$

$$= 32,45 \text{ in} = 0,82 \text{ m}$$



Gambar C.011 Dimensi reaktor beserta *impeller* dan *baffle*

b. Daya Motor

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \frac{\text{Daya input}}{\text{Efisiensi motor}}$$

c. Menghitung daya input

Daya input = kebutuhan daya teoritis + hilang (*gland loss*)

d. Kebutuhan daya teoritis

$$P = N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_i^5 \quad \text{pers.3.4-2 (Geankoplis, 1993)}$$

Keterangan :

P = Power (W)

$N_p$  = Power Number

N = Kecepatan *impeller* (rps)

$\rho_{mix}$  = densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>) = 72,5960 lb/ft<sup>3</sup>

$D_I$  = diameter *impeller*, m

$$NRe = \frac{\rho_{max} N D_I^2}{\mu_{max}} \quad \text{Pers. 3.4-1 (Geankoplis, 1993)}$$

Jumlah pengaduk yang dibutuhkan pers 8.9 (Rase, 1977) :

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

keterangan :

ID = diameter dalam reaktor, ft

WELH= *water equivalent liquid height*

$$= H_{L,s} \times \text{sp. Gr}$$

tinggi cairan ( $H_{L,s}$ ) = 5,6007ft

Densitas air pada 4°C = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Densitas campuran = 1.731,3 kg/m<sup>3</sup>

spesifik gravity (sg) =  $\frac{\rho_{larutan}}{\rho_{air}}$

$$= 1,7313$$

WELH = 3,76 ft x 1,7313

$$= 6,512 \text{ ft} = 1,9849 \text{ m}$$

Jumlah pengaduk, n =  $\frac{WELH}{ID}$

$$= 0,93 \text{ (digunakan satu buah pengaduk)}$$

Untuk mencari kecepatan putaran teoritis pada pencampuran padatan cairan digunakan kecepatan putaran kritis.

Tabel C.021 Komponen Perhitungan Kecepatan Putaran Kritis

	CaO	Campuran padatan
DP, in	0,5	0,5
$\Delta r$ , kg/m <sup>3</sup>	2359,94	1573,44
B, tak berdimensi	23,8095	5,89181

Keterangan :

$D_p$  = diameter partikel

$\Delta\rho$  = beda densitas antara padatan dan cairan

B = 100 x (berat padatan/berat cairan)

$$\begin{aligned} \text{Perubahan di } nc &= D_p^{0,2} \Delta\rho^{0,45} B^{0,13} \quad (\text{McCabe, 1993}) \\ &= (0,5/0,5)^{0,2} \times (2359,94/1573,44)^{0,45} \times (23,8095 / 5,8919)^{0,13} \\ &= 1,439 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perubahan di } P &= nc^3 \\ &= 1,439^3 \\ &= 2,97 \end{aligned}$$

Dari Figure 9.19 (McCabe, 1993) P/V untuk padatan adalah 4,2 hp/1000 gal.

$$\begin{aligned} \text{Sehingga P/V untuk CaO adalah} \\ &= 4,2 \text{ hp/1000 gal} \times 2,97 \\ &= 12,51 \text{ hp/1000 gal} \end{aligned}$$

Volume campuran adalah  $341,57 \text{ ft}^3 = 2.555,18 \text{ gal}$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga daya teoritis adalah} \\ &= 12,51 \text{ hp/1000 gal} \times 2.555,18 \text{ gal} \\ &= 31,97 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kecepatan kritis pengadukan

$$P = \frac{N_P \rho_{max} N^3 D_i^5}{g_c}$$

$$31,97 = \frac{N_P \rho_{max} N^3 D_i^5}{g_c}$$

$$N^3 = 0,21$$

$$N = 0,59 \text{ rps}$$

$$= 35,71 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{D_i^5 \rho_{max} N}{\mu_{max}} \quad \text{Pers. 3.4-1 (Geankoplis, 1993)} \\ &= 41.176 \end{aligned}$$

e. Daya yang hilang (*gland loss*)

$$\begin{aligned} \text{Hilang (gland loss)} &= 10 \% \text{ daya teoritis (Joshi, 1976)} \\ &= 0,1 \times 31,97 \text{ hp} \\ &= 3,19 \text{ hp} \end{aligned}$$

f. Daya input

$$\begin{aligned}\text{Daya input} &= \text{kebutuhan daya teoritis} + \text{hilang (gland loss)} \\ &= 31,97 \text{ hp} + 3,19 \text{ hp} \\ &= 35,17 \text{ hp}\end{aligned}$$

g. Efisiensi motor ( $\eta$ )

$$\text{Efisiensi motor } (\eta) = 80 \%$$

Daya motor yang digunakan

$$P = 100/80 \times 35,17 \text{ hp} = 43,97 \text{ hp}$$

h. Panjang Batang Sumbu Pengaduk (*axis length*)

$$\begin{aligned}\text{axis length (L)} &= \text{tinggi total tangki} + \text{jarak dari motor ke} \\ &\quad \text{bagian bearing} - \text{jarak pengaduk dari dasar} \\ &\quad \text{tangki}\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = 9,42 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak dari motor ke bagian atas bearing} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)} = 2 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{axis length (L)} &= 9,42 \text{ ft} + 1 \text{ ft} - 2 \text{ ft} \\ &= 8,42 \text{ ft} \\ &= 2,56 \text{ m}\end{aligned}$$

i. Diameter Sumbu

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

Menghitung  $Z_p$

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s} \quad (\text{Pers.14.9 (Joshi, 1976)})$$

Keterangan :

$$T_m = \text{Torsi maksimum}$$

$$Z_p = \text{Shear stress}$$

$$f_s = \text{Section of shaft cross section}$$

Material sumbu yang digunakan adalah *commercial cold rolled steel*.

*Axis shear stress* yang diizinkan,  $f_s = 550 \text{ kg/cm}^2$

Batasan elastis pada tegangan =  $2460 \text{ kg/cm}^2$

- Menghitung  $T_m$

Dari M.V Joshi, Pers. 14.10, hal 400,  $T_m = (1,5 \text{ or } 2,5) \times T_c$

Digunakan  $T_m = 1,5 T_c$

$$T_c = \frac{P \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times N} \quad \text{Pers. 14.8 (Joshi, 1976)}$$

Keterangan :

$T_c$  = Momen putaran, kg.m

$P$  = Daya, Hp

$N$  = Kecepatan putaran, rpm

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{43,97 \times 75 \times 60}{2 \times 3,14 \times 35,71} \\ &= 882,27 \text{ kg-m} \end{aligned}$$

$$T_m = 1,5 \times 882,27 \text{ kg-m} = 1.323,4 \text{ kg - m}$$

- Menghitung  $Z_p$

$$\begin{aligned} Z_p &= \frac{1.323,4 \times 100}{550} \\ &= 240,62 \text{ cm} \end{aligned}$$

a) Menghitung diameter sumbu (d)

$$\begin{aligned} Z_p &= \frac{\pi d^3}{16} \\ d^3 &= \frac{Z_p \times 16}{\pi} \\ &= 1.226,1 \\ d &= 10,70 \text{ cm} \end{aligned}$$

Digunakan diameter sumbu (d) = 11 cm = 0,36 ft = 4,33 in

b) Cek tegangan yang disebabkan oleh *bending moment*

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent* adalah

$$f = \frac{M_e}{Z_p} = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32}\right)}$$

• Menghitung *Bending Moment*

$M_e$  = *Bending moment equivalent*

$$M_e = \frac{1}{2} (M + \sqrt{M^2 + T_m^2})$$

$M$  =  $F_m \times L$

$$F_m = \frac{T_m}{0,75 \times R_b} \quad (\text{Pers.14.11 (Joshi, 1976)})$$

Keterangan :

$F_m$  = *bending moment* (kg)

$R_b$  = Jari-jari *impeller* =  $\frac{1}{2} D_i$



$$= \frac{1}{2} \times 0,60 \text{ m} = 0,30 \text{ m}$$

$$F_m = \frac{1,323,4}{0,75 \times 0,30}$$

$$= 5.789,2 \text{ kg}$$

$$L = \text{Panjang axis} = 2,56 \text{ m}$$

$$M = 5.789,2 \text{ kg} \times 2,56 \text{ m}$$

$$= 14.863 \text{ kg-m}$$

$$M_e = \frac{1}{2} (M + \sqrt{M^2 + Tm^2})$$

$$= 14.892 \text{ kg-m}$$

- Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent*

$$f = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32}\right)}$$

$$= 123,78 \text{ kg/cm}^2$$

- Diameter sumbu

Karena  $f <$  batasan elastis dalam tegangan ( $123,78 < 2460$ ) sehingga diameter sumbu yang direncanakan memenuhi.

#### B. Desain Pendingin

Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga panas yang dilepaskan harus diserap dari reaktor agar tidak menyebabkan kenaikan suhu. Jaket/Koil yang dialiri air pendingin digunakan untuk menjaga temperatur reaktor agar senantiasa konstan pada  $700^\circ\text{C}$ .

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata adalah

Tabel C.022 Perbedaan suhu logaritmik

Fluida panas	Temp. (F)	Fluida dingin	$\Delta t$
194	Temp. tinggi	122	72
194	Temp. rendah	86	108
0		36	

$$\begin{aligned} \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \\ &= 88,78^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### 1. Perhitungan Jacket Pendingin

Luas perpindahan panas yang tersedia

A = luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_{L,S} + \left( \frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} D_o &= 72 \text{ in} \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H_{L,S} = 3,76 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A &= 3,14 \times 6 \times 3,76 + \left( \frac{3,14}{4} 6^2 \right) \\ &= 99,125 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan:

Dari Tabel.8. Kern didapatkan *Overall heat transfer* UD dengan *hot fluid* adalah *aqueous solution* dan *cold fluid* adalah *water* dengan UD: 250 – 500 Btu/j.ft2.F.

Dipilih :

$$UD = 250 \text{ Btu/jam.ft2.oF}$$

Diketahui :

$$Q = 1.147.426,95 \text{ kkal/jam} = 4.550.317 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 88,78^\circ\text{F}$$

$$A_{\text{req}} = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

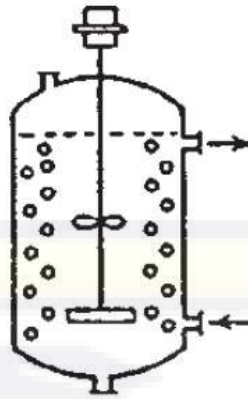
$$A_{\text{req}} = \frac{4.550.317}{250 \times 88,78}$$

$$A_{\text{req}} = 204,99 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{req}} > A_{\text{tersedia}} \quad (204,99 \text{ ft}^2 > 99,125 \text{ ft}^2)$$

Sehingga jacket pendingin tidak dapat digunakan.

### 2. Perhitungan Koil Pendingin



Gambar C.012 Koil Pendingin (Perry, 1984)

$$Q = 1.147.426,95 \text{ kkal/jam (Lampiran B)}$$

Direncanakan digunakan 1 koil. Jadi  $Q$  serap adalah 1.147.426,95 kkal/jam.

Koefisien transfer panas koil ke reaktor

Diketahui sifat fisik air pendingin :

$$T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,80 \text{ cp} = 1,93 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 0,99 \text{ kJ/kg.K} = 0,23 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,295 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$= 57.301,81 \text{ kg/jam (Lampiran B)}$$

$$= 126.328,71 \text{ lbm/jam}$$

Debit air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{57.301,81 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 57,54 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5 - 2,5 m/s (Coulson & Richardson, 1983).

$$\text{Dipilih } v = 2,5 \text{ m/s}$$

Luas permukaan aliran pipa adalah :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{57,54 \text{ m}^3/\text{jam}}{(2,5 \text{ m/s})(3600 \text{ s})} = 0,0063 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa adalah :

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0063 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,090 \text{ m} = 3,55 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 (Kern, 1965), diambil ukuran pipa standar adalah :

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

$$\text{Sch. Number} = 40$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,718 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A' = 50 \text{ in}^2 = 0,347 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 2,258 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Kecepatan alir massa air adalah :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{m}{A'} = \frac{126.328,71 \text{ lb/jam}}{(0,347 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})} \\ &= 101,06 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} \\ &= 363.826,94 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr} \end{aligned}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$\begin{aligned} v &= G_t/\rho \\ &= 1,6 \text{ ft/s} \quad (\text{Memenuhi syarat batasan}) \end{aligned}$$

Bilangan Reynold fluida dalam pipa adalah :

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{(0,665 \text{ ft})(101,06 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s})}{0,00053 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}} \\ &= 124.922,63 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Gambar 26 (Kern, 1965), untuk Nre = 124.922,63

$$\text{maka nilai } f = 0,00016$$

Dari Gambar 24 (Kern, 1965), untuk Nre = 124.922,63

$$\text{maka nilai } j_H = 1400$$

Maka hi adalah :

$$\begin{aligned} h_i &= J_H \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_P \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0,14} \\ h_i &= 1.400 \left( \frac{0,295 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot \text{F}}{0,665 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,2385 \text{ Btu/ft} \cdot \text{F} \times 1,937}{0,295 \text{ Btu/ft} \cdot \text{F}} \right)^{1/3} (1)^{0,14} \end{aligned}$$

$$h_i = 721,44 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa adalah :

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \left( \frac{D_i}{D_o} \right) \\ &= 721,44 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F} \left( \frac{0,665 \text{ ft}}{0,718 \text{ ft}} \right) \end{aligned}$$

$$= 667,57 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

$$h_{i0, \text{koil}} = h_{i0, \text{pipa}} \left[ 1 + 3,5 \left( \frac{D_i}{D_o} \right) \right]$$

Diketahui diameter spiral atau heliks koil =  $0,7 - 0,8D_t$  (Rase, 1977),

sehingga:

$$D_{\text{spiral koil}} = 0,8 \times 6 \text{ ft} = 4,8 \text{ ft} = 1,46 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} h_{i0, \text{koil}} &= 667,57 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot F \left[ 1 + 3,5 \left( \frac{0,665 \text{ ft}}{0,718 \text{ ft}} \right) \right] \\ &= 416,24 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas reaktor ke koil

Hubungan paling komprehensif untuk transfer panas ke heliks koil dengan tipe agitator *six blade turbin* adalah :

$$h_o = 0,00265 \text{ Nre} \quad (\text{Pers 20.5b (Kern D. Q., 1950)})$$

$$h_o = 0,00265 \times 124.922,63$$

$$h_o = 331,04 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{(h_o \times h_{i0})}{(h_o + h_{i0})} = \frac{(331,04 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})(416,24 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})}{(331,04 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) + (416,24 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})}$$

$$U_c = 184,39 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Nilai  $R_d$  yang diizinkan =  $0,001 - 0,003$

Diambil nilai  $R_d = 0,001$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{1}{\left( \frac{1}{U_c} + R_d \right)} = \frac{1}{\left( \frac{1}{184,39 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} + 0,001 \right)} \\ &= 155,68 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{4.550.317 \text{ Btu}}{(155,68 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})(88,78^\circ\text{F})} \\ &= 329,18 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Panjang koil adalah :

$$L = \frac{A}{a_t} = \frac{329,18 \text{ ft}^2}{2,258 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 145,78 \text{ ft} = 44,43 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume koil} &= \pi/4 \cdot OD^2 \cdot L \\ &= (3,14/4) \cdot (0,718)^2 \cdot 145,78 \\ &= 59,12 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan luas koil,  $A_k$

$$A_k = \pi \times D_k \times a''$$

$$= 3,14 \times 0,718 \times 2,258$$

$$= 4,71 \text{ ft}^2$$

Jumlah lilitan koil =  $A/A_k$

$$= 69,80 \text{ lilitan}$$

Dipakai 70 lilitan.

$$s = s.g = \frac{\rho}{\rho_{air,4^\circ C}} = \frac{995 \text{ kg/m}^3}{998 \text{ kg/m}^3} = 0,997$$

Nilai *pressure drop* dalam koil adalah :

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$$

$$= \frac{(0,00016)(350.872,95 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr})^2 (228,67 \text{ ft})}{5,22 \cdot 10^{10} (0,552 \text{ ft})(0,997)(1)}$$

$$= 0,089 \text{ psia}$$

Batasan *pressure drop* yang diizinkan untuk air yang mengalir dalam *tube* atau koil adalah 10 psia (Kern, 1965). Sehingga *pressure drop* diatas memenuhi syarat.

Tabel C.023 Spesifikasi Slacker Tank (ST-L15)

Alat	Slacker Tank
Kode	ST-L15
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin
Suhu	90°C
Konversi	72%
Kapasitas	140,53 ft <sup>3</sup>
Tekanan desain	20,27 psi
Jenis Pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Power	43,97 hp

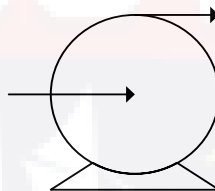
Putaran pengaduk	35,71 rpm
Dimensi	Diameter ST (ID) = 6 ft Tinggi (Hs) = 9,42 ft Tebal ( $t_s$ ) = 5/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 5/16 in Diameter koil (ID) = 0,665 ft Panjang koil (L) = 145,78 ft Jumlah lilitan = 70 lilitan
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-216
Jumlah	1 buah

#### 16. Pompa Proses (PP-L16)

Fungsi : Mengalirkan *slurry*  $\text{Ca(OH)}_2$  dari ST-L15 menuju ST-L17

Tipe Pompa : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*



Gambar C.013 Pompa *Centrifugal*

#### Alasan Pemilihan

- Dapat digunakan range kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- Kecepatan putarannya stabil
- Tidak memerlukan area yang luas

*Friction loss* yang perlu diperhitungkan antara lain :

- Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
- Friksi pada pipa lurus
- Friksi pada *elbow*

- Friksi pada *Tee*
- Friksi karena ekspansi
- Friksi pada *valve*

Asumsi :

- Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- Fluida *incompressible*

Data-data perhitungan :

*Suction* :

$$T_1 = 70^\circ\text{C}$$

$$FV = 16.745 \text{ kg/jam}$$

*Discharge* :

$$T_2 = 70^\circ\text{C}$$

$$FV = 16.745 \text{ kg/jam}$$

a. Menghitung Laju Alir Volumetrik Fluida

*Over design* = 10 % (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$FV_{design} = 1,1 \times 16.745 \text{ kg/jam}$$

$$= 18.420 \text{ kg/jam}$$

$$= 5,11 \text{ kg/det}$$

$$- \text{ slurry pada } 70^\circ\text{C} = 1.192,9 \text{ Kg/m}^3$$

$$- \text{ slurry pada } 70^\circ\text{C} = 0,0005 \text{ pa} \cdot \text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit alir (Q)} &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{16.745}{1.192} \\ &= 14,03 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,23 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 61,80 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Dari Gambar 10.62 (Coulson & Richardson, 1983) untuk  $Q = 14,03 \text{ m}^3/\text{jam}$ , maka efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 60 %.

Dari gambar 5.6, Coulson, 1983 *Impeler speed*,  $N = 3500 \text{ rpm}$  untuk *single stage*.

*Spesific speed*,  $S = 7.900$  (untuk *single suction*, (Walas, 1988))

b. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum untuk material *carbon steel* dihitung dengan persamaan:



$$\begin{aligned}
D_{opt} &= 282 \times G^{0.52} \times \rho^{-0.37} \quad ((\text{Coulson \& Richardson, 1983}) \text{ pers. 5.14}) \\
&= 282 \times (5,11 \text{ kg/s})^{0.52} \times (1192,9 \text{ kg/m}^3)^{-0.37} \\
&= 47,92 \text{ mm} \\
&= 1,88 \text{ in}
\end{aligned}$$

Keterangan :

$D_{opt}$  = Diameter pipa optimum (mm)

$G$  = Laju alir massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

Dari Tabel 11 (Kern D. Q., 1950) dipilih pipa komersial dengan ukuran :

NPS = 2 in = 0,050 m

ID = 2,067 in = 0,052 m

OD = 2,38 in = 0,060 m

Flow Area = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0022 m<sup>2</sup>

Sch No= 40

c. Menentukan Bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho ID v}{\mu} \quad ((\text{Geankoplis, 1993}), \text{ pers.4.5-5})$$

Keterangan :

NRe = Bilangan Reynold

$\rho$  = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

ID = Diameter dalam pipa (m)

$v$  = Kecepatan aliran (m/s)

$\mu$  = Viskositas larutan (kg/m.s)

$$\begin{aligned}
v &= \frac{Q}{A} \\
&= \frac{0,039 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
&= 1,80 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga, NRe} &= \frac{1.192,9 \text{ kg/m}^3 \times 0,052 \text{ m} \times 1,80 \text{ m/s}}{0,0005 \text{ kg/m.s}} \\
&= 235.258 \quad (\text{Turbulen, NRe} > 2100)
\end{aligned}$$

Dari Geankoplis, hal.93, 1993 untuk NRe = 235.258 (Turbulen), maka

Faktor koreksi,  $\alpha = 1$

Roughness,  $\varepsilon = 0,0008$  (untuk pipa *comercial steel* ,Fig 126 (Brown, 1951))

d. Menentukan panjang *equivalent*

Tabel.C.024 Panjang *equivalent* pipa, berdasarkan gambar. 127 (Brown, 1951)

Komponen	Jumlah	Le	Total(m)
Pipa lurus	1	40	40
Standard elbow	4	1,68	6,71
Globe valve	1	18,29	18,29
Gate valve fully open	2	0,37	0,73
Standard tee	1	3,96	3,96
Total			69,69

e. Perhitungan *Head loss*

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \quad (\text{Pers.2,10-16, (Geankoplis, 1993)})$$

Dimana :

$A_2$  = luas penampang lebih kecil

$A_1$  = luas penampang lebih besar

$$A_2 \ll A_1 = \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Pers.2,10-16, (Geankoplis, 1993)})$$

$$= 0,55 \frac{1,80^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,89 \text{ J/kg}$$

2. *Head loss* karena pipa lurus

Dari (Geankoplis, 1993) untuk pipa komersial steel diketahui,

$\varepsilon = 0,000046$ , sehingga  $\varepsilon / D = 0,001726$ .

*Fanning friction* (f) dari figure 2.10-3 (Geankoplis, 1993) = 0,007

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{ID^2 g} \quad (\text{Pers.2,10-6, (Geankoplis, 1993)})$$

$$= 3,54 \text{ J/kg}$$

3. *Head loss* karena sambungan (*elbow*)

$$\text{Jumlah } elbow, 90^\circ = 5; \quad K_f = 0,75$$

$$\text{Jumlah Tee} = 1; \quad K_f = 1 \text{ (Tab.2.10-1, (Geankoplis, 1993))}$$

$$h_c = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 0,67 \text{ J/kg}$$

$$\text{Jumlah Tee} = 1$$

$$h_f = \sum Tee \cdot K_f \left[ \frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 1 \times 1 \frac{(1,80)^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,90 \text{ J/kg}$$

4. *Head loss* karena ekspansi

$$K_{ex} = 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \text{ (Pers.2,10-15, (Geankoplis, 1993))}$$

Dimana,

$A_2$  = luas penampang penampung

$A_1$  = luas penampang pipa

$$A_2 \ll A_1 \Rightarrow \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{V^2}{2\alpha} \text{ (Pers.2,10-15, (Geankoplis, 1993))}$$

$$= 0,49 \text{ J/kg}$$

5. *Head loss* karena valve

$$\text{Globe valve wide} = 1; \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve wide} = 2; \quad K_f = 0,17 \text{ (Table.2.10-1, (Geankoplis, 1993))}$$

$$h_f = K_f \left[ \frac{V^2}{2} \right] \text{ (Pers.2,10-17, (Geankoplis, 1993))}$$

$$= 0,15 \text{ J/kg}$$

$$\Sigma F = h_c + h_f + h_{f,elbow} + h_{f,elbow} + h_{ex} + h_{f,valve}$$

$$\text{(Pers.2,10-15, (Geankoplis, 1993))}$$

$$= 2,22 \text{ J/kg}$$

*Shaft work*,  $W_s$ :

$$-W_s \cdot \eta = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F$$

(Pers.2,10-15, (Geankoplis, 1993))

f. *Pressure drop*

Dari (Coulson & Richardson, 1983) p 165 *valve pressure drop normal* adalah

$$\begin{aligned} &= 140 \text{ kpa} \\ &= 1.400.000 \text{ pa} \\ &= 1.400.000 \text{ N/m}^2 \\ V_2^2 - V_1^2 &= 0 \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ Z_2 - Z_1 &= 2,1336 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$-W_s = 38,56 \text{ J/kg}$$

g. Daya pompa

$$\begin{aligned} P &= -W_s \times m \\ &= 38,56 \times 61,80 \\ &= 1.430,1 \text{ J/s} \\ &= 1,91 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih pompa dengan daya = 2 Hp

h. Penentuan NPSH

$$\begin{aligned} \text{Impeller speed (N)} &= 3500 \text{ rpm} \\ \text{Specific speed (S)} &= 7900 \text{ (untuk } \textit{single suction}, \text{ Walas, 1988, p133)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \left( \frac{NQ^{0,5}}{S} \right)^{\frac{4}{3}} \text{ ft} \quad (\text{Pers.7-15, Walas, 1988}) \\ &= 15,63 \text{ ft} \\ &= 4,76 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.025 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L16):

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L16
Fungsi	Mengalirkan Ca(OH) <sub>2</sub> keluaran S-L01 menuju ST-L17
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisis	Suhu = 70°C

operaso	Tekanan = 1 atm
Kapasitas	61,80 gal/min
Power	1,91 hp
Dimensi	NPS = 2 in = 0,050 m ID = 2,067 in = 0,052 m OD = 2,38 in = 0,060 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in <sup>2</sup> = 0,0022 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	4,76 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Buah

#### 17. Slacker Tank (ST-L17)

Untuk menghitung spesifikasi ST-L17, yang merupakan reaktor seri dengan ST-L15, dilakukan prosedur yang sama dengan ST-L15, sehingga didapatkan sebagai berikut

$$C_{A2} = C_{A0} (1 - X_{A2})$$

$$C_{A2} = 0,91 (1 - 0,92)$$

$$= 0,25 \text{ kmol/m}^3$$

Dan spesifikasi untuk ST-L17 dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel C. 026 Spesifikasi Slacker Tank-002 (ST-L17)

Alat	Slacker Tank
Kode	ST-L17
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin
Suhu	80°C
Konversi	92%
Kapasitas	172,63 ft <sup>3</sup>
Tekanan	21,41 psi

desain	
Jenis Pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Power	42,27 hp
Putaran pengaduk	35,71 rpm
Dimensi	Diameter ST (ID) = 6 ft Tinggi (Hs) = 9,42 ft Tebal ( $t_s$ ) = 3/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 1/4 in Diameter koil (ID) = 0,505 ft Panjang koil (L) = 241,44 ft Jumlah lilitan = 153 lilitan
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-216
Jumlah	1 buah

#### 18. Pompa Proses (PP-L18)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses-002 seperti pada pompa proses-L01, hingga didapatkan spesifikasi PP-L18 sebagai berikut:

Tabel C.027 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L18)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L18
Fungsi	Mengalirkan $\text{Ca(OH)}_2$ keluaran ST-L17 menuju ST-L19
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 70°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	61,80 gal/min
Power	1,91 hp

Dimensi	NPS = 2 in = 0,050 m ID = 2,067 in = 0,052 m OD = 2,38 in = 0,060 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in <sup>2</sup> = 0,0022 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	4,76 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Buah

#### 19. Slacker Tank (ST-L19)

Untuk menghitung spesifikasi ST-L19, yang merupakan reaktor seri dengan ST-L17, dilakukan prosedur yang sama dengan ST-L17 sehingga didapatkan sebagai berikut

Tabel C.028 Spesifikasi Slacker Tank (ST-L19)

Alat	Slacker Tank
Kode	ST-L19
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan koil pendingin
Suhu	70°C
Konversi	98%
Kapasitas	181,24 ft <sup>3</sup>
Tekanan desain	20,27 psi
Jenis Pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Power	41,66 hp
Putaran	35,71 rpm

pengaduk	
Dimensi	Diameter ST (ID) = 6 ft Tinggi (Hs) = 9,43 ft Tebal ( $t_s$ ) = 3/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 3/8 in Diameter koil (ID) = 0,335 ft Panjang koil (L) = 264,23 ft Jumlah lilitan = 251 lilitan
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-216
Jumlah	1 buah

20. Pompa Proses (PP-L20)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L20 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L20 sebagai berikut:

Tabel C.029 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L20)

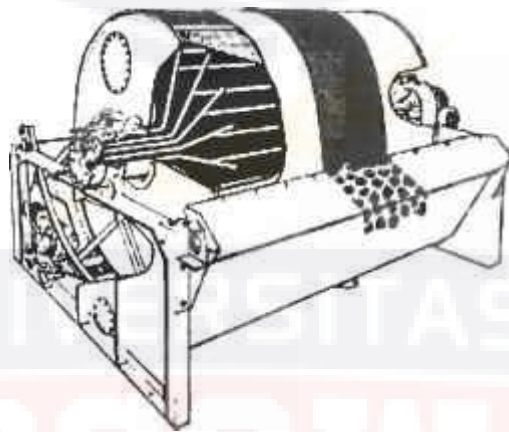
Alat	Pompa proses
Kode	PP-L20
Fungsi	Mengalirkan $\text{Ca(OH)}_2$ keluaran ST-L19 menuju RDVF-L21
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 70°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	61,80 gal/min
Power	1,91 hp
Dimensi	NPS = 2 in = 0,050 m ID = 2,067 in = 0,052 m OD = 2,38 in = 0,060 m Flow Area = 3,35 in <sup>2</sup> = 0,0022 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	4,76 m



Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

21. Rotary Drum Vacuum FilteR-L26 (RDVF-L21)

Fungsi : Memisahkan impurities dalam slurry  $\text{Ca}(\text{OH})_2$



Gambar C.014 *Rotary Drum Vacuum Filter* (Treatment, 2020)

$$\text{Laju umpan} = 4,65 \text{ kg/s}$$

$$\text{Padatan} = 4,28 \text{ kg/s}$$

$$\text{Cairan} = 0,36 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas} = 1.829,4 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= \frac{\text{Laju umpan}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= 0,0025 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari Tabel 19.13 (Perry, 1984) dipilih:

1. Medium filtering
2. Konsentrasi solid 70%
3. Laju aliran filtrate 0,01-2 gal/min.ft<sup>2</sup>

Dari Tabel 19.9 (Walas, 1988) diperoleh dimensi Rotary Drum Vacuum Filter adalah:

$$\text{Panjang drum} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan} = 620 \text{ ft}$$

Perhitungan ukuran filter:

1. Dari Tabel 18.8 (Perry R. H., 1997) ketebalan cake yang dibentuk adalah:

$$t = 0,75 \text{ cm}$$

2. Dari Tabel 18.98 (Perry R. H., 1997)  $W = 10 \text{ kg dry cake/m}^2$

3. Dari Tabel 18.8 (Perry R. H., 1997) waktu pembentukan adalah:

$$f = 0,3 \text{ menit}$$

4. Laju pencucian:

Menghitung konsentrasi TDS dalam cairan pencucian cake:

$$\begin{aligned} \text{Cairan di cake akhir } (C_1) &= W \left( \frac{f}{t} \right) \\ &= 10 \left( \frac{0,3}{0,75} \right) \\ &= 4 \text{ kg/m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{TDS dalam padatan kering} = W \left( \frac{0,001}{0,999} \right) = 0,01 \text{ kg/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{TDS dalam cairan pencuci cake akhir } (C_2) &= \left( \frac{0,01 \text{ kg/m}^2}{4 \text{ kg/m}^2} \right) \times 100\% \\ &= 0,25 \text{ \% berat} \end{aligned}$$

$$\text{Persen sisa, } R = \left( \frac{(C_2 - C_w) \times 100\%}{C_1 - C_w} \right)$$

Dimana  $C_w = 0$ , persen sisa yang diperlukan,

$$\begin{aligned} R &= \frac{C_2 \times 100\%}{C_1} \\ &= \frac{0,25\% \times 100\%}{4} = 6,26 \end{aligned}$$

Dari gambar 18.103 (Perry R. H., 1997) rasio pencucian (N),

$$N = 1,9$$

Untuk desain ditambahkan, 10%

$$\begin{aligned} N &= 1,4 \times 1,1 \\ &= 1,54 \end{aligned}$$

Volume air pencuci,  $V_w$

$$\begin{aligned} V_w &= N \times C_1 \\ &= 1,54 \text{ l/kg} \times 4 \text{ kg/m}^2 \\ &= 6,16 \text{ L/m}^2 \end{aligned}$$

5. Waktu pencucian

Dari gambar 18.104 (Perry R. H., 1997) waktu pencucian,

$$W = 0,28 \text{ menit}$$

6. Waktu siklus (cycle time, CT) untuk basis waktu pembentukan dan waktu pencucian:

$$CT_{form} = \frac{c_2}{0,3} = \frac{0,25}{0,3} = 0,834 \text{ mpr}$$

$$CT_{wash} = \frac{W}{0,29} = \frac{0,28}{0,29} = 0,96 \text{ mpr}$$

7. Faktor overall scale up ditetapkan

$$0,9 \times 1 \times 1 = 0,9 \quad (\text{Perry R. H., 1997})$$

8. Laju filtrasi

$$mf = \frac{W \times f_s}{CT_{form}} = 540 \text{ Kg/min.m}^2$$

9. Area yang diperlukan untuk menyaring:

$$A = \frac{\text{Laju alir filtrat}}{\text{Laju filtrasi}} = 0,0086 \text{ m}^2$$

1. Digunakan area standar,  $A = 1 \text{ m}^2$  (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$A = 8 \times p \times r^2$$

$$r^2 = 0,079$$

$$r = 0,282 \text{ m}$$

- a. Perhitungan daya yang digunakan :

Daya motor untuk mengangkat cake sepanjang roll filtrasi adalah:

$$P (\text{Hp}) = 1,587 \cdot f \cdot g \cdot r \cdot Ni$$

Dimana:

$$T = \text{Torka putaran (in.lb.f)}$$

$$D = \text{Kecepatan (rpm)}$$

$$\text{Sehingga, } P = 18,15 \text{ Hp}$$

- b. Perhitungan tebal tangki:

Untuk roll filtrasi, direncanakan digunakan L:D = 2:1, maka:

$$L_{drum} = 2(2 \times 0,28)$$

$$= 1,12 \text{ m}$$

Area aliran air = 0,3 area aliran

$$\frac{1}{2} \pi D^2 = 0,3 \times 1$$

$$D^2 = 0,0016$$

$$D = 0,040 \text{ m}$$

Direncanakan digunakan tangki dengan perbandingan L:D = 3:1, maka:

$$L = 3D$$

$$L = 0,12 \text{ m}$$

$$V_{\text{air}} = \frac{4(\pi D^2)L}{6}$$
$$= 0,00041 \text{ m}^3$$

Ketinggian air dalam tangki ( $H_L$ )

$$H_L = \frac{\text{area pencelupan}}{\text{area keseluruhan drum}} \times D$$
$$= 0,012 \text{ m}$$

Tekanan Hirostatik

$$P_{\text{hid}} = r \times g \times l$$
$$= 218,21 \text{ Pa}$$
$$= 0,21 \text{ kPa}$$
$$= 0,0021 \text{ atm}$$

Tekanan udara luar

$$P_o = 1 \text{ atm}$$
$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hid}} + P_o$$
$$= 1,002 \text{ atm}$$

Faktor kelonggaran = 20%

Maka, P desain = 1,20 atm

Tebal tangki,

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{pers 14.34 (Brownell \& Young, 1959)})$$

Keterangan:

$r_i$  = jari-jari shell

$f$  = *allowable stresses* untuk Carbon Steel SA 216  
= 18.750 psi (Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

$E$  = *joint efisiensi tipe double-butt weld*  
= 0,80 (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

$C$  = *corrosion allowance*  
= 0,125 in/10 tahun (Tabel 6, (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991))

$P$  = tekanan desain

Sehingga,  $t_s = 0,126 \text{ in}$

Maka diambil standar =  $\frac{1}{4} \text{ in}$

Tabel C.030 Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter-L26 (RDVF-L21)

Alat	Rotary Drum Vacuum Filter
Kode	RDVF-L21
Fungsi	Memisahkan impurities dalam slurry $\text{Ca(OH)}_2$
Tipe	<i>Rotary Filter</i>
Kapasitas	4,65 kg/s
Power	12,83 hp
Dimensi	D = 0,040 m Tebal drum = $\frac{1}{4} \text{ in}$
Tekanan Operasi	1,21 atm
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

## 22. Cooler (CO-L22)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk CO-L22 seperti pada HE-L14, hingga didapatkan spesifikasi CO-L22 sebagai berikut:

Tabel C.031 Spesifikasi Cooler (CO-L22)

Alat	Cooler
Kode	CO-L22
Fungsi	Mendinginkan produk yang keluar dari RDVF-L21 sebelum diumpankan ke dalam reaktor
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Dimensi	Luas perpindahan panas = $1.656,6 \text{ ft}^2$ OD <i>tube</i> = 0,75 in ID <i>shell</i> = 15,25 in Rd perhitungan = $0,007 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F/Btu}$ $\Delta P, \text{ tube}$ = 0,42 psi $\Delta P, \text{ shell}$ = 1,69 psi

Bahan Kontruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Jumlah	1 buah

### 23. Pompa Proses (PP-L23)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L23 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L23 sebagai berikut:

Tabel C.032 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L23)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L23
Fungsi	Mengalirkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ keluaran CO-L22 menuju reaktor
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisis operaso	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	56,91 gal/min
Power	1,75 hp
Dimensi	NPS = 2 in = 0,050 m ID = 2,067 in = 0,052 m OD = 2,38 in = 0,060 m $\text{Flow Area} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$ Sch No= 40
NPSH	4,51 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

### 24. Pompa Proses (PP-L24)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L24 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L24 sebagai berikut:

Tabel C.033 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L24)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L24
Fungsi	Mengalirkan impurities keluaran RDVF-L21 menuju ke pengolahan limbah
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisis operaso	Suhu = 70°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	4,88 gal/min
Power	0,14 hp
Dimensi	NPS = 0,75 in = 0,0191 m ID = 0,824 in = 0,0209 m OD = 1,05 in = 0,0267 m <i>Flow Area</i> = 0,534 in <sup>2</sup> = 0,0003 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	0,87 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

#### 25. Kompresor (KP-L25)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas CO<sub>2</sub> dari 1 atm menjadi 3 atm

Jenis alat : *Centrifugal Compressor*

Jumlah stage : 1 stage

##### a. Menghitung Kerja Politropik pada Kompresor

Kerja politropik kompresor dinyatakan dalam persamaan berikut

$$-W = Z \frac{RT_1}{M} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Dimana:

W : Polytropik work, kj/kmol

Z : Kompresibiliti faktor.

R : Konstanta gas ideal, 8, 314 kj/kmol.K

T : Suhu masuk stage, K

- $P_2$  : Tekanan keluar stage  
 $P_1$  : Tekanan masuk stage  
 $n$  : spesifik heat rasio  
 $M$  : Berat molekul gas

Asumsi:

Tekanan masuk ( $P_{in}$ ) = 1 atm

Tekanan keluar ( $P_{out}$ ) = 3 atm

Temperatur masuk ( $T_{in}$ ) = 57,82°C (330,97 K)

Eksponen kompresi ( $m$ ) = 0,2491

Faktor kompresibility ( $Z_{in}$ ) = 0,99

Spesifik *heat* rasio ( $n$ ) =  $\frac{1}{\gamma - m(1+X)}$  (Coulson & Richardson, 1983)  
 = 1,31

Maka kerja politropik:

$$\begin{aligned}
 -W_{\text{politropik}} &= \left[ 0,99 \left( \frac{8,214 \times 330,97}{44} \right) \right] \cdot \frac{1,31}{1,31-1} \cdot \left[ \left( \frac{1,31}{1,31-1} \right)^{\left( \frac{1,31}{1,31-1} \right)} - 1 \right] \\
 &= 77,90 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Kerja Aktual

Dari gambar 3.6 (Coulson & Richardson, 1983) diperoleh efisiensi politropik,  $EP = 0,668$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{aktual}} &= \frac{W_{\text{politropik}}}{EP} \\
 &= 116,62 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Power Kompresor

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= \frac{W_{\text{aktual}}}{3600} \times \text{Laju alir molar} \\
 &= \frac{116,56}{3600} \times 160,88 \\
 &= 5,21 \text{ kW} \\
 &= 6,98 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Digunakan power standar 7 hp

d. Menghitung Power Motor

$$\text{Power} = \frac{(-W \times \text{mass flowrate})}{E_c} \quad (\text{pers 3.39 (Coulson \& Richardson, 1983)})$$



$E_c = 80\%$  (Tabel 3.1 (Coulson & Richardson, 1983))

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{(77,90 \times \frac{160,88}{3600})}{0,8} \\ &= 4,35 \text{ kW} \\ &= 5,83 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tabel C.034 Spesifikasi Kompresor (KP-L25)

Alat	Kompresor
Kode	KP-L25
Fungsi	Menaikkan tekanan gas CO <sub>2</sub> dari 1 atm menjadi 3 atm
Tipe	<i>Centrifugal Compressor</i>
Kapasitas	4,88 gal/min
Power	6,98 Hp
Power motor	5,83 Hp
Jumlah	1 buah

#### 26. Reaktor (R-L26)

Fungsi : Sebagai tempat mereaksikan Ca(OH)<sub>2</sub> dengan gas CO<sub>2</sub> untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate* (PCC).

Jenis : Reaktor gelembung

Kondisi operasi : T = 250°C

P = 3 atm

Reaksi yang terjadi adalah:



Dari US 2002/0009410 A1:

X (konversi) = 0,95

$\tau$  (waktu tinggal) = 30 menit (0,5 jam)

Alasan pemilihan *bubble reactor*:

- reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relative sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar
- di dalam reaktor reaksi berjalan lambat, dibuktikan dengan bilangan Hatta (Ha) yang lebih kecil dari 0,3

- c. relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah
- d. di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu serba sama (*mixed flow*) (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999).

#### A. Menentukan Kinetika Reaksi

##### 1. Mencari Komposisi Reaktan

Tabel C.035 Komposisi Reaktan (fase liquid)

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	BM (kg/kmol)	Density	Xi/pi	Mol (kmol/jam)
MgCO <sub>3</sub>	0,91	5,9E-05	84	2958	2E-08	0,010838
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,54	0,000424	160	1287	3,29E-07	0,040853
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,60	0,000363	102	1762	2,06E-07	0,054928
SiO <sub>2</sub>	4,67	0,000303	60	2642	1,15E-07	0,077815
H <sub>2</sub> O	3.489,06	0,226253	18	995,372	0,000227	193,8364
CaO	0,21	1,38E-05	56	3340	4,13E-09	0,003795
MgO	8,24	0,000534	40	3580	1,49E-07	0,205931
Ca(OH) <sub>2</sub>	11.905,84	0,77205	74	2340	0,00033	160,8897
Total	15.421,06	1			0,000558	355,1203

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} \\ &= 1.791,9 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,79 \text{ g/cm}^3 \\ \mu_L &= 0,6968 \text{ cP} \\ &= 0,0006968 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Tabel C.036 Komposisi Reaktan (Fase Gas)

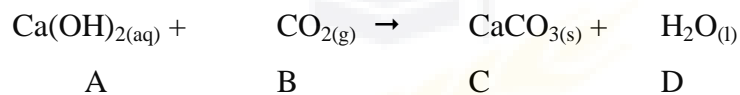
Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	BM (kg/kmol)	Density	Xi/pi	Mol (kmol/jam)
CO <sub>2</sub>	7.254,48	1	44	1970	0,000508	164,8745
Total	7.254,48				0,000508	164,8745

$$\rho_G = \frac{BM \times P}{R \times T}$$

R : Konstanta gas ideal =  $82,057 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$

$$\begin{aligned} \rho_G &= \frac{44 \times 3}{82 \cdot 10^{-3} \times 311,15} \\ &= 5,17 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0051 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

Reaksi:



Komposisi reaktan dihitung menggunakan persamaan:

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \times \frac{P}{R \times T} \quad (\text{Fogler, 1999})$$

Keterangan :

$C_x$  : Komposisi reaktan

$N_x$  : Mol reaktan

$N_T$  : Mol total

P : Tekanan operasi = 3 atm

T : Temperatur operasi = 311,15 K

R : Konstanta gas ideal =  $82,057 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$

a. Konsentrasi  $\text{Ca(OH)}_2$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= \frac{160,88}{355,12+164,87} \times \frac{3}{82,05 \times 10^{-3} \times 311,15} \\ &= 0,0364 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_A &= C_{A0} (1 - X) \\ &= 0,0018 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Karena perbandingan mol sama maka,  $C_{A0} = C_{B0}$

b. Konsentrasi  $\text{CO}_2$

$$\begin{aligned} C_B &= C_{B0} - (C_{A0} X_A) \\ &= 0,0018 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

2. Mencari Persamaan Laju Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi orde 2, dimana persamaan laju reaksinya adalah:

$$-r_A = k C_A \cdot C_B$$

Keterangan :

$-r_A$  : laju reaksi

$k$  : konstanta laju reaksi ( $\text{m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$ )

$C_i$  : konsentrasi masing-masing komponen ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

Dengan:

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\begin{aligned} C_B &= C_{B0} - (C_{A0}X_A) \\ &= C_{A0} (1 - X_A) \end{aligned}$$

Sehingga:

$$-r_A = k[C_{A0}(1 - X_A)][C_{A0}(1 - X_A)] \quad [1]$$

### 3. Mencari Konstanta Laju Reaksi

$$\tau = C_{A0} \int_0^x \frac{dX}{-r_A} \quad [2] \quad (\text{Levenspiel, 1999})$$

Substitusikan persamaan [1] ke [2]:

$$\tau = \frac{1}{kC_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{(1-X_A)(1-X_A)}$$

$$k = \frac{1}{C_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{(1-X_A)(1-X_A)}$$

Bentuk integral pada persamaan di atas diselesaikan dengan metode *Simpson's rule*. Jika pada bentuk integral dimisalkan dengan :

$$I = \int_0^x \frac{dX}{(1-X_A)(1-X_A)}$$

$$\text{Maka, } \int_0^x dX = \frac{\Delta X}{3} (I_0 + 4 \cdot I_1 + 2 \cdot I_2 + \dots + 2 \cdot I_{N-2} + 4 \cdot I_{N-1} + I_N)$$

$$\Delta X = \frac{0,95}{8}$$

$$= 0,1188$$

Untuk  $N = 8$ , maka:

$$\text{Jadi, } \int_0^{0,95} dX = \frac{0,1188}{3} \times 615,39$$

$$= 24,3595$$

Sehingga diperoleh konstanta laju reaksi ( $k$ ):

$$k = 36.861 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$$

### 4. Mencari Laju Reaksi

Laju reaksi dicari menggunakan persamaan:

$$-r_A = k C_A \cdot C_B$$

$$-r_A = 0,1218 \text{ kmol}/\text{m}^3\cdot\text{jam}$$

## B. Perancangan Reaktor *Bubble*

### 1. Menentukan Difusifitas

Proses difusi terjadi di dalam fasa cair. Persamaan yang digunakan adalah:

$$D_{AL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} (\Phi \times M)^{0,5} \times T}{\mu \times V_m^{0,6}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Keterangan :

$\Phi$  = Association parameter = 1

M = Berat molekul larutan, kg/kmol

T = Temperatur, K

$\mu$  = Viskositas larutan, kg/m.s

$V_m$  = Volume molal zat terlarut, m<sup>3</sup>/kgmol

Berdasarkan Tabel 8.6 (Coulson & Richardson, 1983) diperoleh:

$$V_m \text{ CO}_2 = 0,034 \text{ m}^3/\text{kgmol}$$

Difusifitas CO<sub>2</sub> dalam larutan

$$D_{AL} = 2 \times 10^{-09} \text{ m}^2/\text{s}$$

### 2. Menghitung Diameter Gelembung (db)

$$d_b = \left( \frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta \rho} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Keterangan :

$d_b$  : Diameter gelembung, m

$d_o$  : Diameter *orifice* = 10 mm standard

$\sigma_L$  : Tegangan muka cairan

$g$  : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

$\Delta \rho$  : Densitas (cairan-gas), kg/m<sup>3</sup>

$\rho_{\text{gas}}$  pada T = 311,15 K dan P = 3 atm

$\Delta \rho = \rho$  (cairan-gas)

$$= 1162,7 \text{ kg/m}^3 = 1,1627 \text{ g/cm}^3$$

Diameter gelembung:

$$d_b = \left( \frac{6 \times 1 \cdot 10^{-2} \text{ m} \times 0,0634 \frac{\text{kg}}{\text{s}^2}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1162,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,0069 \text{ m}$$

$$= 6,9379 \text{ mm}$$

### 3. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (kL)

Diameter gelembung ( $d_b$ )  $\geq 2$  mm, sehingga persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L = k_L(2 \text{ mm}) \times 500 \text{ db}$$

Persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L(2\text{mm}) = 0,42 \left[ \frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[ \frac{\rho_L \times D_{AL}}{\mu_L} \right]^{1/2} \quad (\text{Froment \& Bischoff, 1979})$$

$$k_L = 0,42 \left[ \frac{0,0007 \times 9,8}{1791,9} \right]^{1/3} \left[ \frac{1791,9 \times 8,48 \times 10^{-9}}{0,0007} \right]^{1/2}$$

$$= 0,0014 \text{ m/detik}$$

$$k_L = 0,0014 \text{ m/detik} \times 500 \times 0,0069 \text{ m}$$

$$= 0,0023 \text{ m/detik}$$

#### 4. Menentukan Bilangan Hatta

$$C_{A0} = \text{Konsentrasi liquid mula-mula} = 0,0083 \text{ kmol/m}^3$$

$$M^2 = \frac{k \times C_{A0} \times D_{AB}}{k_L^2}$$

$$= 0,00006$$

$$M = 0,0012$$

$M < 0,3$  = Reaksi membutuhkan volume *bulk liquid* yang besar.

#### C. Menghitung Parameter Design Reaktor Gelembung

Berdasarkan (Perry R. H., 1997), ada beberapa parameter *design* untuk reaktor gelembung yaitu : diameter gelembung ( $d_b$ ), *gas hold up* ( $\epsilon$ ), *superficial gas velocity* ( $U_{sg}$ ), dan *Interfacial area* ( $\alpha$ ).

##### 1. Diameter Gelembung ( $d_b$ )

Telah dihitung di atas diperoleh  $d_b = 0,0069 \text{ m}$

##### 2. Gas Holdup ( $\epsilon$ )

Untuk menghitung *gas hold up* ( $\epsilon$ ), digunakan persamaan:

$$\epsilon = \frac{0,0661 U_{sg}^{0,69}}{1 + 0,0661^{0,69}}$$

Keterangan :

$U_{sg}$  : kecepatan gas masuk tiap lubang, cm/s

$U_{sg}$  (kecepatan gas masuk tiap lubang) dapat di hitung dengan mencari beberapa parameter terlebih dahulu, yaitu : luas tiap lubang *orifice* ( $A_o$ ), dan laju volumetrik tiap lubang ( $Q$ ) (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999).

- Luas tiap lubang *orifice* ( $A_o$ )

$$A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2$$

$$A_o = \frac{\pi}{4} (1 \cdot 10^{-2} m)^2$$

$$A_o = 8 \times 10^{-7} m^2 = 0,78 cm^2$$

- Laju volumetric tiap lubang ( $Q$ )

$$Q^{6/5} = \frac{d_b \times \pi \times g^{3/5}}{8,268} \quad (\text{Perry, Green, \& Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999})$$

$$= 8,26$$

$$Q = 11,70 cm^3/detik$$

- Kecepatan gas masuk tiap lubang ( $U_g$ )

$$U_g = \frac{Q}{A_o}$$

$$= \frac{11,70}{0,78}$$

$$= 14,91 cm/detik$$

Gas *holdup*

$$\epsilon = \frac{0,0661 U_g^{0,69}}{1 + 0,0661 U_g^{0,69}}$$

$$= 0,299$$

- Penurunan Tekanan pada *Sparger*

Penurunan tekanan pada *sparger* dapat diperkirakan dari persamaan:

$$\Delta P = \frac{\rho_g}{2g_c} \left( \frac{U_g}{c_d} \right)^2$$

Dengan  $c_d = 0,9$

Maka penurunan tekanan gas pada *sparger*:

$$\Delta P = \frac{0,3229}{2 \times 32,27} \left( \frac{14,91}{0,9} \right)^2$$

$$= 1,37 psi$$

### 3. Menentukan *superficial gas velocity* ( $U_{sg}$ )

Untuk menghitung *superficial velocity gas* ( $U_{sg}$ ), digunakan persamaan :

$$U_{sg} = U_t \{1 - \epsilon\}^{n-1}$$

Keterangan :

$n$  : Fungsi *Reynold number* di *bubble reactor* = 2,39

$U_t$  : *Terminal velocity bubble*

Terminal velocity bubble ( $U_t$ )

$$U_t = \left( \frac{2\sigma}{d_b \rho} + 0,5 \times d_b \times g \right)^{0,5} \quad (\text{Perry, Green, \& Maloney, Perry's}$$

chemical engineers' handbook, 1999)

$$= \left( \frac{2 \times 0,0032}{0,0069 \times 1,791} + 0,5 \times 0,0032 \times 980 \right)^{0,5}$$
$$= 237,73 \text{ cm/detik} = 2,73 \text{ m/detik}$$

Sehingga:

$$U_{sg} = 237,73 \{1 - 0,299\}^{2,39-1}$$
$$= 193,34 \text{ cm/detik} = 1,93 \text{ m/detik}$$

#### 4. Interfacial Area

Untuk menghitung *interfacial area* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\alpha = \frac{6 \times \varepsilon}{d_b} \quad (\text{Perry, Green, \& Maloney, Perry's chemical}$$

engineers' handbook, 1999)

$$= \frac{6 \times 0,299}{0,0032}$$
$$= 5,5715 \text{ cm}^{-1} = 557,15 \text{ m}^{-1}$$

### D. Perhitungan Dimensi Reaktor

#### 1. Menentukan Volume Reaktor

Menghitung volume larutan bebas gelembung untuk aliran *plug flow*

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^{X_A} \frac{dX}{-r_A}$$
$$V = F_{A0} \int_0^{0,95} \frac{dX}{-r_A}$$
$$= \frac{F_{A0}}{kC_{A0}^2} \int_0^{0,95} \frac{dX}{(1-X_A)(1-X_A)}$$
$$= \frac{160,89}{36861 \times 0,0364^2} \times 24,36$$
$$= 80,445 \text{ m}^3 = 2.840,9 \text{ ft}^3$$

Untuk reaktor *bubble reactor*, fraksi *holdup liquid* ( $\epsilon_L$ ) adalah:

$$\epsilon_L = 1 - \epsilon_G$$
$$= 1 - 0,29$$
$$= 0,71$$

Maka volume total reaktor:

$$V_{ts} = \frac{V_{liquid}}{\text{fraksi hold up}}$$



$$= \frac{80,445 \text{ m}^3}{0,71}$$

$$= 124,63 \text{ m}^3$$

Over design 10%

$$V_{ts} = 124,63 \text{ m}^3 = 4.401,4 \text{ ft}^3$$

## 2. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

### *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

### *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm).

### *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. Untuk tekanan 3 atm maka dipilih *torispherical flanged and dished head*.

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* :

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0,000049D^3 \quad (\text{pers. 5.11 (Brownell \& Young, 1959)})$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi D_t^2 H_s}{4} + 2 \frac{\pi D_t^2 s f}{4} + (2 \times 0,000049 \cdot ID^3)$$

dengan  $H_s = 1,5ID$  dan  $s f = 6 \text{ in (0,5 ft)}$ , substitusikan ke persamaan di atas, maka diperoleh:

$$V_{\text{reaktor}} = 1,1775 ID^3 + 0,0001 ID^3 + 0,7850 ID^2$$

$$4.401,4 \text{ ft}^3 = 1,1776 ID^3 + 0,7850 ID^2$$

Diperoleh:

$$ID = 13,08 \text{ ft} = 157,07 \text{ in}$$

$$H_s = 19,63 \text{ ft} = 235,61 \text{ in}$$

Volume cairan yang menempati *shell*,  $V_L$

$$V_L = V_{\text{total cairan}} - V_{sf} - V_{\text{d bottom}}$$

$$= 4.401,4 - 105,4323 - 131,7940$$

$$= 4.164,1 \text{ ft}^3$$

Tinggi cairan di *shell*,  $H_L = 19,27 \text{ ft} = 231,3 \text{ in}$

a. Menentukan *Sparger Ring*

Diameter *sparger ring*,  $D_s = 40\% D_r$  (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$\begin{aligned} D_s &= 0,4 \times 13,08 \text{ ft} \\ &= 5,23 \text{ ft} = 1,59 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas *plate sparger* ( $L_s$ ):

$$\begin{aligned} L_s &= \frac{\pi \times D_s^2}{4} \\ &= 21,51 \text{ ft}^2 = 1,99 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung Diameter *Hole Sparger*

Diameter *hole sparger* ditentukan dengan persamaan:

$$D_o = \frac{d_b^3 \times (\rho_L - \rho_G) \times g}{6,028 \times \sigma}$$

Keterangan :

$D_o$  = Diameter *hole*, cm

$d_b$  = Diameter *bubble*, cm

$\rho_L$  = Densitas liquid, gr/cm

$\rho_G$  = Densitas gas, gr/cm<sup>3</sup>

$\sigma$  = Tegangan permukaan liquid

$g$  = Percepatan gravitasi, 980 cm/det<sup>2</sup>

Maka:

$$\begin{aligned} D_o &= \frac{0,0032^3 \times (1,791) \times 980}{6,028 \times 63,4168} \\ &= 0,9951 \text{ cm} \end{aligned}$$

Luas tiap *hole*:

$$\begin{aligned} \text{Luas tiap hole} &= \frac{\pi \times 0,9954^2}{4} \\ &= 0,77 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Direncanakan *triangular pitch* dengan jarak ke pusat :

$$C = 1,5 \times D_o$$

$$C = 1,5 \times 0,9951$$

$$= 1,49 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi (h)} = C \times \sin 60^\circ$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,72 \text{ cm} \\
 \text{Luas segitiga} &= 1/2 \times C \times h \\
 &= 1,28 \text{ cm}^2 \\
 \text{Ratio luas} &= \frac{\text{Luas lubang}}{\text{Luas pitch}} \\
 &= \frac{0,7773}{1,28} \\
 &= 0,60
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas hole seluruhnya} &= \text{Ratio} \times \text{luas plate sparger} \\
 &= 0,8057 \times 16,8692 \\
 &= 13,004 \text{ ft}^2 \\
 \text{Jumlah hole} &= \frac{\text{Luas total hole}}{\text{Luas tiap hole}} \\
 &= 15.542
 \end{aligned}$$

### 3. Penentuan Tebal Reaktor

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{pers 14.34 (Brownell \& Young, 1959)})$$

Keterangan :

- $t_s$  = Tebal shell, in
- $P$  = Tekanan operasi, Psi
- $f$  = Allowable Stresss, Psi
- $D_r$  = Diameter reaktor, in
- $E$  = Efisiensi pengelasan
- $c$  = Faktor korosi = 0,125 (in)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson & Richardson, 1983)

Tekanan desain yang dipilih adalah 10% di atas tekanan kerja normal.

$$P \text{ operasi} = 3 \text{ atm} = 44,01 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho_{mix} \left( \frac{g}{g_c} \right) H_L}{144} \\
 &= \frac{1,791 \times 1 \times 19,27}{144} \\
 &= 2,39 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 1,1 (\text{Poperasi} + \text{Phidrostatik}) \\
 &= 1,1 (44,01 + 2,39)
 \end{aligned}$$

$$= 51,04 \text{ psia} = 3,47 \text{ atm}$$

$$t_s = \frac{51,04 \times 75,32}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 51,04)} + 0,125$$

$$= 0,2371 \text{ in}$$

Dipakai  $t_s$  standar 7/16 in

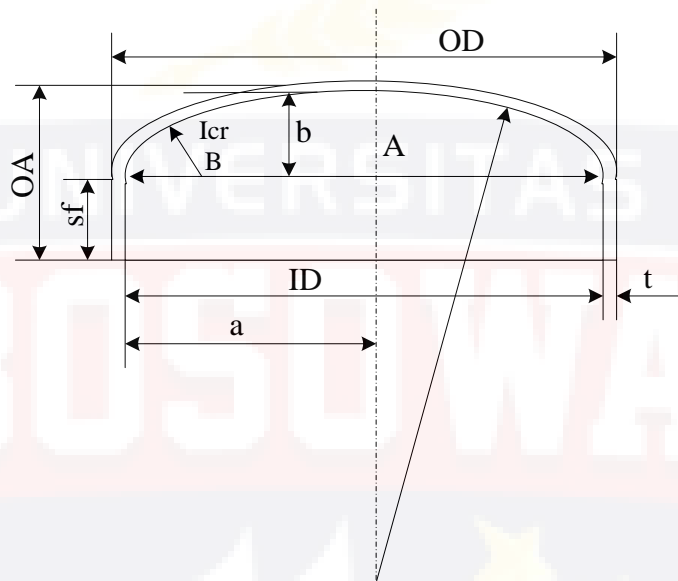
$$\text{Diameter luar shell (OD}_s) = \text{ID}_s + 2t_s$$

$$= 157,07 + (2 \times 0,437)$$

$$= 157,95 \text{ in} = 13,162 \text{ ft}$$

#### 4. Head Reaktor

Digunakan *torishperical flanged and dished head*



Gambar C.015 *Torispherical Flanged And Dished Head*

Keterangan :

- $t_h$  : Tebal head, in
- icr : *Inside corner radius*, in
- r : *Radius of dish*, in
- OD : *Outside diameter*, in
- ID : *Inside diameter*, in
- b : *Depth of dish*, in
- OA : *Overall dimension*, in
- sf : *Standard straight flange*, in
- a. Tebal Head (th)

$$t_h = \frac{P \cdot r_i \cdot W}{2fE - 0,2P} + C \text{ (Pers. 7.77 (Brownell \& Young, 1959))}$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal head (in)

P = Tekanan desain (psi)

rc = *crown radius*, in

icr = *Inside corner radius* ( in)

w = *stress-intensification factor*

E = Effisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Dimana:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

*Inside radius corner* (icr) dan *crown radius* (rc) ditentukan berdasarkan OD reaktor.

Diketahui OD = 157,96 in, dibulatkan menjadi 158 in.

Maka berdasarkan table 5.7 (Brownell & Young, 1959) didapat:

$$rc = 144 \text{ in}$$

$$icr = 10 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Maka:

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

$$= 1,69$$

$$t_h = \frac{51,04 \text{ psi} \times 75,32 \text{ in} \times 1,69 \text{ in}}{2 \times 18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 51,04 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,5399 \text{ in} \text{ (dipakai plat standar } 5/8 \text{ in)}$$

Berdasarkan table 5.8 (Brownell & Young, 1959) maka sf = 2 in

b. *Depth of Dish* (b)

$$b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 25,90 \text{ in}$$

c. *Tinggi Head* (OA)

$$OA = t_h + b + sf \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$= 0,625 + 25,90 + 2$$

$$= 27,90 \text{ in} = 0,708 \text{ m} = 2,32 \text{ ft}$$

## 5. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head(OA)}) \\ &= 19,63 + (2 \times 2,32) \\ &= 24,28 \text{ ft} = 7,40 \text{ m}\end{aligned}$$

## 6. Merancang Koil Pendingin

Pertimbangan penggunaan koil :

- Koil bisa langsung bersinggungan dengan fluida, sehingga transfer panas bisa efektif
- Luas transfer panas koil bisa diatur
- Panas tercampur lebih homogen didalam fluida
- Paling murah (Kern D. Q., 1950)

Digunakan *refrigerant ammonia* sebagai pendingin pada *reactor* :

### a. Kebutuhan pendingin

$$\text{Massa pendingin} = 6.135,37 \text{ kg/jam} = 13.526,2 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Sifat amonia pada suhu rata-rata} = 239,65 \text{ K} (-33,5^\circ\text{C})$$

$$\rho = 42,55 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,3 \text{ cP} = 0,7257 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 1,04 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,355 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

### b. Trial pemilihan pipa standar

Berdasarkan Tabel. 11 (Kern D. Q., 1950) :

Dipilih *tube* :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$A_t'' = 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 2,0400 \text{ in}^2/\text{tube} = 0,0142 \text{ ft}^2/\text{tube}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 45,39^\circ\text{F}$$

### c. Fluks Massa Pemanas Total ( $G_{\text{tot}}$ )

$$\begin{aligned}G_{\text{tot}} &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{13.526,2 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,0142 \text{ ft}^2}\end{aligned}$$

$$= 952.546,25 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

d. Fluks Massa Tiap Set Koil

$$G_i = \rho_c \times V_c$$

Kecepatan medium pendingin di dalam pipa umumnya berkisar 1,5-2,5 m/s.

Dipilih :

$$V_c = 2,0 \text{ m/s} = 6,5617 \text{ ft/s.}$$

$$G_i = \rho_c \times V_c$$

$$G_i = 42,5453 \times 6,5617$$

$$= 279,16 \text{ lb/s.ft}^2$$

$$= 1.005.006,75 \text{ lb/jam.ft}^2$$

e. Jumlah Set Koil ( $N_c$ )

$$N_c = \frac{G_{c.tot}}{G_i}$$

$$N_c = \frac{952.546,25}{1005006,75} = 0,94 \text{ set koil} = 1 \text{ set koil}$$

f. Koreksi Fluks Massa Tiap Set Koil ( $G_{i, kor}$ )

$$G_c = \frac{G_{c.tot}}{N_c}$$

$$G_c = \frac{952.546,25}{1} = 952.546,25 \text{ lb/jam.ft}^2$$

g. Cek Kecepatan Medium Pendingin ( $V_c, cek$ )

$$V_{c, cek} = \frac{G_i}{\rho_c}$$

$$V_c = \frac{952.546,25}{42,54} = 22.388,98 \text{ ft/jam} = 1,9 \text{ m/s}$$

(masuk dalam range/memenuhi standar 1,5 – 2,5 m/s)

h. Beban Panas Tiap Set Koil ( $Q_{ci}$ )

Asumsi : beban panas terbagi merata pada tiap set koil

$$Q_c = 3.067.035,15 \text{ kkal/jam}$$

$$= 12.162.849,28 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{ci} = \frac{Q_c}{N_c}$$

$$Q_{ci} = \frac{12.162.849,28}{1}$$

$$= 12.162.849,28 \text{ Btu/jam}$$

i. Koefisien transfer panas fluida sisi dalam *tube*

$$h_i = J_H \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_P \mu}{k} \right)^{1/3} \quad \text{Pers. 6.15, (Kern D. Q., 1950)}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{ID \cdot G_t}{\mu} \\ &= 176.149,52 \end{aligned}$$

$$J_H = 200$$

$$h_i = 680,47 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } h_{io} \text{ koil} &= h_{i,pipa} \left( 1 + 3,5 \left( \frac{D_{koil}}{D_{spiral}} \right) \right) \\ &= 680,47 \left( 1 + 3,5 \left( \frac{0,1342}{13,08} \right) \right) \\ &= 710,99 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

j. Koefisien transfer fluida sisi luar koil

$$\Delta T = 128,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\Delta T}{OD} = 67,73$$

$$h_o = 116 \left( \left( \frac{k_f^3 \rho^2 \alpha C_f \beta}{\mu_f} \right) \left( \frac{\Delta T}{OD} \right) \right)^{0,25} \quad (\text{pers 10.14 (Kern D. Q., 1950)})$$

$$\text{Dari Fig 10.4 Kern diperoleh } \frac{k_f^3 \rho^2 \alpha C_f \beta}{\mu_f} = 0,0055$$

$$\text{Maka } h_o = 90,62 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

k. Menghitung *clean overall coefficients* ( $U_c$ )

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= 80,38 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Diambil  $R_d = 0,001$  (Tabel 12 (Kern D. Q., 1950))

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{1}{\left( \frac{1}{U_C} + R_d \right)} = \frac{1}{\left( \frac{1}{227,24 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} + 0,001 \right)} \\ &= 74,40 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Batasan  $U_D$  untuk light organik – light organik adalah 40-75 maka nilai  $U_D$  yang didapat dari hasil hitungan adalah 74,40 memenuhi batas.

l. Cek *Dirt Factor*



Dari tabel 12 Kern, 1965,  $R_d$  min untuk *refrigerant* = 0,001

Syarat :  $R_d > R_d$  min

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D}$$

$$R_d = 0,001$$

m. Luas Perpindahan Panas Tiap Set Koil

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 1.277,17 \text{ ft}^2$$

n. Jarak Antar Pusat Koil ( $J_{sp}$ )

$$J_{sp} = 2 \times OD_{\text{koil}}$$

$$J_{sp} = 2 \times 0,15$$
$$= 0,31 \text{ ft}$$

o. Panjang Satu Putaran Heliks Koil ( $L_{he}$ )

$$L_{he} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$L_{he} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot r_{he} + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot d_{he}$$

Diameter *spiral* atau heliks koil = 0,7-0,8  $D_v$  (Rase, 1977)

$$D_{\text{spiral}} (d_{he}) = 0,8 (13,08 \text{ ft}) = 10,47 \text{ ft}$$

$$L_{he} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot r_{he} + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot d_{he}$$

$$L_{he} = 32,88 \text{ ft}$$

p. Panjang Koil Tiap Set ( $L_{ci}$ )

$$L_{ci} = \frac{A_{ci}}{a_t''}$$
$$= \frac{1.277,17}{0,4980}$$
$$= 2.564,6 \text{ ft}$$

q. Jumlah Putaran Tiap Set Koil

$$N_{pc} = \frac{L_{ci}}{L_{he}}$$
$$= \frac{1.277,17}{32,88}$$
$$= 77,97 \text{ putaran}$$
$$= 78 \text{ putaran}$$

r. Koreksi Panjang Koil Tiap Set

$$L_{ci, \text{kor}} = N_{pc} \times L_{he}$$

$$L_{ci, \text{kor}} = 78 \times 32,88 \text{ ft}$$

$$= 2.565,26 \text{ ft}$$

s. Tinggi Koil ( $H_c$ )

$$H_c = J_{sp} \times N_{pc} \times N_c$$

$$H_c = 24,68 \text{ ft}$$

$$= 7,52 \text{ m}$$

t. Volume Koil ( $V_c$ )

$$V_c = N_c \left( \frac{OD}{12} \right)^2 L_{ci}$$

$$V_c = 50,44 \text{ ft}^3 = 1,42 \text{ m}^3$$

u. Cek tinggi cairan setelah ditambah koil ( $H_L$ )

Tinggi koil harus lebih kecil dari pada tinggi cairan setelah ditambah koil agar seluruh koil tercelup dalam cairan

$$H_L = \frac{V_{cair} + V_{koil}}{\left( \frac{\pi}{4D_{vessel}^2} \right)}$$

$$= 31,33 \text{ ft} = 9,55 \text{ m}$$

$H_L = 9,55 \text{ m} > H_c = 7,52 \text{ m}$ , berarti semua koil tercelup semua di dalam cairan.

v. Cek *Pressure Drop*

Syarat :  $< 2 \text{ psi}$

$$Re_i = \frac{ID \times G}{\mu_c}$$

$$Re_i = 185.851,4$$

Faktor friksi :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_i^{0,42}}$$

$$f = 0,0051$$

*Pressure Drop*

$$\Delta P = \frac{4fG_i^2 L_i}{2g\rho c^2 ID}$$

$$\Delta P = 0,36 \text{ psi}$$

Tabel C.037 Spesifikasi Reaktor (R-L26)

Alat	Reaktor
Kode	R-L26

Fungsi	Tempat reaksi $\text{Ca(OH)}_2$ dengan gas $\text{CO}_2$ untuk menghasilkan <i>precipitated calcium carbonate</i> (PCC)
Tipe	<i>Bubble reaktor</i>
Konversi	95%
Kapasitas	4.401,37 ft <sup>3</sup>
Tekanan desain	51,04 psi
Jumlah koil pendingin	1 buah
Dimensi	Diameter shell (ID) = 13,08 ft Tinggi (Hs) = 19,63 ft Tebal ( $t_s$ ) = 7/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 5/8 in
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

#### 27. Pompa Proses (PP-L27)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L27 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L27 sebagai berikut:

Tabel C.038 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L27)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L27
Fungsi	Mengalirkan produk keluaran Reaktor menuju ke RDVF-L28
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	81,74 gal/min
Power	2,51 hp
Dimensi	NPS = 2,5 in = 0,0635 m

	ID = 2,469 in = 0,0627 m OD = 2,88 in = 0,0732 m <i>Flow Area</i> = 4,79 in <sup>2</sup> = 0,0031 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	5,74 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

#### 28. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L28)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk RDVF-L28 seperti pada RDVF-L21, hingga didapatkan spesifikasi RDVF-L28 sebagai berikut:

Tabel C.039 Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-L28)

Alat	Rotary Drum Vacuum Filter
Kode	RDVF-L28
Fungsi	Memisahkan impurities dalam slurry Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	<i>Rotary Filter</i>
Kapasitas	6,15 kg/s
Power	17,42 hp
Dimensi	D = 0,046 m Tebal drum = 3/16 in
Tekanan Operasi	1,20 atm
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Buah

#### 29. Pompa Proses (PP-L29)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L29 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L29 sebagai berikut:

Tabel C.040 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L29)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L29
Fungsi	Mengalirkan produk keluaran RDVF-L28 menuju ke Centrifuge
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	77,28 gal/min
Power	2,36 hp
Dimensi	NPS = 2,5 in = 0,0635 m ID = 2,469 in = 0,0627 m OD = 2,88 in = 0,0732 m <i>Flow Area</i> = 4,79 in <sup>2</sup> = 0,0031 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	5,53 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

### 30. Pompa Proses (PP-L30)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L30 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L30 sebagai berikut:

Tabel C.041 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L30)

Alat	Pompa proses
Kode	PP-L30
Fungsi	Mengalirkan impurities keluaran RDVF-L28 menuju ke pengolahan limbah
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	4,45 gal/min

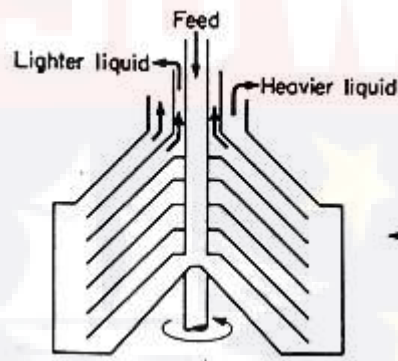
Power	0,135 hp
Dimensi	NPS = 0,5 in = 0,0127 m ID = 0,622 in = 0,0158 m OD = 0,84 in = 0,0213 m <i>Flow Area</i> = 0,304 in <sup>2</sup> = 0,0002 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	0,825 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Buah

### 31. Centrifuge (CF-L31)

Fungsi : Untuk memisahkan PCC dari air.

Tipe : *Centrifuge bowl*

Bentuk : Silinder tegak, alas ellipsoidal, dan tutup ellipsoidal



Gambar C.016 *Disk bowl Centrifuge* (Perry, 1984)

Dasar Pemilihan : Dapat digunakan untuk ukuran padatan 1-10  $\mu\text{m}$  ( Fig.10.16 (Coulson & Richardson, 1983))

Kondisi Operasi:

P = 1 atm

T = 38°C

Tabel C.042 Aliran Umpan Masuk Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Density	Xi
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,52	100	152,8452	2710	0,729966
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84	0,0006	2958	2,29E-06
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160	0,0022	1287	1,64E-05
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102	0,0029	1762	1,41E-05
SiO <sub>2</sub>	0,25	60	0,0041	2642	1,17E-05
H <sub>2</sub> O	5.652,79	18	314,0439	995,372	0,269969
CaO	0,01	56	0,0002	3340	5,34E-07
MgO	0,43	40	0,0108	3580	2,07E-05
Total	20.938,69				

Tabel C.043 Aliran filtrat Keluar Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Density	Xi
H <sub>2</sub> O	5087,51	18	282,63	995,37	1

Tabel C.044 Aliran Produk Keluar Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Density	Xi
CaCO <sub>3</sub> prec	15.284,52	100	152,8452	2710	0,729966
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84	0,0006	2958	2,29E-06
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,34	160	0,0022	1287	1,64E-05
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,29	102	0,0029	1762	1,41E-05
SiO <sub>2</sub>	0,25	60	0,0041	2642	1,17E-05
H <sub>2</sub> O	565,28	18	31,4044	995,372	0,026997
CaO	0,01	56	0,0002	3340	5,34E-07
MgO	0,43	40	0,0108	3580	2,07E-05
Total	15.851,18				

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$\rho_f = 1.849,74 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 995,37 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_P = 3.372,51 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0,682 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{20.938,69 \text{ kg/jam}}{1.849,74 \text{ kg/m}^3} \\ &= 11,31 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 179.422,234 \text{ gal/menit} \\ &= 3.144,38 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan kecepatan pengendapan (*settling velocity*)

$$Q = 2U_g \Sigma \quad (\text{Pers 10.1 (Coulson \& Richardson, 1983)})$$

Dimana:

$U_g$  = kecepatan terminal partikel padatan, cm/s

$\Sigma$  = luas *centrifuge*, cm<sup>2</sup>

$$U_g = \frac{\Delta\rho d_s g}{18\mu} \quad (\text{Pers 10.2. (Coulson \& Richardson, 1983)})$$

$d_s$  = diameter partikel padatan = 0,002 cm

$g$  = percepatan gravitasi = 981 cm/s<sup>2</sup>

$\mu$  = viskositas cairan = 0,682 cp (pd 38C)

$\Delta\rho$  = densitas produk – densitas *liquid*

$$= \rho_P - \rho_L$$

$$= 2.377,14 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2,37 \text{ g/cm}^3$$

Sehingga,

$$U_g = 0,02 \text{ cm/s}$$

$$Q/\Sigma = 2 \times U_g$$

$$\Sigma = 0,04 \text{ cm/s}$$

$$\Sigma = \frac{3.144,38}{0,04}$$

$$\Sigma = 78.609,63 \text{ cm}^2$$

$$\Sigma = 78,60 \text{ m}^2$$

$$\text{throughput liquid} = 5087,51 \text{ kg/jam} / 995,37 \text{ kg/m}^3$$

$$= 5,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 22,48 \text{ gal/menit}$$



Berdasarkan Perry,s tabel 18-12 hal. 112 untuk *throughput* liquid sebanyak 22,48 gal/menit diperoleh spesifikasi *centrifuge* sebagai berikut :

Tipe = *Disk bowl centrifuge*

*Bowl Diameter* = 24 in

*Speed* = 4.000 rpm

*Max centrifugal force* = 5.500

*Throughput* = 20-200 gpm

*Power* = 7,5 Hp

Tabel C.045 Spesifikasi *Centrifuge* (CF-L31)

Alat	Centrifuge
Kode	CF-L31
Fungsi	Memisahkan produk <i>Precipitated Calcium Carbonate</i> dan air
Tipe	<i>Disk bowl centrifuge</i>
Kondisi operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	11,31 m <sup>3</sup> /jam
Power	7,5 hp
Speed	4.000 pm
Diameter bowl	24 in
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

### 32. Pompa Proses (PP-L32)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk PP-L32 seperti pada PP-L18, hingga didapatkan spesifikasi PP-L32 sebagai berikut:

Tabel C.046 Spesifikasi Pompa Proses (PP-L32)

Alat	Pompa proses
------	--------------

Kode	PP-L32
Fungsi	Mengalirkan air keluaran centrifuge menuju ke pengolahan limbah
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Kapasitas	18,77 gal/min
Power	0,56 Hp
Dimensi	NPS = 1,25 in = 0,0318 m ID = 1,38 in = 0,0351 m OD = 1,66 in = 0,0422 m <i>Flow Area</i> = 1,5 in <sup>2</sup> = 0,001 m <sup>2</sup> Sch No= 40
NPSH	2,15 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Buah

### 33. Screw Conveyor (SC-L33)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk SC-L33 seperti pada SC-L11, hingga didapatkan spesifikasi SC-L33 sebagai berikut:

Tabel C.047 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L33)

Alat	Screw Conveyor
Kode	SC-L33
Fungsi	Membawa produk keluaran Centrifuge menuju Rotary Dryer
Tipe	<i>Helicoid screw conveyor</i>
Kapasitas	165,98 ft <sup>3</sup> /jam
Kecepatan max screw	220 rpm
Diameter	4 in

screw	
Panjang screw	5 m
Power	1,38 Hp
Jumlah	1 Buah

#### 34. Blower (BL-L34)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk BL-L34 seperti pada BL-L08, hingga didapatkan spesifikasi BL-L34 sebagai berikut:

Tabel C.048 Spesifikasi Blower (BL-L34)

Alat	Blower
Kode	BL-L34
Fungsi	Mengalirkan udara ke dalam Heater (HE-L35)
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	38.638 ft <sup>3</sup> /min
Power	37,91 Hp
Jumlah	4 buah

#### 35. Heater (HE-L35)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk HE-L35 seperti pada HE-L14, hingga didapatkan spesifikasi HE-L35 sebagai berikut:

Tabel C.049 Spesifikasi Heater (HE-L35)

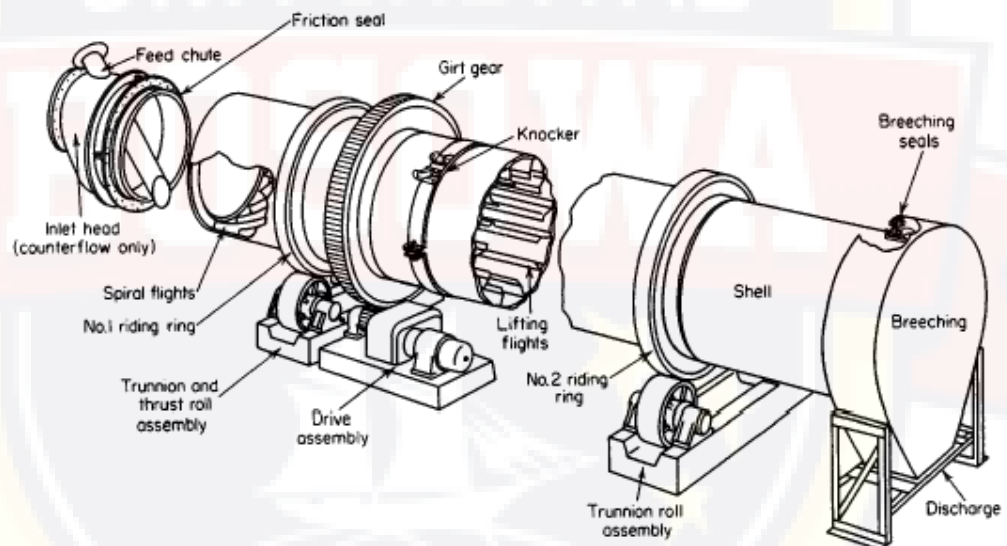
Alat	Heater			
Kode	HE-L35			
Fungsi	Memanaskan udara sebagai udara panas di RD			
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>			
Dimensi	Annulus (air)		Inner pipe (steam)	
	IPS (in)	2,5	IPS (in)	1,25
	Sch No	40	Sch No	40

	OD (in)	2,88	OD (in)	1,66
	ID (in), $D^2$	2,469	ID (in), $D^2$	1,38
	$a'$ (ft <sup>2</sup> )	0,753	$a'$ (ft <sup>2</sup> )	0,435
	$\Delta Pa$	0,08 psi	$\Delta Pp$	0,006 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316			
Jumlah	1 buah			

### 36. Rotary Dryer (RD-L36)

Fungsi : Menguapkan air yang terkandung dalam produk hingga mencapai kadar air yang diinginkan

Bahan konstruksi : *Stainless steel* AISI 304 C



Gambar C.017 *Rotary Dryer* (Perry, 1984)

Data :

$T_1$  = Temperatur umpan  
= 38°C = 100,4°F

$T_2$  = Temperatur produk  
= 80°C = 176°F

$T_{G1}$  = Temperatur udara masuk  
= 150°C = 302°F

$$T_{G2} = \text{Temperatur udara keluar} \\ = 45^{\circ}\text{C} = 113\text{F}$$

$$\text{Massa produk yang akan dikeringkan,} = 15.851 \text{ kg/jam} \\ = 34.946 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa udara yang dibutuhkan, } G_s = 18.620 \text{ kg/jam} \\ = 41.050 \text{ lb/jam}$$

a. Menentukan luas penampang dan diameter *rotary dryer*

$$\text{Jumlah udara masuk } (G_s) = 82.120 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kecepatan } \textit{superficial} \text{ udara } (G_G) = 369 \text{ lb/jam.ft}^2$$

(Range kecepatan *superficial* 369 – 3687 lb/jam.ft<sup>2</sup>, (Perry, 1984))

$$\text{Luas penampang } \textit{rotary dryer} \text{ (S)} = \frac{G_s}{G'_G} \\ = \frac{82.120}{369} \\ = 111,25 \text{ ft}^2$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang *rotary dryer* dengan diameter *rotary dryer* adalah sebagai berikut :

$$S = \frac{\pi}{4} x D^2$$

Maka,

$$D = \sqrt{\frac{4 x S}{\pi}} \\ = 11,90 \text{ ft} = 3,62 \text{ m}$$

b. Menentukan koefisien perpindahan panas *volumetric*

$$U_a = \frac{0,5 x G_G^{0,67}}{D} \quad (\text{Pers. 24-28 (McCabe, 1993)})$$

Keterangan :

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas *volumetric*, Btu/ ft<sup>3</sup>.hr.oF

$G_G$  = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft<sup>2</sup>

$D$  = Diamater *rotary dryer*, ft

Maka,

$$U_a = \frac{0,5 x G_G^{0,67}}{D} \\ = 1,55 \text{ btu/ft}^3 \cdot \text{hr.}^{\circ}\text{F}$$

c. Menentukan Panjang *Rotary dryer*

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1}-T_1)-(T_{G2}-T_2)}{\ln \frac{(T_{G1}-T_1)}{(T_{G2}-T_2)}}$$

(Pers. 24-7 (McCabe, 1993))

$$= 114,91^\circ\text{F}$$

$$\text{NTU} = \frac{(T_{G1}-T_{G2})}{(\Delta T)_m} \quad (\text{pers 12-54 (Perry R. H., 1997)})$$

Syarat NTU untuk *rotary dryer* = 1,5 – 2,5 (Perry R. H., 1997)

$$\text{NTU} = 1,64 \text{ (memenuhi)}$$

$$L = \text{NTU} \times \frac{G_{GS}}{U_a} \quad (\text{Pers 10-18 (Badger \& Banchemo, 1957)})$$

Keterangan:

L = Panjang *rotary dryer*, ft

$G_{GS}$  = Kecepatan *superficial* udara, lb/jam.ft<sup>2</sup>

s = Panas kelembaban, Btu/°F.lb

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas volumetrik, Btu/ft<sup>3</sup>.jam. °F

Sehingga,

$$L = 1,5 \times \frac{369 \times 0,2479}{1,55}$$

$$= 62,26 \text{ ft} = 18,97 \text{ m}$$

Syarat L/D untuk *Rotary Dryer* : 4 - 10 (Badger & Banchemo, 1957)

$$L/D = 5,23 \text{ (memenuhi)}$$

4. Menentukan Putaran *Rotary Dryer* ( N )

Untuk putaran *rotary dryer* N = 25/D – 35/D (Walas, 1988)

Diambil nilai untuk putaran sebesar N = 35/D

$$N = 30 /D = 9,64 \text{ rpm} \approx 10 \text{ rpm}$$

5. Menentukan waktu tinggal (  $\theta$  )

$$\theta = 0,23 \left( \frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left( \frac{B \times L \times G}{F} \right) \quad (\text{Pers 12-55 (Perry R. H., 1997)})$$

Keterangan:

$\theta$  = Waktu tinggal, menit

L = Panjang *rotary dryer*, ft

S = *Slope/kemiringan rotary dryer*, ft/ft dipilih nilai S = 0,8  
(S = 0 – 0,08 cm/m (Perry R. H., 1997))

N = Putaran *rotary dryer*, rpm

D = Diameter *rotary dryer*, ft  
 B = Konstanta =  $5 \times D_p^{-0,5}$   
 Dp = Diameter rata-rata partikel,  $\mu\text{m}$  (mikronmeter)  
 Diameter partikel,  $D_p = 2 \mu\text{m}$

G = Kecepatan *superficial* gas,  $\text{lb/jam.ft}^2$

M = Massa umpan masuk *rotary dryer*,  $\text{lb/jam}$

A = Luas penampang *rotary dryer*,  $\text{ft}^2$

$$F = \frac{M}{A}, \text{ lb/jam ft}^2$$

$$= 314,13 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\theta = 0,23 \left( \frac{35,30}{0,8 \times 5^{0,9} \times 16,83} \right) + 0,6 \left( \frac{3,5355 \times 88,06 \times 369}{157,03} \right)$$

$$= 47,55 \text{ menit} = 0,79 \text{ jam}$$

6. Menentukan jumlah *flight* dan tinggi *flight*

Jenis *flight* = *radial flight*

$$\text{Jumlah } flight = 2,4 D - 3 D \quad (\text{Perry R. H., 1997})$$

$$\text{Jumlah } flight = 2,5 \times D$$

$$= 2,5 \times 11,90 = 29,76 \text{ (30 flight)}$$

(dalam 1 bagian keliling lingkaran)

Berdasarkan (Perry R. H., 1997) tinggi *flight* berkisar antara

$(D/12) - (D/8)$ , dengan D = meter. Pada perhitungan ini diambil D/8,

$$\text{sehingga tinggi } flight = \frac{3,62}{8}$$

$$= 0,45 \text{ m}$$

$$= 1,48 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar } flight = \text{Keliling lingkaran} / \text{jumlah } flight$$

$$= 3,14 \times 11,90 / 30$$

$$= 1,24 \text{ ft}$$

7. Menentukan Daya *Rotary Dryer*

Berdasarkan (Perry R. H., 1997) jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara  $0,5 D^2 - 1,0 D^2$  (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya :

$$\text{Sebesar } 0,5 D^2 \text{ sehingga } P = 0,5 \times 11,90^2$$

$$= 70,85 \text{ kW} = 95,02 \text{ hp}$$

8. Menentukan tebal *rotary dryer*

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam *rotary dryer* adalah 1 atm.

Diambil faktor keamanan 20 %, sehingga

Tekanan desain *rotary dryer* = 1,2 x 1 atm

$$= 1,2 \text{ atm}$$

$$= 17,63 \text{ psi}$$

Untuk menghitung tebal *rotary dryer* digunakan persamaan :

$$t = \frac{P \cdot r \cdot i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{Tabel 4 (Peters, Timmerhaus, \& West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)})$$

Keterangan:

f : Nilai tegangan material, psi digunakan material *Stainless steel* AISI 304 C (table 28-11 (Perry & Green, Chemical Engineering Hanbooks, 2008))

: 545 MPa (7.9045,53 psia)

E : *Welded Joint Efficiency* (Dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency*) berdasarkan Table 13.2 (Brownell & Young, 1959) = 80 %

P : Tekanan desain, psi

r : Jari-jari *rotary dryer*, in

C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar, yaitu = 0,125 inci/10 tahun (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

Sehingga,

$$t = \frac{17,64 \times 101}{79045,53 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$
$$= 0,144 \text{ in}$$

Dari (Brownell & Young, 1959) Tabel 5.7, dipilih tebal *rotary dryer* yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu 3/16 in.

9. Menentukan tebal *flight*

Tebal *flight* = tebal *rotary dryer*, sehingga tebal *flight* = 3/16 in.

Tabel C.050 Spesifikasi Rotary Dryer (RD-L36)



Alat	Rotary Dryer
Kode	RD-L36
Fungsi	Menguapkan air yang terkandung dalam produk hingga mencapai kadar air yang diinginkan
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kondisi operasi	$T_1$ = Temperatur umpan = 38°C = 100,4°F $T_2$ = Temperatur produk = 80°C = 176°F $T_{G1}$ = Temperatur udara masuk = 150°C = 302°F $T_{G2}$ = Temperatur udara keluar = 45°C = 113°F
Dimensi	Diameter (D) = 11,90 ft Panjang (L) = 62,26 ft Tebal shell ( $t_s$ ) = 3/16 Putaran = 10 rpm Waktu tinggal = 47,55 menit
Power	95,02 Hp
Jumlah	1 buah

### 37. Screw Conveyor-003 (SC-L37)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk SC-L37 seperti pada SC-L11, hingga didapatkan spesifikasi SC-L37 sebagai berikut:

Tabel C.051 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-L37)

Alat	Screw Conveyor
Kode	SC-L37
Fungsi	Membawa produk keluaran Rotary Dryer menuju ball mill
Tipe	<i>Helicoid screw conveyor</i>
Kapasitas	148,44 ft <sup>3</sup> /jam

Kecepatan max screw	220 rpm
Diameter screw	4 in
Panjang screw	5 m
Power	1,34 Hp
Jumlah	1 buah

### 38. Ball Mill (BM-L38)

Fungsi : Mengecilkan ukuran Precipitated Calcium Carbonate dari Rotary Dryer menjadi ukuran 150 mesh

Tipe : Marcy Ball Mill

Dasar pemilihan :

- Mesin tube ini dilengkapi dengan suatu ayakan, dimana partikel yang tidak lolos ayakan dikembalikan ke dalam mesin untuk proses lebih lanjut. Sehingga diharapkan ukuran yang keluar dari alat ini memiliki ukuran yang sama (closed circuit).
- Mampu menangani material dengan ukuran 1-10 mm
- Ukuran output 0,01 – 0,1 mm
- Dapat digunakan untuk wet grinding ataupun dry grinding
- Dapat digunakan secara batch maupun continuous

Kondisi : T = 30C

P = 1 atm

Laju = 15.371 kg/jam

= 15,37 ton/jam

Over design : 10%

Kapasitas desain = 1,1 x 15,37 ton/jam

= 16,90 ton/jam

Maka berdasarkan table 20.16 (Perry R. H., 1997) didapat:

Ukuran mill = 3 x 2 ft

Mill speed = 35 rpm  
 Ball charge = 0,85 ton  
 Power = 5-7 Hp  
 Bahan = Stainless steel

Tabel C.052 Spesifikasi Rotary Dryer (RD-L36)

Alat	Ball Mill
Kode	BM-L38
Fungsi	Mengecilkan ukuran Precipitated Calcium Carbonate dari Rotary Dryer menjadi ukuran 150 mesh
Tipe	<i>Marcy Ball Mill</i>
Kapasitas	16,90 ton/jam
Ukuran mill	3 x 2 ft
Mill speed	35 rpm
Ball Charge	0,85 ton
Power	5-7 Hp
Bahan konstruksi	Stainless steel
Jumlah	1 buah

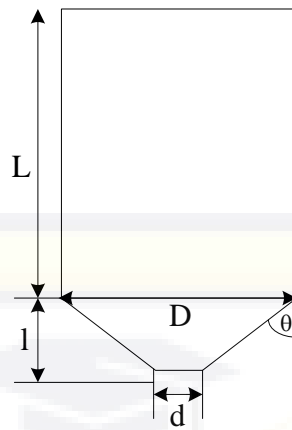
39. Silo Produk (SP-L39)

Fungsi : Menampung produk PCC untuk kapasitas produksi selama 7 hari

Tipe Alat : Silinder tegak dengan *Conical Bottom Head*.

Pemilihan :

1. Kondisi Operasi pada tekanan 1 atm dan temperatur 40°C
2. Konstruksi lebih sederhana sehingga lebih ekonomis
3. Cocok sebagai tempat penyimpanan material padat.



Gambar C.018 Silo Produk

a. Menentukan kapasitas Silo

Diketahui

Laju alir produk = 15.371 kg/jam

P campuran = 3.372,5 kg/m<sup>3</sup>

= 210,54 lbm/ft<sup>3</sup>

Sehingga kapasitas Silo selama 7 hari :

Q = 15.371 kg/jam x 24 jam x 7 hari

= 2.582.276 kg/jam

= 5.692.937,3 lb/jam

Maka volume yang dibutuhkan :

$$\text{Volume Silo} = \frac{5.692.937,3 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{210,54 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 27.039,74 ft<sup>3</sup>/jam

Over design factor = 10 %

Volume desain = 1,1 x 27.039,74 ft<sup>3</sup>/jam

= 29.743,72 ft<sup>3</sup>/jam

b. Menentukan dimensi Silo

V<sub>tot</sub> = V<sub>shell</sub> + V<sub>konis terpancung</sub>

V<sub>shell</sub> = ¼ π D<sup>2</sup> H

V<sub>konis</sub> = π h/12 (D<sup>2</sup> + D.d + d<sup>2</sup>) (Walas, 1988)

= 0,262.h(D<sup>2</sup> + D.d + d<sup>2</sup>)

Keterangan :

D = diameter shell, ft

d = diameter ujung konis, ft

H = tinggi shell, ft

h = tinggi konis, ft

$\beta$  = sudut konis 45°

$$h = \frac{tg\theta(D-d)}{2} \quad (\text{McCabe, 1993})$$

$$h = \frac{tg 45 (D-d)}{2}$$

$$h = 0,5 (D + d)$$

$$\begin{aligned} V \text{ konis} &= 0,262 h (D^2 + D.d + d^2) \\ &= 0,262 \times (0,5(D - d) (D^2 + D.d + d^2)) \\ &= 0,1308 (D^3 - d^3) \end{aligned}$$

Diameter efektif keluaran silo ( $d_{eff}$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = \frac{\pi}{4} \rho_s d_{eff}^{2,5} g^{0,5} \left( \frac{1 - \cos\beta}{2 \sin^3\beta} \right)^{0,5} \quad (\text{Coulson \& Richardson,}$$

Chemical Engineering, Volume 2, Fourth edition, 2002)

Dengan :

$$\begin{aligned} G &= \text{laju alir massa, kg/s} \\ &= \text{Kg/jam} \\ &= 1,7537 \text{ Kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= \text{densitas padatan, kg/m}^3 \\ &= 2683,7029 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$d_{eff}$  = diameter efektif keluaran Silo, m

g = percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup> (10 m/s<sup>2</sup>)

$\beta$  = sudut antara dinding Silo dengan horizontal (45°)

Sehingga diperoleh:

$$4,26 = \frac{\pi}{4} (2683,7029) d_{eff}^{2,5} (10)^{0,5} \left( \frac{1 - \cos 45}{2 \sin^3 45} \right)^{0,5}$$

$$D_{eff}^{2,5} = 0,00082 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} d_{eff} &= 0,058 \text{ m} \\ &= 0,191 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_{eff} = d &= 0,058 \text{ m} \\ &= 0,191 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tot}} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{konis}} \\
 V_{\text{tot}} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,1308 (D^3 - d^3) \\
 29.744 &= 1,5700 D^3 + 0,1308 (D^3 - 0,095^3) \\
 29.744 &= 1,5700 D^3 + 0,1308 D^3 - 0,0124
 \end{aligned}$$

$$D^3 = 17.488,08$$

$$D = 25,95 \text{ ft}$$

$$= 7,91 \text{ m}$$

$$= 311,47 \text{ in}$$

Digunakan perbandingan  $H/D = 2$  (Tabel 4.27. Ulrich, 1984:248)

$$H = 2 \times 25,95 \text{ ft}$$

$$= 51,91 \text{ ft}$$

$$= 15,82 \text{ m}$$

$$= 622,95 \text{ in}$$

Untuk  $h$  konis diperoleh:

$$h = 0,5 (D-d)$$

$$h = 0,5 \times (25,95 - 0,191)$$

$$= 12,88 \text{ ft}$$

$$= 3,92 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{konis}} &= 0,1308 (D^3 - d^3) \\
 &= 0,1308 \times (25,95^3 - 0,191^3) \\
 &= 2.287,44 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell}} &= V_{\text{total}} - V_{\text{konis}} \\
 &= 29.744 \text{ ft}^3 - 2.287,44 \text{ ft}^3 \\
 &= 27.456,28 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi Silo adalah:

$$H_t = H + h$$

$$= 51,91 \text{ ft} + 12,88 \text{ ft}$$

$$= 64,79 \text{ ft}$$

$$= 19,74 \text{ m}$$

c. Menentukan tekanan desain

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6960 \text{ psi}$$

Tekanan over desain yang digunakan 5 -10 % dari kerja normal/absolut

(Rules of thumb (Walas, 1988))

Tekanan over desain dipilih 5 % dari tekanan total Silo.

$$P_D = (P \text{ operasi}) \times 1,05$$

$$P_D = (14,69 \text{ psi}) \times 1,05$$

$$P_D = 15,43 \text{ psi}$$

d. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

Material yang digunakan adalah *low alloy steel SA 203 C*

Berdasarkan (Brownell & Young, 1959) persamaan 13.1

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6 P} + c$$

Keterangan :

$f$  : 18.750 psia (Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

$E$  : *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Single welded butt joint maximum efficiency*, berdasarkan Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959) = 80 %

$P$  : Tekanan desain, psia

$r$  : Jari-jari silinder =  $1/2 D$ , in

$C$  : Korosi yang dipakai( faktor korosi terhadap udara luar)

$C$  : 0,125 inci/10 tahun (Peters, Timmerhaus, & West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 1991)

Berdasarkan nilai-nilai yang didapat tersebut, maka dapat dihitung nilai tebal silinder, yaitu:

$$t_s = \frac{15,43 \times 155,78}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,43} + 0,125$$

$$t_s = 0,285 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), dipilih tebal standar Silo yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu:  $t_s = 3/8 \text{ in}$  (0,375 in)

e. Menentukan tebal *conical*

Berdasarkan persamaan 6.154 (Brownell & Young, 1959)

$$t_c = \frac{P \cdot r_i}{2 \cos \alpha (f E - 0,6 P)} + c$$

Keterangan :

f : 18.750 psia (Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

E : *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Single welded butt joint maximum efficiency*, berdasarkan Table 13.2 (Brownell & Young, 1959) = 80 %

P : Tekanan desain, psia

D : Diameter silinder, in

C : Korosi ( faktor korosi terhadap udara luar)

= 0,125 inci/10 tahun (Brownell & Young, 1959)

$\alpha$  = *Wall angle conical* (45°)

Berdasarkan nilai-nilai yang didapat tersebut, maka dapat dihitung nilai tebal *conical*, yaitu:

$$t_c = \frac{15,43 \text{ psi} \times 155,78}{2 \cos 45(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,43)} + 0,125$$

$$t_c = 0,430 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959) dipilih tebal standar Silo yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu:  $t_s = 1/2 \text{ in}$  (0,500 in)

Tabel C. 053 Spesifikasi Silo (F-410)

Alat	Silo Produk
Kode	SP-L39
Fungsi	Tempat penampung produk untuk produksi selama satu minggu
Tipe	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom Head</i> .
Kapasitas	29.743,72 ft <sup>3</sup> /jam
Tekanan	15,43 psi
Dimensi	Diameter shell (D) = 25,95 ft Tinggi (H <sub>t</sub> ) = 64,79 ft Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 3/8 in Tebal conical (t <sub>c</sub> ) = 1/2 in
Bahan konstruksi	Steinless steel



Jumlah	1 buah
--------	--------

#### 40. Gudang Produk (GP-001)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk precipitated calcium carbonate selama satu minggu operasi

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C (300 K)

Jenis : Bangunan Tertutup

Kapasitas penyimpanan dalam waktu 7 hari:

$$= 15.371 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 2.582.276 \text{ kg}$$

Tabel C. 054 Data komposisi produk

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Density	Xi	Xi/pi
CaCO <sub>3</sub> prec	14.520,30	100	145,203	2710	0,994394	0,000367
MgCO <sub>3</sub>	0,05	84	0,000542	2958	3,12E-06	1,05E-09
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,33	160	0,002043	1287	2,24E-05	1,74E-08
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,28	102	0,002746	1762	1,92E-05	1,09E-08
SiO <sub>2</sub>	0,23	60	0,003891	2642	1,6E-05	6,05E-09
H <sub>2</sub> O	80,55	18	4,475126	995,372	0,005516	5,54E-06
CaO	0,01	56	0,00019	3340	7,28E-07	2,18E-10
MgO	0,41	40	0,010297	3580	2,82E-05	7,88E-09
Total	14.602,16					0,000373

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$= 2.684,4 \text{ kg/m}^3$$

Kemasan *precipitated calcium carbonate* berupa *packing* dengan kapasitas 25 kg, maka:

$$\text{Volume 1 } \textit{packing} = \frac{25 \text{ kg}}{\rho}$$

$$= 0,0093 \text{ m}^3$$

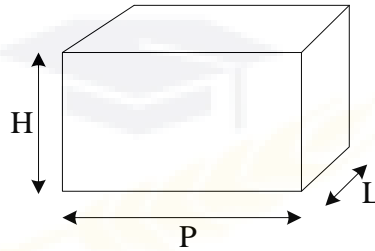
$$= 93.130 \text{ cm}^3$$

Dalam 1 group, tinggi maksimum tumpukan adalah 15 tumpukan Bila tebal tumpukan diambil 15 cm, maka :

$$\text{Tinggi tumpukan} = 15 \times 15 = 225 \text{ cm} = 2,25 \text{ m}$$

Diambil panjang dan lebar packing (sack) dengan perbandingan P : L = 2:1

Sehingga



Gambar C.019 Packing Produk

$$V = P \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$93.130 = P \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$93.130 = 2L \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$93.130 = 2L^2 \times 15 \text{ cm}$$

$$L = 55,71 \text{ cm}$$

$$P = 111,43 \text{ cm}$$

Maka diperoleh ukuran *sack* (packing) yang digunakan :

$$P \text{ (Panjang)} = 111,43 \text{ cm}$$

$$L \text{ (Lebar)} = 55,71 \text{ cm}$$

$$H \text{ (Tebal)} = 15 \text{ cm}$$

Dipilih ukuran standar :

$$P \text{ (Panjang)} = 112 \text{ cm}$$

$$L \text{ (Lebar)} = 56 \text{ cm}$$

Perhitungan volume total bahan yang disimpan :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} \\ &= \frac{2.582.276 \text{ kg}}{2.684,4 \text{ kg/m}^3} \\ &= 961,95 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka jumlah packing:

$$N = \frac{\text{volume total}}{\text{volume packing}}$$

$$= \frac{961,95}{0,0093}$$

$$= 103.391 \text{ sack}$$

Misalkan susunan *packing* dibagi menjadi 4 group.

Maka jumlah *packing* per satu group:

$$N_g = \frac{N}{4}$$

$$= 25.822 \text{ sack}$$

Volume satu group:

$$V_g = N_g \times V_p$$

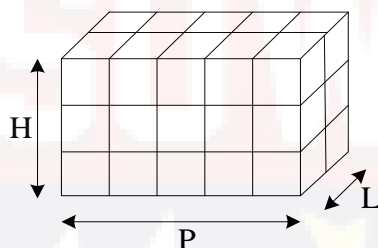
$$= 240,48 \text{ m}^3$$

Tinggi satu group = 2 m

Luas satu group:

$$A = \frac{V_g}{2}$$

$$= 120,24 \text{ m}^2$$



Gambar C.020 Satu group tumpukan kemasan produk

Diambil kembali perbandingan  $P : L = 2 : 1$

Didapat:

$$V_g = P \times L \times 2,25$$

$$240,49 = 2L \times L \times 2,25$$

$$L^2 = 60,12$$

$$L = 7,75 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 7,75$$

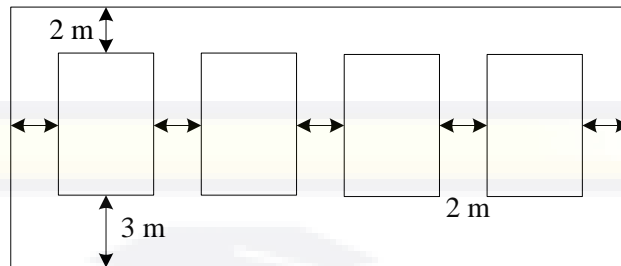
$$= 15,50 \text{ m}$$

Maka diperoleh ukuran satu group yang digunakan:

$$P \text{ (Panjang)} = 15,50 \text{ m}$$

L (Lebar) = 7,75 m

H (Tinggi) = 2 m



Gambar C.021 Tata letak penempatan kemasan produk

Ukuran gudang secara keseluruhan:

$$\begin{aligned} P &= (4 \times L \text{ satu group}) + (5 \times 2) \\ &= (4 \times 7,75) + 10 \\ &= 41,01 \approx 42 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= P \text{ satu group} + (3 + 2) \\ &= 41,01 + 5 \\ &= 20,50 \approx 21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H = 5 \text{ m}$$

Tabel C.055 Spesifikasi Gudang Produk (GP-001)

Alat	Gudang Produk
Kode	GP-001
Fungsi	Tempat penyimpanan produk <i>precipitated calcium carbonate</i> selama satu minggu operasi
Tipe	Bangunan tertutup
Kapasitas	2.582.276 kg
Dimensi	P = 41 m L = 21 m H = 5 m
Jumlah	1 buah

## LAMPIRAN D

### PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan penunjang yang mendukung kelancaran pada sistem produksi di pabrik. Unit-unit yang ada di utilitas terdiri dari:

- F. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water system*)
- G. Unit pembangkit *steam* (*Steam generation system*)
- H. Unit penyedia udara instrumentasi (*Instrumentation air system*)
- I. Unit Refrigeran
- J. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power plant and power distribution system*)

Berikut perhitungan ditiap unit utilitas:

#### B. Unit Penyediann dan Pengelolaan Air

##### 5. Total Kebutuhan Air Pendingin

Dengan rincian seperti tabel berikut:

Tabel D.001 Data Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Jumlah (kg/jam)
Slacker Tank -01 (ST-01)	57.301,81
Slacker Tank -02 (ST-02)	28.255,97
Slacker Tank -03 (ST-03)	21.595,21
Cooler (CO-L22)	4.609,43
Total	111.762,42

(Lampiran B)

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan = 111.762,42 kg/jam

= 111,76 m<sup>3</sup>/jam

Make up 20% = 111.762,42 kg/jam x 0,2

= 22.352,48 kg/jam

Total air pendingin yang dibutuhkan = Make up + jumlah air pendingin

= 134.114,90 kg/jam

= 134,11 m<sup>3</sup>/jam

6. Kebutuhan air untuk keperluan umum

f. Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air = 150 liter/orang/hari (Suoth, Purwati, & Andiri, 2018)

Asumsi jumlah pekerja dalam pabrik 200 orang maka dalam 1 hari dibutuhkan air sebanyak

$$= 200 \times 150 \text{ liter/hari}$$

$$= 30.000 \text{ liter/hari}$$

$$= 30 \text{ m}^3/\text{hari}$$

g. Air untuk laboratorium

Asumsi keperluan air = 3.000 liter/hari

$$= 124,6250 \text{ kg/jam}$$

h. Air untuk kebersihan dan pertamanan

Asumsi air yang diperlukan = 5.000 liter/hari

$$= 207,7083 \text{ kg/jam}$$

i. Air proses

Kebutuhan = 6.258,19 kg/jam (Lampiran A)

Over design 10% = 6.884,014 kg/jam

$$= 6,884 \text{ m}^3/\text{jam}$$

j. Air untuk perumahan

Asumsi air keperluan = 20 rumah x 200 liter/hari/orang x 5

orang

$$= 20.000 \text{ liter/hari}$$

Sehingga total keperluan umum diperkirakan sebesar

$$= 841.799,68 \text{ kg/jam}$$

Over design 10% = 84.179,96 kg/jam

Total keperluan umum = Total keperluan + Over design

$$= 925.979,64 \text{ kg/jam}$$

$$= 925,97 \text{ m}^3/\text{jam}$$

7. Air Pemadam Kebakaran

Asumsi keperluan = 1.000 kg/jam  
 Over design 10% = 100 kg/jam  
 Sehingga total air = 1.100 kg/jam  
 = 1,1033 m<sup>3</sup>/jam

8. Air Pembangkit Steam (BFW)

Dengan uraian sebagai berikut:

Tabel D.002 Data Kebutuhan Steam

Alat	Jumlah (kg/jam)
Heater (HE-01)	56.793,33
Heater (HE-02)	10.846,85
Make up 10%	6764,02
Total	74.404,20

Air pembangkit steam adalah 1,2 kali kebutuhan sebenarnya maka,

Kondensat = 1,2 x 74.404,20 kg/jam  
 = 89.285,04 kg/jam

Asumsi apabila Boiler hanya dapat mencovery 80% sehingga make up water:

Make up = 0,2 x 89.285,04 kg/jam  
 = 14.880,84 kg/jam  
 Total ke deaerator = Kondensat + make up  
 = 104.165,88 kg/jam  
 = 104,165 m<sup>3</sup>/jam

Sehingga total kebutuhan air keseluruhan adalah:

Tabel D.003 Total Kebutuhan Air

Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	134.114,90
Air proses	6.884
Air pemadam kebakaran	1.100
Air pembangkit steam (BFW)	104.165,88

Air keperluan umum	925.979,64
Total	1.172.244,44

Perhitungan spesifikasi peralatan pengolahan air sebagai berikut:

1. Bak Sedimentasi (BS-01)

Fungsi : Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai

Jenis : Bak *rectangular*.

Jumlah air sungai = Air steam + air pendingin + air proses + air untuk kebutuhan umum + air untuk pemadam kebakaran

Make up air = 128,94 m<sup>3</sup>/jam. = 128.946,88 kg/jam

Jumlah air sungai = 1.418,41 m<sup>3</sup>/jam = 50.090,9 ft<sup>3</sup>/jam

Digunakan dua bak sedimentasi, maka jumlah air sungai di tiap bak sedimentasi  
= 709,20 m<sup>3</sup>/jam = 25.045,5 ft<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal 1-8 jam

Digunakan waktu tinggal 1,5 jam

Ukuran volume bak = 1,1 x jumlah air sungai x 1,5 jam  
= 1.170,19 m<sup>3</sup>/jam

Luas permukaan bak (A) = Q<sub>c</sub> / O.R

Dimana:

A = luas permukaan bak

Q<sub>c</sub> = laju alir air sungai m<sup>3</sup>/jam

O.R = Overflow rate, 500-1000 gal/jam.ft<sup>2</sup>

Digunakan 500 gal/jam.ft<sup>2</sup>

Maka:

A = 374,70 ft<sup>2</sup>

Dipilih bak dengan ukuran :

Kedalaman bak (d) = 7-16 ft jam

Kedalaman (d) = 16 ft

= 4,87 m

Lebar (w) = (V/4d)<sup>1/2</sup>

= 18,79 ft



$$= 5,72 \text{ m}$$

Panjang (l) = 4w

$$= 75,18 \text{ ft}$$

$$= 22,91 \text{ m}$$

Flow through velocity : > 0,5 ft/min (Grup, 2020)

$$v = Qc/Ax$$

Dimana;

Ax = cross-sectional area

Ax = w x D

$$= 300,75 \text{ ft}^2$$

Maka,

$$v = 1,5 \text{ ft/min}$$

Asumsi *turbidity* = 850 ppm (Powell, 1954)

x (*suspended solid*) = 42 % (Powell, 1954) Fig. 4

$$\text{Drain} = 42 \% \times 850 \text{ ppm}$$

$$= 0,000357 \text{ lb/gallon air}$$

$$= 4,345 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air sungai sisa} = 709.207,88 \text{ kg/jam} - 4,3451 \text{ kg/jam}$$

$$= 709.202 \text{ kg/jam}$$

$$= 709,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel D.004 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-U01)

Alat	Bak Sedimentasi
Kode	BS-U01
Fungsi	Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai
Bentuk	Bak <i>rectangular</i>
Kapasitas	1.170,19 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 22,91 m Lebar = 5,72 m Kedalaman = 4,87 m
Jumlah	2 buah

## 2. Bak Penggumpal (BP-U02)

Fungsi : Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampung awal dengan menambahkan alum, soda kaustik, dan klorin.

Jenis : Silinder tegak yang dilengkapi pengaduk.

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air sungai} &= 1.418.415,77 \text{ kg/jam} \\ &= 1.418,41 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Over design 10 %

Waktu tinggal dalam bak 20 – 60 menit (Powell, 1954)

Dengan menggunakan dua bak

Diambil waktu tinggal 30 menit.

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 1,1 \times 709,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 390,06 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi bak silinder tegak dengan H/D = 1

$$V = \frac{1}{4}\pi D^2 H$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } H=D &= 7,92 \text{ m} \\ &= 25,98 \text{ ft}\end{aligned}$$

Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06 % dari air umpan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan alum} &= 0,06 \% \times 709,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.000 \\ &= 384,20 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jumlah soda kaustik yang diinjeksikan sebanyak 0,05 % dari air umpan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan NaOH} &= 0,05 \% \times 709,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.000 \\ &= 320,17 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jumlah klorin yang diinjeksikan sebanyak 0,06 % dari air umpan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan klorin} &= 0,06 \% \times 709,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.000 \\ &= 384,20 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Total volume larutan injektor} = 1,08 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter impeller (D}_i\text{)} &= \frac{1}{3} D \\ &= 2,64 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan (Z}_1\text{)} &= V/A \\ &= 13 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = \frac{600 \times 0,3048}{\pi \times D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}}$$

$$S_g = 1,002$$

$$\rho = 997 \text{ kg/m}^3 = 62,2407 \text{ Lbm/ft}^3$$

$$WELH = Z_1 \times s_g$$

$$= 13,02 \text{ m}$$

Sehingga:

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 91,25 \text{ rpm}$$

$$= 1,52 \text{ rps}$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0413 \text{ kg/m menit}$$

$$\text{NRe} = \frac{N \times D^2 \times \rho}{u}$$

$$= 255.924,07$$

Berdasarkan viscositas campuran  $< 10 \text{ kg/m s}$  maka dipilih jenis *impeller* yaitu *marine propeller*.

Dari gambar 3.4-4 Geankoplis, 1993 diperoleh  $N_p = 0,3$

$$\text{Power (Po)} = \frac{N_p \times N \times D^5 \times \rho \text{ mix}}{550 \times 32,17}$$

$$= 10,17 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\text{Power motor} = 8,13 \text{ Hp} = 9 \text{ Hp}$$

Tabel D.005 Spesifikasi Bak Penggumpal (BP-01)

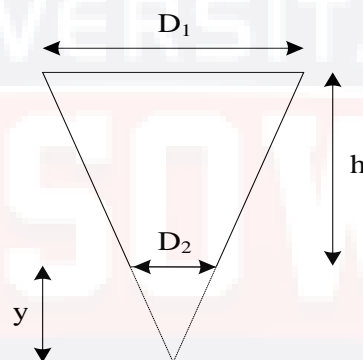
Alat	Bak Penggumpal
Kode	BP-01
Fungsi	Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampungan awal dengan menambahkan alum dan soda kaustik dan kaporit
Bentuk	Silinder vertical

Kapasitas	390,06 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter = 7,92 m Tinggi = 7,92 m
Pengaduk	Marine propeller Diameter pengaduk = 2,64 m Power = 8,13 Hp
Jumlah	2 buah

### 3. Clarifier

Fungsi : Mengendapkan gumpalan kotoran dari bak penggumpal

Jenis : Bak berbentuk kerucut terpancung dengan waktu tinggal 60 menit.



Gambar D.001 Clarifier

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air sungai} + \text{Over design } 10\% &= 1.418.415,77 \text{ kg/jam} \\ &= 1.418,41 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Penggunaan dua clarifier} = 709,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 1,1 \times 709,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 780,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 10 \text{ ft} \\ &= 3,04 \text{ m} \quad (\text{Powell, 1954}) \end{aligned}$$

$$\text{Diambil } D_2 = 0,61 D_1$$

$$D_2 / D_1 = (y / y + h)$$

$$0,61 = (y / y + 3,04)$$

$$y = 4,76 \text{ m}$$

$$\text{Volume clarifier} = \frac{1}{4}\pi D_2^2(y+h)/3 - \frac{1}{4}\pi D_1^2(y+h)/3$$

$$776,44 \text{ m}^3 = \frac{1}{4}\pi D_2^2(y+h)/3 - \frac{1}{4}\pi D_1^2(y+h)/3$$

$$\text{Didapat } D_1 = 64,64 \text{ m}$$

$$D_2 = 39,43 \text{ m}$$

$$\text{Sludge discharge} = \text{turbidity} + \text{alum} + \text{soda abu}$$

$$\text{Asumsi: Turbidity} = 850 \text{ ppm}$$

$$\text{Alum} = 30 \text{ ppm}$$

$$\text{Soda kaustik} = 30 \text{ ppm}$$

$$\text{Total} = 850 \text{ ppm} + 30 \text{ ppm} + 30 \text{ ppm}$$

$$= 0,000116 \text{ kg sludge/kg air} \times 709.207 \text{ kg/jam}$$

$$= 74 \text{ kg sludge}$$

$$\text{Massa air sisa} = (709.207 - 74) \text{ kg}$$

$$= 709.133,87 \text{ kg/jam}$$

$$= 709,13 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel D.006 Spesifikasi Clarifier (CA-U03)

Alat	Clarifier
Kode	CA-U03
Fungsi	Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal
Bentuk	Bak berbentuk kerucut terpancung
Kapasitas	780,12 m <sup>3</sup>
Dimensi	Tinggi = 3,04 m Diameter atas = 64,64 m Diamete bawah = 39,43 m
Jumlah	2 buah

#### 4. Sand Filter (SF-U04)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari tangki *clarifier*.

Tipe : silinder vertikal, dengan media penyaring pasir dan kerikil.

Kondisi operasi :

Tekanan = 70 kPa (Perry R. H., 1997)

Temperatur = 30 °C

a. Menentukan luas dan dimensi *filter* yang dibutuhkan

Kapasitas Tangki = 709,13 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal = 1 jam

Over design 10%

Kapasitas = 1,1 x jumlah air x waktu tinggal

= 780,04 m<sup>3</sup>/jam

= 0,21 m<sup>3</sup>/s

= 27.547,11 ft<sup>3</sup>/jam

Luas filter yang diperlukan:

$$V/A.t_c = \left[ \frac{(2f\Delta P)}{(t_c \mu \alpha c_s)} \right]^{1/2} \quad (\text{Pers 14.2-24 (Geankoplis, 1993)})$$

Dimana:

V = Laju alir volume filtrate

A = Luas area filtrasi, m<sup>2</sup>

T<sub>c</sub> = waktu siklus filter, s = 250 s

ΔP = beda tekan, Pa = 70.000 Pa

M = viskositas air = 0,008 Pa.s

α = resistansi cake

$$= (4,37 \times 10^9) (-\Delta P)^{0,3}$$

$$= 1,2417\text{E}+11 \text{ m/kg}$$

$$\rho = 997,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$C_s = \frac{\rho \cdot C_x}{1 - m C_x}$$

$$= 308,13 \text{ kg/m}^3$$

$C_x$  = konsentrasi padatan didalam slurry = 0,1910 kg solid/kg slurry

$m$  = massa filter cake = 2 kg wet cake/dry cake

$f$  =fraksi siklus untuk pembentukan ampas = 0,33

sehingga  $V/A = 0,0194 \text{ m}^2$

$$A = 11,15 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter tangki, } D = \sqrt{\frac{4 \times A}{3,14}}$$

$$= 3,76 \text{ m}$$

$$= 148,40 \text{ in} = 12,36 \text{ ft}$$

Diambil standar :  $D = 13 \text{ ft} = 156 \text{ in}$

Tinggi shell = Kapasitas x  $T_c / A$

$$= 4,87 \text{ m}$$

$$= 15,93 \text{ ft}$$

Diambil standar = 16 ft = 4,8768 m

Media filter:

- *fine sand* = 0,35 H = 5,6 ft
- *antrachite* = 0,35 H = 5,6 ft
- *coarse sand* = 0,15 H = 2,4 ft
- *activated carbon* = 0,15 H = 2,4 ft

b. Menghitung Tekanan Desain

Menghitung tekanan vertikal bahan padat pada dasar tangki digunakan persamaan Jansen :

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2\mu K} \left[1 - e^{\left(\frac{2\mu K Z_T}{R}\right)}\right]$$

Dimana:

$P_B$  = Tekanan vertikal pada dasar tangki (psi)

$\rho_B$  = Densitas material, lb/ft<sup>3</sup>

$$= 59,3066 \text{ lb/ft}^3$$

$\mu$  = Koefisien friksi : 0,35 - 0,55, dipilih,  $\mu = 0,4$

$K$  = Rasio tekanan, 0,3 - 0,6, dipilih,  $K = 0,5$

$Z_T$  = tinggi total bahan dalam tangki

$$= 4 \text{ ft}$$

$R$  = jari-jari tangki

$$= 1/2 D = 6,16 \text{ ft}$$

$e$  = natural number

$$= 2,7183$$

Diperoleh

$$P_B = 209,02 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 1,45 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan lateral yg dialami dinding tangki ( $P_L$ ) =  $K \times P_B$

$$= 0,72 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan total ( $P_T$ ) =  $(1,45 + 0,72) \text{ lb/in}^2$

$$= 2,17 \text{ lb/in}^2$$

$$= 2,17 \text{ psia}$$

c. Menghitung tebal dinding

$$t = \frac{P r i}{f e - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Perry, 1984), dengan komposisi dan data sebagai berikut :

Cr (%)	Ni(%)	Mo (%)	C (%)	Si(%)	Mn(%)
16-18	10-14	2-3	80	1	2

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Peters, Timmerhaus, \& West, Plant}$$

Design and Economics for Chemical Engineers, 1991) E

$$= 80\%$$

(Brownell & Young, 1959)



$$\begin{aligned}
 c &= 0,125 \text{ in} \\
 r_i &= 78 \text{ in} \\
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times (14,7 + P_T) \\
 &= 18,56 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,69 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal standar} = 7/8 \text{ in} = 0,875 \text{ in}$$

d. Menentukan tebal *head*

$$\text{OD} = 149,40 \text{ in}$$

$$r_c = 144 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) = 1,72 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P r c w}{2 f e - 0,2 P}$$

$$= 0,35 \text{ in} \quad (\text{Tebal standar} = 3/8 \text{ in})$$

$$\text{Untuk tebal dinding head} = 3/8 \text{ in}$$

Untuk  $t_h = 3/8 \text{ in}$ , dari Tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959), maka  $sf = 2-3 \frac{1}{2} \text{ in}$ , dan direkomendasikan  $sf = 2 \text{ in}$ .

- Depth of dish (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(Brownell & Young, 1959)

$$b = 31,42 \text{ in}$$

- Tinggi Head (OA)

$$\text{OA} = t_h + b + sf \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$= 33,79 \text{ in}$$

e. Menghitung volume total *filter*

- Volume tanpa bagian sf:

$$V = 0,0000439 \times \text{ID}^3$$

$$= 0,096 \text{ ft}^3$$

- Volume pada sf:

$$V_{sf} = 0,25 \times \pi \times \text{ID}^2 \times sf$$

$$= 45,02 \text{ ft}^3$$

- Volume Shell

Volume total *filter*:

$$\begin{aligned} V_t &= (\pi/4 \times ID^2 \times H_s) + (2 \times \text{volume sebuah head}) + (2 \\ &\quad \times \text{volume pada sf}) \\ &= 2.212,88 \text{ ft}^3 \\ &= 62,66 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

f. Backwashing

Kisaran *internal backwashing* = 8-24 jam (Powell, 1954)

Diambil = 10 jam

Kisaran kecepatan *backwash* = 15-30 gpm/ft<sup>2</sup> (Powell, 1954)

Diambil = 15 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas penampang = 14,43 m<sup>2</sup> = 155,36 ft<sup>2</sup>

*flowrate backwash* = kecepatan backwash x luas penampang  
= 1.800,99 gpm.

Kisaran air untuk *backwash* sebesar : 0,5-5 % air disaring (Powell, 1954) Diambil = 4%

Air untuk *backwash* = 0,04 × 709,2 m<sup>3</sup>/jam × 10 jam

$$= 283,65 \text{ m}^3$$

$$= 74.933,32 \text{ gal}$$

Waktu backwash = Air backwash : flowrate backwash

$$= 41,60 \text{ menit}$$

Air yang tertinggal = 0,015% × air masuk

Air yang tertinggal = 0,015% × 709,2 m<sup>3</sup>/jam

$$= 0,106 \text{ m}^3/\text{jam} = 106,37 \text{ kg/jam}$$

Sehingga air keluaran *filter* = 709,2 m<sup>3</sup>/jam – 0,106 m<sup>3</sup>/jam

$$= 709,02 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 709.027,5 \text{ kg/jam}$$

Tabel D.007 Spesifikasi Sand Filter (SF-01)

Alat	Sand filter
Kode	SF-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan head berbentuk torispherical dan media penyaring pasir dan kerikil.
Kapasitas	780,04 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter = 13 ft Tinggi = 16 ft Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 7/8 in Tinggi atap = 3/8 in
Tekanan desain	18,56 psia
Waktu backwash	41,60 menit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

5. Tangki Air Filter

Fungsi : Menyimpan air keluaran *sand filter*

Tipe : Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*).

Kondisi Operasi :

Temperatur : 30°C

Takanan : 1 atm

a. Menghitung Kapasitas Tangki

Waktu tinggal 1 jam.

Banyaknya bahan baku H<sub>2</sub>O yang harus disimpan dalam 1 jam :

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2\text{O}} &= 709,028 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 709,028 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 20\% \quad (\text{Peters, Timmerhaus, \& West, Plant}$$

Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 1,2 \times V_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 1,2 \times 709,028 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$= 850,83 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Diameter Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 (Ulrich, 1984) dimana:

$$H/D < 2 \quad (\text{Ulrich, 1984}) \text{ Dilakukan trial}$$

untuk mendapatkan rasio yang memberikan luas terkecil. Berdasarkan (Brownell & Young, 1959), untuk large tank berlaku:

$$D = 8H/3$$

$$H = 0,3750 D$$

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

Sehingga

$$D = 14,24 \text{ m} = 46,73 \text{ ft}$$

$$H = 5,34 \text{ m} = 17,52 \text{ ft}$$

Diambil nilai standard

$$D = 47 \text{ ft} = 564 \text{ in}$$

$$H = 18 \text{ ft} = 216 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Liquid} = (V_{\text{liquid}} / V_{\text{tangki}}) \times H_{\text{tangki}}$$

$$= 4,45 \text{ m} = 14,6 \text{ ft}$$

Dari (Brownell & Young, 1959), App. E, item 2, pp : 347 :

$$\text{Number of courses} = 1,0000$$

$$\text{Shell plate thickness} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Lebar plate standar} = 6 \text{ ft}$$

c. Menghitung Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan :

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + \frac{\rho \left( \frac{g}{gl} \right) H l}{144}$$

$$= 21,01 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson & Richardson, 1983). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya.

Tekanan desain adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\ &= 1,1 \times 21,01 \text{ psi} \\ &= 23,11 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2(fE - 0,6P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana :  $t_s$  = Tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan dalam tangki, psi

$f$  = *Allowable stress*, psi

$d$  = Diameter *shell*, in

$E$  = Efisiensi pengelasan

$c$  = Faktor korosi, in

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C*.

$f$  = 12.650 psi (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991) Tabel 4)

$E$  = 80% (Brownell & Young, 1959) Tabel 13.2)

$C$  = 0,125 in

Menghitung ketebalan shell ( $t_s$ ) pada plat 1:

$$t_s = 0,76 \text{ in}$$

diambil ukuran standar ketebalan shell ( $t_s$ ) = 7/8 in

e. Desain *Head* (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah *conical* (konis). Diameter tangki 10 ft ( $\leq 60$  ft), oleh karena itu dapat digunakan atap tanpa penyangga (*self supporting conical roof*). Untuk *self supporting conical roof*, digunakan plat dengan tebal 1/4 in dengan pengelasan jenis *double weld full-fillet joint*. Selanjutnya diperiksa besar sudut elemen konis dengan horizontal.

Besar sudut tersebut dihitung dengan persamaan:

$$\min \sin \Theta = \frac{D}{430 t} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dengan:

$\theta$  = sudut elemen konis dengan horizontal

$D$  = diameter tangki, ft

$t$  = tebal konis, in

digunakan tebal konis 1/2 in = 0,5 in

$$\sin \Theta = 0,218$$

$$\theta = 13,6^\circ$$

Pemeriksaan *compressive stress* yang diijinkan:

$$\text{fallowable} = 1,5 \times 10^6 t/r \leq 1/3 \text{ yield point} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan:

fallowable = *compressive stress* yang diijinkan, psi

$t$  = tebal konis, in

$r$  = jari-jari lekukan, in

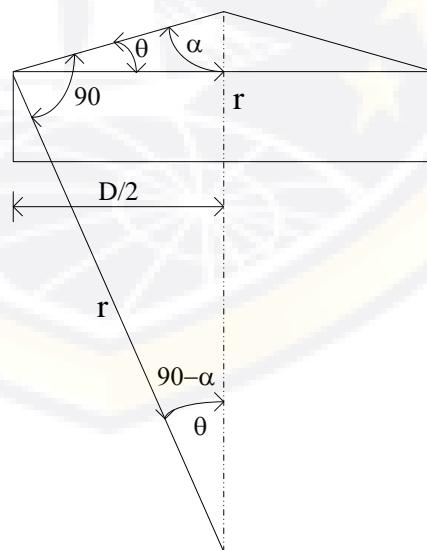
$$r = \frac{6D}{\sin \theta} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959}) \quad r =$$

$$686,17 \text{ in}$$

*Yield point* = 30000 psi (Brownell & Young, 1959)

fallowable = 1.093,02 psi < 30000 psi

sehingga tebal 7/8 in dapat digunakan.



Gambar D.002 Jari-jari lekukan untuk atap konis

Tinggi *head* dapat dihitung dengan korelasi sudut pada gambar 2.

$$\tan \theta = \frac{h}{D/2}$$

$$h = 0,043 \text{ ft}$$

maka,

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= H_s + H_{\text{head}} \\ &= 18,04 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal ½ in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell & Young, 1959)

- Tegangan kerja pada bottom :

- a. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh H<sub>2</sub>O.

$$f_{\text{dead\_wt\_liq}} = \frac{\sum \text{liquid\_wt}}{1/4 \pi D_s (ts-c)} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$$S_1 = \text{Compressive stress (psi)}$$

$$w = \text{Jumlah H}_2\text{O (lbm)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam shell (in)}$$

$$\pi = \text{konstanta (= 3,14)}$$

Diketahui :

$$\text{Jumlah H}_2\text{O (w)} = 1.563.136 \text{ lbm}$$

$$D_i = 564 \text{ in}$$

$$S_1 = 127,59 \text{ psia}$$

- b. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$$S_2 = \text{Compressive stress (psi)}$$

$$X = \text{Tinggi tangki (ft)}$$

$$\rho = \text{Densitas shell (lbm/ft}^3\text{)}$$

$$\pi = \text{konstanta (= 3,14)}$$

$$X = \text{tinggi shell (Hs)} + \text{Tinggi head}$$

$$= 18,04 \text{ ft}$$

$$\rho = 490 \text{ lbm/ft}^3 \text{ untuk material steel (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\pi = \text{konstanta (= 3,14)}$$

Maka :

$$S_2 = 61,39 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 188,99 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$$S_t < \text{tegangan bahan plat (f)} \times \text{efisiensi pengelasan (E)}$$

$$188,99 \text{ psi} < (12650 \text{ psi}) \times (0,8)$$

$$188,99 \text{ psi} < 10.120 \text{ psi (memenuhi)}$$

Tabel D.008 Spesifikasi Tangki Air Filter (AF-U05)

Alat	Tangki Air Filter
Kode	AF-U05
Fungsi	Menyimpan air keluaran <i>sand filter</i> untuk kebutuhan steam, domestik, hidran dan proses
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	850,83 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 47 ft Tinggi shell (Hs) = 18 ft Tebal shell (ts) = 7/8 in Tebal head = 7/8 in
Tekanan desain	23,11 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

## 6. Tangki Air Domestik (AD-U06)



Fungsi : Tempat penyimpanan air untuk keperluan umum .

Kondisi Operasi :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Tipe Tangki : silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*). Dengan perhitungan yang umumsama dengan *filtered water tank* maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.009 Spesifikasi Tangki Air Domestik (AD-U06)

Alat	Tangki Air Domestik
Kode	AD-U06
Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan air umum.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1.111,18 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 52 ft Tinggi shell (Hs) = 20 ft Tebal shell (ts) = 7/8 in Tebal head = 7/8 in
Tekanan desain	23,75 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

7. Tangki Air Hidran (TP-403)

Fungsi : Tempat penyimpanan air untuk pemadam kebakaran .

Kondisi Operasi :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Tipe Tangki : silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*). Dengan perhitungan yang sama dengan *filtered water tank* maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.010 Spesifikasi Tangki Air Hidran (AH-01)

Alat	Tangki Air Hidran
Kode	AH-01
Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan pemadam kebakaran.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1,3239 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 6 ft Tinggi shell (Hs) = 3 ft Tebal shell (ts) = 3/16 in Tebal head = 3/16 in
Tekanan desain	16,97 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

8. Hot Basin (HB-U08)

Fungsi : Menampung air proses yang akan didinginkan di *cooling water*.

Alat : Bak beton berbentuk rectangular

Jumlah air yang akan didinginkan = air pendingin alat-alat proses  
= 111,762 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal = 1 jam

Volume liquid = 111,762 m<sup>3</sup>/jam x 1 jam  
= 111,76 m<sup>3</sup>  
= 3.946,86 ft<sup>3</sup>

Over desain = 20% (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$V = 1,2 \times 3.946,86 \text{ ft}^3$$

$$= 4.736,23 \text{ ft}^3$$

$$= 124,11 \text{ m}^3$$

Luas permukaan bak (A) =  $Q_c / O.R$

Dimana:

- A = luas permukaan bak
- $Q_c$  = laju alir air sungai  $\text{m}^3/\text{jam}$
- O.R = Overflow rate, 500-1000  $\text{gal}/\text{jam}.\text{ft}^2$

Dipilih 500  $\text{gal}/\text{jam}.\text{ft}^2$

Sehingga A = 70,85  $\text{ft}^2$

Dipilih bak dengan ukuran :

Kedalaman bak (d) = 11,05 ft

Diambil

d = 11,05 ft  
= 3,37 m

Lebar (w) =  $(V/4d)^{1/2}$   
= 10,34 ft  
= 3,15 m

Panjang (l) = 4w  
= 41,38 ft  
= 12,61 m

Tabel D.011 Spesifikasi Hot Basin (HB-U08)

Alat	Hot Basin
Kode	HB-U08
Fungsi	Menampung air proses yang akan didinginkan di <i>cooling water</i> .
Bentuk	Bak rectangular
Kapasitas	111,76 $\text{m}^3/\text{jam}$
Dimensi	Panjang = 41,38 ft

	Lebar = 10,34 ft Kedalaman = 11,05 ft
Bahan konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

### 9. Cooling Tower (CT-U09)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.

Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*

Sistem : Kontak langsung dengan udara didalam *cooling tower (fan)*

Ukuran *cooling tower* merupakan fungsi dari:

- Batasan pendingin (temperatur air panas minus temperatur air dingin).
- Pendekatan temperatur *wet bulb* (temperatur air dingin minus temperatur basah).
- Kuantitas air yang didinginkan
- Temperatur *wet bulb*
- Tinggi menara

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingin} &= 111.762 \text{ kg/jam} \\ &= 111,76 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Digunakan udara sebagai pendingin dengan *relative humidity* 80%

$$\text{Suhu air masuk, } T_1 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar, } T_2 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu dry bulb udara } T_{db} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu wet bulb udara, } T_{wb} = 22^\circ\text{C} = 71,6^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperature approach} &= T_2 - T_{wb} \\ &= 7,8^\circ\text{C} = 46,04^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Cooling range} = T_1 - T_2 = 15^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F}$$

$$\text{Konsentrasi air, } C_w = 2,5 \text{ gal/min ft}^2 \quad (\text{Fig. 12.14, (Perry R. H., 1997)})$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= Q/C_w \\ &= 236,19 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dimensi,  $P/L = 2$

Sehingga diperoleh:

Lebar menara,  $L = 10,86 \text{ ft} = 3,31 \text{ m}$

Panjang menara,  $P = 21,73 \text{ ft} = 6,62 \text{ m}$

b. Menghitung dimensi basin

Holding time = 0,5 jam

Jumlah air = dari hot basin + make up

= 147.526 kg/jam

= 147,52 m<sup>3</sup>/jam

Volume basin = jumlah air x holding time

= 73,76 m<sup>3</sup>/jam

Panjang = 6,62 m

Lebar = 3,31 m

Tinggi =  $V / (P \times L)$

= 3,36 m

c. Menghitung daya motor penggerak *Fan Cooling Tower*

*Fan Hp* = 0,031 hp/ft<sup>2</sup> (Fig.12.15, (Perry R. H., 1997))

Tenaga yang dibutuhkan = luas *cooling tower* × 0,031 hp/ft<sup>2</sup>

= 7,32 hp

Efisiensi *fan* = 75%

*Fan power* = 9,76 Hp

Efisiensi motor dipilih 85 %

Tenaga motor = 11,48 Hp

d. Menghitung Kebutuhan Zat aditif

Konsentrasi dispersan dalam air = 0,01%

= 0,0001 x 134,11 m<sup>3</sup>/jam

= 0,013 m<sup>3</sup>/jam

Dalam tangki dispersan, konsentrasi dispersan 5%

Konsentrasi kaporit dalam air = 0,05%

= 0,0005 x 134,11 m<sup>3</sup>/jam

= 0,067 m<sup>3</sup>/jam

Dalam tangki kaporit, konsentrasi kaporit 5%

$$\begin{aligned}\text{Konsentrasi inhibitor dalam air} &= 0,01\% \\ &= 0,0001 \times 134,11 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0134 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Dalam tangki inhibitor, konsentrasi inhibitor 5%

e. Menghitung *make-up water*

$W_c$  = aliran air sirkulasi masuk *cooling tower*

*Water evaporation* ( $W_e$ )

$$= 0,0085 W_c (T_1 - T_2) \quad (\text{Per. 12.10 (Perry R. H., 1997)})$$

$$= 17,09 \text{ m}^3/\text{jam}$$

*Water drift loss* ( $W_d$ )

$$= \text{Drift loss} \times W_c \quad (\text{Perry R. H., 1997})$$

(drift loss antara 0,1 – 0,2% (Perry R. H., 1997))

$$= 0,002 \times 134,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,26 \text{ m}^3/\text{jam}$$

*Water blowdown* ( $W_b$ )

$$= W_c / 2 (S - 1)$$

$$= 16,76 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$S$  = rasio klorida dalam air sirkulasi terhadap air make up 3 – 5

Dipilih = 5

$W_m$  =  $W_e + W_d + W_b$

$$= 34,13 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel D.012 Spesifikasi Cooling Tower (CT-U09)

Alat	Cooling Tower
Kode	CT-U09
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara
Bentuk	<i>Inducted Draft Cooling Tower</i>
Kapasitas	111,76 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Menara:

	Panjang = 21,73 ft Lebar = 10,86 ft Tinggi = 11,02 ft
Tenaga Motor	11,48 Hp
Bahan konstruksi	<i>Beton</i>
Jumlah	1 buah

#### 10. Cold Basin (CB-U10)

Fungsi : Menampung air keluaran dari *cooling tower*

Jenis : Bak beton berbentuk rectangular

Dengan perhitungan seperti pada maka diperoleh spesifikasi CB-U10 sebagai berikut :

Tabel D.013 Spesifikasi Cold Basin (CB-U10)

Alat	Cold Basin
Kode	CB-U10
Fungsi	Menampung air proses yang telah didinginkan di <i>cooling water</i> .
Bentuk	Bak rectangular
Kapasitas	111,76 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 41,38 ft Lebar = 10,34 ft Kedalaman = 11,05 ft
Jumlah	1 buah

#### 11. *Cation Exchanger* (CE-U11)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air

Tipe : Tangki silinder vertikal diisi dengan resin penukar ion

a. Menghitung dimensi tangki

Kapasitas produk yang akan diolah untuk air proses dan *make up steam*

$$= 111,36 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}
&= 490,31 \text{ gpm} \\
\text{Siklus regenerasi} &= 8 \text{ jam} = 480 \text{ menit} \\
\text{Total kation } inlet &= 62 \text{ ppm} = (1 \text{ grain/gallon} = 17,1 \text{ ppm}) \\
&= 0,01087 \text{ kgrain/gal} \\
\text{Total kation } outlet &= 0 \text{ ppm} \\
\text{Kation hilang} &= 100,00\% \quad (\text{Fig 5.7 (Ulrich, 1984)}) \\
\text{Kation } exchanger &= \text{Asam lemah (} weakly acid \text{, metilen akrilat)} \\
\text{Kondisi operasi :} & \\
\text{Temperatur} &= 30^\circ\text{C} \quad (\text{Tabel 16-6 (Perry R. H., 1997)}) \\
\text{PH} &= 6-8 \quad (\text{Tabel 16-19 (Perry R. H., 1997)}) \\
\text{Kapasitas resin} &= 0,75 \text{ eq/L} \\
&= 16,35 \text{ kgrain CaCO}_3/\text{ft}^3 \text{ resin} \\
&= 16,35 \text{ kg/ft}^3 \\
\text{Maksimum flow} &= 8 \text{ gpm/ft}^2 \\
\text{Densitas resin, } \rho &= 0,95 \text{ kg/L} \\
&= 59,3066 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Jumlah mineral yang dihilangkan} & \\
&= 62\% \times 490,31 \text{ gpm} \times 0,0036 \text{ kgrain/gal} \times 480 \text{ menit} \\
&= 529,06 \text{ kgrain} \\
\text{Kebutuhan volume resin} & \\
&= \frac{529,06 \text{ kg grain}}{16,35 \text{ kg/ft}^3} \\
&= 32,35 \text{ ft}^3 = 0,916 \text{ m}^3 \\
\text{Luas permukaan resin} & \\
&= \frac{490,31 \text{ gpm}}{8 \text{ gpm/ft}^2} \\
&= 61,28 \text{ ft}^2 = 5,69 \text{ m}^2 \\
\text{Tinggi } bed \text{ resin} & \\
&= \frac{0,916 \text{ m}^3}{5,69 \text{ m}^2} \\
&= 0,16 \text{ m} \\
\text{Diameter tangki, } D &= \sqrt{4 \frac{5,69 \text{ m}^2}{3,14}} \\
&= 2,69 \text{ m} = 106,03 \text{ in} = 8,83 \text{ ft}
\end{aligned}$$



Diambil (D) standar = 9 ft = 108 in = 2,74 m

Ruang kosong = 75 % × tinggi bed (untuk ekspansi saat regenerasi)  
= 0,12 m

Lapisan pasir = 50 % × tinggi bed  
= 0,08 m = 3,16 in

Graver dirancang dari anitrofit dengan tebal/tinggi 12-14 in (Powell, 1954)

Dipilih tinggi = 12 in = 1 ft = 0,3048 m

Tinggi bed total = (0,16 m + 0,08 m + 0,30 m)  
= 0,54 m  
= 1,79 ft

Tinggi tangki total = (0,54 m + 0,12 m)  
= 0,66 m = 2,18 ft

b. Menghitung Tekanan Desain

P desain = 14,7 psi

Menghitung tekanan vertikal bahan padat pada dasar tangki digunakan persamaan Jansen:

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2\mu K} \left[1 - e\left(-\frac{2\mu K Z_T}{R}\right)\right] \quad (\text{McCabe \& Smith, 1985})$$

Dimana:

$P_B$  = tekanan vertikal pada dasar tangki (psi)

$\rho_B$  = densitas material, lb/ft<sup>3</sup> = 59,3066 lb/ft<sup>3</sup>

$\mu$  = koefisien friksi, 0,35 - 0,55

dipilih,  $\mu$  = 0,35

$K$  = rasio tekanan, 0,3 - 0,6

dipilih,  $K$  = 0,3

$Z_T$  = tinggi total bahan dalam tangki, ft

$R$  = jari-jari tangki  
= 1/2 D, ft

Diperoleh  $P_B$  = 101,87 lb/ft<sup>2</sup> = 0,70 lb/in<sup>2</sup>  
= 0,70 psi

Tekanan lateral yg dialami dinding tangki ( $P_L$ )  
=  $K \times P_B$

$$= 0,21 \text{ lb/in}^2$$

$$= 0,21 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan total } (P_T) = 1,1 \times (0,70 + 0,21 + 14,7) \text{ psi}$$

$$= 17,18 \text{ psi}$$

c. Menghitung Tebal dinding

$$t = \frac{P r c}{f \varepsilon - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Dimana:

$f = 12650 \text{ psi}$  (Peters, Timmerhaus, & West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 1991)

$E = 80\%$  ((Brownell & Young, 1959) tabel 13.2)

$c = 0,125 \text{ in}$

$P \text{ operasi} = 14,7 \text{ psi}$

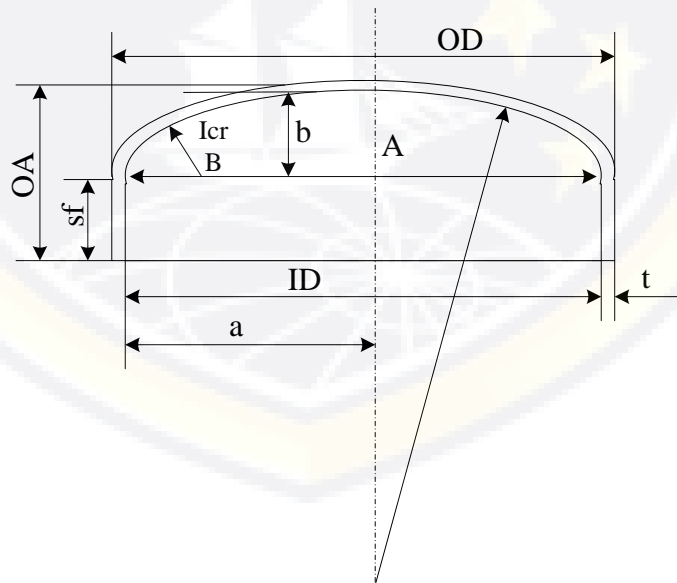
$P \text{ desain} = 17,18 \text{ psi}$

Tebal *shell* = 0,1264 in (Tebal standar = 3/16 in)

d. Menentukan *Head*

Bentuk : *torispherical dished head*

Dasar Pemilihan : sesuai untuk tangki vertikal pada tekanan rendah (1-4 atm)



Gambar D.003 *Torispherical Flanged And Dished Head*

Ketebalan *torispherical head*

$$t_h = \frac{PrcW}{2fE-0,2P} + c$$

(pers.7.77 (Brownell & Young, 1959))

dengan :

$t_h$  = tebal head, in

W = faktor intensifikasi *stress*

$t_s = 3/16$  in (Tabel 5-7 (Brownell & Young, 1959))

Maka dipilih tutup 96 in dengan :

*Inside corner radius*,  $icr = 5 \frac{1}{2}$  in

*crown radius*,  $rc = 96$  in

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$
$$= 1,79 \text{ in}$$

Dari perhitungan diperoleh :

$t_h = 0,278$  in (th standar =  $5/16$  in)

Untuk tebal dinding *head* =  $5/16$  in,

Untuk  $t_h = 5/16$  in, dari Tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959) maka

$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4}$  in, dan direkomendasikan  $sf = 2$  in.

- *Depth of dish* (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$b = 19,59$  in

- Tinggi *Head* (OA)

OA =  $t_h + b + sf$  (Brownell & Young, 1959)

=  $(0,3125 + 19,59 + 2)$  in

=  $21,90$  in =  $0,556$  m

- Tinggi vessel

Tinggi vessel = tinggi shell + tinggi head

=  $1,94$  m

- Menghitung volume total *cation exchanger*

Volume tanpa bagian  $sf$  :

V =  $0,000049 D^3$

$$= 0,033 \text{ ft}^3$$

$$= 0,00095 \text{ m}^3$$

Volume pada sf:

$$V_{sf} = \frac{\pi D^2 s f}{4}$$

$$= 11,38 \text{ m}^3$$

Volume head :

$$V_{head} = 2 \cdot (0,00095 \text{ m}^3 + 11,38 \text{ m}^3)$$

$$= 22,77 \text{ m}^3$$

e. Regenerasi resin

1. Kebutuhan regeneran

(Tabel, 16-19 (Perry R. H., 1997))

Regeneran yang digunakan adalah asam sulfat konsentrasi 4% vol.

Kapasitas regeneran = 6,8750 lb regeneran/ft<sup>3</sup> resin

Kebutuhan teoritis = Kapasitas regeneran × Kebutuhan volume resin

$$= 6,8750 \text{ lb regeneran/ft}^3 \text{ resin} \times 32,35 \text{ ft}^3$$

$$= 222,46 \text{ lb regeneran}$$

Kebutuhan teknis = 110 % × kebutuhan teoritis

$$= 244,71 \text{ lb regeneran}$$

$$= 110,99 \text{ kg}$$

2. Waktu regenerasi

Densitas regeneran = 8,5257 lb/gallon

Volume regeneran = 244,71 lb regeneran / 8,5257 lb/gallon

$$= 28,70 \text{ gallon}$$

Flowrate regenerasi = 5 gpm/ft<sup>2</sup> (Powell, 1954)

Waktu pencucian = 10 menit

Flowrate air pencuci = 5 gpm/ft<sup>2</sup> (Powell, 1954)

Waktu regenerasi =  $\frac{\text{volume regeneran}}{\text{flowrate} \times \text{luas resin}}$

$$= 0,0109 \text{ min}$$

Waktu pembilasan = 5 menit

Total waktu = 1,09 menit

Jumlah air pencuci dan pembilas ( Vbw)

= ( waktu pencucian x waktu pembilasan) x flowrate regenerasi x  
luas resin

= 15.322,43 galon/shift

Tabel D.014 Spesifikasi Cation Exchanger (CE-U11)

Alat	Cation Exchanger
Kode	CE-U11
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	111,36 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 9 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 2,18 ft Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> ) = 3/16 in Tebal <i>head</i> (t <sub>h</sub> ) = 5/16 in
Tekanan desain	17,18 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 12. Anion Exchanger ( AE-U12)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air

Tipe : Tangki silinder vertikal diisi dengan resin penukar ion

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada *Cation Exchanger*, diperoleh spesifikasi *Anion Exchanger* sebagai berikut:

Tabel D.015 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-U12)

Alat	Anion Exchanger
Kode	AE-U12
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan

	menghilangkan kesadahan air.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	111,36 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 9 ft Tinggi <i>shell</i> (H <sub>s</sub> ) = 2,18 ft Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> ) = 3/16 in Tebal head (t <sub>h</sub> ) = 5/16 in
Tekanan desain	17,18 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 13. Tangki Air Demin (AN-U13)

Fungsi : Tempat penyimpanan air demin keluaran AE-01.

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Tipe Tangki : silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*).

Dengan perhitungan yang sama dengan AF-01 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.016 Spesifikasi Tangki Air Denim (AN-U13)

Alat	Tangki Air Denim
Kode	AD-U13
Fungsi	Tempat penyimpanan air demin keluaran <i>Anion Exchanger</i>
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	133,63 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 25,21 ft Tinggi shell (H <sub>s</sub> ) = 9,45 ft

	Tebal shell ( $t_s$ ) = 7/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 7/16 in
Tekanan desain	19,91 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 14. Deaerator ( DE-U14)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan *boiler* untuk mengurangi terjadinya korosi

Jenis : Silinder tegak yang berisi *packing*

*Steam* dialirkan dari bawah

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 62,24 lbm/ft<sup>3</sup> (Geankoplis, 1993)

Jumlah air umpan *boiler* = 104.165,88 kg/jam

Kecepatan volumetrik air = 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 104,479 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal diambil = ¼ jam

Vol. air = 104,479 m<sup>3</sup>/jam × ¼ jam  
= 26,11 m<sup>3</sup>

*Over design* = 15 % Tabel 6 (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

Volume desain = 30,03 m<sup>3</sup>  
= 1.060,78 ft<sup>3</sup>

Untuk tekanan 1 atm/15 psig dipilih *torispherical flanged and dished head*.

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head*.

Vd = 0,000049 × D<sup>3</sup>

V kolom = V *shell* + 2 × V *torispherical*  
= ¼ π ID<sup>2</sup> H + 2 × 0,000049 ID<sup>3</sup>

Diambil H = 5 D (H/D = 5 – 30) (Tabel 4.18 (Ulrich, 1984))

V kolom = 3,9251 ID<sup>3</sup>

$$1.060,78 \text{ ft}^3 = 3,9251 \text{ ID}^3$$

Maka,

$$D = 6,46 \text{ ft}$$

$$H_s = 32,32 \text{ ft}$$

Diambil standar :

$$D = 7 \text{ ft} = 2,13 \text{ m} = 84 \text{ in}$$

$$H_s = 33 \text{ ft} = 10,05 \text{ m} = 396 \text{ in}$$

$$\text{Lebar plat yang digunakan} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah courses} = 2$$

$$\text{Bahan isian} = \text{Rasching ring metal}$$

$$\text{Packing size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Packing factor, } F_p = 115 \quad (\text{Tabel 11.2 (Coulson \& Richardson, 1983)})$$

Kecepatan air (kebutuhan air untuk *steam*),  $L_w$  :

$$L_w = 104.166 \text{ kg/jam} = 28,93 \text{ kg/s}$$

Kecepatan *steam* (diambil),  $V_w$

$$V_w = 10.416,6 \text{ kg/jam} = 2,89 \text{ kg/s}$$

$$\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{App A.2-3 (Geankoplis, 1993)})$$

$$\rho_v = 0,55 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{App A.2-12 (Geankoplis, 1993)})$$

$$\mu_L = 0,0005 \text{ kg/ms}$$

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$= 0,23$$

$$\Delta P = 15 - 50 \text{ mm H}_2\text{O/m packing} \quad (\text{ : 492})$$

Dari Fig. 11.44 Coulson hal 492, diambil  $\Delta P = 15 \text{ mm H}_2\text{O/m packing}$ .

$$\text{Didapat } K_4 = 0,5$$

$$\text{Pada flooding } K_4 = 0,8 \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$\% \text{ flooding} = \sqrt{\frac{0,5}{0,8}} \times 100\%$$

$$= 79,05 \% (< 80 \% \text{ memuaskan})$$

$$h = \text{HETP} = D^{0,3} \quad (\text{Pers. 4.84 (Ulrich, 1984)})$$

$$= 1,75 \text{ ft}$$

$$= 0,53 \text{ m}$$

$$\rho \text{ metal} = 490 \text{ lbm/ft}^3$$



a. Menentukan tekanan desain

$$P \text{ hidrostatis} = \frac{\rho(h-1)}{144} \text{ (Pers 3.17 (Brownell \& Young, 1959))}$$
$$= 5,19 \text{ psi}$$

$$P \text{ abs} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$
$$= 19,89 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 – 10 % di atas tekanan kerja absolut (Coulson & Richardson, 1983)

Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya. (*Rules of thumb*. (Walas, 1988))

$$P \text{ desain} = 1,1 \times P \text{ abs}$$
$$= 1,1 \times 19,89$$
$$= 21,88 \text{ psi}$$

b. Menghitung tebal dinding

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \text{ (Pers. 13.1 (Brownell \& Young, 1959))}$$

Bahan yang dipakai : *Carbon steel SA-283 Grade C*

$t_s$  = Tebal *shell*, in

$f$  = *Allowable stress* = 12.650 psi  
(Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

$E$  = *Joint efficiency tipe double welded butt joint*  
= 0,8 (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

$C$  = *Corrosion allowance* = 0,125 in/10 tahun  
(Tabel 6 (Peters, Timmerhaus, & West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 1991))

$P$  = Tekanan desain

$r_i$  = Jari-jari dalam *shell*

Maka,

$$t_s = 0,215 \text{ in}$$

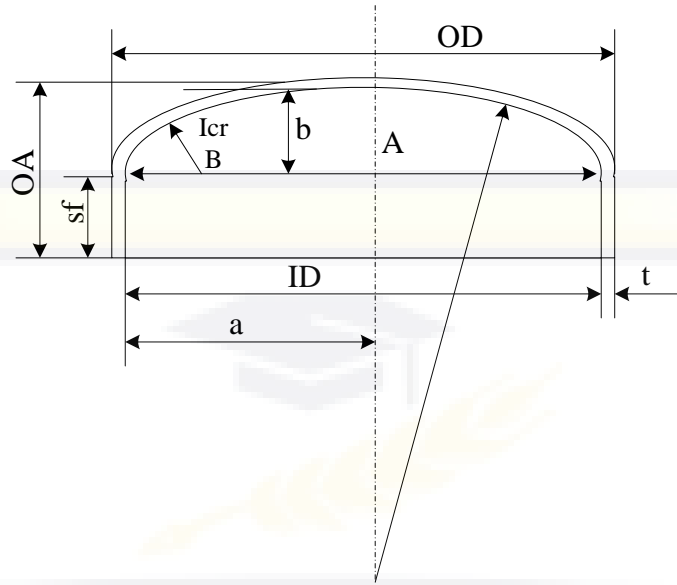
Diambil  $t_s$  standar = 5/16 in

Standardisasi OD :

$$OD = ID + 2 t$$
$$= 168,43 \text{ in}$$

c. Perancangan *head* tangki

Bentuk : *Torispherical dished head*



Gambar D.004 *Torispherical Flanged*

Menentukan dimensi tutup atas

$$t_h = \frac{PrcW}{2fE-0,2P} + c$$

(Pers.7.77 (Brownell & Young, 1959))

Dengan :

$t_h$  = Tebal head, in

W = Faktor intensifikasi stress

Untuk OD = 168,43 in (Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959))

Maka,

*Inside corner radius*,  $icr = 10 \frac{1}{8}$  in

*Crown radius*,  $rc = 144$  in

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

$$= 1,69$$

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA-283 Grade C*

(Tabel 1. (Perry, 1984))

f = *Allowable stress*

= 12.650 psi (Tabel 4 (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991))

$E$  = Joint efficiency tipe *double-welded butt joint*  
= 80 % (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

$C$  = Corrosion allowance  
= 0,125 in/10 thn (Tabel 6. (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991))

$P$  = Tekanan desain  
= 19,1408 psi

Maka,

$t_h = 0,256$  in

Digunakan tebal *head* standar = 5/16 in

Untuk  $t_h = 1/4$  in, maka  $sf = 1,5 - 2,0$  (Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959))

Diambil  $sf = 2$  in

$AB = (ID/2) - icr$

= 13,87 in

$BC = rc - icr$

= 133,87 in

$b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2}$

$b = 10,84$  in

$OA = t_h + b + sf$

= 5/16 in + 10,84 in + 2 in

= 13,87 in = 1,09 ft

Jadi tinggi *dished head*,

$H_d = 13,87$  in = 1,09 ft

Tinggi total tangki =  $H_s + H_d$

= 33 ft + 1,09 ft

= 34,09 ft = 10,39 m

Volume tanpa bagian  $sf$  :

Untuk *torispherical head* :

$V = 0,000049 \times ID^3$

= 5,41 ft<sup>3</sup> = 0,153 m<sup>3</sup>

Volume pada  $sf$  :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pada sf} &= (\pi/4) \times D^2 \times sf \\
 &= (3,14/4) \times (84 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in} \\
 &= 11.077,9 \text{ in}^3 = 6,41 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sebuah head} &= \text{Vol tanpa bagian sf} + \text{Vol pada sf} \\
 &= 11,82 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total tangki, } V_t &= V \text{ shell} + V \text{ head} \\
 &= 244,97 \text{ ft}^3 \\
 &= 6,93 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel spesifikasi *deaerator*.

Tabel D.017 Spesifikasi Deaerator (DE-U14)

Alat	Deaerator
Kode	DE-U14
Fungsi	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub> , agar korosif dan kerak tidak terjadi
Bentuk	Tangki horizontal dengan <i>head</i> berbentuk ellips dilengkapi <i>sparger</i>
Volume Design	1.060,78 ft <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 7 ft Tinggi shell (H <sub>s</sub> ) = 33 ft Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 5/16 in Tebal head (t <sub>h</sub> ) = 5/16 in Tinggi head (H <sub>d</sub> ) = 1,09 ft
Tekanan desain	21,88 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 15. Tangki Air Boiler (AB-U15)

Dengan perhitungan yang sama dengan AF-01 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.018 Spesifikasi Tangki Air Boiler (AB-U15)

Alat	Tangki Air Boiler
Kode	AB-U15

Fungsi	Tempat penyimpanan air umpan Boiler
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	89,28 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter shell (D) = 23 ft Tinggi shell (H <sub>s</sub> ) = 9 ft Tebal shell (t <sub>s</sub> ) = 7/16 in Tebal head = 7/16 in
Tekanan desain	19,44 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 16. Tangki NaOH (TK-U16)

Fungsi : Menampung larutan kimia yaitu NaOH sebagai injeksi bak penggumpal dan regeneran resin penukar anion selama 7 hari.

Kondisi Operasi :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Tipe : Tangki silinder vertical

##### 1. Resin Penukar Anion

Konsentrasi NaOH di anion exchanger = 70%

Konsentrasi NaOH di storage = 90%

Kebutuhan NaOH di anion exchanger = 110,99 kg/shift

Suplai NaOH 90% ke AE = Kebutuhan NaOH/ konsentrasi NaOH  
di storage  
= 123,33 kg/shift

##### 2. Bak Penggumpal

Konsentrasi NaOH di bak penggumpal = 0,05%

Konsentrasi NaOH di storage = 90%

Kebutuhan NaOH di bak penggumpal = 5.122,73 kg/shift

Suplai NaOH 90% ke bak penggumpal

= Kebutuhan NaOH/ konsentrasi NaOH di storage

= 5.691,93 kg/shift

Suplai NaOH 90% total = 123,33 + 5.691,93

= 5.815,26 kg/shift

Densitas = 2.130 kg/m<sup>3</sup>

= 132,97 lb/ft<sup>3</sup>

Volume NaOH =  $\frac{5.815,93 \text{ kg/shift}}{2130 \text{ kg/m}^3}$

= 2,73 m<sup>3</sup>/shift

Siklus regenerasi = 8 jam (1 shift)

Waktu tinggal = 7 hari = 168 jam

Volume larutan NaOH = 2,73 m<sup>3</sup>/shift x 168 jam

= 57,33 m<sup>3</sup>

Over design 20 %.

Volume tangki = 1,2 × 57,33 m<sup>3</sup>

= 68,8 m<sup>3</sup>

a. Menentukan Diameter Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, dimana:

Hs/D < 2 (Ulrich, 1984)

Rasio Hs/D yang dipilih = 1,5 sehingga Hs = 1,5 D

Vtangki =  $\frac{1}{4} \pi D^2 H$

D<sup>3</sup> =  $\frac{V \text{ tangki}}{\frac{1}{4} \times \pi}$

D = 3,88 m

Karena Hs = 1,5 D maka

Hs = 5,82 m

Diambil standar

D = 4 m = 13,12 ft = 157,48 in

H = 6 m = 19,68 ft = 236,22 in

Tinggi cairan (H<sub>L</sub>) =  $\frac{4V_L}{\pi D^2}$

= 14,97 ft

b. Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho(h-1)}{144} \\
 &= 12,9 \text{ psi} \\
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psi} \\
 P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 27,6 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\
 &= 1,1 \times 27,6 \text{ psi} \\
 &= 30,36 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P d}{2 f E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana :

- $t_s$  = Tebal *shell*, in
- $P$  = Tekanan dalam tangki, psi
- $f$  = *Allowable stress*, psi
- $d$  = Diameter *shell*, in
- $E$  = Efisiensi pengelasan
- $c$  = Faktor korosi, in

Material yang direkomendasikan adalah SA 167 Grade 3 Type 304.

$f$  = 18.750 psi (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991) Tabel 4)

$E$  = 80% (Brownell & Young, 1959) Tabel 13.2)

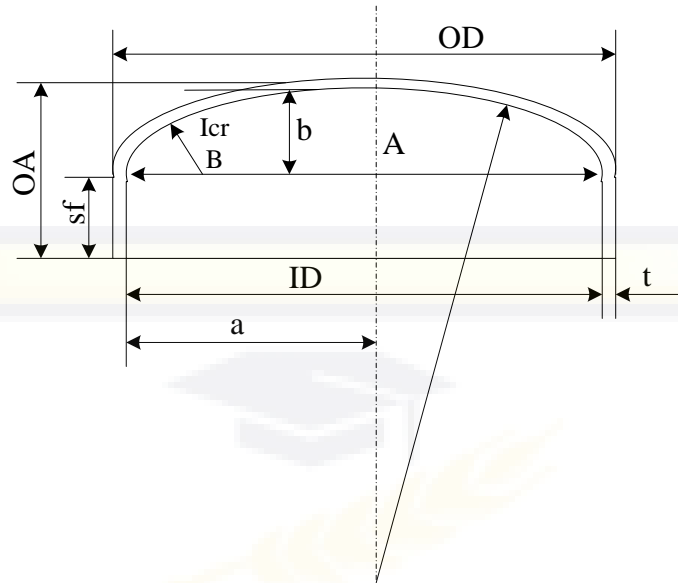
$C$  = 0,125 in

Maka,

$t_s$  = 0,252 in ( $t_s$  standar 5/16 in)

d. Menentukan *Head*

Bentuk : *torispherical dished head*



Gambar D.005 *Torispherical Flanged*

Dasar Pemilihan : sesuai untuk tangki vertikal pada tekanan rendah (1-4 atm)

Ketebalan *torispherical head*

$$t_h = \frac{P rc W}{2 f E - 0,2 P} + c \text{ (pers.7.77 (Brownell \& Young, 1959))}$$

dengan :

$t_h$  = tebal head, in

W = faktor intensifikasi *stress*

OD = ID + 2t = 157,98 in

Standar OD = 157,98 in (Tabel 5-7 (Brownell & Young, 1959))

Maka dipilih tutup 168 in dengan :

*Inside corner radius*,  $icr = 10 \frac{1}{8}$  in

*crown radius*,  $rc = 144$  in

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

$$W = 1,69$$

Dari perhitungan diperoleh :

$$t_h = 0,371 \text{ in (} t_h \text{ standar} = 7/16 \text{ in)}$$

Untuk tebal dinding *head* = 7/16 in,



Untuk  $th = 7/16$  in, dari Tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959) maka  $sf = 1\frac{1}{2} - 3\frac{1}{2}$  in, dan direkomendasikan  $sf = 2$  in.

- *Depth of dish* (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(Brownell & Young, 1959)

$$b = 13,35 \text{ in}$$

- Tinggi *Head* (OA)

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$= (0,371 + 13,35 + 2) \text{ in}$$

$$= 15,73 \text{ in}$$

e. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal  $\frac{1}{2}$  in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell & Young, 1959).

- Tegangan kerja pada bottom :

- a. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh  $H_2O$ .

$$f_{\text{dead\_wt\_liq}} = \frac{\sum \text{liquid\_wt}}{12\pi D_s (ts - c)} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$$S_1 = \text{Compressive stress (psi)}$$

$$w = \text{Jumlah NaOH (lbm)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam shell (in)}$$

$$\rho = \text{konstanta (= 3,14)}$$

Diketahui :

$$\text{Jumlah NaOH (w)} = 12.820,4 \text{ lbm}$$

$$D_i = 157,48 \text{ in}$$

$$\text{Maka } S_1 = 16,93 \text{ psi}$$

- b. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X\rho_s}{144} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$S_2$  = Compressive stress (psi)

$X$  = Tinggi tangki (ft)

$\rho$  = Densitas shell (lbm/ft<sup>3</sup>)

$\mu$  = konstanta (= 3,14)

$X$  = tinggi shell (Hs) + Tinggi head  
= 19,03 ft

$\rho_s$  = 490 lbm/ft<sup>3</sup> untuk material steel  
(Brownell & Young, 1959)

$\pi$  = konstanta (= 3,14)

Maka :

$S_2$  = 71,44 psi

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$S_t$  =  $S_1 + S_2$   
= 88,37 psi

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$S_t$  < tegangan bahan plat (f) × efisiensi pengelasan (E)

88,37 psi < (18.750 psi) × (0,8)

88,37 psi < 15.000 psi (memenuhi)

Dimensi Pengaduk

Diameter *impeller* ( $D_i$ ) =  $1/3 D = 4,37$  ft

Tinggi cairan ( $Z_1$ ) =  $V/A$   
= 17,97 ft  
= 5,47 m

Putaran pengaduk (N) =  $\frac{600 \times 0,3048}{\pi \times D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}}$

Densitas NaOH = 2.130 kg/m<sup>3</sup>  
= 132,97 lb/ft<sup>3</sup>

$S_g$  = 1,0044

WELH =  $Z_1 \times s_g$   
= 5,5 m

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Putaran pengaduk (N)} &= 10,55 \text{ rpm} \\ &= 0,17 \text{ rps} \\ \text{Viskositas campuran} &= 0,049 \text{ kg/m menit} \\ \text{NRe} &= \frac{N \times D^2 \times \rho}{\mu} \\ &= 157.626 \end{aligned}$$

Berdasarkan viskositas campuran  $< 10 \text{ kg/m s}$  maka dipilih jenis impeller

yaitu *six blade turbine*.

Dari gambar 477 Brown, 1950 hal 507 diperoleh  $N_p = 0,7$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga Power (Po)} &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5 \\ &= 0,27 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 0,80\%$$

$$\text{Power motor} = 0,5 \text{ hp}$$

Tabel D.019 Spesifikasi Tangki Na(OH) (TK-U16)

Alat	Tangki NaOH
Kode	TK-U16
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu NaOH sebagai injeksi ke bak penggumpal dan regenerasi resin penukar kation selama 7 hari.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	68,8 m <sup>3</sup> /shift (8 jam)
Dimensi	Diameter shell (D) = 13,12 ft Tinggi shell (Hs) = 19,68 ft Tebal shell (ts) = 5/16 in Tebal head = 7/16 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,37 ft Power = 0,5 hp
Tekanan desain	30,36 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304

Jumlah	1 buah
--------	--------

#### 17. Tangki Alum (TK-U17)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.020 Spesifikasi Tangki Alum (TK-U17)

Alat	Tangki Alum
Kode	TK-U17
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu alum sebagai injeksi ke dalam bak penggumpal selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	95,62 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 14,20 ft Tinggi shell (Hs) = 21,31 ft Tebal shell (ts) = 3/8 in Tebal head = 1/2 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,73 ft Power = 0,93 hp
Tekanan desain	29,11 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

#### 18. Tangki Klorin (TK-U18)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.021 Spesifikasi Tangki Klorin (TK-U18)

Alat	Tangki Klorin
Kode	TK-U18

Fungsi	Menampung larutan klorin yang akan diinjeksikan ke dalam bak penggumpal selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	65,91 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 12,55 ft Tinggi shell (Hs) = 18,82 ft Tebal shell (ts) = 3/8 in Tebal head = 1/2 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 4,18 ft Power = 0,50 hp
Tekanan desain	32,60 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

#### 19. Tangki Dispersan (TK-U19)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut;

Tabel D.022 Spesifikasi Tangki Dispersan (TK-U19)

Alat	Tangki Dispersan
Kode	TK-U19
Fungsi	Menampung larutan kimia sebagai injeksi ke <i>cooling tower</i> selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	33,37 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 10 ft Tinggi shell (Hs) = 15 ft Tebal shell (ts) = 1/4 in Tebal head = 1/4 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 3,33 ft

	Power = 0,16 hp
Tekanan desain	25,05 psi
Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

#### 20. Tangki Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (TK-U20)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut;

Tabel D.023 Spesifikasi Tangki Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (TK-U20)

Alat	Tangki Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
Kode	TK-U20
Fungsi	Menampung larutan kimia sebagai injeksi ke <i>cooling tower</i> selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	33,37 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 10 ft Tinggi shell (Hs) = 15 ft Tebal shell (ts) = 1/4 in Tebal head = 1/4 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 3,33 ft Power = 0,16 hp
Tekanan desain	25,05 psi
Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

#### 21. Tangki Kaporit (TK-U21)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut;

Tabel D.024 Spesifikasi Tangki Kaporit (TK-U21)

Alat	Tangki Kaporit
Kode	TK-U21

Fungsi	Menampung larutan kimia sebagai injeksi ke <i>cooling tower</i> selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	115,05 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 15,11 ft Tinggi shell (Hs) = 22,66 ft Tebal shell (ts) = 5/16 in Tebal head = 7/16 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 5,03 ft Power = 1,27 hp
Tekanan desain	36,21 psi
Bahan konstruksi	SA 167 Grade 3 Type 304
Jumlah	1 buah

## 22. Tangki Asam Sulfat (TK-U22)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut;

Tabel D.025 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (TK-U22)

Alat	Tangki Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Kode	TK-U22
Fungsi	Sebagai regenerasi resin di kation exchanger
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	3,33 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 4,64 ft Tinggi shell (Hs) = 6,96 ft Tebal shell (ts) = 1/4 in Tebal head = 1/4 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 1,54 ft Power = 0,00034 hp
Tekanan desain	20,36 psi

Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

### 23. Tangki Hidrazin (TK-U23)

Dengan perhitungan yang sama dengan TK-U16 maka diperoleh spesifikasi

sebagai berikut:

Tabel D.026 Spesifikasi Tangki Hidrazin (TK-U23)

Alat	Tangki Hidrazin
Kode	TK-U23
Fungsi	Menampung larutan kimia yaitu hidrazin ( $N_2H_4$ ) sebagai injeksikan ke dalam deaerator selama 7 hari.
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	52,65 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 11,64 ft Tinggi shell (Hs) = 17,46 ft Tebal shell ( $t_s$ ) = 5/16 in Tebal head ( $t_h$ ) = 3/8 in
Pengaduk	Six blade turbine Diameter pengaduk = 3,88 ft Power = 0,34 hp
Tekanan desain	22,63 psi
Bahan konstruksi	<i>SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

### 24. Tangki Air Proses (TP-01)

Dengan perhitungan yang sama dengan Tangki Air Filter maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.027 Spesifikasi Tangki Air Proses (TP-01)

Alat	Tangki Air Proses
Kode	AF-01



Fungsi	Tempat penyimpanan air untuk keperluan proses
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	8,26 m <sup>3</sup> /shift
Dimensi	Diameter shell (D) = 3,03 m Tinggi shell (Hs) = 1,13 m Tebal shell (ts) = 3/16 in Tebal head = 3/16 in
Tekanan desain	17,65 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 25. Pompa Utilitas (PU-U01)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada lampiran C (PP-L16), maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 01 sebagai berikut:

Tabel D.028 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U01)

Alat	Pompa
Kode	PU-U01
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak sedimentasi
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Jumlah	6 buah
--------	--------

## 26. Pompa Utilitas (PU-U02)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada (PU-U01), maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 01 sebagai berikut:

Tabel D.029 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U02)

Alat	Pompa
Kode	PU-U02
Fungsi	Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke bak Penggumpal
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

## 27. Pompa Utilitas (PU-U03)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 03 sebagai berikut:

Tabel D.030 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U03)

Alat	Pompa
Kode	PU-U03
Fungsi	Mengalirkan alum ke bak penggumpal
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>

Kapasitas	3,38 gpm
Dimensi	IPS = 0,375 in = 0,0095 m ID = 0,493 in = 0,00125 m OD = 0,675 in = 0,0171 m Flow Area = 0,192 in <sup>2</sup> = 0,00012 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,003 hp
NPSH	0,49 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 28. Pompa Utilitas (PU-U04)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 04 sebagai berikut:

Tabel D.031 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U04)

Alat	Pompa
Kode	PU-U04
Fungsi	Mengalirkan klorin dari tangki klorin ke bak penggumpal.
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	3,38 gpm
Dimensi	IPS = 0,375 in = 0,0095 m ID = 0,493 in = 0,00125 m OD = 0,675 in = 0,0171 m Flow Area = 0,192 in <sup>2</sup> = 0,00012 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,0017 hp
NPSH	0,38 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 29. Pompa Utilitas (PU-U05)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 05 sebagai berikut:

Tabel D.032 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U05)

Alat	Pompa
Kode	PU-U05
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari tangki NaOH menuju bak penggumpal dan anion exchanger
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	3,19 gpm
Dimensi	IPS = 0,375 in = 0,0095 m ID = 0,493 in = 0,00125 m OD = 0,675 in = 0,0171 m Flow Area = 0,192 in <sup>2</sup> = 0,00012 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,0019 hp
NPSH	0,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 30. Pompa Utilitas (PU – U06)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 06 sebagai berikut :

Tabel D.032 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U06)

Alat	Pompa
Kode	PU-U06
Fungsi	Mengalirkan air dari bak penggumpal menuju clarifier.
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,17 gpm

Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

### 31. Pompa Utilitas (PU-U07)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 07 sebagai berikut:

Tabel D.033 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U07)

Alat	Pompa
Kode	PU-U07
Fungsi	Mengalirkan air dari clarifier menuju sand filter
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.040,06 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,39 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

### 32. Pompa Utilitas (PU – 08)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 08 sebagai berikut:

Tabel D.034 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U08)

Alat	Pompa
Kode	PU-U08
Fungsi	Mengalirkan air dari sand filter ke tangki penampungan air filter
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.039,9 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,53 hp
NPSH	31,38 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	6 buah

### 33. Pompa Utilitas (PU – U09)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 09 sebagai berikut:

Tabel D.035 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U09)

Alat	Pompa
Kode	PU-U09
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air filter menuju tangki air domestik
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1.018,58 gpm
Dimensi	IPS = 8 in = 0,2032 m

	ID = 7,981 in = 0,2027 m OD = 8,625 in = 0,219 m Flow Area = 50,0 in = 0,032 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	3,39 hp
NPSH	30,95 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	4 buah

#### 34. Pompa Utilitas (PU – U10)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 10 sebagai berikut:

Tabel D.036 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U10)

Alat	Pompa
Kode	PU-U10
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki penampungan air filter menuju tangki air hidran
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	4,54 gpm
Dimensi	IPS = 0,5 in = 0,012 m ID = 0,622 in = 0,015 m OD = 0,84 in = 0,021 m Flow Area = 0,304 in <sup>2</sup> = 0,0002 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,011 hp
NPSH	0,83 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 35. Pompa Utilitas (PU – U11)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 011 sebagai berikut:

Tabel D.037 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U011)

Alat	Pompa
Kode	PU-U11
Fungsi	Mengalirkan air pendingin dari alat proses menuju hot basin
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	245,87 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	12 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### 36. Pompa Utilitas (PU – U12)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 012 sebagai berikut:

Tabel D.038 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U12)

Alat	Pompa
Kode	PU-U12
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air demin menuju tangki air proses
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	30,28 gpm
Dimensi	IPS = 1,5 in = 0,038 m



	ID = 1,61 in = 0,04 m OD = 1,9 in = 0,048 m Flow Area = 2,04 in = 0,001 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,073 hp
NPSH	2,97 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 37. Pompa Utilitas (PU – U13)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 013 sebagai berikut:

Tabel D.039 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U13)

Alat	Pompa
Kode	PU-U13
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air demin menuju deaerator
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	229,16 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,67 hp
NPSH	11,45 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### 38. Pompa Utilitas (PU – U14)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 014 sebagai berikut:

Tabel D.040 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U14)

Alat	Pompa
Kode	PU-U14
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki hot basin menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	245,87 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	12 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### 39. Pompa Utilitas (PU – U15)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 015 sebagai berikut:

Tabel D.041 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U15)

Alat	Pompa
Kode	PU-U15
Fungsi	Mengalirkan dispersan dari tangki dispersan menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,18 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,0063 m

	ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,00083 hp
NPSH	0,24 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 40. Pompa Utilitas (PU – U16)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 016 sebagai berikut:

Tabel D.042 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U16)

Alat	Pompa
Kode	PU-U16
Fungsi	Mengalirkan Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari tangki Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,18 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,0063 m ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,00083 hp
NPSH	0,24 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 41. Pompa Utilitas (PU – U17)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 017 sebagai berikut:

Tabel D.043 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U17)

Alat	Pompa
Kode	PU-U17
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	0,29 gpm
Dimensi	IPS = 0,125 in = 0,0031 m ID = 0,269 in = 0,0068 m OD = 0,405 in = 0,0102 m Flow Area = 0,058 in <sup>2</sup> = 0,000037 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	4,4E <sup>-05</sup> hp
NPSH	0,07 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 42. Pompa Utilitas (PU – U18)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 018 sebagai berikut:

Tabel D.044 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U18)

Alat	Pompa
Kode	PU-018
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat dari tangki asam sulfat menuju kation exchanger
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	0,13 gpm
Dimensi	IPS = 0,125 in = 0,0031 m

	ID = 0,269 in = 0,0068 m OD = 0,405 in = 0,0102 m Flow Area = 0,058 in <sup>2</sup> = 0,000037 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	1,5E <sup>-05</sup> hp
NPSH	0,053 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 43. Pompa Utilitas (PU – U19)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 019 sebagai berikut:

Tabel D.045 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U19)

Alat	Pompa
Kode	PU-U19
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki cooling tower menuju cold basin
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	295,05 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	1,11 hp
NPSH	13,53 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 44. Pompa Utilitas (PU – U20)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 020 sebagai berikut:

Tabel D.046 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U20)

Alat	Pompa
Kode	PU-U20
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air filter menuju cation exchanger
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	244,99 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,101 m ID = 4,02 in = 0,102 m OD = 4,5 in = 0,11 m Flow Area = 12,7 in <sup>2</sup> = 0,008 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	11,95 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 45. Pompa Utilitas (PU – U21)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 021 sebagai berikut:

Tabel D.047 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U21)

Alat	Pompa
Kode	PU-U21
Fungsi	Mengalirkan air dari cation exchanger menuju anion exchanger
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	244,99 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m

	ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in <sup>2</sup> = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,77 hp
NPSH	11,95 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

#### 46. Pompa Utilitas (PU – U22)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 022 sebagai berikut:

Tabel D.048 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U22)

Alat	Pompa
Kode	PU-022
Fungsi	Mengalirkan hidrazin dari tangki hidrazin menuju deaerator
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	1,14 gpm
Dimensi	IPS = 0,25 in = 0,006 m ID = 0,364 in = 0,009 m OD = 0,54 in = 0,013 m Flow Area = 0,104 in <sup>2</sup> = 0,000067 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,002 hp
NPSH	0,33 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 47. Pompa Utilitas (PU – U23)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 023 sebagai berikut:

Tabel D.049 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U23)

Alat	Pompa
Kode	PU-U23
Fungsi	Mengalirkan air dari anion exchanger menuju ke tangki air denim
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	489,99 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	1,35 hp
NPSH	18,98 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 48. Pompa Utilitas (PU – U24)

Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama seperti perhitungan pompa pada PU-U01, maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas 024 sebagai berikut:

Tabel D.050 Spesifikasi Tangki Pompa Utilitas (PU-U24)

Alat	Pompa
Kode	PU-U24
Fungsi	Mengalirkan air dari deaerator menuju tangki air boiler
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Kapasitas	163,68 gpm
Dimensi	IPS = 4 in = 0,254 m



	ID = 4,026 in = 0,254 m OD = 4,5 in = 0,273 m Flow Area = 12,7 in = 0,05 m <sup>2</sup> Sch = 40
Power Motor	0,34 hp
NPSH	9,13 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

### C. Unit Pengadaan *Steam*

#### 1. Boiler

*Steam* jenuh yang diperlukan untuk mengakomodasi seluruh proses dalam pabrik ini adalah 74.404,20 kg/jam = 164.032,98 lb/jam

- *Steam* yang dihasilkan :

Tekanan = 535,3 kPa

Temperatur = 310°C

Dari Tabel A.2-9 (Geankoplis, 1993) diperoleh :

Entalpi cair = 651,41 kJ/kg = 155,69 kkal/kg

Entalpi uap = 2.751,65 kJ/kg = 657,66 kkal/kg

Panas laten = 1329,9 kJ/kg = 317,85 kkal/kg

Bahan bakar yang digunakan adalah solar.

Kebutuhan bahan bakar adalah sebagai berikut :

$$m_f = \frac{m_s(h-h_f)}{e \times F} \quad (\text{Severn \& Howard, 1981})$$

Keterangan :

$m_f$  = massa bahan bakar yang dipakai, lb/jam

$m_s$  = massa uap yang dihasilkan, lb/jam

$h$  = entalpi dari uap air

$h_f$  = entalpi dari liquid

$h - h_f = \lambda$  = panas laten

$eb$  = efisiensi boiler = 80%

$F$  = Nilai kalor bahan bakar

=18778 Btu/lb

Sehingga,

$$\begin{aligned}m_f &= 9.859,40 \text{ lb/jam} \\ &= 4.472,14 \text{ kg/jam} \\ &= 0,62 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Hp boiler :

$$\begin{aligned}Hp &= \frac{m_s(h-h_f)}{970,3 \times 34,5} \quad (\text{Severn \& Howard, 1981}) \\ &= 4.424,50 \text{ hp}\end{aligned}$$

- Menghitung kapasitas boiler

Tahap pemanasan :

$$T_1 = 30^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 310^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}Q &= \frac{m_s(h-h_f)}{1000} \quad (\text{Severn \& Howard, 1981}) \\ &= 148.111,94 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas air pada } 30^\circ\text{C} = 997 \text{ kg/m}^3 = 62,2407 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 1,2 \times \text{jumlah steam} \\ &= 196.839,58 \text{ lb/jam} \\ &= 89.284,85 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Menentukan luas perpindahan panas

$$\text{Luas perpindahan panas } 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \quad (\text{Severn \& Howard, 1981})$$

$$\text{Luas perpindahan panas yang dibutuhkan} = 44.245,05 \text{ ft}^2$$

Tabel D.051 Spesifikasi Tangki Boiler (BO-S01)

Alat	Boiler
Kode	BO-S01
Fungsi	Menghasilkan <i>high pressure steam</i> untuk keperluan proses
Tipe	Water tube boiler
Heating surface	44.245,05 ft <sup>2</sup>
Kapasitas	148.111,94 btu/jam
Power	4.424,50 Hp
Jumlah	1 buah

## 2. Blower Steam (BL-S02)

Fungsi : Mengalirkan *high pressure steam* dari BO- S01 ke unit proses

Kondisi *steam* masuk :

$$\text{Tekanan, } P_1 = 9.603,60 \text{ KPa} = 94,7802 \text{ atm}$$

$$\text{Temperatur, } T_1 = 310^\circ\text{C} = 581 \text{ K}$$

Kondisi *steam* keluar :

$$\text{Tekanan, } P_2 = 9603,60 \text{ KPa} = 94,7802 \text{ atm}$$

$$\rho_{\text{steam}} = 0,5492 \text{ kg/m}^3$$

Untuk kompresi adiabatik : (Pers 10-66a (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999))

$$\text{kWad} = 2,78 \times 10^{-4} \frac{k}{k-1} Q P \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\left( \frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right]$$

Di mana:

$$Q_1 = \text{laju alir massa steam, m}^3/\text{jam}$$

$$P_1 = \text{tekanan masuk}$$

$$P_2 = \text{tekanan keluar}$$

$$k = \text{rasio specific heat pada tekanan konstan}$$

$$= 1,395 \quad (\text{Perry, Green, \& Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999})$$

Sehingga,

$$\text{kWad} = 1,91 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi blower } 40\text{-}80 \% \quad (\text{Perry, Green, \& Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999})$$

$$\text{Diambil efisiensi} = 80\%$$

$$= 3,44 \text{ hp (dua buah blower)}$$

Temperatur keluar:

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\left( \frac{k-1}{k} \right)} \quad (\text{Pers 10-67 (Perry, Green, \& Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999)})$$

$$= 583 \text{ K} = 310^\circ\text{C}$$

Tabel D.052 Spesifikasi Blower (BL-001)

Alat	Blower
Kode	BL-S02
Fungsi	Mengalirkan <i>high pressure steam</i> dari BO- S01 ke unit proses
Tipe	Centrifugal blower
Power	3,44 Hp
Kapasitas	148.111,94 btu/jam
Jumlah	2 buah

#### D. Unit Penyedia Udara Instrumentasi

Unit penyedia udara instrumentasi berfungsi menyediakan udara kering untuk proses pendinginan di Rotary Cooler dan pengeringan di Rotary Dryer.

##### 1. Blower (BL-S03)

Fungsi : Mengalirkan udara ke *Air Dryer*

Tipe : *Sentrifugal Blower*

Diketahui:

$$\text{Laju massa udara} = 86,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 23,29 \text{ kg/s}$$

$$T_1 = 30^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1,5 \text{ atm}$$

$$v = 22,414 \text{ m}^3$$

Densitas udara pada *suction*:

$$\rho_2 = \left( \frac{28,96 \text{ kg udara}}{\text{kg mol}} \right) \left( \frac{1 \text{ kg mol}}{22,414 \text{ m}^3} \right) \left( \frac{273,15}{303} \right) \left( \frac{760}{760} \right)$$

$$= 1,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_1 = \rho_2 \left( \frac{1,5}{1} \right)$$

$$= 1,74 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Average density, } \rho_{avr} = \left( \frac{\rho_1 + \rho_2}{2} \right)$$

$$= 1,45 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Developed Pressure Head} = \left( \frac{P_2 - P_1}{\rho_{avr}} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 34.803,86 \text{ J/kg}$$

Velocity head, untuk  $v_1 = 0$  adalah:

$$\begin{aligned} v_2^2/2 &= \frac{2 \times v_1^2}{2} \\ &= 1.004,77 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical energy balance:

$$z_1 g + \frac{v_1^2}{2} + \frac{P_1^2}{\rho} - W_s = z_2 g + \frac{v_2^2}{2} + \frac{P_2^2}{\rho} + \sum F \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Asumsi:

$z_1 = z_2 = 0$ ,  $v_1 = 0$ , dan  $\sum F = 0$ , maka:

$$\begin{aligned} -W_s &= \left( \frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + v \\ &= (34.803,86 + 1.044,77) \text{ J/kg} \\ &= 35.808,63 \text{ J/kg} \\ &= 35,808 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

Efisiensi,  $\eta = 40 - 70 \%$  (Geankoplis, 1993)

Diambil,  $\eta = 70 \%$

$$\begin{aligned} \text{Brake kW} &= \frac{-W_s \times m}{\eta \times 550} \\ &= 2,16 \text{ hp} \end{aligned}$$

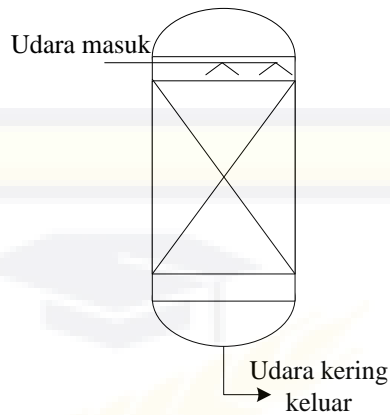
Tabel D.053 Spesifikasi Blower (BL-S03)

Alat	Blower
Kode	BL-S03
Fungsi	Mengalirkan udara ke <i>Air Dryer</i>
Tipe	Centrifugal blower
Dimensi	- $W_s = 35,808 \text{ kJ/kg}$ Power = 2,16 Hp
Kapasitas	83,87 m <sup>3</sup> /jam
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

## 2. Air Dryer (AD – S04)

Fungsi : Menyerap H<sub>2</sub>O didalam udara.

Jenis : Silinder tegak dengan tutup *torishperical*.  
 Bahan : *Carbon stell*



Gambar D.006 Air Dryer

Diketahui data :

*Physical properties silica gel* (Perry, 1984):

- *Shape of particle* : Granular, powder.
- *Size range, U.S. Standard mesh* : Various.
- *Internal porosity* : 38 – 48 %
- *Bulk density* : 0,70 – 0,82 kg/L
- *Average pore diameter* : 2 – 5 nm
- *Surface area* : 0,6 – 0,8 km<sup>2</sup>/kg
- *Sorptive capacity* : 0,35 – 0,65 kg adsorbate/ kg adsorbate

a. Menentukan Tinggi dan diameter Air Dryer

*Sorptive capacity* merupakan kemampuan menyerap dari zat penyerap (*adsorbent*) dalam hal ini silika gel terhadap zat yang akan diserap (*adsorbate*) dalam hal ini air dari dalam udara.

Diketahui bahwa *sorptive capacity* silika gel adalah : 0,5 kg air/kg silika gel.

Jumlah udara masuk adalah udara yang mengandung uap air,

$$\begin{aligned} \text{Udara masuk} &= \text{udara pendingin} + \text{udara instrument} \\ &= 83.876,50 \text{ kg/jam udara} \end{aligned}$$

$$\text{Relatif humidity} = 80\%$$

$$\text{Humidity} = 0,01 \text{ (kg H}_2\text{O udara kering)}$$

$$\text{H}_2\text{O dalam udara} = 0,01 (83.876,50 \text{ kg/jam})$$

$$= 838,76 \text{ kg/jam}$$

Dari *sorptive capacity* diperoleh :

1 kg silika gel menyerap 0,5 kg air, berarti untuk menyerap 83.876,50 kg dibutuhkan silika gel sebanyak

$$= 1.677,53 \text{ kg silika gel/jam}$$

Bila di inginkan umur silika 1 bulan ( 720 jam) maka jumlah silika yang dibutuhkan

$$= 1.207.821,62 \text{ kg silika gel,}$$

*Bulk density* silika gel :  $700 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Volume silika gel} = \frac{\text{Jumlah silika}}{\text{bulk density silika}}$$

$$= 2,39 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume kolom} = A \times L$$

$$\text{Diketahui L/D} = 2 - 4 \text{ (Walas, 1988)}$$

$$\text{Diambil L/D} = 3 ; D = 1/3 L$$

$$\text{Volume kolom} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$\text{Volume silika gel} = \text{volume kolom}$$

$$2,39 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{36} \times L^3$$

$$\text{Maka, } L = 3,01 \text{ m}$$

$$D = 1,00 \text{ m}$$

Asumsi :

$$\text{Tinggi distributor udara didalam kolom} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Maka tinggi kolom} = 3,01 \text{ m} + 1 \text{ m}$$

$$= 4,01 \text{ m}$$

b. Menentukan tebal silinder Air Dryer

Asumsi :

1) Tekanan ke arah dinding kolom diabaikan karena ukuran dari material silika gel sangat kecil (*powder*).

2) Tekanan didalam kolom terjadi akibat gaya gravitasi yaitu berupa tekanan hidrostatis saja.

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times H$$

Keterangan:

$\rho$  : Bulk density, kg/m<sup>3</sup>

$g$  : Tetapan gravitasi, 9,8 m/s<sup>2</sup>

$H$  : Tinggi kolom, m

$$P_{\text{hidrostatik}} = 27.560,1 \text{ kg/ms}^2$$

$$= 3,91 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{ops}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + 4,01 \text{ psi}$$

$$= 18,61 \text{ psi}$$

Berdasarkan persamaan 14.34 (Brownell & Young, 1959),

$$t_s = \frac{P \times r_i}{2 f E - 0,6 P} + c$$

Keterangan:

$f$  = 12.650 psia ((Brownell & Young, 1959) Tabel 13.1)

$E$  = *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency* berdasarkan Table 13.2 (Brownell & Young, 1959) = 80 %

$P$  = Tekanan desain, psi

$r_i$  = Jari-jari silinder, in

$C$  = Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar = 0,125 inci/10tahun (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

Maka,

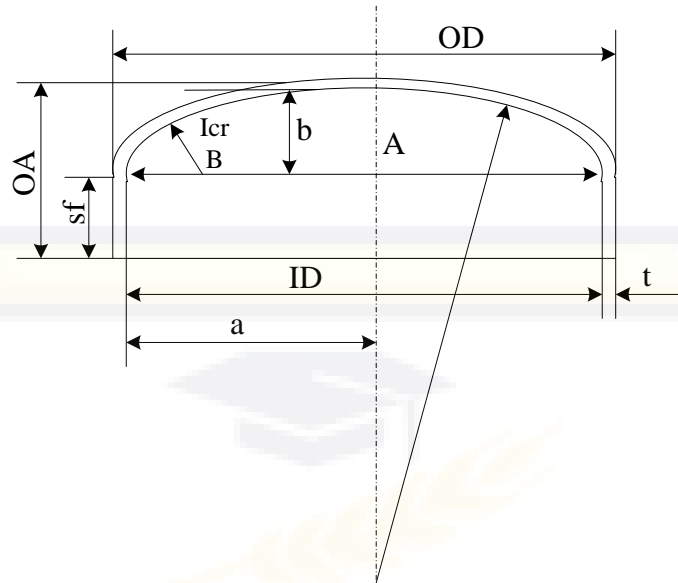
$$t_s = 0,14 \text{ in}$$

maka dipilih tebal silinder kolom : 3/16 in

c. Desain *head* dan *bottom*

Bentuk *head* dan *bottom* yang digunakan adalah *Torispherical and dished head*. Jenis *head* ini untuk tekanan 15 – 200 psi.





Gambar D.007 Torispherical Flanged

Keterangan :

$t_h$  = Tebal head, in

$I_{cr}$  = Inside corner radius, in

$r$  = Radius of dish, in

$sf$  = Straight flange, in

OD = Diameter luar, in

ID = Diameter dalam, in

$b$  = Depth of dish, in

OA = Tinggi head, in

• Tebal head ( $t_h$ )

$$t_h = \frac{P r c W}{2 f E - 0,2 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal head (in)

$P$  = Tekanan desain (psi)

$rc$  = Radius knuckle, in

$icr$  = Inside corner radius ( in)

$w = \text{stress-intensification factor}$

E = Effisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Diketahui :

$rc = 40 \text{ in}$ , maka  $icr = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$

Maka :

$W = 1,75$

Sehingga

$t_h = 0,18 \text{ in}$  (dipakai plat standar  $\frac{1}{4} \text{ in}$ )

Untuk  $t_h = \frac{1}{4} \text{ in}$ , dari Tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959) maka  $sf = 1\frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$ , dan direkomendasikan  $sf = 2 \text{ in}$ .

- *Depth of dish (b)*

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(Brownell & Young, 1959)

$b = 3,23 \text{ in}$

- *Tinggi Head (OA)*

$OA = t_h + b + sf$  (Brownell & Young, 1959)

$= (0,21 + 4,17 + 2) \text{ in}$

$= 6,23 \text{ in}$

Tabel D.054 Spesifikasi Air Dryer (AD-S04)

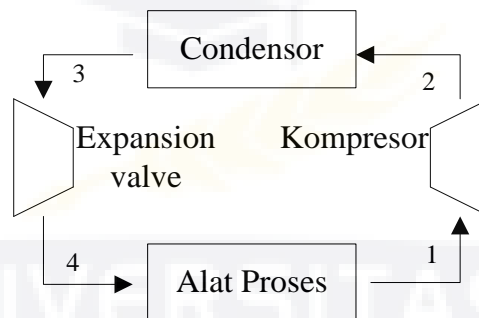
Alat	Air Dryer
Kode	AD-S04
Fungsi	Menyerap H <sub>2</sub> O dalam udara
Tipe	Silinder tegak dengan <i>head</i> berbentuk <i>torishperical and dished head</i>
Dimensi	Diameter = 1,00 m Tinggi = 3,01 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

### E. Unit *Refrigerant*

Unit ini bertugas untuk menyediakan *refrigerant* berupa amonia yang akan digunakan sebagai pendingin pada alat Reaktor.

Massa ammonia = 6.135,38 kg/jam

Sistem refrigerasi kompresi uap merupakan sistem/daur yang paling banyak digunakan dalam daur refrigerasi. Proses-proses yang membentuk daur kompresi uap adalah:



Gambar D.008 Siklus *refrigerant*

Keterangan :

1-2 Kompresi adiabatik dan reversible, dari uap jenuh menuju tekanan kondensor

2-3 Pelepasan kalor reversible pada tekanan konstan, terjadi penurunan panas lanjut (desuperheating) dan pengembunan refrigerant

3-4 Ekspansi irreversibel pada entalpi konstan, dari cairan jenuh menuju tekanan proses.

4-1 Penambahan kalor reversible pada tekanan tetap, yang menyebabkan penguapan menuju uap jenuh

Amonia bertemperatur  $-33,5^{\circ}\text{C}$  digunakan sebagai pendingin pada Reaktor. Setelah digunakan untuk mendinginkan dan mengembunkan maka amonia cair tersebut akan berubah fase menjadi amonia gas pada temperatur yang sama yaitu  $-33,5^{\circ}\text{C}$  dan amonia tidak dapat digunakan lagi. Sebagai langkah penghematan maka amonia gas tersebut akan dirubah fasenya kembali sehingga kembali amonia cair. Ammonia bersirkulasi menggunakan konsep *liquifaction*, *liquifaction* adalah perubahan zat dari wujud gas ke bentuk cairan. Karena perubahan wujud zat sebanding dengan perbedaan jumlah energi dari molekul yang membentuk zat tersebut, maka energi panas harus

diserap atau dilepas oleh zat tersebut sehingga dapat merubah keadaan wujud zat tersebut. Dengan demikian, perubahan zat dari padat ke cair atau dari cair ke gas memerlukan penambahan panas. Jika gas mengalami kompresi, panas akan terlepas dan berubah fasa menjadi cair, sehingga pendinginan ekstrem tidak mutlak diperlukan untuk pencairan gas. Pendinginan semacam ini ditemukan oleh Thomas Andrew pada tahun 1969. disebutkan bahwa setiap gas mempunyai temperatur kritis, dan apabila pencairan dilakukan diatas temperatur kritis maka gas tersebut tidak dapat dicairkan dan tidak berpengaruh berapapun tekanan diberikan. Ketika gas tersebut dikompresi, molekul-molekul gas saling tarik-menarik dan *vibratory motion* makin berkurang, sehingga kalor pun terlepas. Pada proses kompresi, kecepatan molekul-molekul gas dan jarak antara molekul tersebut semakin dekat sampai akhirnya gas tersebut mengalami perubahan wujud menjadi cairan (Kemendikbud, 2013)

Unit pengolahan amonia ini terdiri dari 1 buah kompresor untuk menaikkan tekanan amonia gas, 1 buah kondenser untuk merubah fase menjadi ammonia cair, 1 buah expansion valve untuk menurunkan tekanan amonia cair dan 1 buah tangki untuk menampung amonia cair siap pakai. *Fresh feed* Amonia sebanyak 6.135,38 kg/jam yang bertemperatur  $-33,5^{\circ}\text{C}$  dan bertekanan 0,9972 atm dinaikkan tekanannya di kompresor amonia (CP-01) sampai tekanan 1 atm. Amonia cair keluaran CP-01 diturunkan tekanannya dengan menggunakan *expansion valve* EV-01 dan siap digunakan sebagai *refrigerant* untuk proses.

Alat- alat unit refrigerasi antara lain :

#### 4. Compressor (CP-R01)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan Ammonia Refrigerant keluaran proses dari 0,9972 atm menjadi 1 atm

Tipe : *Single stage reciprocating compressor*

##### a. Menentukan Kondisi Operasi

$$P_1 = 0,9972 \text{ atm} = 101,0413 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 101,3250 \text{ kPa}$$

$$T_1 = -33,5^{\circ}\text{C} = 239,65 \text{ K}$$

b. Menentukan Rasio Kompresi

$$\begin{aligned} R_c &= \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 1,0014 \end{aligned}$$

Karena  $R_c < 4$  maka stage yang digunakan adalah 1 buah (Walas, Chemical Process Equipment, 1990).

c. Menghitung Laju Alir Gas Masuk

$$W = 6.135,38 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 681,5101 \text{ kg/m}^3$$

Volumetrik gas masuk,  $Q_{in}$  :

$$\begin{aligned} Q_{in} &= \frac{W}{\rho} \\ &= 9 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 317,92 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 5,29 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%, maka :

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 1,1 \times Q_{in} \\ &= 9,9 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 349,71 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 5,82 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung Temperatur Output

Nilai  $k$  = eksponen adiabatik diperoleh dari literatur *refrigeration and air conditioning* yaitu sebesar

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} \quad (\text{Pers 10-67 (Perry R. H., 1997)})$$

$$\begin{aligned} T_2 &= -33,51^\circ\text{C} \\ &= 239,48 \text{ K} \end{aligned}$$

e. Menghitung Power yang Dibutuhkan

$$P_o = 2,78 \times 10^{-4} \frac{k}{k-1} Q P \left[ \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right]$$

(Pers 10.66b (Perry, Green, & Maloney, Perry's chemical engineers' handbook, 1999))

Dimana:

$P_o$  = power, hp

$Q_{in}$  = laju alir,  $ft^3$ /menit

Maka,

$$P_o = 0,007 \text{ hp}$$

$$= 0,005 \text{ kW}$$

Efisiensi motor 80% :

$$P_o = 0,010 \text{ hp}$$

Tabel D.055 Spesifikasi Kompresor (CP-R01)

Alat	Kompresor
Kode	CP-R01
Fungsi	Untuk mengalirkan & menaikkan tekanan ammonia dengan tekanan 0,9972 atm menjadi 1 atm.
Tipe	<i>Single stage reciprocating compressor.</i>
Dimensi	Jumlah stage = 1 stage Rasio kompresi = 1,0014 Power motor = 0,010 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

5. Expansion Valve (EV- R02)

Fungsi : Menurunkan tekanan ammonia yang berasal dari condenser dari 1 atm menjadi 0,9972 atm, sehingga ammonia menjadi gas

a. Kondisi Operasi

Suction :

$$T_1 = -33,5^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 14,6959 \text{ psi}$$

$$F_v = 8.432,84 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 681,5101 \text{ kg/m}^3 = 42,5453 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{liquid}} = 0,2558 \text{ cp} = 0,0003 \text{ kg/m.s}$$

Discharge :

$$T_2 = -33,5^\circ\text{C}$$

$$P_2 = 14,6548 \text{ Psi}$$

$$F_v = 8.432,84 \text{ kg/jam}$$

b. Menghitung Laju Alir Volumetrik

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$= 9 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0025 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,088 \text{ ft}^3/\text{s}$$

c. Menghitung Diameter Valve

Untuk menentukan diameter *valve* dihitung dengan Pers. 15 (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991):

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

Di opt = diameter dalam pipa opt (in)

Q = kecepatan volumetric (ft<sup>3</sup>/detik)

$\rho$  = densitas bahan (lb/ft<sup>3</sup>)

Maka,

$$\text{Di opt} = 2,13 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 (Kern D. Q., 1950) didapat :

NPS	= 2,5 in	= 0,0635 m	= 0,001 ft
ID	= 2,469 in	= 0,062 m	= 0,001 ft
OD	= 2,88 in	= 0,073 m	= 0,001 ft
A	= 4,79 in <sup>2</sup>	= 0,121 m <sup>2</sup>	= 0,003 ft <sup>2</sup>
Sch	= 40		

d. Menentukan Bilangan Reynold (N Re)

Bilangan reynold (NRe) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993) pers.4.5-5) :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

Keterangan :

NRe = Bilangan Reynold

P = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

ID = Diameter dalam pipa (m)

v = Kecepatan aliran (m/s)

$\mu$  = Viskositas larutan (kg/m.s)

Dimana :

$$v = Q/A$$

$$= 0,020 \text{ m/s}$$

$$\text{NRe} = 3.434,18$$

$$\text{Roughness, } \varepsilon = 0,0002 \text{ (untuk pipa } \textit{comercial steel})$$

$$\varepsilon / D = 0,0029$$

Dari fig.125 brown didapat  $f = 0,04$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= \frac{H \times \pi \times D^5}{8 \times f \times Q} \\ &= 4.879,59 \end{aligned}$$

Tabel D.056 Spesifikasi Expansion Valve (EV-R02)

Alat	Expansion Valve
Kode	EV-R02
Fungsi	Menurunkan tekanan amonia cair keluaran condenser dari tekanan 1 atm ke tekanan 0,9972 atm.
Kapasitas	9 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Diameter = 2,13 in
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Jumlah	1 buah

6. Tangki Ammonia (TK-R03)

Fungsi :Tempat menyimpan ammonia sebagai refrigerant.

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 0,9972 \text{ atm}$$

Bentuk tangki : Silinder tegak dengan *head* berbentuk *torispherical flanged and dished head* dan *bottom* berbentuk plat datar (*flat*).

a. Menentukan kapasitas tangki

$$\text{Laju alir amonia} = 6.135,38 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 207,71 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Vol tangki} = 29,53 \text{ m}^3$$

$$= 1.043,12 \text{ ft}^3$$



b. Menentukan diameter dan tinggi tangki

$$\frac{H}{D} < 2 \quad (\text{Tabel 4.27 (Ulrich, 1984)})$$

$$\frac{H}{D} = 1,3 \text{ sehingga } H = 1,3 D$$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s$$

$$1.043,12 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s$$

$$\text{Didapat, } D = 10,07 \text{ ft} = 3,07 \text{ m}$$

$$H = 13,09 \text{ ft} = 3,99 \text{ m}$$

c. Menghitung tekanan desain tangki

$$P_{\text{operasi}} = 12 \text{ atm} = 176,4 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \times H}{144}$$
$$= 1,17 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 – 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson & Richardson, 1983).

Tekanan desain diambil 10% di atas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$
$$= 1,1 \times (176,4 + 1,17)$$
$$= 178,75 \text{ psi}$$

d. Menentukan tebal *shell*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$t_s$  = tebal *shell*, in

$P$  = tekanan dalam tangki, psi

$f$  = *allowable stress*, psi

$r_i$  = jari-jari *shell*, in

$E$  = efisiensi pengelasan

$c$  = faktor korosi, in

Bahan yang digunakan untuk tangki *Low Alloy Steel* dengan sambungan *double welded butt joint*.

$f$  = 18750 psi

$E$  = 80% (*double-welded butt joint*) (Brownell & Young, 1959) Tabel 13.2)

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga,

$$t = 0,486 \text{ in}$$

Digunakan tebal dinding standar:  $t_s = 1/2 \text{ in}$

e. Menentukan tinggi *head*, OA

Dari table 5-6 Brownell & Young, untuk  $t_h = 2 \text{ in}$  diperoleh nilai  $sf = 1,5-4,5$  dipilih panjang *straight flange*,  $sf = 2 \text{ in}$ .

Untuk menentukan OA dipergunakan penjelasan gambar diatas

$$OA = t_h + b + sf \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$b = 22,22 \text{ in}$$

Maka,

$$OA = 0,48 + 22,22 + 2$$

$$= 24,71 \text{ in}$$

$$= 0,62 \text{ m}$$

$$= 2,05 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = H_s + 2.H_d$$

$$= 17,21 \text{ ft}$$

$$= 5,24 \text{ m}$$

Tabel D.057 Spesifikasi Tangki Amonia (TK-R03)

Alat	Tangki ammonia
Kode	TK-R03
Fungsi	Tempat penyimpanan ammonia untuk keperluan refrigerant
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	1.043,12 ft <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 10,07 ft Tinggi tangki (H) = 13,09 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in

Tekanan desain	178,75 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

F. Unit Pembangkit Listrik

6. Listrik Untuk Proses

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses tercantum dalam tabel berikut:

Tabel D.058 Kebutuhan listrik untuk keperluan proses

No.	Nama Alat	Daya (Hp)	Jumlah	Total (Hp)
1	BC-L02	0,34	1	0,34
2	BE-L03	0,51	1	0,51
3	JC-L05	4,54	2	9,08
4	BC-L06	0,34	2	0,68
5	RK-L07	96,55	1	96,55
6	BL-L08	15,377	4	61,508
7	CO-L09	81,99	1	81,99
8	BL-L10	25,249	4	100,996
9	SC-L11	0,92	1	0,92
10	BE-L12	0,412	1	0,412
11	ST-L15	43,97	1	43,97
12	PP-L16	1,91	1	1,91
13	ST-L17	42,27	1	42,27
14	PP-L18	1,91	1	1,91
15	ST-L19	41,66	1	41,66
16	PP-L20	1,91	1	1,91
17	RDVF-L21	12,83	1	12,83
18	PP-L23	1,75	1	1,75
19	PP-L24	0,14	1	0,14
20	KP-L25	5,83	1	5,83
21	PP-L27	2,51	1	2,51

22	RDVF-L28	17,42	1	17,42
23	PP-L29	2,36	1	2,36
24	PP-L30	0,135	1	0,135
25	CF-L31	7,5	1	7,5
26	PP-L32	0,56	1	0,56
27	SC-L33	1,38	1	1,38
28	BL-L34	37,91	4	151,64
29	RD-L36	95,02	1	95,02
30	SC-L37	1,34	1	1,34
31	BM-L38	7	1	7
Total				794,03

Total kebutuhan listrik untuk proses adalah 794,03 hp atau 592,1 kW

#### 7. Listrik untuk Utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas tercantum dalam tabel berikut:

Tabel D.059 Kebutuhan listrik untuk Utilitas

No	Nama Alat	Hp hitung	Jumlah	Total
1	BP-U02	8,07	2	16,14
2	CT-U09	9,17	1	9,17
3	TK-U17	0,93	1	0,93
4	TK-U16	0,50	1	0,50
5	TK-U19	0,16	1	0,16
6	TK-U20	0,16	1	0,16
7	TK-U22	1,27	1	1,27
8	TK-U21	0,35	1	0,35
9	TK-U23	0,50	1	0,50
10	TK-U18	0,00348784	1	0,00
11	PU-U01	3,54	6	21,24
12	PU-U02	2,25	6	13,48
13	PU-U03	0,0037	1	0,004
14	PU-U04	0,0017	1	0,002

15	PU-U05	0,002	1	0,002
16	PU-U06	3,54	6	21,24
17	PU-U07	3,54	6	21,23
18	PU-U08	3,54	6	21,23
19	PU-U09	3,39	4	13,58
20	PU-U10	0,01	1	0,01
21	PU-U11	0,78	2	1,56
22	PU-U12	0,07	1	0,07
23	PU-U13	0,68	2	1,35
24	PU-U14	0,78	2	1,56
25	PU-U15	0,000828	1	0,00083
26	PU-U16	0,000828	1	0,00083
27	PU-U17	0,000044	1	0,00004
28	PU-U18	0,000015	1	0,00001
29	PU-U19	1,12	2	2,23
30	PU-U20	0,77	2	1,54
31	PU-U21	0,770	2	1,541
32	PU-U22	0,002	1	0,002
33	PU-U23	1,35	1	1,35
34	PU-U24	0,34	2	0,69
35	BL-S02	3,44	2	6,88
36	BL-S03	2,16	1	2,16
37	KP-R01	0,01	1	0,01
Total				162,15

Total kebutuhan listrik untuk utilitas adalah 162,15 hp atau 120,91 kW.

#### 8. Listrik untuk Penerangan

Dari Perry's 25-75 diperoleh range 7-25% dari kebutuhan listrik pabrikasi untuk penerangan. Jika dipilih range 10%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 0,1 \times 592,1 \text{ kW} \\ &= 59,21 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah listrik total} &= \text{L. Penerangan} + \text{L. Proses} + \text{L. Utilitas} \\ &= 59,21 \text{ kW} + 592,1 \text{ kW} + 120,91 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$= 772,23 \text{ kW}$$

Energi listrik dihasilkan dari generator, dimana energi listrik dihasilkan dari perubahan energi kimia menjadi energi mekanik, kemudian perubahan energy mekanik menjadi energi listrik.

$$E_K = E_M = E_L$$

Energi kimia tersebut berupa bahan bakar solar. Efisiensi mesin untuk mengkonversi energi kimia menjadi energi mekanik sebesar 80%. Generator yang digunakan memiliki efisiensi 80 %, Energi listrik output yang harus dihasilkan oleh generator sebesar 944,72 kW, maka energi mekanik yang harus dihasilkan oleh mesin yaitu sebesar :

Misal  $x$  = Energi mekanik input

$$\eta = \frac{\text{Energi listrik output}}{\text{Energi mekanik input}} \times 100\%$$

$$= \frac{943,09 + (20\% \text{kebutuhan})}{x} = 0,8$$

$$x = 815,48 \text{ kW}$$

$$= 2.782.540,42 \text{ Btu/jam}$$

Jadi energi mekanik yang terkonversi adalah sebesar 2.782.540,42 Btu/jam.

Spesifikasi Generator :

- Tipe : AC Generator
- Kapasitas : 800 kW
- Tegangan : 220 V
- Efisiensi : 80 %
- Bahan bakar : Solar

Kebutuhan Bahan Bakar

Untuk menjalankan generator digunakan bahan bakar yaitu:

Jenis bahan bakar : Solar

*Heating value* (f) : 18800 Btu/lb

s.g solar : 0,8691

$\rho$  solar : 54,31 lb/ft<sup>3</sup>

c. Boiler

$$\text{Kapasitas boiler (Q)} = 11.257.868.94 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa bahan bakar yang dibutuhkan} = \frac{Q_{\text{boiler}}}{\eta \times f}$$

$$\begin{aligned}
 &= 748,52 \text{ lbm/jam} \\
 \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= 13,78 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 390,27 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

d. Generator

Diketahui efisiensi mesin untuk mengkonversi energi kimia menjadi energi mekanik sebesar 80%,

$$\text{Kapasitas input generator} = 2.782.540,42 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan solar} &= \frac{\text{Kapazität input}}{\eta \times \rho \times \text{heating value}} \\
 &= 3,40 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 96,46 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Kebutuhan Bahan bakar} &= 390,27 \text{ liter/jam} + 96,46 \text{ liter/jam} \\
 &= 486,73 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

9. Tangki Solar (TS-F01)

Fungsi : Menampung bahan bakar solar untuk kebutuhan generator dan boiler pada tekanan 1 atm

Tipe Tangki : Silinder tegak (vertikal)

a. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 7 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapazität} &= 486,73 \text{ liter/jam} \\
 &= 0,48 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 17,18 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ solar} = 54,310 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} &= 17,18 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam /hari} \\
 &= 2.887,76 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

*Safety factor* = 20% (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 1,2 \times V_{\text{solar}} \\
 &= 3.526,62 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 (Ulrich, 1984), dimana:

$$H_s/D < 2 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Rasio  $H_s/D$  yang dipilih = 1,8 sehingga  $H_s = 1,8 D$

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

Sehingga,

$$D = 16,40 \text{ ft}$$

Diambil standar  $D = 17 \text{ ft} = 204 \text{ in} = 5,18 \text{ m}$

$$H_s = 29,52 \text{ ft} = 354,33 \text{ in} = 9,05 \text{ m}$$

c. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan desain dicari dengan persamaan :

$$\begin{aligned} P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 \text{ psi} + \frac{\rho \left(\frac{g}{g_l}\right) H_l}{144} \quad (\text{pers 3.17 (Brownell \& Young, 1959)}) \\ &= 25,45 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson & Richardson, 1983). Tekanan desain yang dipilih 10% di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times 25,45 \text{ psi} \\ &= 28,00 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal dan panjang *Shell*

1) Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f e - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan dalam tangki = 28 psi

Bahan yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade*

$C$

$f$  = *Allowable stress* = 12650 psi

(Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959))

$r_i$  = Jari-jari dalam tangki, in

$E$  = Efisiensi pengelasan = 80 % (0,8)

(tipe *double welded butt joint*) (Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959))

$C$  = Faktor korosi = 0,125 /10 tahun



(Tabel 6, (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

Menghitung ketebalan *shell* (ts) pada plat 1, Hs = 29,50 ft. :

Diperoleh:

$$t_s = 0,407 \text{ in}$$

Diambil ts standar = 1/2 in

## 2) Desain *Head* (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah *conical* (konis). Diameter tangki 15 ft ( $\leq 60$  ft), oleh karena itu dapat digunakan atap tanpa penyangga (*self supporting conical roof*). Untuk *self supporting conical roof*, digunakan plat dengan tebal 3/8 in dengan pengelasan jenis *double weld full-fillet joint*. Selanjutnya diperiksa besar sudut elemen konis dengan horizontal. Besar sudut tersebut dihitung dengan persamaan:

$$\min \sin \theta = \frac{D}{430 t} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Dengan:

$\theta$  = sudut elemen konis dengan horizontal

D = diameter tangki, ft

t = tebal konis, in

digunakan tebal konis 1/2 in = 0,5 in

$$\sin \theta = 0,079$$

$$\theta = 4,56^\circ$$

Pemeriksaan *compressive stress* yang diijinkan:

$$f_{\text{allowable}} = 1,5 \times 10^6 t/r \leq 1/3 \text{ yield point}$$

(Pers. 2,25 (Brownell & Young, 1959))

Keterangan:

$f_{\text{allowable}}$  = *compressive stress* yang diizinkan, psi

r = jari-jari lekukan, in

$$r = \frac{6D}{\sin \theta} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$r = 15.480 \text{ in}$$

*Yield point* = 30000 psi (Brownell & Young, 1959)

$$f_{\text{allowable}} = 48,449 \text{ psi} < 30000 \text{ psi}$$

sehingga tebal 1/2 in dapat digunakan.

Tinggi *head* dapat dihitung dengan korelasi sudut pada gambar di atas

$$\tan \theta = \frac{h}{D/2}$$

$$h = \tan (5,3^\circ) \times (11/2)$$

$$h = 0,78 \text{ ft} = 0,24 \text{ m}$$

Tinggi Total,

$$H_t = H_s + H \text{ head}$$

$$H_t = 29,50 \text{ ft} + 0,78 \text{ ft}$$

$$= 30,31 \text{ ft} = 9,24 \text{ m}$$

e. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal 1/2 in.

Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell & Young, 1959).

1) Tegangan kerja pada bottom :

a. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh bahan bakar.

$$S_1 = \frac{w}{\frac{1}{4}\pi D^2} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$S_1$  = *Compressive stress* (psi)

w = Jumlah NaOH (lbm)

Di = Diameter dalam *shell* (in)

$\pi$  = konstanta (= 3,14)

Maka  $S_1 = 5,76$  psi

b. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X\rho_s}{144} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

$S_2$  = *Compressive stress* (psi)

X = Tinggi tangki (ft)

$\rho$  = Densitas *shell* (lbm/ft<sup>3</sup>)

$\mu$  = konstanta (3,14)

X = Tinggi total

$\rho_s$  = 490 lbm/ft<sup>3</sup> untuk material *steel* (Brownell & Young,

1959)  $\pi$  = konstanta (3,14)

Maka :

$S_2 = 103,15$  psi

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$S_t = S_1 + S_2$

= 108,92 psi

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$S_t <$  tegangan bahan plat (f)  $\times$  efisiensi pengelasan (E)

108,92 psi  $<$  (18750 psi)  $\times$  (0,8)

108,92 psi  $<$  15000 psi (memenuhi)

Tabel D.060 Spesifikasi Tangki Solar (TS-F01)

Alat	Tangki solar
Kode	TS-F01
Fungsi	Menampung bahan bakar solar untuk kebutuhan generator dan boiler
Bentuk	Silinder tegak (vertikal)
Kapasitas	3.526,62 ft <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 17 ft Tinggi tangki (H) = 30,31 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in
Tekanan desain	28,00 psi
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

#### 10. Tangki Fuel Gas

Fungsi : Menyimpan bahan bakar *Fuel Gas* selama dua hari

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder Horizontal dengan sisi berbentuk *ellipsoidal*.

Data – data desain :

Tekanan (P) : 1 atm

Temperatur (T) : 193,608 K

Lama Persediaan : 2 hari

Densitas ( $\rho$ ) : 425,6499 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir massa : 1.091,88 kg/jam

Laju alir volumetrik : 2,56 m<sup>3</sup>/jam

a. Kapasitas Tangki,  $V_T$

$$\begin{aligned}\text{Volume 2 tangki} &= \frac{w \times f \times 24 \text{ jam/hari}}{n} \\ &= 61,56 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 10% (Peters, Timmerhaus, & West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991)

Sehingga

$$V \text{ tangki} = 1,1 \times V_t$$

$$V \text{ tangki} = 67,72 \text{ m}^3$$

b. Diameter Tangki,  $D_T$

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan tutup *ellipsoidal*.

- Volume tangki

$$V_T = V_S + 2V_H$$

- Volume silinder

$$V_S = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 H$$

Dengan  $H = 0,5 D$

- Volume Head

$$V_h = \frac{\pi D^3}{24}$$

- Volume Total

$$V_T = \frac{1}{8} \pi D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$V_T = \frac{1}{6} \pi D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter Tangki, } D_T = \left( \frac{6V_T}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_T = 5,05 \text{ m}$$

$$= 199,13 \text{ in}$$

$$H = 2,52 \text{ m}$$

$$= 99,56 \text{ in}$$

c. Tebal Dinding Tangki

$$t = \frac{P \cdot r_i}{2(S e - 0,6 P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

t = Ketebalan dinding *shell*, in

Pd = Tekanan desain, psi

ri = Jari-jari tangki, in

S = Nilai tegangan material, psi (digunakan material *Carbon steel SA 285 Grade C*

$$= 13750 \text{ psi}$$

E = Efisiensi sambungan, dengan radiograp (spot)

$$= 0,8, \text{ jenis sambungan las : } \textit{single-butt weld}$$

CA = Korosi yang diizinkan (*corrosion allowance*)

$$= 0,125 \text{ in}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson & Richardson, 1983).

Tekanan desain diambil 10 % diatas tekanan operasinya.

Tekanan desain pada tangki :

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + \frac{\rho \left( \frac{g}{gl} \right) H L}{144} \quad (\text{pers 3.17 (Brownell \& Young, 1959)})$$

$$= 24,52 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 43,14 \text{ psi}$$

$$= 2,93 \text{ atm}$$

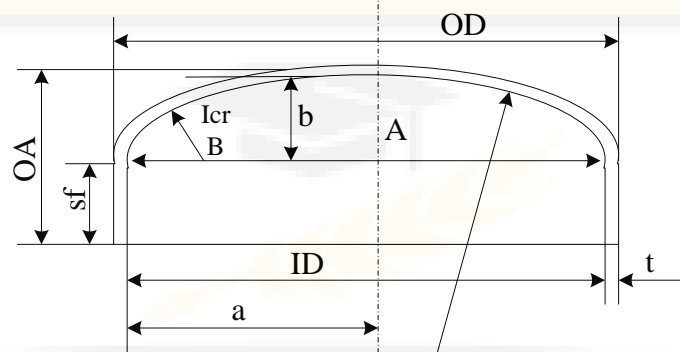
Maka didapat tebal tangki;

$$t_T = 0,32 \text{ in}$$

digunakan tebal plat standar : 7/16 in (Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959))

*Head* dan panjang tangki

Sketsa *head* tangki bahan bakar :



Gambar D.009 *Torispherical Flanged*

Keterangan :

$t_h$  = tebal *head*, in

$irc$  = *inside corner radius*, in

$rc$  = *radius of dish*, in

OD = *outside diameter*, in

ID = *inside diameter*, in

$b$  = *depth of dish*, in

OA = *overall dimension*, in

sf = *standard straight flange*, in

Bahan yang dipakai : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Menentukan *inside radius corner* ( $irc$ ) dan *corner radius* ( $rc$ ).

$$OD = ID + 2t$$

$$= 199,77 \text{ in}$$

Dibulatkan menjadi 236 in untuk menentukan  $irc$  &  $rc$

Maka berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959):

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 12 \frac{1}{4} \text{ in}$$

maka :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \text{ (Pers. 7.76 (Brownell \& Young, 1959))}$$

$$= 1,68 \text{ in}$$

Tebal *head* minimum dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_h = \frac{P r c w}{2 f e^{-0,2 P}}$$

$$= 0,73 \text{ in}$$

dipakai tebal *head* standar 7/8 in

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(Brownell & Young, 1959)

$$b = 38,62 \text{ in}$$

$$OA = t_h + b + sf \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$= 41,35 \text{ in}$$

Panjang total tangki

$$\text{Panjang total tangki} = H + 2.OA$$

$$= 99,56 \text{ in} \times (2 \times 41,35 \text{ in})$$

$$= 140,92 \text{ in} = 3,57 \text{ m}$$

Tabel D.061 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Fuel Gas (TS-002)

Alat	Tangki Penyimpanan Fuel Gas
Kode	T-01
Fungsi	Menyimpan <i>Fuel Gas</i> untuk kebutuhan dua hari yang akan digunakan di Rotary Kiln.
Bentuk	Silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>ellipsoidal</i> .
Kapasitas	67,72 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter shell (D) = 5,05 m

	Tinggi tangki (H) = 2,52 m Tebal shell (ts) = 7/16 in
Tekanan desain	43,14 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 buah

Untuk limbah proses slurry akan ditampung di sebuah bak dan slurry tersebut dapat dijual.

1. Bak Penampungan (BL-01)

Fungsi : Menampung dan mengendapkan slurry keluaran dari alat proses

Jenis : Bak *rectangular*.

Jumlah *slurry* = 7.619,41 kg/jam

Over design 10% = 761,94 kg/jam

Jumlah total = 8,38 m<sup>3</sup>/jam = 295,98 ft<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal 1-8 jam

Digunakan waktu tinggal 1,5 jam

Ukuran volume bak = 1,1 x jumlah air sungai x 1,5 jam  
= 13,82 m<sup>3</sup>/jam

Luas permukaan bak (A) =  $Q_c / O.R$

Dimana:

A = luas permukaan bak

$Q_c$  = laju *slurry* m<sup>3</sup>/jam

O.R = Overflow rate, 500-1000 gal/jam.ft<sup>2</sup>

Digunakan 500 gal/jam.ft<sup>2</sup>

Maka:

A = 4,42 ft<sup>2</sup>

Dipilih bak dengan ukuran :

Kedalaman bak (d) = 7-16 ft jam

Kedalaman (d) = 7 ft

= 2,13 m



$$\begin{aligned} \text{Lebar (w)} &= (V/4d)^{1/2} \\ &= 3,25 \text{ ft} \\ &= 0,99 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang (l)} &= 4w \\ &= 13,00 \text{ ft} \\ &= 3,96 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel D.062 Spesifikasi Bak Penampung (BL-01)

Alat	Bak Sedimentasi
Kode	BL-01
Fungsi	Menampung dan mengendapkan slurry keluaran dari alat proses
Bentuk	Bak <i>rectangular</i>
Kapasitas	13,82 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 3,96 m Lebar = 0,99 m Kedalaman = 2,13 m
Jumlah	1 buah

## LAMPIRAN E

### EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal Keseluruhan (*Total Capital Investment*)
  - Modal tetap (*Fixed capital*)
  - Modal kerja (*Working capital*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - Biaya produksi langsung (*Direct production cost*)
  - Biaya produksi tetap (*Fixed charges*)
  - *Plant overhead*
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan
  - Keuntungan (*Profitability*)
  - *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF)
  - *Percent Return On Investment* (ROI)
  - *Pay Out Time* (POT)
  - *Break Even Point* (BEP)
  - *Shut Down Point* (SDP)

Basis (asumsi) perhitungan diambil :

1. Kapasitas produksi 115.000 ton/tahun.
2. Pabrik beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Usia ekonomi pabrik 10 tahun.
4. Masa konstruksi pabrik selama 3 tahun. Konstruksi dilakukan mulai pada tahun 2023 sampai akhir tahun 2025. Sedangkan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2026.
5. Untuk tahun pertama sampai keempat konstruksi dikeluarkan investasi sebesar 65%, 35%, dan 10%.
6. Nilai rongsokan (*salvage value*) sama dengan nol.
7. Biaya kerja (*working capital*) pada tahun kedua konstruksi.

8. Nilai kurs US \$1 pada tahun 2023= Rp 17.218,73 (Limited, 2020)
9. Kapasitas produksi tahun pertama sebesar 65% dari kapasitas pra rancangan, tahun kedua 85%, tahun ketiga dan seterusnya 100%.
10. Suku bunga pinjaman bank sebesar 15% untuk mata uang US\$ dan konstan selama 10 tahun pabrik beroperasi.
11. *Chemical Engineering Indeks* (CE Indeks) tahun 2023 adalah 647,29. Harga-harga peralatan pabrik menggunakan referensi Ulrich yang dibuat pada tahun 1982 dengan nilai CE Indeks 315, Timmerhaus yang dibuat pada tahun 1990 dengan nilai CE indeks 356 dan website matche.com yang dibuat pada tahun 2014 dengan nilai CE indeks 590,08.
12. Metode yang digunakan dalam melakukan analisa ekonomi adalah metoda linier dan *Discounted Cash Flow* (DCF).

#### A. Perkiraan Harga Alat

Harga Peralatan dihitung dengan indeks harga:

$$C_x = C_y \times \frac{I_x}{I_y}$$

Keterangan:

$C_x$  = harga alat pada tahun x

$C_y$  = harga alat pada tahun y

$I_x$  = indeks harga pada tahun x

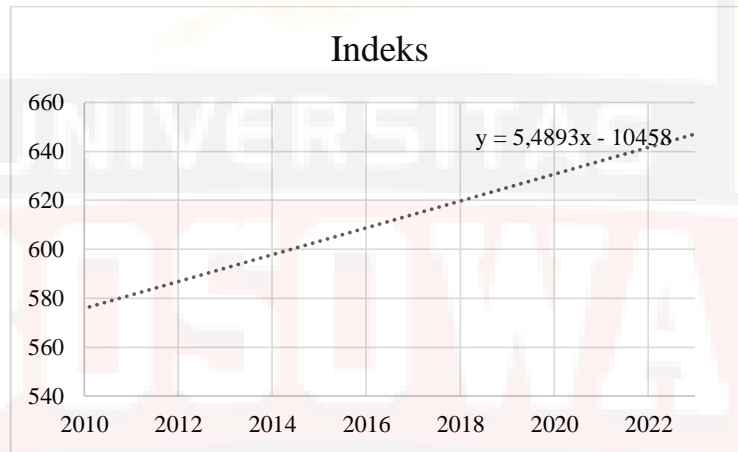
$I_y$  = indeks harga pada tahun y

Indeks harga peralatan tertera pada tabel berikut.

Tabel E.02 Indeks harga peralatan beberapa tahun

Tahun	Indeks
2009	596,8
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	590,08

2015	612,8
2016	635,5
2017	629,6
2018	603,1
2019	619,2
2020	630,928
2021	636,38
2022	641,84
2023	647,30



Gambar E.01 Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan asumsi bahwa perubahan harga indeks peralatan tiap tahun terjadi secara linier maka dengan pendekatan linier diperoleh indeks harga peralatan pada tahun 2023 adalah 647,30.

Tabel E.02 Harga Peralatan Proses

No	Alat	Harga (\$)	Jumlah	Total (\$)	Harga 2023 (\$)
1	BC-L02	29.700,00	1	29.700,00	32.579,87
2	BE-L03	12.300,00	1	12.300,00	13.492,67
3	HO-L04	12.400,00	1	12.400,00	13.602,37
4	JC-L05	51.000,00	2	102.000,00	209.601,00
5	BC-L06	2.000,00	2	4.000,00	8.219,65

6	RK-L07	210.000,00	1	210.000,00	431.531,47
7	BL-L08	14.000,00	4	56.000,00	115.075,06
8	CO-L09	21.000,00	1	21.000,00	43.153,15
9	BL-L10	18.851,75	4	75.406,98	154.954,70
10	SC-L11	5.300,00	1	5.300,00	10.891,03
11	BE-L12	10.800,00	1	10.800,00	11.847,22
12	HO-L13	11.700,00	1	11.700,00	12.834,49
13	HE-L14	11.300,00	1	11.300,00	23.220,50
14	ST-L15	22.000,00	1	22.000,00	24.133,23
15	PP-L16	3.125,57	1	3.125,57	3.428,65
16	ST-L17	22.000,00	1	22.000,00	24.133,23
17	PP-L18	3.125,57	1	3.125,57	3.428,65
18	ST-L19	22.000,00	1	22.000,00	24.133,23
19	PP-L20	2.300,00	1	2.300,00	2.523,02
20	RDVF-L21	99.800,00	1	99.800,00	109.477,12
21	CO-L22	21.000,00	1	21.000,00	43.153,15
22	PP-L23	2.965,74	1	2.965,74	3.253,31
23	PP-L24	651,61	1	651,61	714,79
24	KP-L25	2.300,00	1	2.300,00	4.726,30
25	R-L26	31.000,00	1	31.000,00	56.365,77
26	PP-L27	3.682,26	1	3.682,26	4.039,31
27	RDVF-L28	99.800,00	1	99.800,00	109.477,12
28	PP-L29	3.548,60	1	3.548,60	3.892,69
29	PP-L30	637,54	1	637,54	699,36
30	CF-L31	28.000,00	1	28.000,00	50.911,02
31	PP-L32	1.497,00	1	1.497,00	1.642,16
32	SC-L33	5.300,00	1	5.300,00	9.636,73
33	BL-L34	24.057,88	4	96.231,52	105.562,62
34	HE-L35	11.000,00	2	22.000,00	45.208,06

35	RD-L36	18.000,00	1	18.000,00	36.988,41
36	SC-L37	5.000,00	1	5.000,00	10.274,56
37	BM-L38	5.800,00	1	5.800,00	11.918,49
38	SP-L39	2.400,00	1	2.400,00	4.931,79
Total (\$)					1.777.678,93
Total (Rp)					30.609.391.268,54

Tabel E.03 Harga peralatan utilitas

No	Alat	Harga (\$)	Jumlah	Total (\$)	Harga 2023 (\$)
1	BS-U01	700,00	2,00	1.400,00	2.876,88
2	BP-U02	400,00	2,00	800,00	1.643,93
3	CA-U03	19.000,00	2,00	38.000,00	78.086,65
4	SF-U04	2.000,00	2,00	4.000,00	8.219,65
5	TF-U05	19.000,00	2,00	38.000,00	78.086,65
6	AD-U06	27.000,00	1,00	27.000,00	55.482,62
7	AH-U07	900,00	1,00	900,00	1.849,42
8	HB-U08	8.500,00	1,00	8.500,00	17.466,75
9	CT-U09	42.000,00	1,00	42.000,00	86.306,29
10	CB-U10	8.500,00	1,00	8.500,00	17.466,75
11	CE-U11	5.100,00	1,00	5.100,00	10.480,05
12	AE-U12	5.100,00	1,00	5.100,00	10.480,05
13	AN-U13	5.100,00	1,00	5.100,00	10.480,05
14	DE-U14	3.900,00	1,00	3.900,00	8.014,16
15	AB-U15	54.000,00	1,00	54.000,00	59.236,12
16	TK-U16	46.053,85	1,00	46.053,85	50.519,47
17	TK-U17	56.108,25	1,00	56.108,25	61.548,80
18	TK-U18	44.884,36	1,00	44.884,36	49.236,58
19	TK-U19	29.177,04	1,00	29.177,04	32.006,19
20	TK-U20	29.177,04	1,00	29.177,04	32.006,19
21	TK-U21	61.304,38	1,00	61.304,38	67.248,76
22	TK-U22	7.427,38	1,00	7.427,38	8.147,58

23	TK-U23	39.337,17	1,00	39.337,17	43.151,50
24	TP-U24	12.945,37	1,00	12.945,37	14.200,62
25	PU-U01	4.500,00	6,00	27.000,00	55.482,62
26	PU-U02	3.425,14	6,00	20.550,86	42.230,21
27	PU-U03	72,99	1,00	72,99	149,99
28	PU-U04	46,71	1,00	46,71	95,98
29	PU-U05	49,17	1,00	49,17	101,05
30	PU-U06	4.500,00	6,00	27.000,00	55.482,62
31	PU-U07	4.499,44	6,00	26.996,62	55.475,67
32	PU-U08	4.498,63	6,00	26.991,76	55.465,68
33	PU-U09	4.413,11	4,00	17.652,43	36.274,18
34	PU-U10	142,52	1,00	142,52	292,86
35	PU-U11	1.734,46	2,00	3.468,91	7.128,31
36	PU-U12	442,90	1,00	442,90	910,12
37	PU-U13	1.676,60	2,00	3.353,20	6.890,52
38	PU-U14	1.734,46	2,00	3.468,91	7.128,31
39	PU-U15	40,48	1,00	40,48	83,18
40	PU-U16	40,48	1,00	40,48	83,18
41	PU-U17	4,91	1,00	4,91	10,08
42	PU-U18	2,62	1,00	2,62	5,39
43	PU-U19	2.153,97	2,00	4.307,94	8.852,44
44	PU-U20	1.812,62	2,00	3.625,25	7.449,57
45	PU-U21	73,58	1,00	73,58	151,19
46	PU-U22	1.117,21	2,00	2.234,42	4.591,53
47	PU-U23	2.542,65	1,00	2.542,65	5.224,93
48	PU-U24	1.812,62	2,00	3.625,25	7.449,57
49	BO-S01	322.500,00	1,00	322.500,00	353.771,26
50	BL-S02	5.700,86	2,00	11.401,71	12.507,28
51	BL-S03	4.311,99	1,00	4.311,99	4.730,10
52	AD-S04	2.400,00	1,00	2.400,00	4.931,79
53	CP-R01	90,00	1,00	90,00	184,94

54	TK-R03	33.649,45	1,00	33.649,45	69.146,65
55	TS-F01	57.775,55	1,00	57.775,55	118.723,65
56	TG-F02	61.518,10	2,00	307.590,51	632.071,36
57	GE-U01	510.000,00	1,00	510.000,00	1.049.624,04
Total (\$)					3.408.964,96
Total (Rp)					58.698.081.281,90

Total harga peralatan = Alat Proses + Alat Utilitas  
= Rp 89.307.472.550,44

## B. Capital Investment

### 1. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik (belum beroperasi). *Fixed Capital Investment* terdiri dari biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*).

#### a. Direct Cost (DC)

*Direct cost* atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi :

##### 1) Biaya Pembelian Alat (*Purchase Equipment Delivered, PEC*)

Adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya ini terdiri dari :

Biaya transportasi sampai di pelabuhan

$$= 10\% \times EC$$

$$= 10\% \times Rp 89.307.472.550,44$$

$$= Rp 8.930.747.255,04$$

Asuransi pengangkutan

$$= 0,7\% \times EC$$

$$= 0,7\% \times Rp 89.307.472.550,44$$

$$= Rp 625.152.307,85$$

Transportasi ke lokasi

$$= 5\% \times EC$$

$$= 5\% \times Rp 89.307.472.550,44$$

$$= Rp 4.465.373.627,52$$

Total pembelian alat (PEC) = Rp 103.328.745.740,86

##### 2) Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)



Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium, biaya konstruksi dan faktor lain yang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25 – 55 % dari biaya peralatan, diambil sebesar 40 %.

$$\begin{aligned}\text{Pemasangan} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86 \\ &= \text{Rp } 41.331.498.296,34\end{aligned}$$

3) Biaya Instrumentasi dan Kontrol (*Instrumentation and Control Cost*)

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 6 – 30 % dari harga total peralatan, diambil sebesar 20 %.

$$\begin{aligned}\text{Instrumentasi} &= 20\% \text{ PEC} \\ &= 20\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86 \\ &= \text{Rp } 20.665.749.148,17\end{aligned}$$

4) Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve, fitting*, pipa, penyangga, dan lainnya yang termasuk dalam pemancangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10 – 80 % dari biaya peralatan, diambil 60 %.

$$\begin{aligned}\text{Perpipaan} &= 60\% \times \text{PEC} \\ &= 60\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86 \\ &= \text{Rp } 61.997.247.444,52\end{aligned}$$

5) Biaya instalasi listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu, dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10 – 40 % dari total biaya peralatan, diambil sebesar 30 %.

$$\text{Listrik} = 30\% \text{ PEC}$$

$$= 30\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86$$

$$= \text{Rp } 30.998.623.722,26$$

6) Biaya Bangunan (*Building Including Services*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri biaya pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemancangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10 – 70 % dari biaya total alat, diambil sebesar 60 %.

$$\text{Bangunan} = 60\% \text{ PEC}$$

$$= 60\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86$$

$$= \text{Rp } 61.997.247.444,52$$

7) Pengembangan Lahan (*Yard Improvement*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya sekitar 40 – 100 % dari total biaya peralatan diambil sebesar 90 %.

$$\text{Yard improvement} = 90\% \times \text{PEC}$$

$$= 90\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86$$

$$= \text{Rp } 92.995.871.166,77$$

8) *Service Facilities*

Besarnya biaya untuk *service facilities* berkisar antara 30 – 80 % dari total biaya alat. Diambil sebesar 70 %.

$$\text{Service facilities} = 70\% \text{ PEC}$$

$$= 70\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86$$

$$= \text{Rp } 51.664.372.870,43$$

9) Tanah (*Land*)

Biaya untuk tanah dan survey tergantung pada lokasi properti dan dapat bervariasi oleh faktor biaya per hektar. Untuk industri jumlahnya sekitar 4 – 8 % dari total biaya alat, diambil sebesar 8 %.

$$\text{Tanah} = 8\% \text{ PEC}$$

$$= 8\% \times \text{Rp } 103.328.745.740,86$$

$$= \text{Rp } 8.266.299.659,27$$

Total *Direct Cost* (DC) = Rp 473.245.655.493,14

b. *Indirect Cost* (IC)

*Indirect cost* atau biaya tidak langsung meliputi :

1) Biaya teknik dan supervisi (*engineering and supervision cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksi dan biaya teknik, *travel*, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5 – 35 % dari biaya langsung, diambil sebesar 10%.

$$\begin{aligned}\text{Teknik dan supervisi} &= 10 \% \text{ DC} \\ &= 10 \% \times \text{Rp } 473.245.655.493,14 \\ &= \text{Rp } 47.324.565.549,31\end{aligned}$$

2) Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 6 – 30 % dari biaya langsung, diambil sebesar 20 %.

$$\begin{aligned}\text{Konstruksi} &= 20 \% \text{ DC} \\ &= 20 \% \times \text{Rp } 473.245.655.493,14 \\ &= \text{Rp } 94.649.131.098,63\end{aligned}$$

3) Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga, seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi, dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5 – 15 % dari total FCI, diambil sebesar 8 %.

$$\text{Biaya tak terduga} = 8 \% \text{ FCI}$$

Total *Indirect Cost*

$$\begin{aligned}&= \text{Rp } 47.324.565.549,31 + \text{Rp } 94.649.131.098,63 + 8\% \text{ FCI} \\ &= \text{Rp } 141.973.696.647,94 + 8\% \text{ FCI}\end{aligned}$$

*Fixed Capital Investment* (FCI)

$$\begin{aligned}\text{FCI} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \\ &= \text{Rp } 473.245.655.493,14 + \text{Rp } 141.973.696.647,94 + \\ &8\% \text{ FCI}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \frac{\text{Rp } 615.219.352.141,08}{(1-0,08)} \\ &= \text{Rp } 668.716.7687.109,08 \\ \text{DC} &= 70,76 \% \text{ FCI (Memenuhi)} \\ \text{IC} &= 29,23 \% \text{ FCI (Memenuhi)} \end{aligned}$$

## 2. Working Capital Investment (WCI)

*Working capital* untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan, (2) stok produk akhir dan produk semi akhir dalam proses yang sedang dibuat (3) uang diterima (*account receivable*), (4) uang ditangan untuk pembayaran bulanan biaya operasi, seperti gaji, upah, dan bahan baku, (5) uang terbayar (*account payable*), dan (6) pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10 – 20 % dari *total capital investment*, diambil sebesar 10 %.

$$\text{WCI} = 10 \% \text{ Total Capital Investment}$$

*Total Capital Investment (TCI)*

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{FCI} + 0,1 \text{ TCI} \\ &= \text{Rp } 668.716.7687.109,08 + 0,1 \text{ TCI} \end{aligned}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 743.018.541.233,19$$

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 0,1 \times \text{Rp } 743.018.541.233,19 \\ &= \text{Rp } 74.301.854.123,32 \end{aligned}$$

## C. Total Production Cost

### 1. Manufacturing Cost (MC)

MC merupakan biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk. *Manufacturing cost* terdiri dari *direct manufacturing cost*, *fixed charges* dan *plant overhead*.

#### a. Direct Manufacturing Cost

Merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasi manufaktur atau pembuatan suatu produk, yang terdiri dari :

##### 1) Bahan Baku (*Raw Material*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah untuk bahan baku yang terlibat dalam proses. Jumlah bahan baku yang harus disuplai per satuan waktu atau per satuan produk dapat ditentukan dari proses perhitungan neraca massa. Berikut perkiraan harga bahan baku pada tahun 2023.

Tabel E.04 Kebutuhan bahan baku proses dan harga

Raw material	kg/jam	Harga (Rp)	Total/tahun (Rp)
Batu kapur	18.675,38	1.025,94	151.746.464.767,59

2) Pekerja Operasi (*Operating Labor*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah biaya pekerja operasi yang nilainya berkisar antara 10 – 20%

TPC, diambil sebesar 10 %.

$$\begin{aligned} \text{Pekerja Operasi (OL)} &= 10 \% \times \text{TPC} \\ &= 0,1 \text{ TPC} \end{aligned}$$

3) *Direct Supervisory*

Sejumlah supervisor langsung dan pekerja pencatat selalu diperlukan untuk operasi manufaktur. Jumlah kebutuhan pegawai ini berhubungan erat dengan jumlah pekerja operasi, kompleksitas operasi, dan standar kualitas produk. Besarnya biaya *direct supervisory* adalah 10 – 25 % OL, diambil sebesar 15 %.

$$\begin{aligned} \text{Direct supervisory} &= 10 \% \times \text{OL} \\ &= 10 \% \times 0,1 \text{ TPC} \\ &= 1,1 \% \text{ TPC} = 0,011 \text{ TPC} \end{aligned}$$

4) Utilitas (*Utilities*)

Biaya untuk utilitas terdiri dari : biaya pengolahan air, biaya pembangkit *steam*, biaya pembangkit listrik dan bahan bakar. Berikut perkiraan harga bahan pembantu utilitas pada tahun operasi.

Tabel E.05 Kebutuhan dan harga bahan pembantu untuk utilitas

Komponen	Kg/tahun	Rp/kg	Rp/tahun
NaOH	5.757.105,70	12.324,02	70.950.688.978,20
Alum	6.085.807,24	8.726,55	53.108.078.937,34
Klorin	6.085.807,24	4.185,18	25.470.201.123,01
Dispersan	106.219,00	4.408,98	468.317.194,09
Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	106.219,00	4.452,32	472.920.949,35
Kaporit	531.095,02	4.185,18	2.222.728.461,96
Asam sulfat	106.219,00	8.904,64	945.841.898,71
Hidrazin	103.434,52	16.028,35	1.657.884.809,40
Silika gel	13.286.037,92	5.342,78	70.984.423.870,13
Amonia	48.592.209,60	11.576,03	562.504.918.098,03
Solar	3.854.974,29	10.136,10	39.074.417.550,75
Fuel gas	35.419.428,00	10.136,10	359.014.980.093,83
Total			1.186.875.401.964,80

5) Perawatan dan Perbaikan (*Maintenance and Repair*)

Biaya perawatan dan perbaikan meliputi biaya untuk pekerja, material, dan supervisor. Biaya tahunan perawatan dan perbaikan untuk industry kimia berkisar 2 – 10 % dari *fixed capital investment*, diambil sebesar 5 %.

$$\begin{aligned} \text{Perawatan} &= 5 \% \text{ FCI} \\ &= 5 \% \times \text{Rp } 668.716.7687.109,08 \\ &= \text{Rp } 33.435.834.355,49 \end{aligned}$$

6) *Operating Supplies*

Dalam beberapa operasi manufaktur, persediaan macam-macam dibutuhkan untuk menjaga fungsi proses secara efisien. Misalnya grafik, pelumas tes bahan kimia, penjagaan persediaan dan lainnya. Biaya tahunan untuk tipe tersebut sekitar 0,5 – 1 % dari *fixed capital investment*, diambil sebesar 1 %.

$$\begin{aligned}
 \text{Operating supplies} &= 1 \% \text{ FCI} \\
 &= 1 \% \times \text{Rp } 668.716.7687.109,08 \\
 &= \text{Rp } 6.687.166.871,10
 \end{aligned}$$

7) Laboratorium (*Laboratory Charges*)

Biaya tes laboratorium untuk kontrol operasi dan untuk kontrol kualitas produk dimasukkan dalam biaya ini. Biaya ini umumnya dihitung dengan memperkirakan jam pekerja yang terlibat dan mengalikannya dengan tingkat yang sesuai. Perhitungan cepat nilainya berkisar 20 – 30 % dari *operating labor*.

$$\begin{aligned}
 \text{Laboratorium} &= 30 \% \times \text{Operating labor} \\
 &= 30 \% \times 0,1 \text{ TPC} \\
 &= 3 \% \text{ TPC} = 0,03 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

Jadi total *Direct Manufacturing Cost* adalah Rp 1.378.744.867.958,95 + 0,141 TPC

b. *Fixed Charges/Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

FMC merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap dari tahun ke tahun serta tidak tergantung pada jumlah produksi.

1) Depresiasi

Merupakan penurunan nilai atau harga dari peralatan atau bangunan seiring berjalannya waktu pemakaian atau penggunaan. Depresiasi ini terdiri dari : depresiasi mesin dan peralatan dan depresiasi bangunan.

$$\begin{aligned}
 \text{Depresiasi mesin dan peralatan} &= 10 \% \text{ FCI} \\
 &= 10 \% \times \text{Rp } 668.716.687.109,08 \\
 &= \text{Rp } 66.871.668,710,99
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Depresiasi bangunan} &= 2 \% \times \text{Building cost} \\
 &= 2 \% \times \text{Rp } 61.997.247.444,52 \\
 &= \text{Rp } 1.239.944.948,89
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total depresiasi} &= \text{Rp } 68.111.613.659,88
 \end{aligned}$$

2) Pajak Lokal (*Local Taxes*)

Nilai pajak lokal properti tergantung pada lokasi utama pabrik dan peraturan/hukum daerah tersebut. Nilai *local taxes* sebesar 1 – 4 % dari *fixed capital investment*, diambil sebesar 4 %.

$$\begin{aligned} \text{Local taxes} &= 4 \% \text{ FCI} \\ &= 4 \% \times \text{Rp } 668.716.7687.109,08 \\ &= \text{Rp } 26.748.667.484.39 \end{aligned}$$

### 3) Asuransi (*Insurance*)

Tingkat asuransi tergantung pada tipe proses yang terjadi/berlangsung pada operasi manufaktur dan tingkat ketersediaan fasilitas keamanan atau perlindungan. Nilainya sekitar 0,4 – 1 % dari *fixed capital investment*.

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 1 \% \text{ FCI} \\ &= 1 \% \times \text{Rp } 668.716.7687.109,08 \\ &= \text{Rp } 6.687.166.871,10 \end{aligned}$$

Jadi, Total *Fixed Charges* = Rp 101.547.448.015,10

### c. *Plant Overhead*

Merupakan biaya untuk keperluan seperti rumah sakit dan pelayanan kesehatan, perawatan umum pabrik, pelayanan keselamatan, fasilitas rekreasi, pensiun, kontrol laboratorium, pengepakan, perlindungan pabrik, fasilitas pengiriman dan penerimaan barang dan sebagainya. Nilai *plant overhead* sekitar 50 – 70 % dari biaya total untuk tenaga operasi, supervise dan perawatan.

$$\begin{aligned} \text{Plant overhead} &= 50 \% (\text{operating labour} + \text{supervisi} + \\ &\text{maintenance}) \\ &= \text{Rp } 16.717.917.177,75 + 0,055 \text{ TPC} \end{aligned}$$

### *Manufacturing cost*

$$\begin{aligned} &= \text{Direct manufacturing cost} + \text{Fixed charges} + \text{Plant overhead} \\ &= \text{Rp } 1.497.010.233.152,07 + 0,1965 \text{ TPC} \end{aligned}$$

### 2. *General Expenses*

Merupakan biaya umum yang termasuk dalam operasi perusahaan. Terdiri dari biaya administrasi, biaya distribusi dan pemasaran, biaya riset dan pengembangan, serta biaya bunga.



a. Biaya Administrasi (*Administrative Cost*)

Biaya administratif termasuk gaji eksekutif dan upah sekretaris, persediaan kantor, penjaga gedung kantor, pengetik dan komunikasi umum. Umumnya besar *administrative cost* ini adalah 15 % dari biaya total untuk tenaga operasi, supervisi dan perawatan atau 2 – 6 % TPC.

Rincian biaya administrasi dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel E.06 Biaya administrasi

General Expenses (GE)				
Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji Total (Rp)	Gaji /tahun (Rp)
Komisaris	1	24.000.000	24.000.000	288.000.000
Direksi	4	15.000.000	60.000.000	720.000.000
Manager	5	10.000.000	50.000.000	600.000.000
Staf ahli	10	8.000.000	80.000.000	960.000.000
Karyawan shift				
Proses & utilitas	50	4.000.000	200.000.000	2.400.000.000
QC	10	4.000.000	40.000.000	480.000.000
Security	10	1.500.000	15.000.000	180.000.000
Karyawan non shift				
Staf Humas	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Staf kepegawaian	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Keuangan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Impor & Ekspor	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemeliharaan	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Pemasaran	4	4.000.000	16.000.000	192.000.000
Cleaning service	8	1.500.000	12.000.000	144.000.000
Tenaga medis	2	4.000.000	8.000.000	96.000.000
Peralatan kantor				80.000.000

Law, Fee auditing	100.000.000
Komunikasi	60.000.000
Total General Expenses	7.260.000.000

b. Biaya Pemasaran dan Distribusi (*Distribution and Marketing Cost*)

Biaya pemasaran dan distribusi tergantung pada barang utama yang dihasilkan, produk lain yang dijual perusahaan, lokasi pabrik, dan kebijakan perusahaan. Dalam industri kimia besarnya biaya ini sekitar 2– 20 % dari biaya total produksi (*total production cost*).

$$\text{Pemasaran dan distribusi} = 10 \% \times \text{TPC}$$

c. Biaya Riset dan Pengembangan (*Research and Development Cost*)

Biaya ini termasuk gaji dan upah semua pekerja yang berhubungan langsung dengan tipe pekerjaan tersebut, biaya tetap dan operasi semua mesin dan peralatan yang terlibat, biaya untuk barang dan persediaan, dan biaya lain-lain. Dalam industri kimia, biaya ini sekitar 2 – 5 % dari biaya total produksi.

$$\text{Biaya Research and Development} = 3 \% \times \text{TPC}$$

d. *Finance (Interest)*

Bunga dipertimbangkan sebagai kompensasi yang dibayarkan untuk penggunaan modal yang dipinjam. Tingkat bunga tahunan sebesar 0 – 10 % dari modal investasi total (*total capital investment*).

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 5 \% \times \text{TCI} \\ &= 5 \% \times \text{Rp } 589.564.428.129,75 \\ &= \text{Rp } 37.150.927.061,66 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{General Expenses} &= \text{administrative cost} + \text{distribution and selling} \\ &\quad \text{cost} + \text{research and development cost} + \text{financing} \\ &\quad \text{(interest)} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 44.410.927.061,66 + 13 \% \text{ TPC}$$

*Total Production Cost (TPC)*

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{Rp } 1.541.421.160.213,73 + 0,3265\% \text{ TPC} \end{aligned}$$

TPC = Rp 2.288.672.848.672,95

Perincian TPC dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel E.07 Perincian TCI dan TPC

Fixed Capital Investment (Rp)		
1	Direct Cost	
	• Purchased equipment delivered	103.328.745.740,86
	• Purchased equipment installation	41.331.498.296,34
	• Intrumentation equipment	20.665.749.148,17
	• Piping	61.997.247.444,52
	• Electrical	30.998.623.722,26
	• Buildings	61.997.247.444,52
	• Yard improvement	92.995.871.166,77
	• Service facilities	51.664.372.870,43
	• Tanah	8.266.299.659,27
	Total Direct Cost	473.245.655.493,14
2	Indirect Cost	
	• Engineering and supervision	47.324.565.549,31
	• Contruction expenses	94.649.131.098,63
	• Biaya tak terduga	53.497.334.968,79
	• Total indirect Cost	195.471.031.616,73
	• Fixed Capital Investment	668.716.687.109,87
	• Working Capital Investment	74.301.854.123,32
	Total Cost Investment	938.489.572.849,92
Manufacturing Cost (Rp)		
1	Direct Manufacturing cost	
	• Raw material	151.746.464.768
	• Operating labour	228.867.284.367
	• Direct supervisory	25.175.401.280
	• Utilitas	1.186.875.401.965
	• Maintenace and repair cost	33.435.834.355
	• Operating supllies	6.687.166.871
	• Laboratory charges	68.841.969.450
	Total Direct manufacturing cost	1.701.447.738.917
2	Fixed charges	
	• Depresiasi	68.111.613.660
	• Pajak local	26.748.667.484
	• Asuransi	6.687.166.871

	Total Fixed charges	101.547.448.015
3	Plant overhead Cost	
	• Plant overhead cost	143.739.260.002
	Total Manufacturing cost	1.946.734.446.934
General Expenses (Rp)		
1	Administrasi cost	7.260.000.000,00
2	Distribution and selling cost	228.867.284.367,30
3	Research and development cost	68.660.185.310,19
4	Financing	37.150.927.061,66
	Total General Expenses	341.938.396.739,14
	Total TPC	2.288.672.848.672,95

#### D. Analisis Kelayakan (*Profitability Analisis*)

Analisis kelayakan bertujuan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak untuk didirikan dilihat dari segi ekonominya. Untuk itu perlu diketahui harga penjualan dari produk yang dihasilkan. Analisis kelayakan ekonomi dapat diketahui dengan dua metode, yaitu : metode analisis kelayakan linier dan metode analisis kelayakan *discounted cash flow*. Berikut ini adalah tabel harga penjualan produk dari Pabrik ini dengan perkiraan harga pada tahun operasi pabrik.

Tabel E.08 Hasil Penjualan Produk

Produk	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Pendapatan/tahun (Rp)
PCC	14.520,20	24.301,54	2.794.676.144.946,33
Pasta Ca(OH) <sub>2</sub>	595,2919	110,45	520.732.259,65
Total			2.795.196.877.205,98

*Profit* sebelum pajak

Hasil penjualan produk = Rp 2.795.196.877.205,98

*Total Production Cost* = Rp 2.288.672.848.672,95

Laba kotor ( $P_b$ ) = Rp 2.795.196.877.205,98 – Rp 2.288.672.848.672,95  
= Rp 506.524.033.533,03

*Taxes* = 20 % laba kotor  
= Rp 101.304.806.706,61

*Profit after tax* ( $P_a$ ) = Rp 506.524.033.533,03 – Rp 101.304.806.706,61  
= Rp 405.219.226.826,43

##### 1. Analisis Ekonomi Metode Linier

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

$$\begin{aligned} ROI \text{ before taxes} &= ROI_b = \frac{P_b}{TCI} \times 100\% \\ &= \frac{Rp\ 506.524.033.533,03}{Rp\ 743.018.541.233,19} \times 100\% \\ &= 68,17\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ROI \text{ after taxes} &= ROI_a = \frac{P_a}{TCI} \times 100\% \\ &= \frac{Rp\ 405.219.226.826,43}{Rp\ 743.018.541.233,19} \times 100\% \\ &= 54,54\% \text{ (layak, minimal 21\%)} \end{aligned}$$

b. *Pay Out Time (POT)*

*POT before taxes :*

$$\begin{aligned} POT_b &= \frac{TCI}{P_b + \text{Total depresiasi}} \\ &= \frac{Rp\ 743.018.541.233,19}{Rp\ 506.524.033.533,03 + Rp\ 68.111.613.659,88} \\ &= 1,27 \text{ tahun} \end{aligned}$$

*POT after taxes :*

$$\begin{aligned} POT_a &= \frac{TCI}{P_a + \text{Total depresiasi}} \\ &= \frac{Rp\ 743.018.541.233,19}{Rp\ 405.219.226.826,43 + Rp\ 68.111.613.659,88} \\ &= 1,57 \text{ tahun (layak, maksimal 5 tahun)} \end{aligned}$$

c. *Break Even Point (BEP)*

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

Keterangan:

$F_a$  = Biaya tetap per tahun

$R_a$  = Biaya regulasi per tahun

$V_a$  = Biaya variabel per tahun

$S_a$  = Penjualan per tahun

Diketahui :

$F_a$  = Rp 101.547.448.015,10

$R_a$  = Biaya regulasi per tahun, meliputi :

*Labor* = Rp 228.867.284.367

*Plant Overhead* = Rp 143.739.260.002

*Supervisory* = Rp 25.175.401.280

*Laboratory* = Rp 68.841.969.450  
*General expenses* = Rp 341.938.396.739,14  
*Maintenance* = Rp 33.435.834.355  
*Plant supplies* = Rp 6.687.166.871

Maka,  $R_a = \text{Rp } 848.503.528.925,22$

$S_a = \text{Rp } 2.795.196.877.205,98$

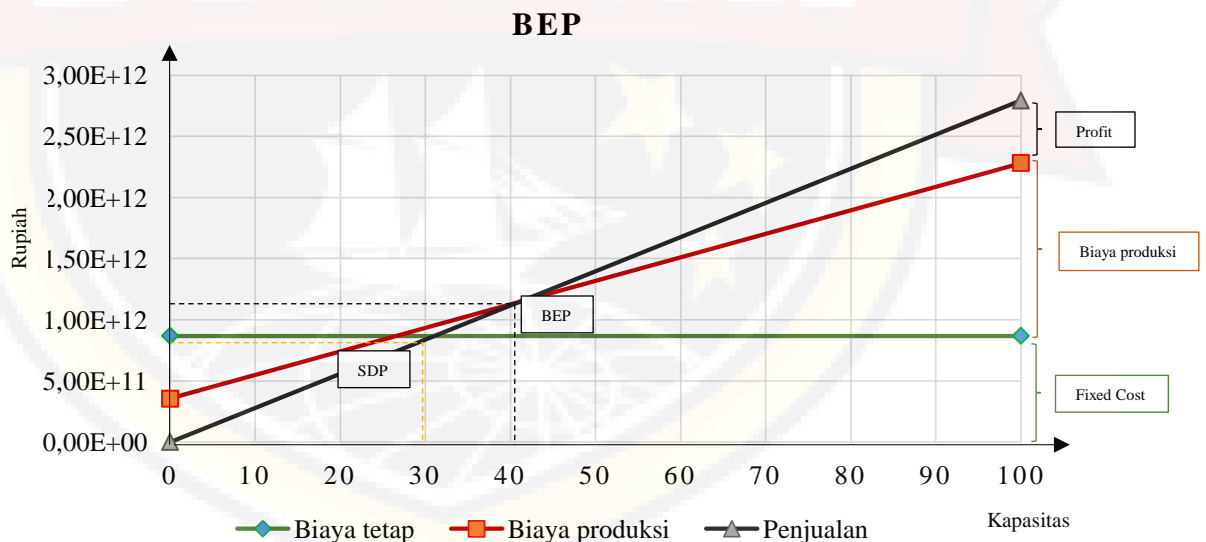
$V_a = \text{Biaya variable per tahun (annual variable expenses)}$

$V_a = \text{Rp } 1.338.621.866.732,36$

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\% && (\text{Mc.Graw-Hill,1995}) \\
 &= \frac{\text{Rp } 101.547.448.015,10 + 0,3 \text{ Rp } 848.503.528.925,22}{\text{Rp } 2.795.196.877.205,98 - \text{Rp } 1.338.621.866.732,36 - 0,7 \text{ Rp } 848.503.528.925,22} \times 100\% \\
 &= 41,28 \%
 \end{aligned}$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\% && (\text{Mc.Graw-Hill,1995}) \\
 &= \frac{0,3 \text{ Rp } 848.503.528.925,22}{\text{Rp } 2.795.196.877.205,98 - \text{Rp } 1.338.621.866.732,36 - 0,7 \text{ Rp } 848.503.528.925,22} \times 100\% \\
 &= 29,50 \%
 \end{aligned}$$



Gambar E.02 Kurva BEP

## 2. Analisis Ekonomi Metode *Discounted Cash Flow*

Usia Ekonomi pabrik dihitung dengan persamaan:

$$n = \frac{FCI - \text{Salvage value}}{\text{depresiasi}}$$

Dimana :      n                      = usia ekonomi pabrik  
                   FCI                      = Rp 668.716.7687.109,08  
                   Salvage value = Rp 0  
                   Depresiasi      = Rp 68.111.613.659,88

$$n = \frac{\text{Rp } 668.716.7687.109,08 - \text{Rp } 0}{\text{Rp } 68.111.613.659,88}$$

= 9,81 tahun = 10 tahun

Analisa ekonomi *discounted cash flow* (DCF)

Diketahui data :

- TCI = Rp 743.018.541.233,19

Modal sendiri            = 70 % TCI (asumsi)  
                                   = 70 % × Rp 743.018.541.233,19  
                                   = Rp 520.112.978.863,23

Modal pinjaman        = TCI – Modal sendiri  
                                   = Rp 743.018.541.233,19 – Rp 520.112.978.863,23  
                                   = Rp 222.905.562.369,96

TPC                        = Rp 2.288.672.848.672,95

- Depresiasi            = Rp 68.111.613.659,88
- Harga produk = Rp 2.795.196.877.205,98
- Bunga bank        = 15 % (rata-rata dan dianggap tetap)
- Pajak                = 20 %
- Usia pabrik        = 10 tahun

Kapasitas produksi

- Tahun pertama sebesar 65 %
- Tahun kedua sebesar 85 %
- Tahun ketiga dan seterusnya sebesar 100 %
- Masa konstruksi = 3 tahun

Tabel E.09 *Discounted Cash Flow* Pra Rancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate*

Tahun ke	Kapasitas produksi	Investasi		Hasil Penjualan	Biaya produksi	Laba		
		Modal Sendiri	Modal Pinjaman			Laba kotor	Pajak	Laba bersih
-2	-	371.880.779.887,21	166.621.907.871,54					
-1	-	143.031.069.187,39	64.085.349.181,36					
0	-	57.212.427.674,96	25.634.139.672,55					
1	65%			1.816.539.494.215,11	1.487.637.348.387,42	328.902.145.827,70	65.780.429.165,54	263.121.716.662,16
2	85%			2.375.474.723.204,38	1.945.371.917.122,01	430.102.806.082,38	86.020.561.216,48	344.082.244.865,90
3	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
4	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
5	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
6	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
7	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
8	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
9	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71
10	100%			2.794.676.144.946,33	2.288.672.843.672,95	506.003.301.273,38	101.200.660.254,68	404.802.641.018,71

Depresiasi	Net Cash Flow
-	-
-	-
-	-
68.111.613.659,88	195.010.103.002,28
68.111.613.659,88	275.970.631.206,02



68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83
68.111.613.659,88	336.691.027.358,83

