

**PRA RANCANGAN PABRIK DIKALSIUM FOSFAT
DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT DAN KALSIUM
HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/
TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : Trianda Choirunnisa

Nama : Alfath Tri Aryono

No. Mahasiswa : 16521221

No. Mahasiswa : 16521260

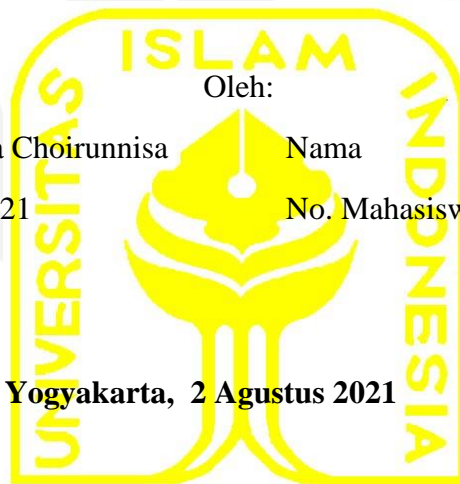
**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2021

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIKALSIUM FOSFAT
DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT DAN KALSIUM HIDROKSIDA
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/ TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh:

Nama : Trianda Choirunnisa

Nama : Alfath Tri Aryono

No. Mahasiswa : 16521221

No. Mahasiswa : 16521260

Yogyakarta, 2 Agustus 2021

Pembimbing I

Pembimbing II

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

NIP. 995200445

Lucky Wahyu Nuzulia S.T., M.Eng.

NIP. 165211301

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK DIKALSIUM FOSFAT DIHIDRAT
DARI ASAM FOSFAT DAN KALSIUM HIDROKSIDA
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/ TAHUN
TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Trianda Choirunnisa Nama : Alfath Tri Aryono

No. Mahasiswa : 16521221 No. Mahasiswa : 16521260

Telah dipertahankan di depan Sidang Penguji sebagai salah satu syarat untuk
memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 23 Agustus 2021

Tim Penguji,

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

()

Ketua

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

()

Anggota I

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

()

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ir. Suharno Rusdi Ph.D.

NIP. 845210102

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Trianda Choirunnisa

Nama : Alfath Tri Aryono

No. Mahasiswa : 16521221

No. Mahasiswa : 16521260

Yogyakarta, 2 Agustus 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini yang merupakan bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Trianda Choirunnisa

NIM : 16521221

Alfath Tri Aryono

NIM : 16521260

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr., Wb

Segala puji bagi Allah SWT yang mana telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN DIKALSIUM FOSFAT DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT DAN KALSIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN”** dapat diselesaikan dengan baik pada waktu yang telah ditentukan. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan pendidikan sarjana sesuai dengan kurikulum yang telah ditetapkan oleh Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan terselesaikannya tugas akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah melimpahkan hidayah dan inayah-Nya.
2. Orangtua dan keluarga atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materik yang telah di berikan sejauh ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D dan ibu Lucky Wahyu Nuzulia S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.

6. Ibu Diana, Dr., S.T., M.Sc. dan ibu Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., selaku Dosen Penguji Pendaran.
7. Kepada patnerku atas kerjasamanya.
8. Kepada teman-teman Teknik Kimia 2016 atas segala *supportnya*.
9. Serta semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan dan menyusun tugas akhir ini.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini. Untuk itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat penulis harapkan untuk memperbaiki penulisan di masa yang akan datang.



Yogyakarta, 2 Agustus 2021

Penulis

DAFTAR ISI

Lembar Pengesahan Pembimbing	i
Lembar Pengesahan Penguji	ii
Lembar Pernyataan Keaslian Hasil	iii
Kata Pengantar	iv
Daftar Isi	vi
Daftar Tabel	x
Daftar Gambar	xiii
Lembar Motto	xiv
Abstract	xv
Abstrak	xvi
Bab I Pendahuluan	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Maksud dan Tujuan Rancangan Pabrik	3
1.3 Kapasitas Produksi Rancangan.....	4
1.4 Ketersediaan Bahan Baku	7
1.5 Tinjauan Pustaka	7
1.6 Proses-Proses Pembuatan Produk.....	7
1.6.1 Pembuatan DCPD Dari Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida	7
1.6.2 Pembuatan DCPD Dari Diammonium Hidrogen Sulfat Dan Kalsium Klorida Dihidrat.....	8
1.6.3 Pembuatan DCPD Dari Potassium Dihidrogen Fosfat Dan Kalsium Klorida Dihidrat.....	9
1.7 Pemilihan Proses	10
1.7.1 Aspek Ekonomi	10
1.7.2 Pembuatan DCPD Dari Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida	10
1.7.3 Pembuatan DCPD Dari Diammonium Hidrogen Sulfat Dan Kalsium Klorida Dihidrat.....	12
1.7.4 Pembuatan DCPD Dari Potassium Dihidrogen Fosfat Dan Kalsium Klorida Dihidrat.....	13

1.7.5 Analisa Perbandingan Harga Bahan Baku dan Produk	15
1.8 Kegunaan Produk	17
Bab II Perancangan Produk	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	19
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku Dari Data MSDS	19
2.3 Pengendalian Kualitas	20
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	20
2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	22
2.3.4 Pengendalian Terkait Proses Produksi	24
Bab III Perancangan Proses.....	25
3.1 Uraian Proses	25
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	25
3.1.2 Tahap Reaksi Dalam Reaktor	26
3.1.3 Tahap Pembentukan Produk	26
3.1.4 Tahap Pemisahan Dan Pemurnian	27
3.2 Spesifikasi Alat Produk	28
3.2.1 <i>Mixing Tank I</i>	28
3.2.2 <i>Mixing Tank II</i>	28
3.2.3 Reaktor	29
3.2.4 <i>Centrifuge</i>	30
3.2.5 <i>Crystallizer</i>	30
3.2.6 Filter.....	31
3.2.7 <i>Rotary Dryer</i>	31
3.2.8 Evaporator I.....	32
3.2.9 Evaporator II.....	33
3.2.10 <i>Storage Tank</i> Asam Fosfat (H_3PO_4).....	34
3.2.11 <i>Solid Storage</i> Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$).....	35
3.2.12 Pompa	36
3.2.13 Heater.....	38

3.2.14 Cooler (CO-01).....	39
3.2.15 Conveyor.....	40
3.2.16 Bucket Elevator (BE-01).....	40
3.2.17 Bucket Elevator (BE-02).....	41
3.2.18 Blower.....	41
3.2.19 Filter Udara.....	41
3.2.20 Fan Cooler.....	42
3.3 Perencanaan Produksi	42
3.3.1 Kapasitas Perancangan	42
3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku.....	42
3.3.3 Analisa Kebutuhan Alat Proses	42
Bab IV Perancangan Pabrik	43
4.1 Lokasi Pabrik	43
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	44
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	46
4.2 Tata Letak Pabrik	47
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	51
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	51
4.3.2 Aliran Udara	51
4.3.3 Pencahayaan	51
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	52
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi	52
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	52
4.4 Alir Proses Material.....	56
4.4.1 Neraca Massa.....	56
4.4.2 Neraca Panas.....	63
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	68
4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	69
4.6.1 Unit Penyediaan Dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	70
4.6.2 Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>)	78
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	79

4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	82
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	82
4.6.6 Unit Pengolahan Limbah	83
4.7 Organisasi Perusahaan	85
4.7.1 Bentuk Perusahaan.....	85
4.7.2 Struktur Organisasi	86
4.7.3 Tugas Dan Wewenang	90
4.7.4 Ketenagakerjaan	95
4.7.5 Jadwal Kerja Karyawan	96
4.7.6 Hari Libur Karyawan.....	98
4.7.7 Perincian Jumlah Karyawan	98
4.7.8 Kesejahteraan Karyawan	100
4.7.9 Sitem Gaji Pegawai.....	100
4.7.10 Fasilitas Karyawan.....	103
4.8 Evaluasi Ekonomi	105
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan	106
4.8.2 Dasar Perhitungan	108
4.8.3 Perhitungan Biaya	109
4.8.4 Analisa Kelayakan	110
4.8.5 Hasil Perhitungan	114
4.8.6 Analisa Keuntungan	118
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	118
Bab V Penutup	121
5.1 Kesimpulan.....	121
5.2 Saran	122
Daftar Pustaka.....	123
Lampiran A	125
Lampiran B.....	154

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor DCPD tahun 2014-2020	3
Tabel 1.2. Data Konsumsi Pakan Ternak.....	4
Tabel 1.3. Data Kapasitas Produsen DCPD di Dunia	6
Tabel 1.5 Harga Bahan Baku dan Produk yang digunakan	10
Tabel 1.6. Perbandingan Proses Reaksi	16
Tabel 2. 1 Spesifikasi bahan baku dalam proses pembuatan DCPD dari asam fosfat dan kalsium hidroksida.....	19
Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa.....	37
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa (lanjutan)	38
Tabel 4. 1 Area Bangunan Pabrik Pra Rancangan <i>Dicalcium Phosphate Dihydrate</i>	51
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	57
Tabel 4. 3 Neraca Massa Total (lanjutan)	58
Tabel 4. 4 Neraca Massa Total (lanjutan)	59
Tabel 4. 5 Neraca Massa Mixer-01	60
Tabel 4. 6 Neraca Massa Mixer-02	60
Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor (<i>Recycle</i>)	61
Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor-02 (<i>Recycle</i>)	61
Tabel 4. 9 Neraca Massa Reaktor-03	61
Tabel 4. 10 Neraca Massa <i>Centrifuge</i>	62
Tabel 4. 11 Neraca Massa Kristallizer	62
Tabel 4. 12 Neraca Massa RDVF-01	62
Tabel 4. 13 Neraca Massa Evaporator-01	63
Tabel 4. 14 Neraca Massa <i>Rotary Dryer-01</i>	63
Tabel 4. 15 Neraca Panas <i>Mixer Stage 1</i>	64
Tabel 4. 16 Neraca Panas <i>Mixer Stage 2</i>	64
Tabel 4. 17 Neraca Panas Reaktor-01	64
Tabel 4. 18 Neraca Panas Reaktor-02	65

Tabel 4. 19 Neraca Panas Reaktor-03	65
Tabel 4. 20 Neraca Panas <i>Centrifuge-01</i>	65
Tabel 4. 21 Neraca Panas Kristallizer-01.....	66
Tabel 4. 22 Neraca Panas <i>RDVF-01</i>	66
Tabel 4. 23 Neraca Panas <i>Rotary Dryer-01</i>	67
Tabel 4. 24 Neraca Panas <i>RDVF-01</i>	67
Tabel 4. 25 Neraca Panas <i>EV-02</i>	68
Tabel 4. 26 Neraca Panas <i>Cooler-01</i>	68
Tabel 4. 27 Neraca Panas <i>Heater-01 (HE-01)</i>	68
Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Proses	78
Tabel 4. 29 Kebutuhan Air Pendingin	78
Tabel 4. 30 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	78
Tabel 4. 31 Total Kebutuhan Air	79
Tabel 4. 32 Kebutuhan Listrik Proses.....	81
Tabel 4. 33 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	82
Tabel 4. 34 Total Kebutuhan Listrik.....	83
Tabel 4. 35 Jadwal Kerja Karyawan Shift	99
Tabel 4. 36 Penentuan Jumlah Karyawan Proses.....	101
Tabel 4. 37 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	103
Tabel 4. 37 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)	103
Tabel 4. 37 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)	104
Tabel 4. 38 Indeks Harga Alat	108
Tabel 4. 38 Indeks Harga Alat (lanjutan).....	108
Tabel 4. 39 <i>Physical Plant Cost</i>	116
Tabel 4. 40 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	116
Tabel 4. 41 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	116
Tabel 4. 42 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	117
Tabel 4. 43 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	117
Tabel 4. 44 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	117
Tabel 4. 45 <i>Total Manufacturing Cost (TMC)</i>	117
Tabel 4. 46 <i>Working Capital (WC)</i>	118

Tabel 4. 47 <i>General Expense (GE)</i>	118
Tabel 4. 48 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	118
Tabel 4. 49 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	118
Tabel 4. 50 <i>Variable Cost (Va)</i>	118
Tabel 4. 51 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	119
Tabel 4. 52 <i>Sales Annual (Sa)</i>	119



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Impor DCPD Nasional Tahun 2014-2020.....	4
Gambar 1.2. Kebutuhan Pakan Ternak Nasional tahun 2014-2020.....	5
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik.....	46
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik <i>Dicalcium Phosphate Dihydrate</i>	50
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	53
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif	55
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif	56
Gambar 4. 6 Diagram Alir Air Utilitas	86
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan	91
Gambar 4. 8 Hubungan Indeks Harga Alat dan Tahun.....	109
Gambar 4. 9 Grafik <i>Break Even Point (BEP)</i>	122
Gambar A. 1 RATB menggunakan koil.....	129
Gambar A. 7 Menentukan Jumlah Lengkungan Koil	152
Gambar A. 9 Ilustrasi pada Reaktor	154
Gambar B. 1 <i>Process Engineering Flow Diagram</i> Pra Rancangan Pabrik Pembuatan.....	156

LEMBAR MOTTO

“Manfaatkanlah lima perkara sebelum lima perkara”

- (1) Waktu mudamu sebelum datang waktu tuamu,
- (2) Waktu sehatmu sebelum datang waktu sakitmu,
- (3) Masa kayamu sebelum datang masa kefakiranmu,
- (4) Masa luangmu sebelum datang masa sibukmu,
- (5) Hidupmu sebelum datang matimu.”

“Orang yang berilmu akan mendapatkan keistimewaan sehingga dapat dibedakan beberapa derajat dengan orang yang tidak berilmu karenanya menuntut ilmu wajib bagi setiap orang. ”Barang siapa yang menghendaki kehidupan dunia maka wajib baginya memiliki ilmu, dan barang siapa yang menghendaki kehidupan Akherat, maka wajib baginya memiliki ilmu, dan barang siapa menghendaki keduanya maka wajib baginya memiliki ilmu”.

(HR. Turmudzi)

"Orang berilmu dan beradab tidak akan diam di kampung halaman. Tinggalkan negerimu dan merantaulah ke negeri orang. Merantaulah, kau akan dapatkan pengganti dari kerabat dan kawan. Berlelah-lelahlah, manisnya hidup terasa setelah lelah berjuang"

(Imam Syafi'i)

“Barangsiapa yang harinya sekarang lebih baik daripada kemarin maka dia termasuk orang yang beruntung. Barangsiapa yang harinya sama dengan kemarin maka dia adalah orang yang merugi. Barangsiapa yang harinya sekarang lebih jelek daripada harinya kemarin maka dia terlaknat.”

ABSTRACT

Indonesia's need for Dicalcium Phosphate Dihydrate ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ or DCPD) for livestock's feed addition was quite high. Dicalcium Phosphate Dihydrate factory was designed to fulfill the domestic and foreign needs of DCPD. The capacity is planned to be 30,000 tons/year. The factory operates continuously for 330 days/year. It will be built in Gresik, East Java, on 28,580 m² land. DCPD is made of phosphoric acid (H_3PO_4) and calcium hydroxide ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). The raw material used in making DCPD is Phosphate Acid and Calcium Hydroxide. The required materials are 2,473.4247 kg/hours of phosphate acid and 2,483.8941 kg/hour of calcium hydroxide. Reaction of phosphate acid and calcium hydroxide generated the main product is dicalcium phosphate dihydrate. The reaction occurs in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) that arranged in series at 35 °C and 1 atm with 95% conversion. In order to support the production process 110,758.18 kg/hour of water, 61,936.76 kg/hour of steam, 4,204.72 kW of electricity and has one generator using IDO (Industrial Diesel Oil) fuel with a need for an electricity generator of 217,233 L/hour. The feasibility parameter of the establishment of the plant is calculated using economic analysis. Following the calculation, this plant requires fixed capital of Rp 165,458,147,776 and working capital of Rp 705,036,294,043 The production cost is Rp 1,141,124,516,826. The annual sale is Rp 2,011,618,958,645 and the profit after tax is Rp 376,560,781,016. The feasibility analysis consists of the percentage of Return of Investment (ROI) before tax of 39.45%, Pay Out Time (POT) before tax of 2 years, Break Event Point (BEP) of 42.88%, Shut Down Point (SDP) of 24.06%, and Discounted Cash Flow (DCF) of 19.97%. The analysis result shows that this DCPD plant is feasible to be established, and is interesting for further study.

Keywords: Calcium Hydroxide, CSTR, DCPD, Phosphate Acid

ABSTRAK

Kebutuhan Indonesia terhadap Dikalsium Fosfat Dihidrat ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ atau DCPD) sebagai bahan campuran pakan ternak cukup tinggi. Pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat dirancang untuk memenuhi kebutuhan DCPD di dalam maupun di luar negeri. Kapasitas yang direncanakan sebesar 30.000 ton/tahun. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun. Pabrik ini direncanakan berdiri di Gresik, Jawa Timur diatas tanah seluas 28.580 m². DCPD dibuat dari asam fosfat (H_3PO_4) dan kalsium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan DCPD adalah asam fosfat dan kalsium hidroksida. Jumlah bahan baku yang dibutuhkan yaitu sebesar 2.473,4247 kg/jam asam fosfat dan 2.483,8941 kg/jam kalsium hidroksida. Reaksi asam fosfat dan kalsium hidroksida tersebut menghasilkan produk utama yaitu Dikalsium Fosfat Dihidrat. Reaksi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm dengan konversi 95%. Untuk menunjang proses produksi, dibutuhkan penyedia utilitas yaitu berupa air proses sebesar 110.758,18 kg/jam, steam sebanyak 61.936,76 kg/jam, serta listrik sebesar 4.204,72 kW yang disediakan oleh PLN dan memiliki 1 buah generator menggunakan bahan bakar IDO (*Industrial Diesel Oil*) dengan kebutuhan untuk generator listrik sebesar 217,233 L/jam. Parameter kelayakan berdirinya suatu pabrik yaitu dihitung melalui analisa ekonomi. Berdasarkan perhitungannya, pabrik DCPD berdiri dengan modal tetap sebesar Rp 165.458.147.776, modal kerja sebesar Rp 705.036.294.043 dan diperoleh total biaya produksi sebesar Rp 1.141.124.516.826 , penjualan tahunan sebesar Rp 2.011.618.958.645 serta keuntungan setelah pajak sebesar Rp 376.560.781.016. Analisa kelayakan terdiri dari persentase *Return on Investment (ROI)* sebelum pajak 39,45%, *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 2 tahun, *Break Event Point (BEP)* 42,88%, *Shut Down Point (SDP)* 24,06%, dan *Discounted Cash Flow (DCF)* 19,97%. Hasil analisa yang diperoleh menunjukkan pabrik DCPD ini layak untuk berdiri dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : Asam Fosfat, DCPD, Kalsium Hidroksida, RATB

BAB I

PENDAHULUAN

1.1.Latar Belakang

Pada era globalisasi yang terus mengalami perkembangan di berbagai sektor, maka pada abad ke – 21 ini, Indonesia sudah melewati berbagai proses pengembangan, salah satunya di sektor industri kimia. Saat ini, industri kimia terus dipelajari dan dikembangkan untuk memenuhi berbagai kebutuhan manusia, berbagai proses industri yang dihasilkan tidak lepas dari ketersediaan pabrik – pabrik industri kimia. Dalam 10 tahun kedepan, diharapkan Indonesia dapat meningkatkan pengembangan pabrik industri kimia untuk meningkatkan perkembangan konsep Industri 4.0 yang sedang digalakkan di Indonesia saat ini, selain itu, industri kimia nasional diharapkan dapat menjadi *benchmark* untuk pengembangan industri di Indonesia. Hal itu disebabkan karena industri kimia berpotensi untuk meningkatkan pemasukan negara karena keuntungan bisnisnya mencapai angka yang cukup signifikan, yaitu 5 miliar USD dan dapat menguasai 70% pangsa domestik.

Apabila melihat dari sektor industri kimia, kemudian membandingkannya dengan kebutuhan di sektor pakan ternak saat ini, *Dicalcium Phosphate Dihydrate (DCPD)* adalah salah satu bahan kimia yang masih dibutuhkan di Indonesia, kebutuhan impor DCPD dari negara China yang merupakan produsen terbesar DCPD masih terus dilakukan sampai sekarang. Di Indonesia sendiri, DCPD banyak digunakan untuk bahan tambahan dalam pakan ternak. Selain itu, DCPD juga dapat digunakan sebagai bahan tambahan dalam pembuatan pasta gigi, dan industri farmasi lainnya.

Indonesia merupakan negara yang mayoritas pendapatan penduduknya berasal dari sektor industri peternakan dan pertanian. Pada tahun 1986 sampai tahun 2015 tercatat masyarakat yang bergerak dalam sektor pertanian dan peternakan masih menempati posisi teratas. Sektor peternakan di Indonesia mempunyai potensi besar untuk mengisi pasar di beberapa negara tetangga,

untuk menindaklanjuti permintaan negara tetangga akan produk ternak (terutama unggas di Indonesia) maka saat ini pemerintah Indonesia sedang menyiapkan pelaksanaan *Import Risk Analysis (IRA)* yang bertujuan untuk memenuhi persyaratan terkait kesehatan hewan ternak, khususnya unggas, yang nantinya akan siap di impor ke berbagai negara tetangga.

Kebutuhan ternak khususnya unggas di Indonesia masih cukup tinggi. Hal itu tidak lepas dari kebutuhan pakan ternak yang digunakan untuk meningkatkan kualitas produksi ternak itu sendiri. DCPD merupakan bahan tambahan pangan yang berfungsi untuk menambah nutrisi yang nantinya dapat menambah bobot badan ternak, banyaknya konsumsi ransum yang mengindikasikan meningkatnya nafsu makan ternak, efisiensi penggunaan ransum dan retensi kalsium yang berguna untuk pertumbuhan ternak (Sinurat dkk., 1995).

Berhubungan dengan hal – hal tersebut, maka hal ini mendasari latar belakang disusun nya pembuatan Pabrik DCPD di Indonesia pada 5 tahun mendatang yang bertujuan untuk memanfaatkan sumber daya alam yang ada dan memenuhi kebutuhan DCPD di dalam negeri.

1.2.Maksud dan Tujuan Pra Rancangan Pabrik

Maksud dan tujuan pendirian pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat ini adalah untuk memenuhi kebutuhan DCPD nasional baik untuk skala industri kimia maupun industri lainnya. Selain itu, pendirian pabrik DCPD memiliki arti penting di berbagai aspek, antara lain:

1. Pemanfaatan potensi yang ada di dalam negeri, bahan baku pembuatan DCPD yaitu Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida yang diproduksi di Indonesia cukup melimpah dan mudah didapatkan di Indonesia.
2. Menghemat devisa negara karena dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor DCPD.
3. Mengurangi jumlah angka pengangguran di Indonesia dengan membuka lapangan kerja baru.

1.3.Kapasitas Produksi Perancangan

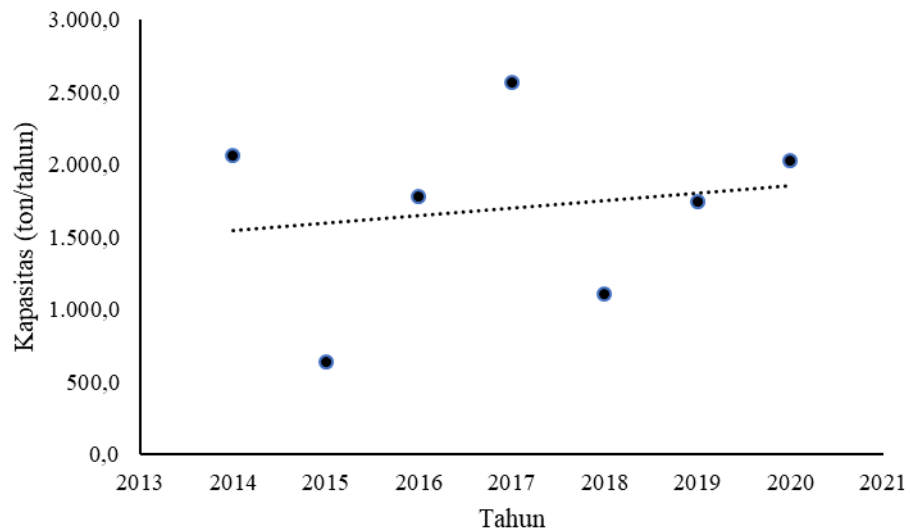
Kebutuhan impor Dikalsium Fosfat Dihidrat di Indonesia masih terus dilakukan dan mengalami peningkatan (BPS, 2020). Data Impor DCPD ke Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1:

Tabel 1.1 Data Impor DCPD tahun 2014-2020

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2014	2.058,7
2015	639
2016	1.778
2017	2.570
2018	1.107
2019	1.742
2020	2.029

(Sumber : www.bps.go.id, September, 2020)

Setelah melihat Tabel 1.1., maka data tersebut dimasukkan ke dalam grafik seperti gambar di bawah ini:



Gambar 1.1. Impor DCPD Nasional Tahun 2014-2020

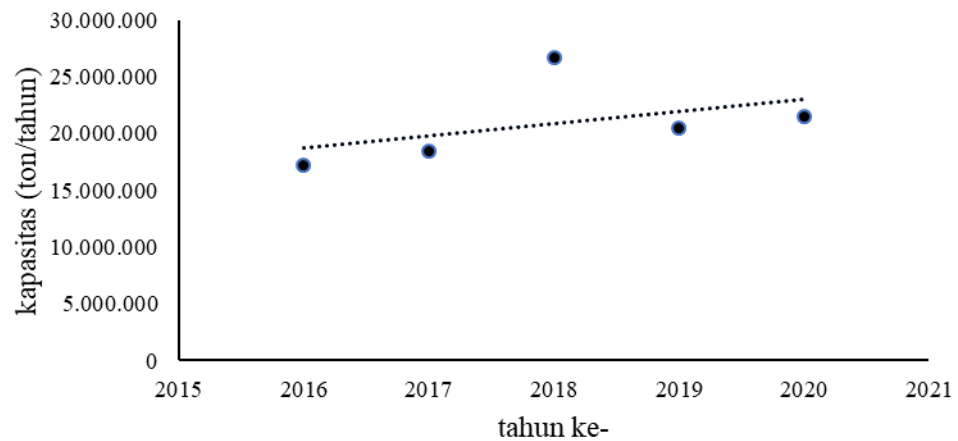
Hasil *tren* grafik yang cenderung naik ini digunakan sebagai acuan bahwa masih ada aktivitas impor yang dilakukan pemerintah terkait impor DCPD tiap tahunnya. Sehubungan dengan kebutuhan DCPD sebagai bahan tambahan dalam pakan ternak, maka dapat dilihat juga dari data konsumsi pakan ternak di Indonesia pada tahun 2016-2020, yang ditunjukkan pada Tabel 1.2. berikut:

Tabel 1.2. Data Konsumsi Pakan Ternak tahun 2016-2020

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2016	17.200.000
2017	18.390.000
2018	26.730.000
2019	20.500.000
2020	21.530.000

(sumber: www.bps.go.id, September 2020)

Dari Tabel 1.2., kemudian dilakukan plot ke dalam bentuk grafik untuk mendapatkan nilai kenaikan konsumsi pakan ternak di Indonesia yang dapat dilihat pada Gambar di bawah ini :



Gambar 1.2. Kebutuhan Pakan Ternak Nasional tahun 2014-2020

Dari regresi linier terhadap Grafik 1.2, didapatkan persamaan regresi:

$$y = 1 \times 10^6 x - 2 \times 10^9$$

$$y = 1 \times 10^6 (2026) - 2 \times 10^9$$

$$y = 26.000.000 \text{ ton/tahun}$$

Selanjutnya, dilakukan perhitungan terhadap data konsumsi pakan ternak nasional dan kandungan DCPD dalam pakan ternak. Kandungan DCPD sebagai *feed supplement/feed grade* dalam pakan ternak yaitu sebesar 0,55% (Balai Penelitian Ternak, PO BOX 221, Bogor. 2012). Sehingga jumlah DCPD yang digunakan untuk memproduksi pakan ternak yaitu:

$$= \text{Konsumsi pakan ternak} \times \text{kandungan DCPD}$$

$$= 26.000.000 \times 0,0055$$

$$= 143.000 \text{ ton}$$

Untuk menghitung kapasitas pabrik, maka ditentukan perkiraan kebutuhan konsumsi pakan ternak pada tahun terbaru, yaitu tahun 2020 seperti berikut:

= Data konsumsi pakan ternak tahun 2020 x kandungan DCPD

= 21.530.000 ton/tahun x 0,0055

= 118.415 ton

Maka, untuk menentukan kapasitas yang digunakan;

= Jumlah DCPD dalam pakan ternak – Data konsumsi tahun 2020

= 143.000 – 118.415 ton/tahun

= 24.585 ton/tahun

Produsen DCPD di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.3. Nantinya, produsen DCPD dunia ini dapat dijadikan pertimbangan untuk menentukan jumlah kapasitas pada tahun 2026 mendatang.

Tabel 1.3. Data Kapasitas Produsen DCPD di Dunia

No.	Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1.	<i>Anning Jin Di Chemical Co., Ltd (China)</i>	500.000
2.	<i>Synchem International Co., Ltd (China)</i>	1.700
3.	<i>CH. Phospate Co. (United Kingdom)</i>	480.000
4.	<i>Sun Era International Co., Ltd (Taiwan)</i>	50.000
5.	<i>RK Phospates Pvt. (India)</i>	18.000

(sumber: www.alibaba.com pada April, 2019)

Berdasarkan Tabel 1.3., kapasitas pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat di dunia berkisar dari 1.700-500.000 ton/tahun, sehingga kapasitas perancangan minimum yang masih layak di dirikan adalah 1.700 ton/tahun. Dari data tersebut, maka dengan pertimbangan ditetapkan perancangan kapasitas pabrik sebesar 30.000 ton/tahun pada tahun 2026 dengan pemenuhan dalam negeri yaitu sebesar 24.585 ton/tahun dan sisanya untuk kebutuhan ekspor.

1.4. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan DCPD adalah Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida. Bahan baku Asam Fosfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Kapasitas produksi asam fosfat dari PT. Petrokimia Gresik saat ini mencapai 400.000 ton/tahun. Sedangkan untuk kalsium hidroksida sendiri diperoleh dari CV. Yudhistira Malang yang memiliki kapasitas produksi kalsium hidroksida sebesar 5.000 Ton/Tahun.

1.5. Tinjauan Pustaka

Dicalcium Phosphate Dihydrate ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) adalah *hydrogen orthophosphate dihydrate*, atau lebih dikenal sebagai *the mineral brushite*. DCPD dapat dengan mudah dikristalkan dari larutan berair yang mengandung ion HPO_4^{2-} dan Ca^{2+} . Dalam dunia kedokteran, DCPD digunakan dalam formulasi CaPO_4 pengaturan sendiri serta sebagai perantara untuk remineralisasi gigi. DCPD biasanya di tambahkan ke pasta gigi, baik untuk perlindungan karies dan sebagai agen pemoles lembut (Dorozhikin L., 2013). Dalam industri makanan, senyawa ini berfungsi sebagai penambah tekstur (*improver bakery*) dan aditif retensi air. DCPD juga digunakan sebagai suplemen mineral (Budavari et al., 1996).

1.6. Proses – proses Pembuatan Produk

Proses yang digunakan dalam pembuatan produk utama yaitu DCPD ini dipilih berdasarkan bahan baku yang akan digunakan karena proses yang akan berlangsung dan produk yang akan dihasilkan akan bergantung pada bahan baku yang akan digunakan. Berbagai proses pembuatan DCPD adalah sebagai berikut:

1.6.1. Pembuatan DCPD dari Asam Fosfat (H_3PO_4) dan Kalsium Hidroksida (Ca(OH)_2)

Proses pembuatan DCPD dengan bahan baku H_3PO_4 dan Ca(OH)_2 dilakukan pada kondisi operasi 35°C . H_3PO_4 yang digunakan kemurnian sebesar 85% dan Ca(OH)_2 memiliki kemurnian sebesar 96%. Konsentrasi larutan H_3PO_4 dan Ca(OH)_2 yang digunakan adalah 12,75 dan 3,84 M. Proses pembuatan DCPD dilakukan dengan cara

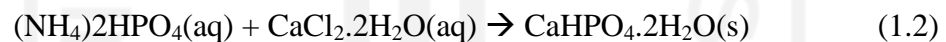
mereaksikan larutan H_3PO_4 dan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ untuk membentuk endapan DCPD ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) seperti yang dapat dilihat pada persamaan reaksi berikut:



Setelah terbentuk endapan, maka endapan dipisahkan dari larutan induknya. Karena ukuran partikel belum sesuai dengan ukuran standar untuk *feed additive* pada pakan ternak maka dilakukan proses kristalizer. Setelah itu, padatan dipisahkan dari cairan yang masih mengandung 5% air kemudian dikeringkan. (*Oliveira C. dkk., 2007, Dicalcium Phosphate Dihydrate Precipitation, Journal Research and Design IChemE Part A, 85(12):1655-1661*)

1.6.2. Pembuatan DCPD dari Diamonium Hidrogen Sulfat ($(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$) dan Kalsium Klorida Dihidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Proses pembuatan DCPD dengan bahan dasar $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ dilakukan pada temperatur 20-65°C. Konsentrasi larutan $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang digunakan antara 0,1 sampai 3 M. Persamaan proses reaksinya dapat dituliskan seperti berikut:



Proses pembuatan DCPD dilakukan dengan cara menambahkan larutan $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ ke dalam larutan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ untuk membentuk endapan $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Setelah terbentuk endapan, maka endapan dipisahkan dari larutan induknya kemudian dicuci dan dikeringkan di bawah temperatur 65°C. Apabila proses dilakukan pada temperatur rendah maka akan dihasilkan kristal berbentuk *diamond* dengan ukuran besar tetapi *yield*-nya rendah. Namun apabila dilakukan pada temperatur tinggi maka akan menghasilkan kristal berbentuk kubik dengan ukuran lebih kecil dan *yield*-nya akan meningkat. (*Jianfeng, Z. dkk, 2016, Effects of a Dicalcium Phosphate Dihydrate based Desensitizer on In Vitro Dentin Permeability, United States Patent No. 3, 095.226*)

1.6.3. Pembuatan DCPD dari Potassium Dihidrogen Fosfat (KH_2PO_4) dan Kalsium Klorida Dihidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Proses pembuatan DCPD dengan bahan kasar KH_2PO_4 dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ dilakukan pada temperatur 37°C . KH_2PO_4 yang digunakan memiliki kemurnian 99,5% dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ memiliki kemurnian 99,9%. Larutan yang sudah terbentuk disaring terlebih dahulu untuk menghilangkan impuritas yang tidak terlarut. Persamaan reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Filter yang digunakan adalah *Polytetrafluoroethylene* (PTFE) dengan ukuran $0,2 \mu\text{m}$. Konsentrasi larutan KH_2PO_4 dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang digunakan adalah $0,1 \text{ M}$. Proses pembuatan DCPD dilakukan dengan cara menambahkan larutan ke dalam larutan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ untuk membentuk endapan DCPD ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), setelah terbentuk endapan maka endapan dipisahkan dari larutan induknya kemudian dicuci dan dikeringkan. (Glocondi, J. dkk, 2010, *Molecular Mechanism of Crystallization impacting Dicalcium Phosphate Dihydrate*, *Jurnal Philosophical Transactions of The Royal Society A*, 0006, 155-165)

Tabel 1.4. Perbandingan Proses Pembuatan DCPD berdasarkan Bahan

Baku

Parameter	Proses $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan H_3PO_4	Proses $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ dan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	Proses (KH_2PO_4) dan $(\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O})$
Konversi (x)	95%	50%-90%	60%
Bahan Baku	Semua baha baku mudah didapat didalam negeri	Semua bahan baku masih mengimpor dari negara lain.	Semua bahan baku masih mengimpor dari luar negeri
Suhu (T)	Menggunakan suhu rendah (35°C)	Menggunakan suhu tinggi ($> 60^\circ\text{C}$)	Menggunakan suhu rendah (37°C)
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	Atm

1.7. Pemilihan Proses

Dalam pemilihan proses pembuatan DCPD ini, ditinjau satu aspek yang dapat mempengaruhi pemilihan prosesnya. Aspek tersebut adalah aspek ekonomi, yang dijelaskan sebagai berikut:

1.7.1. Aspek Ekonomi

Pemilihan proses pembuatan secara ekonomi, ditentukan berdasarkan pada biaya bahan baku yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg DCPD. Perhitungan biayanya ditentukan sebagai berikut:

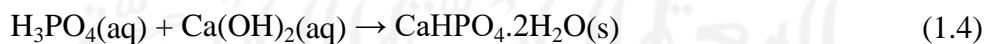
Tabel 1.4 Harga Bahan Baku dan Produk yang digunakan

Bahan	Harga (\$/Ton)
CaHPO ₄ ·2H ₂ O	850
Ca(OH) ₂	120
CaCl ₂ ·2H ₂ O	350
H ₃ PO ₄	500
(NH ₄) ₂ HPO ₄	1.030

(Sumber: www.alibaba.com, diakses pada November, 2020)

1.7.2. Pembuatan DCPD dari Asam Fosfat (H₃PO₄) dan Kalsium Hidroksida (CaOH₂)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg CaHPO₄·2H₂O = 0,00581 kmol (BM= 172,09)

- H₃PO₄ yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg CaHPO₄·2H₂O
 = kmol CaHPO₄·2H₂O x BM H₃PO₄
 = 0,00581 kmol x 98 kg/kmol
 = 0,569 kg

- $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

$$= \text{kmol } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \times \text{BM } \text{Ca}(\text{OH})_2$$

$$= 0,00581 \text{ kmol} \times 74,093 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,431 \text{ kg}$$

Diketahui kapasitas produksi DCPD: 30.000 ton/tahun \rightarrow 30.000.000 kg/tahun. Maka:
- H_3PO_4 yang dibutuhkan pertahun :

$$= \frac{0,569 \text{ kg } \text{H}_3\text{PO}_4}{1 \text{ kg } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 17.070.000 \text{ kg}$$

$$= 17.070 \text{ ton}$$
- CaOH_2 yang dibutuhkan pertahun :

$$= \frac{0,431 \text{ kg } \text{CaOH}_2}{1 \text{ kg } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 12.930.000 \text{ kg}$$

$$= 12.930 \text{ ton}$$
- Biaya bahan baku pertahun sebesar:

$$= (17.070 \times \$500) + (12.930 \times \$120)$$

$$= \$8.535.000 + \$1.551.600$$

$$= \$10.086.600$$
- Biaya Produksi per kg DCPD:

$$= \frac{\text{biaya bahan baku per tahun}}{\text{kapasitas produksi per tahun}}$$

$$= \underline{\underline{\$10.086.600}}$$

$$30.000.000$$

$$= \$0,33622/\text{kg}$$

- Keuntungan yang diperoleh setiap 1 kg DCPD:

Harga jual produk – biaya bahan baku per kg produk

$$= \$0,850/\text{kg} - \$0,33622/\text{kg}$$

$$= \$0,5138/\text{kg}$$

1.7.3. Pembuatan DCPD dari Amonium Hidrogen Fosfat ((NH₄)₂HPO₄) dan Kalsium Klorida Dihidrat (CaCl₂·2H₂O)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg CaHPO₄·2H₂O = 0,00581 kmol (BM = 172,09)

- (NH₄)₂HPO₄ yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg CaHPO₄·2H₂O

$$= \text{kmol CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \times \text{BM (NH}_4)_2\text{HPO}_4$$

$$= 0,00581 \text{ kmol} \times 132,07 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,767 \text{ kg}$$
- CaCl₂·2H₂O yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg CaHPO₄·2H₂O

$$= \text{kmol CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \times \text{BM CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 0,00581 \text{ kmol} \times 147,01 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,749 \text{ kg}$$

Diketahui kapasitas produksi DCPD: 30.000.000 kg/tahun. Maka,

- (NH₄)₂HPO₄ yang dibutuhkan per tahun:

$$= \frac{0,767 \text{ kg (NH}_4)_2\text{HPO}_4}{1 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 23.010.000 \text{ kg}$$

$$= 23.010 \text{ ton}$$
- CaCl₂·2H₂O yang dibutuhkan per tahun:

$$= \frac{0,749 \text{ kg CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}}{1 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 22.470.000 \text{ kg}$$

$$= 22.470 \text{ ton}$$

- Biaya bahan baku per tahun sebesar:

$$= (23.010 \times \$1.030) + (22.470 \times \$350)$$

$$= \$23.700.300 + \$7.864.500$$

$$= \$31.564.800$$

- Biaya produksi per kg DCPD:

$$= \text{biaya bahan baku per tahun}$$

$$\text{kapasitas produksi per tahun}$$

$$= \$31.564.800$$

$$30.000.000$$

$$= \$1,05216$$

- Keuntungan yang diperoleh setiap 1 kg DCPD:

$$= \text{harga jual produk} - \text{biaya bahan baku per kg produk}$$

$$= \$0,850 - \$1,05216$$

$$= \$-0,20216/\text{kg}$$

1.7.4. Pembuatan DCPD dari Potasium Dihidrogen Fosfat (KH_2PO_4) dan Kalsium Klorida Dihidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ = 0,00581 kmol (BM= 172,09)

- KH_2PO_4 yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$:

$$= \text{kmol } \text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \times \text{BM } \text{KH}_2\text{PO}_4$$

$$= 0,00581 \text{ kmol} \times 136,09 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,791 \text{ kg}$$

- $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$:
 $= \text{kmol CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \times \text{BM CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
 $= 0,00581 \text{ kmol} \times 147,01 \text{ kg/kmol}$
 $= 0,749 \text{ kg}$

Diketahui kapasitas produksi DCPD sebesar 30.000.000 kg, maka:

- KH_2PO_4 yang dibutuhkan per tahun:

$$= \frac{0,791 \text{ kg H}_3\text{PO}_4}{1 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 23.730.000 \text{ kg}$$

$$= 23.730 \text{ ton}$$
- $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang dibutuhkan per tahun:

$$= \frac{0,749 \text{ kg Ca(OH)}_2}{1 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \times 30.000.000 \text{ kg CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$= 22.470.000 \text{ kg}$$

$$= 22.470 \text{ ton}$$
- Biaya bahan baku per tahun sebesar:

$$= (23.730 \times \$1.300) + (22.470 \times \$350)$$

$$= \$30.849.000 + \$7.864.500$$

$$= \$38.713.500$$
- Biaya produksi per kg DCPD sebesar:

$$= \frac{\text{biaya bahan baku per tahun}}{\text{kapasitas produksi per tahun}}$$

$$= \frac{\$38.713.500}{30.000.000}$$

$$= \$1,29045$$

- Keuntungan yang diperoleh setiap 1 kg DCPD:

= harga jual produk – biaya bahan baku per kg produk

$$= \$0,850 - \$1,29045$$

$$= \$-0,44045/\text{kg}$$

1.7.5. Analisa Perbandingan Harga Bahan Baku dan Produk

Setelah mendapat keuntungan menggunakan metode evaluasi ekonomi diatas, maka dibuat rasio harga bahan baku dan harga produk dalam \$/kg dalam setiap tahunnya, maka dicari rasio perbandingan pada setiap proses yang akan dianalisis, sebagai berikut :

A. Pembuatan DCPD dari Asam Fosfat (H_3PO_4) dan Kalsium Hidroksida (CaOH_2)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 0,00581 \text{ kmol}$ (BM= 172,09)

Diketahui:

- Harga bahan baku per tahun = \$0,33622/kg
- Harga produk pertahun = \$0,850/kg

Maka, rasio harga bahan baku dan harga produk = 1 : 2,5

B. Pembuatan DCPD dari Amonium Hidrogen Fosfat ($(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$) dan Kalsium Klorida Dihidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 0,00581 \text{ kmol}$ (BM = 172,09)

Diketahui:

- Harga bahan baku per tahun = \$1,05216/kg

- Harga produk per tahun = \$0,850/kg

Maka, rasio harga bahan baku dan harga produk = 1 : 0,807

C. Pembuatan DCPD dari Potasium Dihidrogen Fosfat (KH_2PO_4) dan Kalsium Klorida Dihidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

Reaksi yang berlangsung:



Asumsi: Basis: 1 kg $\text{CaHPO}_{4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = 0,00581$ kmol (BM= 172,09)

Diketahui:

- Harga bahan baku per tahun = \$1,29045/kg
- Harga produk per tahun = \$0,850/kg

Maka, rasio harga bahan baku dan harga produk = 1 : 0,66

Setelah mendapatkan harga bahan baku produk, keuntungan dan rasio perbandingan harga bahan baku dan harga produk yang ditinjau dari aspek ekonomi, maka dibuat Tabel 1.5 untuk melihat perbandingan dari ketiga proses yang nantinya akan dipilih proses mana yang paling sesuai. Sebagai berikut:

Tabel 1.5. Perbandingan Proses Reaksi

Bahan Baku		Harga (Rp/kg) produk	Keuntungan (Rp/kg produk)	Rasio harga bahan baku dan harga produk
Sumber Kalsium	Sumber Fosfat			
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	H_3PO_4	4.707,08	7.193,2	1 : 2,5
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	14.730,24	-2.830,8	1 : 0,807
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	KH_2PO_4	18.066,3	-6.165,6	1 : 0,66

Berdasarkan pertimbangan dari Tabel 1.5, maka dipilih proses pertama, yaitu Pembuatan DCPD dari Asam Fosfat (H_3PO_4) dan Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) karena seperti yang terlihat pada Tabel 1.6, apabila dibandingkan dengan dua proses lainnya, harga bahan baku cenderung lebih murah dan mudah didapat di dalam negeri, keuntungan yang diperoleh juga lebih besar, dan rasio antara harga

bahan baku dan harga produk sebesar 1 : 2,5. Hal ini mengindikasikan bahwa pabrik berpotensi untung jika rasionya lebih dari 2. (<http://accurate.id-current-ratio>, diakses pada 11 Agustus 2021)

1.8. Kegunaan Produk

DCPD banyak digunakan sebagai bahan baku utama maupun bahan baku penunjang di berbagai dunia industri, diantaranya:

1. Industri pakan ternak sebagai *feed supplement* / *feed additive* pada pakan ternak dan unggas. Bahan tambahan dalam pakan ternak ini berfungsi untuk mempercepat pertumbuhan ternak dan unggas, serta memperkuat stamina dan meningkatkan nafsu makan.
2. Industri pembuatan pasta gigi sebagai *abrasive agent* yang terdapat dalam pasta gigi dan berfungsi untuk membantu mengusir sisa makanan, bakteri dan beberapa noda di gigi.
3. Industri farmasi sebagai zat aditif untuk menghasilkan tablet kalsium.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk dalam proses pembuatan DCPD dari asam fosfat dan kalsium hidroksida adalah :

Nama Senyawa	: Dikalsium Fosfat Dihidrat
Rumus kimia	: $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
Fase	: Padat, kristal berwarna putih
Berat molekul	: 172,09 g/gmol
Kemurnian	: 95% massa : 5% massa air
<i>True Density</i>	: 1.150 kg/m ³
<i>Specific Gravity</i>	: 950 kg/m ³
Kelarutan	: 0,02 gr/0,1 L H ₂ O (baik dalam wujud anhidrat maupun dihidrat)
Titik lebur	: 190°C (374°F)
pH	: 7,1 – 7,5

(Sumber : www.msds.com, 2020)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel

2. 1

Nama senyawa	Asam Fosfat	Kalsium Hidroksida	Air
Rumus kimia	H_3PO_4	$Ca(OH)_2$	H_2O
Fase	Cair, tidak berwarna	Padat, berupa bubuk berwarna putih	Cair
Berat molekul (gr/mol)	98	74,093	18,04
Kemurnian (%)	85% massa 15% massa air	96% massa 4% massa air	99,8 % massa
Densitas (kg/m^3)	1.685 kg/m^3 (pada 25°C)	2.211 kg/m^3 (pada 25°C)	1,000 kg/m^3
Viskositas (cP)	2,4 – 9,4 (85% <i>solution</i>)	0,514 (96% <i>solution</i>)	0,82
Tekanan Uap (mmHg)	2,2 (pada 20°C)	4 (pada 25°C)	20,4 (pada 25°C)
ΔH_f^{298} (kJ/mol)	-1,288	-987	-285,82996
Kelarutan dalam air (gr/L)	44,6 g/100 L air (pada 20°C)	1,73 (pada 20°C)	-

Spesifikasi bahan baku dalam proses pembuatan DCPD dari asam fosfat dan kalsium hidroksida



(Sumber : www.msds.com, 2020)

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas produk, pengendalian kualitas proses produksi dan pengendalian waktu produksi.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, nantinya diharapkan sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum melakukan proses produksi, dilakukan pengujian terlebih dahulu terhadap kualitas bahan baku berupa asam fosfat (H_3PO_4), kalsium hidroksida $Ca(OH)_2$ dan air (H_2O) dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Pengujian yang dilakukan meliputi uji densitas, viskositas, kadar komponen, dan kemurnian bahan baku.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan baku yang berkualitas serta pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Dengan cara itu, didapatkan produk yang berkualitas dan dapat memenuhi kebutuhan pangsa pasar. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan uji densitas, uji kemurnian produk, dan uji komposisi komponen produk. Selain itu, dalam menyusun rencana produksi, ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Perbedaan keduanya ialah, jika faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

Sedangkan faktor internal adalah faktor yang terkait dengan kemampuan pabrik dalam beberapa hal berikut ini, meliputi:

a. Kemampuan Pasar

Terdapat dua kemungkinan hal pertama adalah jika kemampuan pasar lebih besar daripada kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal. Yang kedua adalah, jika kemampuan pasar lebih kecil daripada kemampuan pabrik, maka dipikirkan alternatif lain untuk menangani hal tersebut.

b. Kemampuan Pabrik

Ada beberapa faktor yang mempengaruhi kemampuan pabrik, yaitu berupa material (bahan baku) dimana dengan pemakaian bahan baku yang memenuhi kualitas dan kuantitas, maka akan mencapai target produksi yang diinginkan. Terkait dengan manusia sebagai tenaga kerja dimana kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian yang menimpa pabrik. Oleh karena itu, perlu dilakukan *training* atau pelatihan pada setiap karyawan di pabrik tersebut yang nantinya akan meningkatkan keterampilan dan cara berfikir dalam menjalankan suatu pekerjaan. Selain itu, pabrik juga berkaitan dengan kemampuan mesin (peralatan) yang digunakan di dalam suatu pabrik. Dimana ada dua hal yang mempengaruhi kemampuan mesin itu sendiri. Jam kerja mesin yang efektif disini berkaitan dengan kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu untuk menghasilkan produk berkualitas.

Dari kedua kemampuan tersebut, ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu:

1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar.
2. Produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan untuk tahun berikutnya.
3. Melakukan tindakan atau upaya untuk mencari daerah pemasaran lain agar produksi bisa terjual lebih luas di berbagai tempat.

Ada beberapa hal yang perlu ditinjau dalam pelaksanaan produksi, diantaranya:

1. Kurang terampilnya manusia sebagai tenaga kerja akan menimbulkan kerugian yang menimpa pabrik. Oleh karena itu, perlu dilakukan *training* atau pelatihan karyawan di pabrik tersebut dengan tujuan untuk meningkatkan kualitas pekerjaan berupa keterampilan dan cara berfikir dalam bekerja.
2. Kemampuan mesin / peralatan yang digunakan dalam pabrik tersebut juga harus ditinjau. Hal yang paling mempengaruhi kemampuan mesin adalah jam kerja mesin efektif yang berkaitan dengan kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan harus diatur agar tidak *over working* atau *slow working* agar dihasilkan produk yang diinginkan.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik terdiri dari aliran dan alat-alat yang berfungsi sebagai *system control*. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Sebagai contoh proses pengendalian level cairan di dalam suatu tangki yang dipengaruhi oleh beberapa hal, antara lain aliran cairan masuk dan keluar dari tangki, tinggi tangki, serta *inlet* dan *outlet* pada bagian perpipaan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Level Controller*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki yang berfungsi sebagai pengendali volume cairan tangki/*vessel*. Jika belum sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan atau di *set*, maka akan memberikan isyarat atau menimbulkan tanda berupa lampu yang menyala dan bunyi alarm.

b. *Flow Rate Controller*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar suatu proses.

c. *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* atau batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point* nya, maka outputnya akan bekerja. Selain itu, pengendalian waktu produksi juga dibutuhkan untuk mengefisienkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung. Pengendalian proses dilakukan pada suatu harga tertentu.

Supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu yang dilakukan adalah untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang memiliki mutu sesuai dengan standar dan jumlah produksinya sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat. Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengawasan selama proses berlangsung dan pengawasan produk DCPD pada saat berada di tangki penyimpanan (BIN-02) sebelum dilakukannya *packaging* dan pendistribusian pada konsumen yang membutuhkan.

Secara umum, pengendalian kualitas atau mutu proses dilakukan dengan menggunakan tiga metode, antara lain:

1. Pengawasan proses secara langsung

Pada pengendalian mutu ini *team quality control* secara langsung mengawasi masing-masing proses dengan cara memperhatikan perlakuan terhadap aliran bahan baku dan mesin produksi.

2. Pengawasan melalui panel kendali dan pengawasan secara otomatis

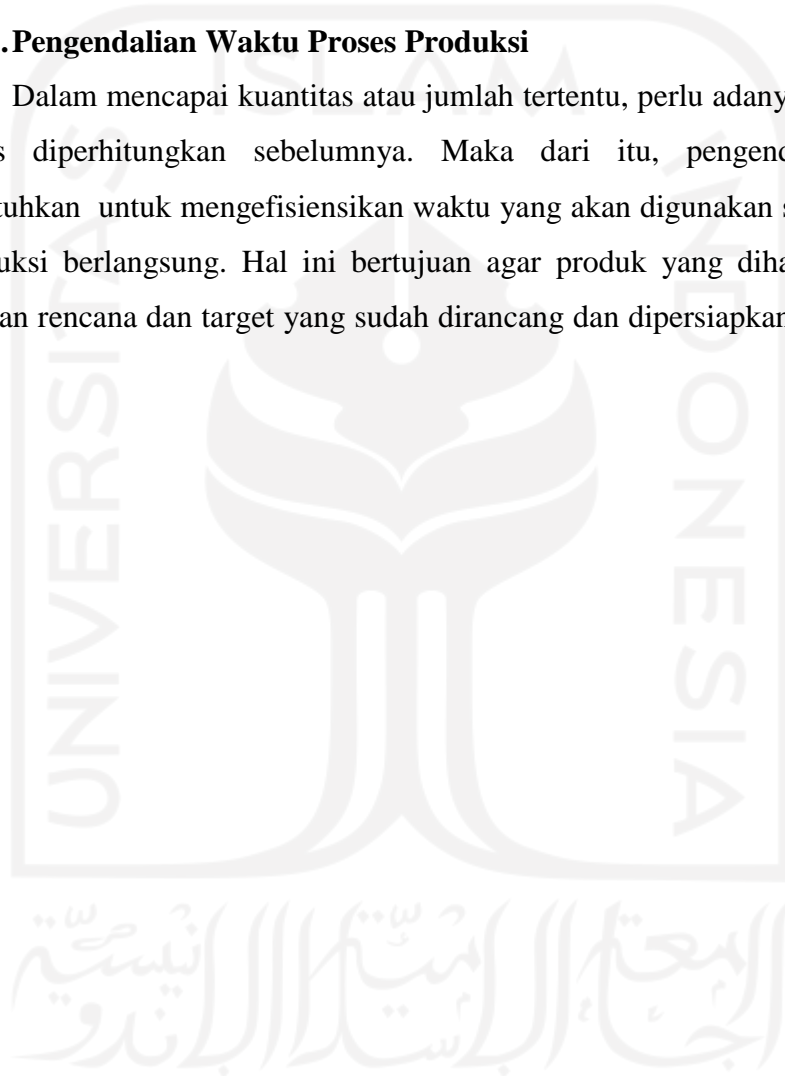
Pengendalian proses secara otomatis yang terdapat dalam mesin produksi dapat terjadi dengan berbagai cara, misalnya keadaan tekanan saat terjadinya reaksi, suhu operasi reaktor, banyaknya material dalam suatu alat dan lain-lain. Apabila terjadi penyimpangan terhadap bahan baku selama proses, maka secara otomatis mesin produksi akan berhenti.

3. Pengawasan kondisi parameter mesin

Pada pengawasan proses dengan cara ini lebih menekankan pada parameter - parameter mesin produksi yang sedang berjalan. Apabila tidak sesuai dengan standar maka harus diatur lagi *setting* mesinnya agar memenuhi standar yang telah ditentukan.

2.3.4. Pengendalian Waktu Proses Produksi

Dalam mencapai kuantitas atau jumlah tertentu, perlu adanya waktu yang harus diperhitungkan sebelumnya. Maka dari itu, pengendalian waktu dibutuhkan untuk mengefisiensikan waktu yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung. Hal ini bertujuan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan rencana dan target yang sudah dirancang dan dipersiapkan sebelumnya.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan Dikalsium Fosfat Dihidrat (DCPD) dengan cara mereaksikan asam fosfat dan kalsium hidroksida pada prinsipnya meliputi beberapa tahapan, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi di dalam reaktor
3. Tahap pembentukan produk
4. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan baku

Dalam tahap ini, tujuan yang diinginkan adalah menyiapkan Asam Fosfat *solution* dan Kalsium Hidroksida *solution* sebagai bahan baku utama sebelum nantinya akan direaksikan ke dalam reaktor. Asam Fosfat sendiri memiliki kemurnian sebesar 85% dan Kalsium Hidroksida memiliki kemurnian sebesar 96%. Dalam pengaplikasiannya, tahap persiapan bahan baku dibagi menjadi dua unit sesuai dengan perbedaan fase bahan baku sebelum direaksikan, yaitu:

1. Unit Persiapan Asam Fosfat (H_3PO_4)

Asam Fosfat sebagai bahan baku utama dalam kondisi cair dialirkan dari tangki penyimpanan (T-01) yang memiliki suhu $30^\circ C$ dan tekanan atmosfer. Selanjutnya dialirkan menuju Mixer (M-01) dengan media alir berupa pompa (P-01) untuk dilarutkan dengan air (H_2O) hingga mencapai kemurnian 85% dan konsentrasi 12,75 M. Kemudian, arus keluaran mixer satu diumpankan melalui pompa (P-02) menuju ke Reaktor (R-01).

2. Unit Persiapan Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$)

Kalsium Hidroksida dalam fase padat yang disimpan di dalam alat penyimpanan bahan padat (BIN-01) pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dialirkan menuju Mixer (M-02) untuk dilarutkan dengan air hingga memiliki kemurnian sebesar 96% dan konsentrasi 3,84 M. Kemudian, diumpankan melalui pompa (P-03) menuju ke reaktor (R-01).

3.1.2. Tahap Reaksi dalam Reaktor

Ada beberapa tujuan di dalam tahap ini, yaitu sebagai berikut:

1. Mereaksikan H_3PO_4 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari unit penyiapan bahan baku, sehingga nantinya akan terbentuk padatan DCPD ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) yang terlarut. Reaksi tersebut dilakukan di dalam reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)* / Reaktor Alir Tangki Berpengaduk. (RATB) yang beroperasi pada temperatur 35°C dan tekanan 1 atm serta konversi sebesar 95%.
2. Mempertahankan kondisi operasi di dalam reaktor, dimana reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah:



3.1.3. Tahap Pembentukan Produk

Setelah masuk ke dalam RATB, maka bahan baku dianggap telah tercampur secara sempurna. Reaksi pembentukan DCPD merupakan reaksi yang berlangsung secara eksotermis dan tidak dapat balik (*irreversible*). Reaksi akan menghasilkan panas dan meningkatkan temperatur reaktor sehingga suhu di dalam reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terbentuknya reaksi samping. Untuk mempertahankan kondisi operasi, maka ditambahkan pendingin berupa *coil* pendingin. Hasil keluaran reaktor berupa padatan DCPD yang terlarut bersama H_3PO_4 , $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan air. Kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju *Centrifuge* untuk dipisahkan antara padatan dan cairan sehingga dapat mengurangi kandungan air di dalamnya.

Filtrat yang keluar dari *Centrifuge* dialirkan menggunakan pompa (P-07) menuju Evaporator untuk dipekatkan terlebih dahulu sebelum nantinya akan dialirkan ke Reaktor 1 (R-01) sebagai arus *recycle*, hal ini dilakukan karena masih mengandung air yang cukup banyak. Arus *recycle* yang masuk ke Reaktor (R-01) juga berasal dari *RDVF* setelah proses awal berlangsung. Hasil dari Evaporator (EV-01) yang masih berbentuk padatan terlarut kemudian dipompa (P-08) dan diumpankan menuju Kristallizer (K-01) untuk proses pembentukan kristal DCPD dengan suhu rendah yaitu sebesar 37°C . Selanjutnya, hasil keluaran Kristallizer (K-01) dialirkan dengan pompa (P-10) menuju *RDVF* menggunakan proses pencucian.

3.1.4. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan hasil keluaran *RDVF* yang berupa *cake* dan *filtrate*. Produk utama adalah *cake* yang mengandung DCPD sebagai calon produk utama sedangkan produk lainnya adalah *filtrat* yang mengandung H_3PO_4 , $Ca(OH)_2$, DCPD (l), dan air. Filtrat tersebut akan diumpungkan ke reaktor (R-01) sebagai arus *recycle* setelah dipompa (P-12) terlebih dahulu untuk dipadatkan di dalam Evaporator (EV-01) yang bertujuan untuk mengurangi kandungan *filtrat* berlebih bersama dengan *filtrat* yang berasal dari *Centrifuge* sebelumnya.

Cake dari *RDVF* yang masih mengandung air sebanyak 10% dialirkan ke *Rotary Dryer* (RD-01) menggunakan *screw conveyor* (SC-02) yang beroperasi pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm untuk dikeringkan, sehingga dihasilkan 95% DCPD. Metode pengeringan di dalam RD-01 menggunakan hembusan udara panas yang berasal dari udara kering *Heat Exchanger* (HE-01), serta menggunakan *steam* sebagai media pemanas. Setelah dikeringkan, selanjutnya hasil keluaran berupa produk dibawa menggunakan *screw conveyor* (SC-03) dan diangkut menggunakan *bucket elevator* (BE-02) menuju BIN-2 untuk ditampung sementara sebagai produk utama sebelum menuju ke unit *packaging* untuk dikemas. Sedangkan, 5% air yang masih terkandung di dalam *Rotary Dryer* (RD-01) akan keluar bersama udara panas ke lingkungan.

3.2. Spesifikasi Alat Produk

Peralatan proses pabrik *Dicalcium Phosphate Dihydrate* ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) dengan kapasitas 30.000 ton/tahun terdiri dari :

3.2.1. *Mixing Tank I*

Kode	: M-01
Fungsi	: Tempat mencampurkan H_3PO_4 85% dan H_2O
Jenis	: Vessel vertical dengan pengaduk
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Kapasitas	: 1,615 m ³
Dimensi	
H _{total}	: 4,611 m
Diameter	: 2,45 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,438 inch
Tebal <i>head</i>	: 0,25 inch
<i>Impeller</i>	: <i>Disc six flat-blade oper turnine</i>
Jumlah	: 1 buah <i>impeller</i>
<i>Power</i>	: 25 Hp
Jumlah	: 1 buah

3.2.2. *Mixing Tank II*

Kode	: M-02
Fungsi	: Tempat mencampurkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 96% dan H_2O
Jenis	: Vessel vertical
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 11</i>
Kapasitas	: 1,617 m ³
Dimensi	
H _{total}	: 5,096 m
Diameter	: 1,272 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,149 inch
Tebal <i>head</i>	: 0,25 inch
<i>Impeller</i>	: <i>Disc six flat-blade open turnine</i>
Jumlah <i>impeller</i>	: 1 buah

Jumlah : 1 buah

Power : 45 Hp

3.2.3. Reaktor

Kode : R-01

Fungsi : Tempat mereaksikan H_3PO_4 (aq) dan $Ca(OH)_2$ (aq)

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (*CSTR*)

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

Kondisi Operasi

Temperatur : 35 °C

Tekanan : 1 atm

Pendingin : *coil*

Jumlah : 3 unit

Dimensi

Tinggi reaktor : 6,456 m

ID *Shell* : 4,304 m

Tebal *shell* : 0,312 inch

Tebal *head* : 0,25 in

Tipe pengaduk : *six flat blades turbin*

Putaran pengaduk : 1,133 rps

Daya Pengaduk : 75,00 Hp

Koil Pendingin

Diameter spiral : 0,490 m

Panjang koil : 83,799 m

Tinggi koil : 0,627 m

Diameter Pipa : 4,301 m

No. SCH : 40

Jumlah Lilitan : 9

Bahan Material : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

3.2.4. Centrifuge

Kode	: CF-01
Fungsi	: Tempat untuk memisahkan $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ dari air dan <i>impurities</i> lainnya
Jenis	: <i>Continuous Decanter Centrifuge</i>
Bahan	: <i>Stainlees Steel (austenitic) AISI type 316</i>
Power	: 200 Hp
Jumlah	: 1 unit
Gaya Sentrifugal	: 3,105 x <i>gravity</i>
Diameter Bowl	: 0,762 m
<i>Speed</i>	: 2,70 rpm
Panjang alat	: 2,434 m

3.2.5. Crystallizer

Kode	: K-01
Jenis	: <i>Countinus Strried Tank Crystallizer</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 C</i>
Fungsi	: Mengkristalkan DCPD dalam wujud <i>slurry</i> menjadi DCPD padat dalam bentuk kristal

Kondisi Operasi

Suhu	: 37 °C
Tekanan	: 1 atm

Dimensi

Diameter	: 0,631 m
Panjang	: 2,527 m
Kapasitas	: 16,283 m ³
Waktu Tinggal	: 1 jam
Tebal Head	: 0,246 inch
Tebal <i>Shell</i>	: 0,211 inch
Tinggi Head	: 0,050 m

Jaket Pendingin

Diameter	: 1,980 m
Tinggi	: 1,828 m
Power	: 1 Hp

3.2.6. Filter

Kode	: F-01
Fungsi	: Untuk memisahkan padatan dan cairan keluaran dari kristalizer

Jenis	: <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Jumlah	: 1 buah

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

Dimensi

Diameter	: 0,936 m
Panjang	: 1,873 m
Waktu Siklus	: 1 menit
Tebal <i>cake</i>	: 0,393 in
Kecepatan	: 1 rpm
Power	: 5 Hp

3.2.7. Rotary Dryer

Kode	: RD-01
Fungsi	: Mengurangi kandungan Cairan dalam produk DCPD sehingga didapatkan H ₂ O 5%

Jenis	: <i>Direct Contact Counter Current</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Low-alloy Steels SA-302 Grade B</i>
Jumlah	: 1 buah

Kondisi Operasi

Suhu bahan masuk	: 30 °C
Suhu bahan keluar	: 90 °C
Suhu udara masuk	: 110 °C
Suhu udara keluar	: 95,26 °C
Diameter	: 7,4524 m
Panjang	: 9,0860 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,187 inch
Power	: 5 Hp

3.2.8. Evaporator I

Kode	: EV-01
Fungsi	: Untuk menguapkan sebagian air yang terkandung pada aliran keluaran <i>Centrifuge</i> (CF-01)
Tipe	: <i>Long tube evaporator</i>
Kondisi Operasi	
Temperatur	: 130 °C
Tekanan	: 1,57 atm
Dimensi (Shell and Tube)	
OD <i>shell</i>	: 1,016 m
ID <i>shell</i>	: 0,99 m
<i>Pitch</i>	: 0,024 m
Jumlah <i>baffle</i>	: 9 buah
Tebal <i>bottom</i>	: 0,25 inch
Tebal <i>Shell</i>	: 0,187 inch
OD <i>tube</i>	: ¾ in 16 BWG
Panjang <i>tube</i>	: 9,144 m
Jumlah <i>tube</i>	: 1.330 <i>tube</i>
Deflektor	
ID deflector	: 0,101 m
OD deflector	: 1,676 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,333 in
Tebal <i>head</i>	: 0,25 in
Tinggi total	: 11,924 m
Bahan Konstruksi	: SA-167 Grade11 Type 316

3.2.9. Evaporator II

Kode : EV-02
 Fungsi : Untuk menguapkan sebagian air yang terkandung pada aliran keluaran Evaporator I

Tipe : *Long tube evaporator*

Kondisi Operasi

Temperatur : 100,196 °C

Tekanan : 1 atm

Dimensi (*Shell and Tube*)

OD *shell* : 0,914 m

ID *shell* : 0,889 m

Pitch : 0,024 m

Jumlah *baffle* : 10 buah

Tebal *shell* : 0,187 inch

Tebal *bottom* : 0,187 inch

OD *tube* : $\frac{3}{4}$ in 16 BWG

Panjang *tube* : 9,144 m

Jumlah *tube* : 1.102 *tube*

Deflektor

ID deflector : 3,625 in

OD deflector : 60 inch

Tebal *shell* : 0,1875 inch

Tebal *head* : 0,1875 inch

Tinggi total : 11,7952 m

Bahan Konstruksi : SA-167 Grade 11 Type 316

3.2.10 Storage Tank Asam Fosfat (H_3PO_4)

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku H_3PO_4 cair selama 14 hari
Jenis	: Silinder tegak (vertical) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>)
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>
Fasa	: Cair
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Waktu Penyimpanan	: 15 hari
Dimensi	
Volume	: 890.432,90 kg
Diameter <i>shell</i> (D)	: 18,288 m
Tinggi <i>shell</i> (Hs)	: 10,972 m
Tebal <i>shell</i> (ts)	: 0,5 inch
Tinggi atap	: 0,022 m
Tebal <i>head</i>	: 0,78 inch
Tinggi total	: 14,533 m
Tekanan Desain	: 17,64 psi

3.2.11 Solid Storage Kalsium Hidroksida (Ca(OH)₂)

Kode	: B-01
Fungsi	: Tempat menyimpan Ca(OH) ₂ padat selama 7 hari
Jenis	: <i>Silinder tegak dengan flat head dan conical bottom</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Fasa	: Padat

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

Dimensi

Volume <i>Design</i>	: 400.602,434 kg
Diameter BIN	: 9,223 m
Diameter konis bawah (d)	: 0,074 m
Tinggi BIN (Ht)	: 13,835 m
Tinggi <i>Cone</i>	: 4,580 m
Tebal konis (tc)	: 0,5 inch
Tebal <i>shell</i>	: 0,75 inch
Tekanan Desain	: 14,695 psi

3.2.12 Pompa

Setiap pompa berjumlah 2 unit untuk masing – masing pompa yang ada pada alat proses, dan jenis pompa yang digunakan adalah *Centrifugal Pump, single suction, single stage* dengan data yang ditunjukkan pada Tabel 3.1. dan Tabel 3.2. sebagai berikut :

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa

No.	Kode	Fungsi	Spesifikasi Pompa				
			Kapasitas (gpm)	Kecepatan Aliran (ft/s)	Ukuran Pipa (inch)	Efisiensi (%)	Power (Hp)
1.	P-01	Mengalirkan H ₃ PO ₄ dari Tangki Penyimpanan menuju ke <i>Mixing Tank (M-01)</i>	57,9456	8,581	- ID : 1,049 - OD : 1,320 - IPS : 1,0	69	1
2.	P-02	Mengalirkan H ₃ PO ₄ dari <i>Mixing Tank (M-01)</i> ke Reaktor (R-01)	23,3206	2,056	- ID : 3,068 - OD : 3,50 - IPS : 3,00	45	10
3.	P-03	Mengalirkan Ca(OH) ₂ dari <i>Mixing Tank (M-02)</i> ke Reaktor (R-01)	30,1942	2,153	- ID : 3,068 - OD : 3,50 - IPS : 1,0	50	1
4.	P-04	Mengalirkan keluaran Reaktor (R-01) ke R-02	8.956,5534	41,327	- ID : 4,026 - OD : 4,50 - IPS : 4,0	83	30
5.	P-05	Mengalirkan keluaran Reaktor (R-02) ke R-03	6.413,7737	38,993	- ID : 4,025 - OD : 4,50 - IPS : 4,0	92	20
6.	P-06	Mengalirkan keluaran Reaktor (R-03) menuju <i>Centrifuge</i>	16.635,4410	53,148	- ID : 3,068 - OD : 3,50 - IPS : 3,0	89	60

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

NO.	Kode	Fungsi	Spesifikasi Pompa				
			Kapasitas (gpm)	Kecepatan Aliran (ft/s)	Ukuran Pipa (inch)	Efisiensi (%)	Power (Hp)
7.	P-07	Mengalirkan keluaran <i>Centrifuge</i> ke Evaporator (EV-01)	2.032,40	43,012	- ID : 1,38 - OD : 1,66 - IPS : 0,25	60	7,5
8.	P-08	Mengalirkan keluaran <i>Centrifuge</i> ke Kristallizer	1.339,46	32,043	- ID : 4,026 - OD : 4,5 - IPS : 4,0	90	5
9.	P-09	Mengalirkan keluaran Evaporator (EV-02) ke Kristallizer	13.933,32	73,489	- ID : 7,081 - OD : 8,625 - IPS : 8,0	85	60
10.	P-10	Mengalirkan keluaran Kristallizer ke <i>RDVF</i>	1.444,91	28,951	- ID : 3,068 - OD : 3,50 - IPS : 3,0	84	5
11.	P-11	Mengalirkan keluaran Evaporator (EV-01) ke (EV-02)	25.234,65	62,644	- ID : 6,065 - OD : 6,625 - IPS : 6,0	90	75
12.	P-12	Mengalirkan keluaran <i>RDVF</i> ke Evaporator (EV-01)	1.072,73	28,064	- ID : 3,068 - OD : 3,50 - IPS : 3,0	84	5
13.	P-13	Mengalirkan keluaran Evaporator (EV-01) ke Reaktor (R-01)	905,81	36,910	- ID : 4,025 - OD : 4,50 - IPS : 4,0	79	3

3.2.13 Heater (H-01)

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran *Heater* (HE-01) sebelum masuk ke *Rotary Dryer* (RD-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

- t_{in} : 30 °C
- t_{out} : 110 °C

Fluida Panas

- T_{in} : 200 °C
- T_{out} : 200 °C

Spesifikasi *Shell* (*Annulus : Steam*)

- *ID Shell* : 31 in
- *Baffle Spacing* : 6,2 in
- *Passes* : 1
- *Pressure drop* : 0,457 psi

Spesifikasi *Tube* (*Inner Pipe: fluida dingin*)

- *ID* : 0,62 in
- *OD* : 0,75 in
- *BWG* : 18
- *Panjang Tube* : 20 ft
- *Passes* : 1
- *Pressure Drop* : 0,099 psi

Luas Transfer Panas : 1.336,01 ft²

Jumlah : 1 buah

3.2.14 Cooler (CO-01)

Tugas : Mendinginkan keluaran Evaporator 2 (EV-02) menuju Reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Fluida Dingin (*Water*)

- t_{in} : 30 °C
- t_{out} : 33 °C

Fluida Panas

- T_{in} : 100 °C
- T_{out} : 35 °C

Annulus (*Air Pendingin*)

- ID : 2,469 in
- OD : 2,88 in
- *Pressure drop* : 17,536 psi

Inner Pipe (Fluida Panas)

- ID : 1,61 inch
- OD : 1,9 inch
- *Pressure Dropp* : 18,6894 psi

Luas Transfer Panas : 173,7657 ft²

Luas *Hairpain* : 4 buah

Jumlah : 1 buah

3.2.15 Conveyor

Conveyor berfungsi untuk memindahkan material kecil untuk selanjutnya diumpankan ke *Bucket Elevator* di beberapa alat proses, jenis *Conveyor* yang digunakan adalah *Screw Conveyor* dengan bahan *Carbon Steel* dengan data yang ditunjukkan pada Tabel 3.3 sebagai berikut:

Tabel 3.3 Spesifikasi *Conveyor*

No.	Kode	Fungsi	Spesifikasi			
			Diameter	Panjang	Kecepatan	Power
1.	SC-01	Mengumpankan Ca(OH)_2 dari BIN-01 ke M-01	9 inch	0,835 m	90 rpm	0,5 Hp
2.	SC-02	Mengumpankan keluaran RDVF berupa <i>cake</i> ke RD	9 inch	0,106 m	90 rpm	0,5 Hp
3.	SC-03	Mengumpankan keluaran RD berupa produk akhir ke BE-02	9 inch	0,469 m	90 rpm	0,5 Hp

3.2.16 Bucket Elevator (BE-01)

Kode	: BE-01
Fungsi	: Membawa padatan dari <i>screw conveyor</i> (SC-02) menuju Mixer (M-02)
Jenis	: <i>Centrifugal</i>
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade D</i>
Panjang	: 0,203 m
Lebar	: 0,139 m
Tinggi	: 6 m
Kecepatan	: 11,241 ft/menit
Power	: 1/8 Hp

3.2.17 Bucket Elevator (BE-02)

Kode	: BE-02
Fungsi	: Mengangkut keluaran SC-03 berupa produk utama menuju BIN-02
Jenis	: <i>Centrifugal</i>
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade D</i>
Panjang	: 0,2032 m
Lebar	: 0,1397 m
Tinggi	: 16 m
Power	: ¾ Hp

3.2.18 Blower

Fungsi	: Untuk mengalirkan udara ke HE-01 sehingga diperoleh udara panas yang berfungsi sebagai media pengering di RD
Jenis	: <i>Blower Centrifugal</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Suhu Operasi	: 30 °C
Tekanan	: 3,228 psi
Laju Volumetrik udara	: 79.177,58 ft ³ /mnt
Daya Blower	: 90 HP

3.2.19 Filter Udara

Fungsi	: Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara
Jenis	: <i>Bag House Filter</i>

Spesifikasi

Diameter <i>Bag</i>	: 0,2032 m
Panjang <i>Bag</i>	: 2,4384 m
Jumlah <i>Bag</i>	: 1 buah
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

3.2.20 Fan Cooler

Kode	: FC-01
Fungsi	: Menurunkan suhu produk keluaran RD-01 menuju BIN-02
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-516 70</i>
Panjang	: 2,180 m
Lebar	: 1,453 m
Tinggi	: 0,363 m
Power	: 10 Hp

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan berdasarkan pada kebutuhan dikalsium fosfat dihidrat, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal suatu pabrik yang akan dibangun. Dari pertimbangan yang ada menunjukkan bahwa kebutuhan DCPD setiap tahunnya akan meningkat, hal ini dilihat dari perkembangan industri-industri yang menggunakan DCPD. Dapat juga dilihat dari kapasitas-kapasitas pabrik yang memproduksi DCPD yang telah berdiri. Maka dari itu, untuk meminimalisir nilai impor ke dalam negeri, didirikanlah pabrik DCPD dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun.

3.3.3 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku asam fosfat (H_3PO_4) diperoleh dari PT. Petrokimia, Gresik dan kalsium hidroksida ($Ca(OH)_2$) diperoleh dari CV. Yudhistira, Malang.

3.3.3 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Dalam hal analisis kebutuhan peralatan proses ini berkaitan dengan kemampuan peralatan yang menunjang kelancaran suatu proses berdasarkan umur suatu alat dan pemeliharaan alat (*maintenance*). Dengan adanya analisis kebutuhan alat proses maka dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses atau yang cocok digunakan untuk pembuatan produk, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1.Lokasi Pabrik

Lokasi merupakan salah satu kegiatan awal yang harus ditentukan sebelum perusahaan mulai beroperasi. Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting karena lokasi pabrik yang terencana dengan baik akan menentukan efisiensi dan efektivitas kegiatan produksi serta akan menjaga kelangsungan dan keberhasilan suatu pabrik.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

1. Sumber bahan baku
2. Pemasaran produk
3. Transportasi
4. Utilitas
5. Tenaga kerja
6. Ketersediaan lahan yang memadai
7. Keadaan iklim

Dengan mempertimbangkan keenam faktor di atas maka lokasi pabrik yang dipilih adalah Kawasan Industri Gresik JIPE, Manyar, Gresik Jawa Timur. Dengan pertimbangan-pertimbangan yang dipilih adalah sebagai berikut:

1. Sumber bahan baku

Bahan baku utama pada proses pembuatan *Dicalcium Phosphate Dihydrate* ada 2, yaitu asam fosfat dan kalsium hidroksida. Bahan baku diperoleh dari provinsi yang sama dengan tempat berdirinya pabrik, yaitu :

- a. Asam Fosfat (H_3PO_4)
Asam Fosfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik, Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur.
- b. Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$)
Kalsium Hidroksida diperoleh dari CV. Yudhistira Malang Provinsi Jawa Timur.

2. Pemasaran produk

Pabrik didirikan untuk memenuhi kebutuhan DCPD dalam negeri. Di Indonesia, salah satu industri yang banyak menggunakan *Dicalcium Phosphate Dihydrate* adalah industri pakan ternak. Sebagian besar industri pakan ternak terdapat di Propinsi Jawa Timur, sehingga pemasaran produknya relatif dekat. Selain itu, letak daerah Gresik sangat memudahkan proses pemasaran untuk menjangkau kota-kota besar di Pulau Jawa, Sumatera dan Sulawesi sehingga produknya juga dapat dipasarkan di luar daerah Jawa Timur.

3. Transportasi

Di daerah Gresik tersedia sarana dan prasarana transportasi yang memadai sehingga dapat mendukung proses distribusi produk maupun bahan baku. Transportasi yang dapat digunakan dapat melalui jalur darat dengan tersedianya jalan tol yang menghubungkan ke Jalur Pantura, dan melalui jalur laut dengan tersedianya Pelabuhan Tanjung Perak serta melalui jalur udara dengan tersedianya Bandara Udara Djuanda.

4. Utilitas

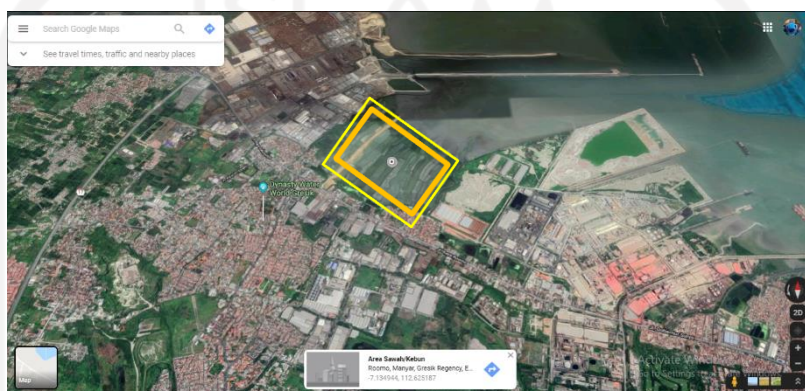
Unit utilitas yang terdiri dari penyediaan air, *steam* dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku untuk unit-unit tersebut. Untuk unit penyediaan air diperlukan air yang diperoleh dari Laut Jawa (Pantai Dalegan). Selain dibutuhkan air, unit penyediaan *steam* dan listrik juga memerlukan bahan bakar. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair yaitu solar yang diperoleh dari PT. Pertamina Gresik.

5. Tenaga kerja

Tenaga kerja tidak mudah didapatkan di setiap daerah tapi biasanya banyak berada di daerah yang dekat dengan pusat-pusat pendidikan. Di daerah Jawa Timur, banyak terdapat pusat pendidikan sehingga kebutuhan akan tenaga kerja dapat terpenuhi. Selain itu tenaga kerja juga dapat didatangkan dari daerah-daerah lain disekitarnya.

6. Ketersediaan lahan yang memadai

Gresik merupakan daerah dengan jumlah penduduk yang relatif banyak, tetapi sebagai kawasan industri perluasan pemukiman penduduk telah dibatasi agar upaya perluasan pabrik dan aktivitas pabrik dapat berjalan dengan lancar. Peruntukan kawasan industri masih relatif luas, yaitu sekitar 12.448,03 ha (Sumber: www.jdih.setjen.kemendagri.go.id. Diakses pada 3 November 2020). Gambar 4.1. menunjukkan gambar satelit dari rencana lokasi pendirian.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

7. Keadaan iklim

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan kebutuhan peralatan pendingin yang lebih banyak sedangkan iklim yang terlalu dingin atau lembab akan mengakibatkan bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena akan diperlukan perlindungan khusus pada alat-alat proses. Daerah Gresik merupakan daerah tropis sehingga memiliki iklim yang kering dengan curah hujan yang cukup tinggi sehingga Gresik sangat cocok untuk dijadikan lokasi pabrik DCPD. Gresik memiliki temperatur udara sekitar 20 °C pada malam hari dan 35 °C pada pagi hari. (Sumber: www.jdih.setjen.kemendagri.go.id. Tanggal: 3 November 2020).

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

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

a. Kebijakan Pemerintah

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kebijakan pemerintah yang terkait didalamnya. Kawasan Industri Gresik merupakan kawasan yang disiapkan untuk industri sehingga pembangunan dan pengembangan di daerah tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

b. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan oleh tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik berdiri di sekitar kawasan tersebut. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

c. Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan Prasarana sosial yang disediakan berupa penyediaan sarana umum seperti tempat ibadah, sekolah , rumah sakit serta adanya penyediaan bengkel industri.

4.2. Tata Letak Pabrik

Menurut James A Moore, tata letak pabrik merupakan rencana dari keseluruhan tata fasilitas industri yang berada di dalamnya, termasuk bagaimana penempatan pada personel, operasi gudang, pemindahan material peralatan produksi dan alat pendukung lain sehingga akan dapat mencapai suatu tujuan yang optimum dengan menggunakan fasilitas yang ada di dalam pabrik. Tujuan utama dari tata letak pabrik ini adalah untuk meminimalisir biaya dan meningkatkan efisiensi dalam pengaturan segala fasilitas produksi dan area kerja sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar, efektif dan efisien. Pengaturan tata letak harus mempertimbangkan bagaimana cara mencapai hal – hal berikut:

- a. Pemanfaatan semaksimal mungkin atas ruang, fasilitas dan tenaga kerja.
- b. Aliran informasi, barang atau tenaga kerja secara efektif dan efisien.
- c. Kepuasan dan keselamatan kerja sehingga memberikan suasana kerja yang nyaman, aman, tertib dan rapi sehingga kinerja karyawan menjadi lebih baik.
- d. Meningkatkan interaksi perusahaan dengan konsumen.
- e. Peningkatan fleksibilitas yaitu dapat mengantisipasi perubahan teknologi, komunikasi dan kebutuhan konsumen.
- f. Aspek lingkungan hidup dan estetika yang sesuai.

Berdasarkan faktor di atas, maka pengaturan tata letak pabrik *Dicalcium Phosphate Dihydrate* untuk penempatan bangunan dalam kawasan pabrik tersebut dapat direncanakan sebagai berikut :

1. Area proses

Area proses merupakan tempat berlangsungnya proses produksi *Dicalcium Phosphate Dihydrate*, daerah ini diletakkan pada lokasi yang memudahkan pasokan bahan baku dari tempat penyimpanan dan pengiriman produk ke area penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area penyimpanan

Area penyimpanan merupakan tempat penyimpanan bahan baku dan produk yang dihasilkan. Penyimpanan bahan baku dan produk direncanakan akan terletak di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan, termasuk tempat parkir yang luas.

3. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

Area ini merupakan perbengkelan untuk melakukan kegiatan perawatan dan perbaikan peralatan sesuai dengan kebutuhan pabrik.

4. Area Utilitas / Sarana Penunjang

Area ini merupakan lokasi alat-alat penunjang produksi yang berupa tempat penyediaan air, tenaga listrik, pemanas dan sarana pengolahan limbah.

5. Area Administrasi dan Perkantoran

Area administrasi dan perkantoran merupakan daerah pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak terkait, baik pihak luar maupun dalam.

6. Area laboratorium

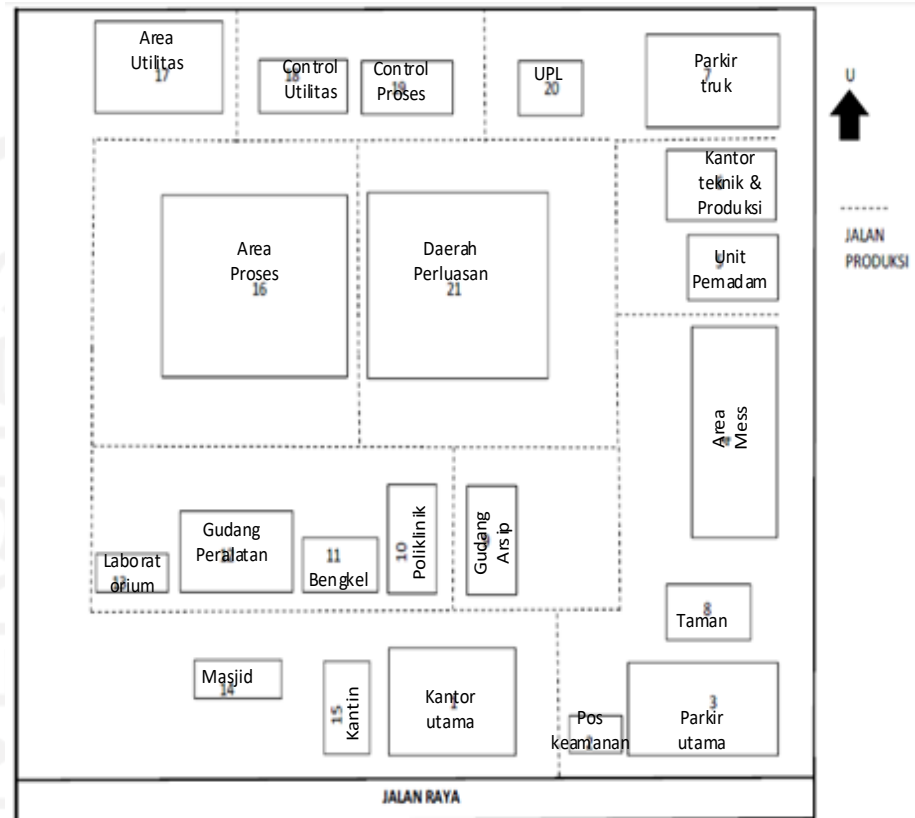
Area ini merupakan tempat untuk *quality control* terhadap produk ataupun bahan baku, serta tempat untuk melakukan penelitian dan pengembangan (*research and development*).

7. Fasilitas umum

Fasilitas umum terdiri dari kantin, klinik pengobatan, lapangan parkir serta masjid sebagai tempat peribadatan. Fasilitas umum ini diletakan sedemikian rupa sehingga seluruh karyawan dapat memanfaatkannya.

8. Area Perluasan

Area ini dibangun untuk persiapan perluasan pabrik di masa yang akan datang. Perluasan pabrik dilakukan karena peningkatan kapasitas produksi akibat adanya peningkatan produk.



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik *Dicalcium Phosphate Dihydrate*

Skala = 1:1000

Tabel 4. 1 Area Bangunan Pabrik Pra Rancangan *Dicalcium Phosphate Dihydrate*

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	80	60	4800
2	Area Utilitas	60	50	3000
3	Bengkel	20	10	200
4	Gudang Peralatan	20	15	300
5	Kantin	15	10	150
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	15	300
7	Kantor Utama	30	20	600
8	Laboratorium	20	15	300
9	Parkir Truk	25	15	375
10	Gudang Arsip	10	10	100
11	Poliklinik	10	10	100
12	Pos Keamanan	5	5	25
13	Control Room	10	15	150
14	Control Utilitas	10	10	100
15	Area Mess	40	30	1200
16	Masjid	20	10	200
17	Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
18	Taman	20	30	600
19	Jalan	1000	3	3000
20	Daerah Perluasan	40	30	5000
21	Gedung Serba Guna	30	20	600
22	UPL	20	10	200
23	Parkir Utama	60	30	1800
	Luas Tanah			23200
	Luas Bangunan			12425

4.3.Tata Letak Alat Proses

Konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses bergantung kepada bagaimana peralatan proses itu disusun. Faktor - faktor yang dapat dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses adalah :

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi. Hal – hal yang perlu diperhatikan salah satunya adalah pada penempatan pipa, baik pipa yang dipasang di atas permukaan tanah maupun pipa yang dipasang di bawah permukaan tanah.

4.3.2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat (udara tertahan) yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga terjadinya pengendapan, dan dapat membahayakan keselamatan para tenaga kerja. Selain itu, perlu diperhatikan arah hembusan angin agar dapat menjaga keselamatan para tenaga kerja yang bekerja di ketinggian.

4.3.3. Pencahayaan

Penerangan atau pencahayaan pada seluruh pabrik harus memadai dan sesuai dengan standar pabrik, terutama pada letak unit proses yang berbahaya atau berisiko tinggi perlu dijaga agar tidak terjadi ledakan atau percikan pada penerangan di tempat-tempat proses tersebut berlangsung.

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

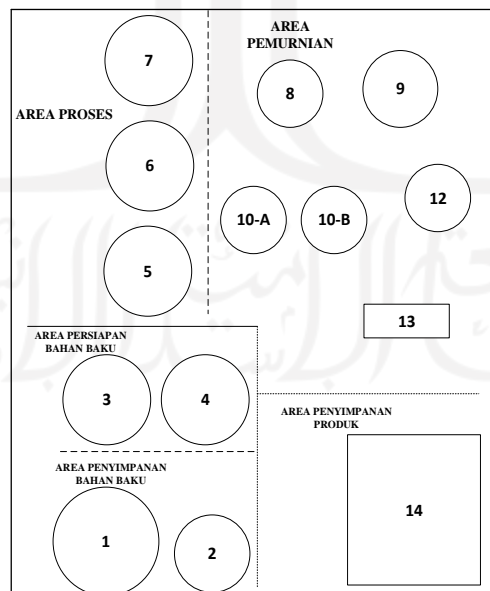
Tata letak peralatan perlu diperhatikan agar para pekerja dapat mencapai keseluruhan letak unit alat proses dengan cepat dan mudah sehingga waktu yang dibutuhkan pekerja tidak terlalu lama sehingga jalannya proses produksi dapat berjalan secara efisien. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat dan tanggap untuk diperbaiki agar tidak terlalu mengganggu proses produksi yang sedang berjalan, selain itu keamanan para pekerja selama bertugas perlu diprioritaskan.

4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

Biaya produksi dapat diminimalisasi dengan cara menempatkan peralatan sedemikian rupa sehingga alat transportasi yang digunakan lebih efisien.

4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Jarak antar alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dapat dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi resiko besar seperti ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat proses lainnya. Berikut *lay out* pabrik pra rancangan *Dicalcium Phosphate Dihydrate* yang ditunjukkan pada Gambar 4.3. Letak Alat Proses, sebagai berikut :

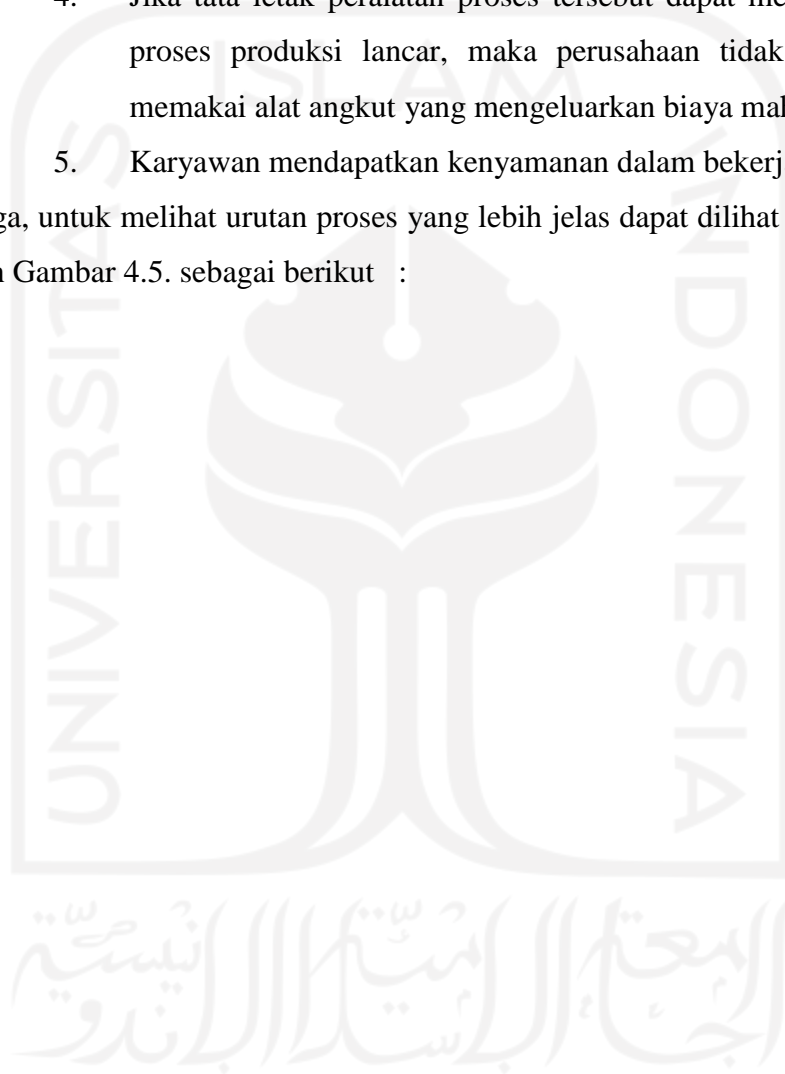


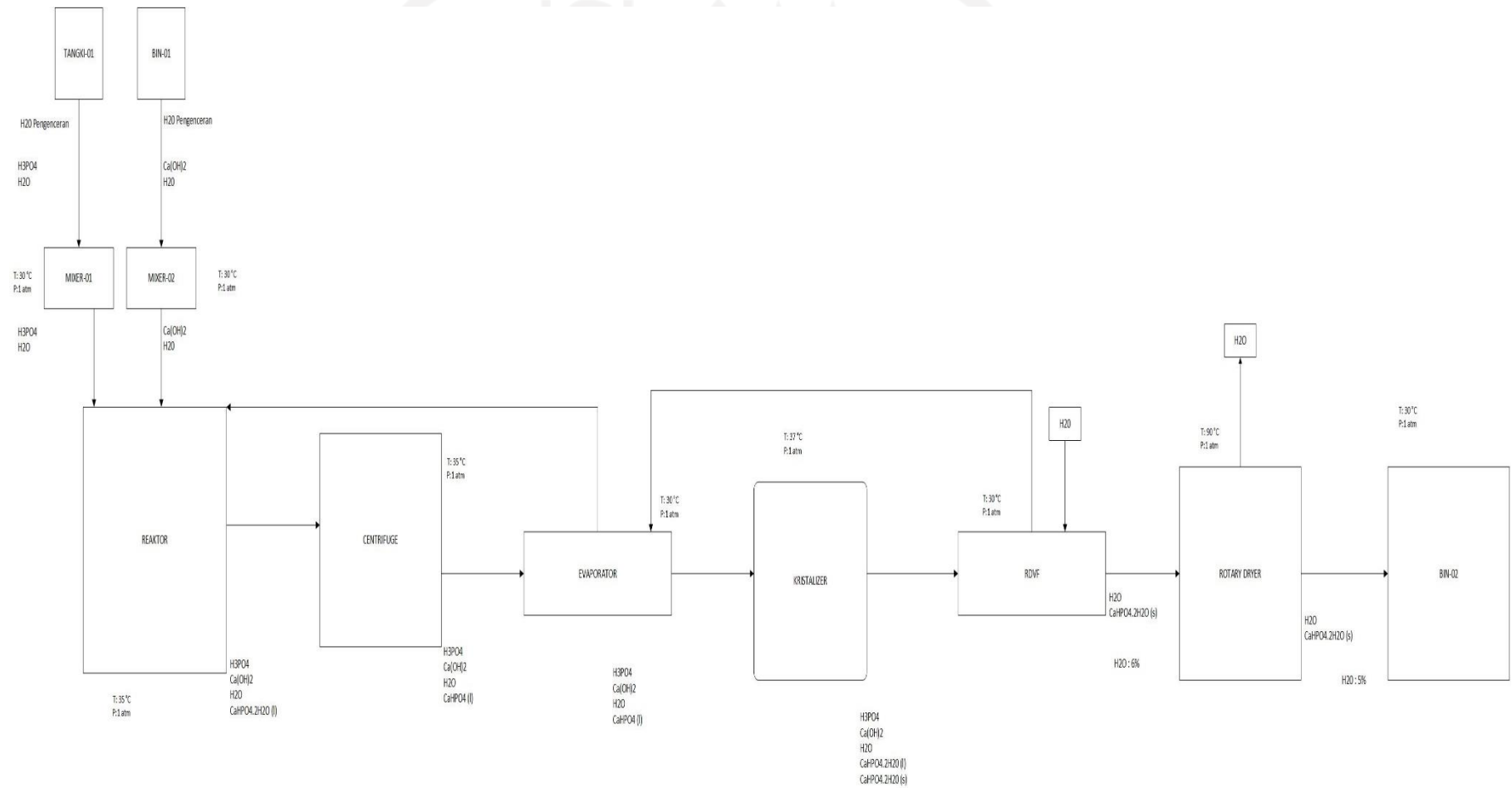
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa dengan tujuan :

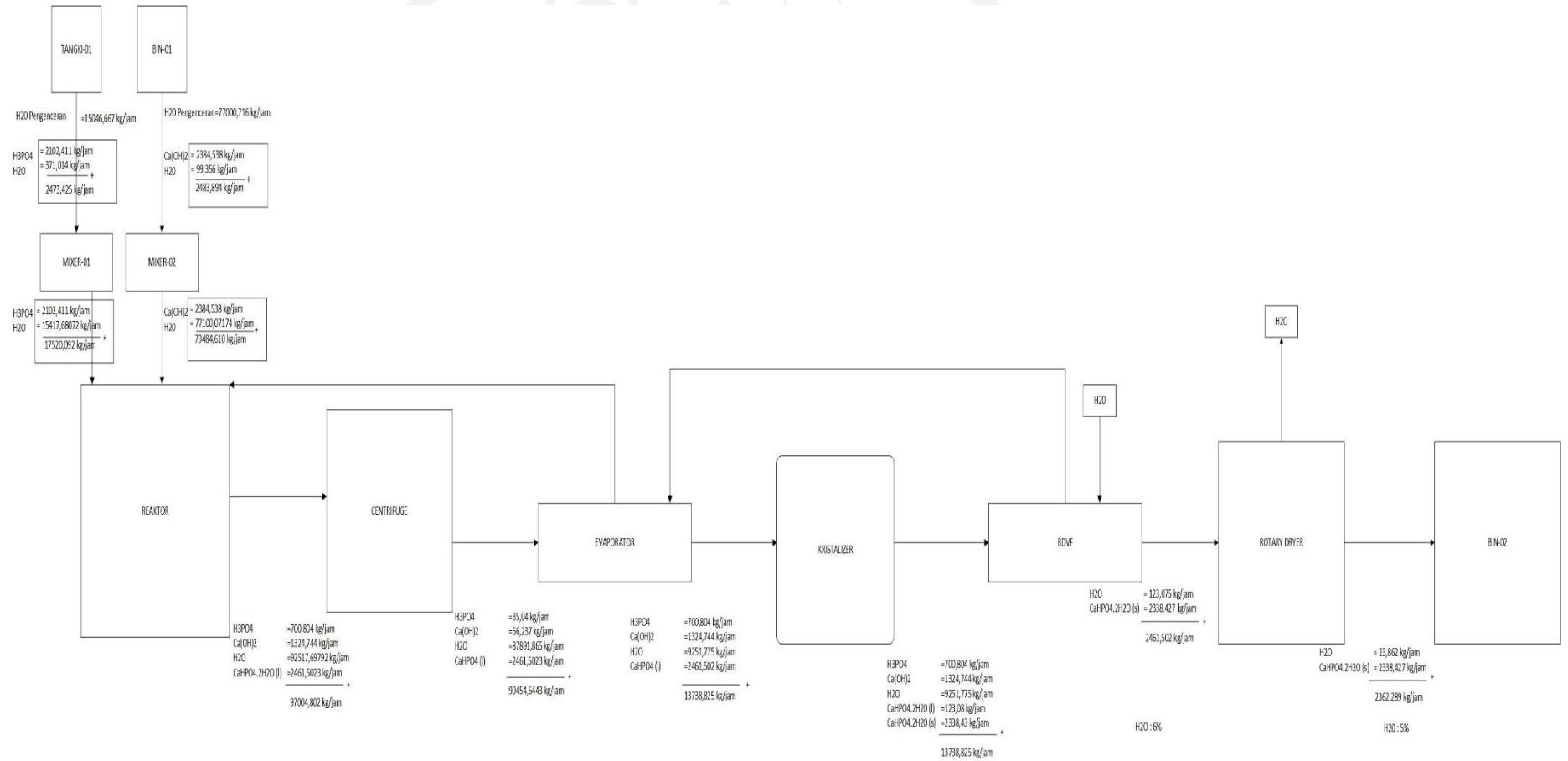
1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat membuat kebutuhan luas rantai lebih efektif
3. Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak terlalu dibutuhkan
4. Jika tata letak peralatan proses tersebut dapat membuat urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut yang mengeluarkan biaya mahal
5. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja

Sehingga, untuk melihat urutan proses yang lebih jelas dapat dilihat pada Gambar 4.4. dan Gambar 4.5. sebagai berikut :





Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

1. Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Nomer Arus (kg/jam)										
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
H ₃ PO ₄	2.202,411	-	2.102,411	-	-	-	2.102,411	-	700,804	700,804	665,7
Ca(OH) ₂	-	-	-	2.384,538	-	2.384,538	-	2.384,538	1.324,7	1324,7	1.258,506
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	-	-	-	-	-	-	-	-	2.461,50	2.461,50	-
H ₂ O	371,014	-	15.417,680	99,356	-	770.000,71	15.417,7	77.100,07	92.517,1	92.517,7	4.625,887
H ₂ O Pengenceran	-	15.046,67	-	-	770.000,71	-	-	-	-	-	-
TOTAL	2.473,425	15.046,67	17.520,092	2.483,9	770.000,71	79.484,610	17.520,092	79.484,610	94.543,274	97.004,8	6.550,157

Tabel 4. 3 Neraca Massa Total (lanjutan)

Komponen	Nomer Arus (kg/jam)									
	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20	Arus 21
H ₃ PO ₄	35,0	665,763	35,040	-	700,80	700,80	700,8	700,8	-	700,8
Ca(OH) ₂	66,23	1.258,50	66,237	-	1.324,74	1.324,7	1.324,7	1.324,7	-	1.324,7
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	-	-	-	-	-	-	2.338,4	2.338,4	-	2.338,4
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	2.461,50	-	2.461,50	-	2.461,502	2.461,5	123,1	123,1	-	-
H ₂ O	87.891,9	4.652,88	87.891,86	83.265,98	9.251,77	9.251,77	9.251,77	9.251,775	6,154	8.795,34
H ₂ O Pengenceran	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	90.454,65	6.550,15	90.454,64	83.265,98	13.738,82	13.738,82	13.738,82	13.738,82	6,154	13.159,31

Tabel 4. 4 Neraca
Massa Total (lanjutan)

Komponen	Nomer Arus (Kg/jam)			
	Arus 22	Arus 23	Arus 24	Arus 25
H ₃ PO ₄	-	-	-	-
Ca(OH) ₂	-	-	-	-
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	-	2.338,427	2.338,427	-
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	123,1	-	-	-
H ₂ O	462,589	123,01	23,862	99,214
H ₂ O Pengenceran	-	-	-	-
TOTAL	585,664	2.461,502	2/362,289	99,214

2. Neraca Massa Tiap Alat Besar

1. Neraca Massa Mixer-01 (M-01)

Tabel 4. 5 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₃ PO ₄	2.102,411	-	2.102,411
H ₂ O	371,014	-	15.417,7
H ₂ O pengenceran	-	15.046,67	-
Sub Total	2.473,425	15.046,67	17.520,092
Total	17.520,092		17.520,092

2. Neraca Massa di Mixer-02 (M-02)

Tabel 4. 6 Neraca Massa Mixer-02

Komponen	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
Ca(OH) ₂	2.384,538	-	2.384,538
H ₂ O	99,536	-	77.100,071
H ₂ O pengenceran	-	77.000,716	
Sub Total	2.483,894	77.000,716	79.484,610
Total	79.484,610		79.484,610

3. Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor (*Recycle*)

Komponen	INPUT (kg/jam)			OUTPUT (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 16	Arus 9
H ₃ PO ₄	735,844	-	35,040	770,884
Ca(OH) ₂	-	1.390,981	66,237	1.457,218
CaHPO ₄ .2H ₂ O	-	-	2.461,502	2.461,502
H ₂ O	676,496	676,496	14.164,044	15.517,036
sub total	1.412,340	2.067,477	1228,245	20.206,641
Total	20.206,641			20.206,641

4. Neraca Massa Reaktor-02 (R-02)

Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor-02 (*Recycle*)

Komponen	<i>Fresh Feed</i> (kg/jam)	<i>Recycle</i> (kg/jam)
H ₃ PO ₄	770,804	335,817
Ca(OH) ₂	1.457,218	1.048,767
CaHPO ₄ .2H ₂ O	2.461,502	1.820,512
H ₂ O	15.517,036	17.001,545
Total	20.206,641	20.206,641

5. Neraca Massa Reaktor-03 (R-03)

Tabel 4. 9 Neraca Massa Reaktor-03

Komponen	<i>Fresh Feed</i> (kg/jam)	<i>Recycle</i> (kg/jam)
H ₃ PO ₄	335,817	228,865
Ca(OH) ₂	1.408,767	967,897
CaHPO ₄ .2H ₂ O	1.820,512	1.632,683
H ₂ O	17.001,545	17.377,196
Total	20.206,641	20.206,641

6. Neraca Massa *Centrifuge-01* (CF-01)Tabel 4. 10 Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₃ PO ₄	700,804	665,763	35,0
Ca(OH) ₂	1.324,744	1.258,506	66,23
CaHPO ₄ .2H ₂ O	2.461,5023	-	2.461,5023
H ₂ O	92.517,752	4.625,887	87.891,864
sub total	97.004,802	6.550,157	90.454,644
Total	97.004,802	97.004,802	

7. Neraca Massa Kristallizer-01 (K-01)

Tabel 4. 11 Neraca Massa Kristallizer

Komponen	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/jam)
	Arus 17	Arus 18
H ₃ PO ₄	700,8	700,8
Ca(OH) ₂	1.324,7	1.324,7
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	-	2.338,4
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	2.461,5	123,1
H ₂ O	9.251,775	9.251,775
Total	13.738,825	13.738,825

8. Neraca Massa *RDVF-01* (F-01)Tabel 4. 12 Neraca Massa *RDVF-01*

Komponen	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21	Arus 22
H ₃ PO ₄	700,804	-	700,804	-
Ca(OH) ₂	1.324,744	-	1.324,744	-
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	2.338,427	-	2.338,427	-
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	123,1	-	-	123,1
H ₂ O	1.551,704	6,154	1.480,272	77,585
Sub Total	6.038,753	6,154	5.844,247	200,660
Total	6.044,907		6.044,907	

9. Neraca Massa Evaporator-01 (EV-01)

Tabel 4. 13 Neraca Massa Evaporator-01

Komponen	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	-	2.461,502	-	2.461,502
H ₃ PO ₄	665,763	35,040	-	700,804
Ca(OH) ₂	1.258,506	66,237	-	1.324,744
H ₂ O	4.625,888	87.891,865	83.265,977	9.251,775
Sub Total	6.550,157	90.454,644	41952,785	13.738,825
Total	97.004,802		97.004,802	

10. Neraca Massa Rotary Dryer-01 (RD-01)

Tabel 4. 14 Neraca Massa Rotary Dryer-01

Komponen	INPUT (kg/jam)	OUTPUT (kg/Jam)	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	2.338,427	2.338,427	-
H ₂ O	123,1	23,862	99,214
Sub Total	2.461,502	2.362,289	99,214
Total	2.461,502	2.461,502	

4.4.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas Mixer-01 (M-01)

Tabel 4. 15 Neraca Panas Mixer Stage 1

Komponen	INPUT (kJ/jam)	OUTPUT (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	12.627,16	12.627,16
H ₂ O	392.756,39	392.756,39
Total	405.383,55	405.383,55

2. Neraca Panas Mixer-02 (M-02)

Tabel 4. 16 Neraca Panas Mixer Stage 2

Komponen	INPUT (kJ/jam)	OUTPUT (kJ/jam)
Ca(OH) ₂	3.437,39	3.437,39
H ₂ O	1.964.079,21	1.964.079,21
Total	1.967.516,60	1.967.516,60

3. Neraca Panas Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 17 Neraca Panas Reaktor-01

KOMPONEN	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Reaksi (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)	Pendingin (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	1.098.207,75	14.816,610	1.104,614,84	21.223,69
Ca(OH) ₂				
CaHPO ₄ .2H ₂ O				
H ₂ O				
Air Pendingin				
Sub Total				
Total	1.083.391,14		1.083.391,14	

4. Neraca Panas Reaktor-02 (R-02)

Tabel 4. 18 Neraca Panas Reaktor-02

KOMPONEN	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Reaksi (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)	Pendingin (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	1.079.330,78	29.551,63	1.100.432,89	50.613,73
Ca(OH) ₂				
CaHPO ₄ .2H ₂ O				
H ₂ O				
Air Pendingin				
Sub Total				
Total	1.049.819,15		1.049.819,15	

5. Neraca Panas Reaktor-03 (R-03)

Tabel 4. 19 Neraca Panas Reaktor-03

KOMPONEN	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Reaksi (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)	Pendingin (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	1.098.207,75	14.816,61	1.104.614,84	21.223,69
Ca(OH) ₂				
CaHPO ₄ .2H ₂ O				
H ₂ O				
Air Pendingin				
Sub Total				
Total	1.083.391,14		1.083.391,14	

6. Neraca Panas *Centrifuge-01 (CF-01)*Tabel 4. 20 Neraca Panas *Centrifuge-01*

Komponen	INPUT (kJ/jam)	OUTPUT (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	18.316,88	18.316,88
Ca(OH) ₂	3.826,20	3.826,20
CaHPO ₄ .2H ₂ O	28.149,43	28.149,43
H ₂ O	3.874.690,19	3.874.690,19
Total	3.924.928,72	3.924.928,72

7. Neraca Panas Kristallizer-01 (K-01)

Tabel 4. 21 Neraca Panas Kristallizer-01

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Pengkristalan (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	22.001,49	-	22.001,49
Ca(OH) ₂	4.591,44	-	4.591,44
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	-	32.090,35	32.090,35
CaHPO ₄ .2H ₂ O (l)	33.779,32	1.688,96	1.688,96
H ₂ O	464.844,09	-	464.844,09
Panas Pengkristalan	-	1.875.198,715	-
Panas pendingin	-	-	1.875.198,71
SUB TOTAL	525.216,35	1.908.978,038	2.400.415,07
TOTAL		2.434.194,39	2.434.194,39

8. Neraca Panas RDVF-01 (F-01)

Tabel 4. 22 Neraca Panas RDVF-01

Komponen	Input	Output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
Q input	2.697.356	-
Q air pencuci	251	-
Q out	-	652.272
Q loss	-	-2.045.335
Total	2.697.607	2.697.607

9. Neraca Panas *Rotary Dryer-01* (RD-01)Tabel 4. 23 Neraca Panas *Rotary Dryer-01*

Komponen	INPUT (kJ/jam)	OUTPUT (kJ/jam)
CaHPO ₄ .2H ₂ O (s)	26.741,96	13.370,98
H ₂ O	6.274,65	608,92
Udara Panas	47.453.799,38	43.321.583,80
Q loss	-	4.132.215,57
Total	47.486.815,99	47.486.815,99

10. Neraca Panas Evaporator-01 (EV-01)

Tabel 4. 24 Neraca Panas RDVF-01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H1	33.820.347,98	-
H2	-	29.080.589,18
H3	-	18.223.279,55
H vap	-	91.676.407
Steam	129.211.626,24	-
Total	163.031.974,23	163.031.974,23

11. Neraca Panas Evaporator-02 (EV-02)

Tabel 4. 25 Neraca Panas EV-02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H1	18.634.161,93	-
H2	-	15.949.330,91
H3	-	5.179.531,34
H vap	-	91.048.164,29
Steam	114.937.561,50	-
Total	133.571.723,43	133.571.723,43

12. Neraca Panas Cooler-01 (CO-01)

Tabel 4. 26 Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	2.240.247,4	1.948.041,2
Ca(OH) ₂	1.539,3	1.527,3
CaHPO ₄ .2H ₂ O	370.877,4	38.204,8
H ₂ O	557.766,6	487.336,9
sub total	3.170.430,6	2.475.110,2
Pendingin yang dibutuhkan	-	695.320,4
Total	3.170.430,6	3.170.430,6

13. Neraca Panas Heater-01 (HE-01)

Tabel 4. 27 Neraca Panas Heater-01 (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
O ₂	650.059,49	11.006.533,58
N ₂	152.081,22	2.561.753,94
sub total	802.140,60	13.568.287,51
Panas yang dibutuhkan	12.766.146,91	-
Total	13.568.287,52	13.568.287,52

4.5. Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan teratur dan sesuai prosedur dilakukan setiap hari untuk menjaga alat dari kerusakan dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian.

Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Peralatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, dan kondisi alat akan dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

1. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan lancar dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas meliputi:

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

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

1. Unit Penyediaan Air

Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, digunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Dicalcium Phosphate Dihydrate* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air laut Jawa. Adapun penggunaan air laut sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Lokasi pendirian pabrik yang terletak tidak jauh dari laut, dapat memudahkan dalam pengangkutan dan penggunaan air.
- b. Jumlah air laut lebih banyak dan berlimpah dibandingkan dengan air sungai maupun air sumur, hal tersebut merupakan salah satu alasan utama digunakannya air laut sebagai bahan penyediaan air dalam utilitas pabrik, sehingga kendala kekurangan air dapat diatasi.

Air yang diperlukan untuk lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

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

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi per satuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut dengan batasan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

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

Berikut adalah prasyarat air umpan pada *boiler* :

- a. Tidak berbuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kadar basa yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam *boiler*.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal – hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan pada *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal – hal berikut :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

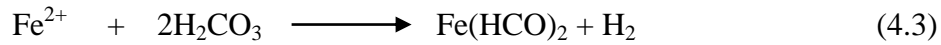
Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas – gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja. Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air.

Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut:



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂ yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam

bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO₂ kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi:



3. Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik. Penggunaannya antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid dan lainnya. Air domestik harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu sebagai berikut :

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

4. Air Proses

Air proses ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam proses produksi, antara lain pada proses alat seperti mixer dan tangki.

2. Unit Pengolahan Air

Air pada pabrik yang digunakan sumbernya berasal dari air laut. Karena berasal dari air laut maka untuk menghindari kerak yang terjadi pada alat penukar panas, perlu adanya pengolahan air laut secara fisik dan kimia, maupun dengan penambahan desinfektan. Pengolahan secara fisik adalah dengan *screening* sedangkan secara kimia dengan penambahan *chlorine*.

Pada tahap penyaringan, air laut dialirkan dari daerah terbuka ke *water intake system* yang terdiri dari *screen* dan pompa. *Screen* dipakai untuk memisahkan kotoran dan benda-benda asing pada aliran *suction* pompa. Air yang tersaring oleh *screen* masuk ke *suction* pompa dan dialirkan melalui pipa masuk ke unit pengolahan air. Pada *discharge* pompa akan diinjeksikan klorin sejumlah 1 ppm. Jumlah ini cukup untuk membunuh mikroorganisme dan mencegah perkembangbiakannya pada proses perkembangannya.

3. Desalinasi

Air laut adalah air murni yang di dalamnya terdapat berbagai zat padat dan gas yang terlarut. Zat terlarut meliputi garam organik, gas terlarut dan garam-garam anorganik yang berwujud ion dalam jumlah yang banyak. Banyaknya kandungan garam pada air laut mengharuskan adanya proses desalinasi. Desalinasi adalah proses yang menghilangkan kadar garam berlebih dalam air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari. Metode yang digunakan dalam desalinasi adalah metode *reverse osmosis* yang telah banyak digunakan di berbagai industri. Metode ini menggunakan membran semi permeabel yang berfungsi sebagai alat pemisah, berdasarkan sifat fisiknya. Hasil pemisahan berupa *retentate* atau disebut konsentrat (bagian dari campuran yang tidak melewati membran) dan *permeate* (bagian dari campuran yang melewati membran). Proses pemisahan pada membran merupakan perpindahan materi secara selektif yang disebabkan oleh gaya dorong berupa perbedaan tekanan.

4. Demineralisasi

Fungsi dari demineralisasi adalah mengambil semua ion yang terkandung di dalam air. Air yang telah mengalami proses ini disebut air demin (*deionized water*). Sistem demineralisasi disiapkan untuk mengolah air filter dengan penukar ion (*ion exchanger*) untuk menghilangkan padatan yang terlarut dalam air dan menghasilkan air demin murni sebagai umpan ketel (*boiler feed water*).

Untuk keperluan air umpan boiler, tidak cukup hanya air bersih, oleh karenanya air tersebut masih perlu diperlakukan secara lebih lanjut, yaitu penghilangan kandungan mineral berupa garam-garam terlarut. Garam terlarut di dalam air berikatan dalam bentuk ion positif (*cation*) dan negatif (*anion*). Ion-ion tersebut akan dihilangkan dengan cara pertukaran ion di alat penukar ion (*ion exchanger*).

Mula-mula, air bersih (*filtered water*) akan dialirkan ke *cation exchanger* yang telah berisi resin *cation* yang fungsinya akan mengikat *cation* dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya, air mengalir ke *anion exchanger* dimana anion dalam air bertukar dengan ion OH^- dari resin anion.

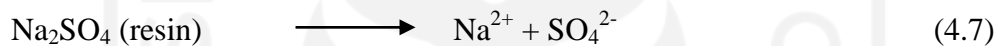
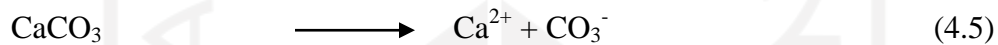
Air keluar dari *anion exchanger* dan hampir seluruh garam terlarutnya telah diikat. Air demin yang dihasilkan kemudian disimpan di tangki penyimpanan (*demin water storage*). Setiap periode tertentu, resin yang dioperasikan untuk pelayanan akan mengalami kejenuhan dan tidak mampu mengikat *cation* / *anion* secara optimal. Untuk itu, perlu dilakukan penyegaran / pengaktifan kembali secara regenerasi. Regenerasi resin dilakukan dengan proses kebalikan dari operasi *service*. Resin *cation* diregenerasi menggunakan larutan H_2SO_4 , sedangkan resin *anion* menggunakan larutan $NaOH$.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terdapat di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

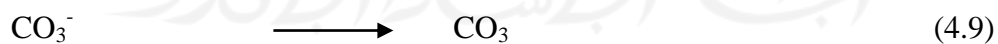
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) akan dipompa ke dalam *deaerator* dan akan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan dalam cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan sebagai arus *recycle* perlu didinginkan terlebih dahulu pada *cooling tower*. Air yang didinginkan dalam *cooling tower* adalah air yang telah dialirkan dan diproses pada unit-unit pendinginan pabrik.

2. Kebutuhan Air

c. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Mixer 01</i>	M-01	15,046.67
<i>Mixer 02</i>	M-02	77,000.72
<i>RDVF</i>	F-01	251.10
Total		92.298,48

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, sehingga kebutuhan air proses yang digunakan sebesar 92.298,48 kg/jam.

d. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4. 29 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor 01	R-01	728.09
Reaktor 02	R-02	807.04
Reaktor 03	R-03	338.42
<i>Cooler 01</i>	<i>CL-01</i>	55,434.93
Kristalizer 02	K-02	149,501.61
Total		206.810,10

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin sebesar 206.810,10 kg/jam.

e. Kebutuhan Air Pembangkit Listrik

Tabel 4. 30 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>HE 1</i>	5,796.74
Evaporator-01	Evap 01	45,817.23
Total		51.613,96

Tabel 4. 31 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	4041
2	<i>Service Water</i>	700
3	<i>Cooling water</i>	248,172
4	<i>Air Proses</i>	110,758
5	<i>Steam Water</i>	61,937
	Total	425.608

4.6.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 70.483,3316 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terbawa dengan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu, perlu diatur kadar pH yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi, nilai korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 190°C, kemudian diumpahkan ke *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api.

Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

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

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

Kapasitas	: 1.966,9274 KW
Jenis	: Generator Diesel
Jumlah	: 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi dan akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik tersebut didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari - hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

1. Kebutuhan Listrik untuk Proses

Tabel 4. 32 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	75	55,927.5
	R-02	75	55,927.5
	R-03	75	55,927.5
<i>Mixer</i>	M-01	25	18,642.5
	M-02	45	33,556.5
<i>Centrifudge</i>	CF-01	200	149140
<i>RDFV (Filter)</i>	F-01	4.234	3,157.511
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	5	3,728.5
<i>Crystallizer</i>	K-01	1	
Kompresor	CP-01	200	149,140
Pompa Proses	P-01	0.75	559.275
	P-02	7.5	5,592.75
	P-03	20	14,914
	P-04	60	44,742
	P-05	60	44,742
	P-06	60	44,742
	P-07	5	3,728.5
	P-08	5	3,728.5
	P-09	150	111,855
	P-10	1.5	1,118.55
	P-11	15	11,185.5
	P-12	0.167	124.2833
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	0.125	93.2125
	BE-02	0.750	559.275
<i>Blower</i>	B-01	90	67,113
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0.5	372.85
	SC-02	0.5	372.85
	SC-03	0.5	372.85
Total		1.182,5260	881.063.9069

Tabel 4. 33 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	200	149,140
Udara Tekan	UT-01	200	149,140
Pompa	P-01	200	149,140
	P-02	200	149,140
	P-03	200	149,140
	P-04	200	149,140
	P-05	125	93,212.5
	P-06	125	93,212.5
	P-07	1.5	1,118.55
	P-08	1.5	1,118.55
	P-09	1.5	1,118.55
	P-10	1.5	1,118.55
	P-11	0.1667	124.2833
Total		1456.1667	1.085.863,4833

2. Kebutuhan Listrik untuk menggerakkan alat kontrol, kantor dan penerangan sebagai berikut :

- Untuk Alat Kontrol (25% kebutuhan penggerak motor) = 491.7318 Kw
- Untuk Penerangan (15% kebutuhan penggerak motor) = 295.0391 Kw
- Untuk Peralatan Kantor (15% kebutuhan penggerak motor) = 295.0391 Kw
- Lain-lain (15% kebutuhan penggerak motor) = 295.091 K

3. Kebutuhan Listrik Perumahan

- Tiap rumah membutuhkan sekitar = 1000 watt
- Jumlah rumah = 20
- Kebutuhan listrik perumahan = 20000 watt
- = 20 Kw

Tabel 4. 34 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	881.0639
	b. Utilitas	1,085.8635
2	a. Alat control	491.7318
	b. Listrik Penerangan	295.0391
	c. Peralatan kantor	295.0391
	d. Peralatan bengkel & Lab	295.0391
3	Listrik Perumahan	20
Total		3.363,7766

4.64 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 41,104 m³/jam.

4.65 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan *fuel oil* sebanyak 5.074,223982 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 217.233 L/jam.

4.6.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah padat, dan limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan, diantaranya:

1. Limbah gas

Limbah gas yang dihasilkan pada pabrik ini adalah karbon dioksida hasil reaksi dari reaktor. Gas tersebut langsung dibuang ke lingkungan melalui *stack* karena tidak beracun.

2. Limbah padat

Limbah padat dihasilkan dari produk padat dari reaktor yang kemudian dipisahkan dengan filtrasi. Limbah padat tersebut nantinya akan diolah lebih lanjut melalui pihak ketiga (*off-site treatment*).

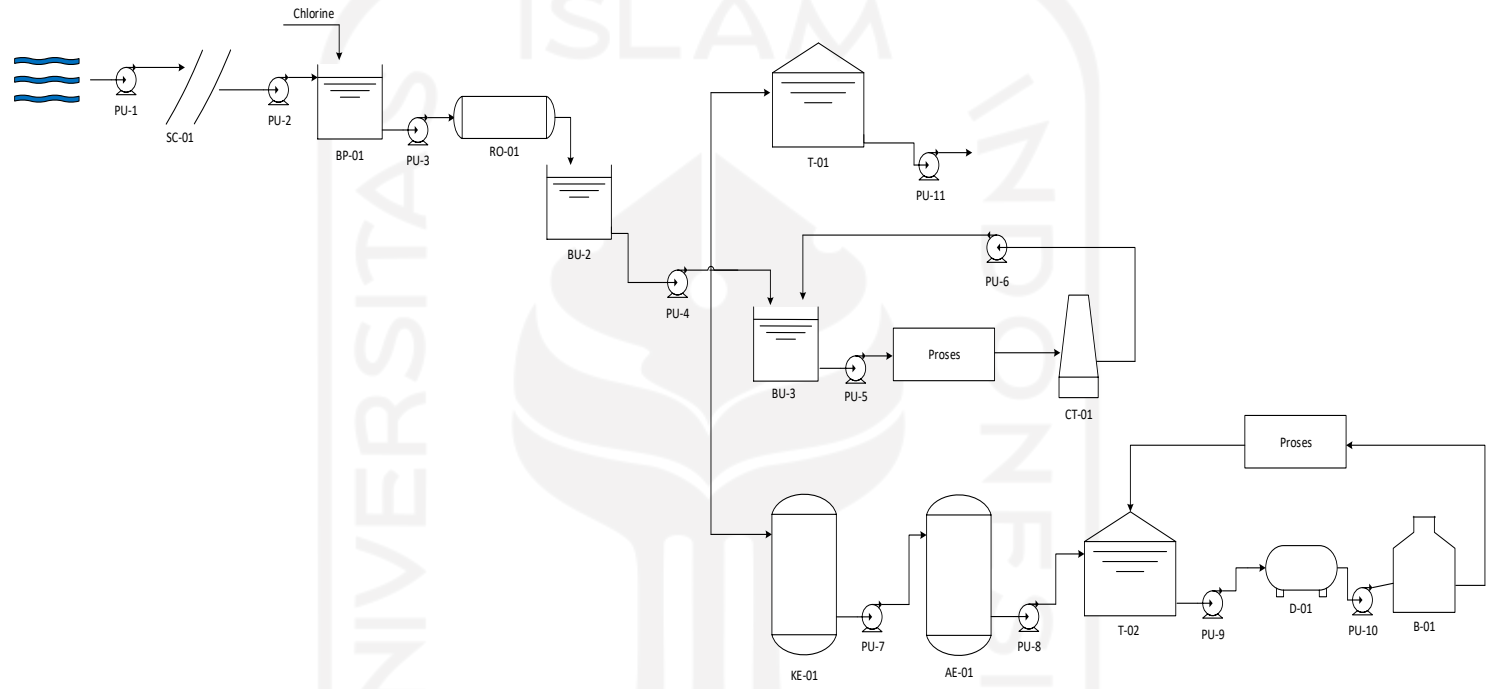
3. Limbah cair

Limbah cair proses ini berasal dari keluaran *centrifuge*. Dimana komposisi terbanyak dari campuran limbah tersebut berupa air. Sisanya berupa campuran sodium karbonat, asam fosfat, dinatrium fosfat dihidrat, dan lain-lain. Sebelum dibuang ke lingkungan limbah tersebut harus diolah lebih lanjut agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu:

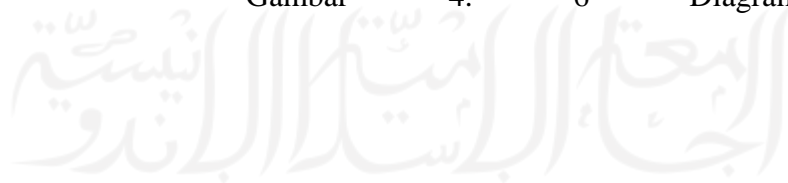
- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l

- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5





Gambar 4. 6 Diagram Alir Air Utilitas



4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Dalam menjalankan pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat ini diperlukan manajemen yang baik. Oleh karena itu dibuat suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur sehingga tanggung jawab dan pembagian tugas jelas, tanpa tumpang tindih dan berjalan dengan baik. Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Adapun alasan dipilih bentuk badan usaha PT pada perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, yaitu:

- a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
- b. Tanggung jawab pemegang saha, terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan merupakan orang-orang yang berbeda satu sama lain, pemilik perusahaan yaitu para pemegang saha dan pengurus perusahaan yaitu direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- d. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan
- e. Efisiensi dari manajemen, karena para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap juga berpengalaman
- f. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Seorang pemimpin perusahaan harus mampu untuk membagi tugas dan menempatkan semua sumber daya perusahaan, khususnya sumber daya manusia (SDM) dalam posisi yang tepat sesuai dengan bidang keahlian masing-masing. Hal itu menjadikan seorang individu yang terdapat dalam perusahaan tersebut memiliki kejelasan tanggung jawab, koordinasi, kedudukan, hak dan kewajibannya.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Pemegang saham
- b. Direktur utama
- c. Direktur
- d. Staff ahli
- e. Kepala bagian
- f. Kepala seksi
- g. Karyawan dan operator

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

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab

7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
8. Adanya koordinasi
9. Struktur organisasi disusun sederhana
10. Tujuan dasar organisasi harus relative permanen
11. Adanya jaminan batas (*unity of tenure*)
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya

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

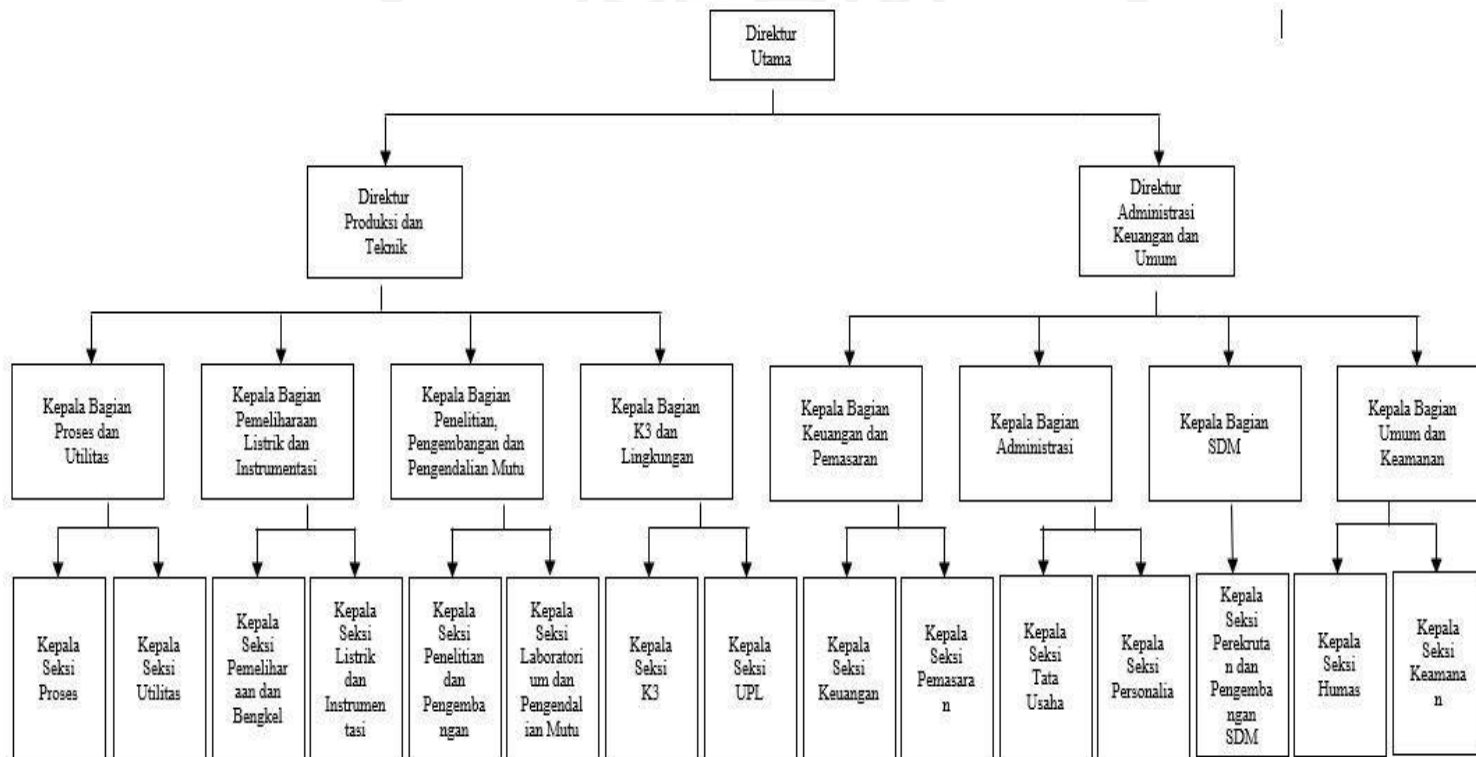
Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

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

Tanggung jawab dan tugas wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut adalah gambar struktur organisai Pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat (DCPD) dengan kapasitas 30.000 ton/tahun :



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

1) Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepinginan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

2) Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan komisaris meliputi :

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

C.) Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produktif serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

- Tugas Direktur Utama antara lain :
 - a. Menjalankan tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
 - b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
 - c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
 - d. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum
- Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :
 - a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan Teknik
 - b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya
- Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, antara lain:
 - a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidangn administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran serta penelitian dan pengembangan.
 - b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepla-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

D.) Staf Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan Teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi :

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
- b. Mengadakan evaluasi bidang Teknik dan ekonomi perusahaan
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

E.) Kepala Bagian

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

Kepala bagian terdiri dari:

1.) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2.) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3.) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4.) Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengawasi terkait pemakaian bahan baku, pemakaian packing material dengan tujuan meminimalkan pemborosan dan kegagalan proses, menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan mutu produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan serta mengawasi pembuatan laporan produksi terkait laporan absensi, pemakaian bahan baku, hasil produksi dan jam berhenti (*stoppage*) tiap-tiap mesin.

5.) Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertanggung jawab atas penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran produksi. Melakukan pengecekan terkait perawatan mesin proses.

6.) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

7.) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

8.) Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

9.) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

F.) Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1.) Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2.) Kepala Seksi Bahan dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3.) Kepala Seksi Utilitas

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

4.) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

5.) Kepala Seksi Listrik dan Instrumen

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat- alat instrumentasi.

6.) Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan

7.) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah

8.) Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan

9.) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10.) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor

11.) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

12.) Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat

13.) Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

14.) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan

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

15.) Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.7.4 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

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

c. Karyawan Borongan

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

4.7.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta *staff* yang berada dikantor. Karyawan *non shift* berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perutan sebagai berikut :

Senin- Kamis : 08.00 - 16.00 WIB (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 WIB (istirahat 12:00 – 13:30)

Sabtu : 08.00 – 12:00 WIB

Minggu : Hari libur, termasuk hari libur nasional

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan shift, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk shift secara bergantian waktunya. Kelompok kerja shift ini di bagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur.

Aturan jam kerja karyawan shift :

Shift I : 07.00 – 15.00 WIB

Shift II : 15.00 – 23.00 WIB

Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Shift IV : Libur

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

Tabel 4. 35 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Tanggal															
Shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	P	■	M	M	M	■	S	S	S	■	P	P	P
B	S	S	■	P	P	P	■	M	M	M	■	S	S	S	■
C	M	■	S	S	S	■	P	P	P	■	M	M	M	■	S
D	■	M	M	M	■	S	S	S	■	P	P	P	■	M	M
Tanggal															
Shift	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	M	M	M	■	S	S	S	■	P	P	P	■	M	M
B	P	P	P	■	M	M	M	■	S	S	S	■	P	P	P
C	S	S	■	P	P	P	■	M	M	M	■	S	S	S	■
D	M	■	S	S	S	■	P	P	P	■	M	M	M	■	S

Jam kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung sebagai lembur

Keterangan :

- : Libur
 P : Shift Pagi
 S : Shift Siang
 M : Shift Malam

4.7.6. Hari Libur Karyawan

Karyawan diberikan waktu cuti dalam kurun waktu setahun selama menjalankan tugasnya. Hari libur tersebut antara lain:

a) Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahunnya. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun yang bersangkutan dan tidak bisa diakumulasikan.

b) Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dianggap hari libur, berarti tidak masuk kerja sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur.

c) Kerja Lembur (*Over Time*)

Kerja lembur terjadi apabila ada karyawan *shift* yang mengambil cuti. Tugas karyawan ini diambil alih oleh karyawan dari *shift* lain dan dianggap sebagai kerja lembur. Bagi karyawan harian kerja lembur terjadi bila ia bertugas di luar jam kerja, karena ada gangguan di pabrik, revisi tahunan atau ada pekerjaan yang harus diselesaikan pada batas waktu tertentu dengan seijin atasan.

4.7.7. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4. 36 Penentuan Jumlah Karyawan Proses

No.	Alat	Jumlah		
		Unit	(Operator/Unit/Shift)	(Operator/Shift)
Proses (Sumber: <i>Aries & Newton</i> Tabel 35 hal. 162 dan <i>Ulrich</i> Tabel 6-2 hal. 329)				
1.	<i>Mixer</i>	2	0,3	0,6
2.	Reaktor (RATB)	3	0,5	0,5
3.	<i>Centrifuge</i>	1	0,25	0,25
4.	<i>Heat Exchanger</i>	1	0,1	0,1
5.	<i>Cooler</i>	1	0,1	0,1
6.	Tangki	1	0,1	0,1
7.	BIN	2	0,5	1
8.	<i>Rotary Dryer</i>	1	0,5	0,5
9.	<i>Blower</i>	1	0,1	0,1
10.	<i>Conveyor</i>	3	0,2	0,6
11.	<i>Filter</i>	1	0,05	0,05
12.	Evaporator	2	0,25	0,5
13.	Pompa	11	0,2	2
14.	<i>Bucket Elevator</i>	2	0,1	0,2
15.	<i>Fan Cooler</i>	1	0,1	0,1
16.	Filter Udara	1	0,1	0,1

No.	Alat	Jumlah		
		Unit	(Operator/Unit/Shift)	(Operator/Shift)
Utilitas (Sumber : <i>Ulrich</i> Tabel 6-2 hal. 329)				
1.	<i>Screener</i>	1	0,05	0,05
2.	RO	1	2	2
3.	Deareator	1	1	1
4.	Boiler	1	1	1
5.	<i>Cooling Tower</i>	1	1	1
6.	<i>Electrical</i>	1	3	3
7.	Pompa	22	0,2	4,4
8.	Total			18,15

Jumlah operator untuk peralatan proses = 24 x 4 shift

= 96 orang

4.7.8. Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan, status pekerjaan dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.7.9 Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok

Tabel 4. 37 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)
1.	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000
2.	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp 35.000.000
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35.000.000
4.	Ketua Bagian Proses	1	Rp 25.000.000
5.	Ketua Bagian Utilitas	1	Rp 25.000.000
6.	Ketua Bag. Pemasaran & Keuangan	1	Rp 25.000.000
7.	Ketua Bag. Admininstrasi & Umum	1	Rp 25.000.000
8.	Ketua Bagian Litbang	1	Rp 25.000.000
9.	Ketua Bagian Humas & Keamanan	1	Rp 25.000.000
10.	Ketua Bagian K3	1	Rp 25.000.000
11.	Ketua Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 25.000.000
12.	Ketua Sek. Utilitas	1	Rp 20.000.000
13.	Ketua Sek. Proses	1	Rp 20.000.000
14.	Ketua Sek. Pemeliharaan	1	Rp 20.000.000
15.	Ketua Sek. Listrik & Instrumentasi	1	Rp 20.000.000
16.	Ketua Sek. Litbang	1	Rp 20.000.000
17.	Ketua Sek. Pemasaran	1	Rp 20.000.000

Tabel 4. 38 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)
18.	Ka. Sek. Laboratorium & Pengendalian Mutu	1	Rp 20.000.000
19.	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 20.000.000
20.	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 20.000.000
21.	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 20.000.000
22.	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 20.000.000
23.	Ka. Sek. K3	1	Rp 20.000.000
24.	Ka. Sek. Humas	1	Rp 20.000.000
25.	Ka. Sek. UPL	1	Rp 20.000.000
26.	Karyawan Personalia	4	Rp 10.000.000
27.	Karyawan Humas	4	Rp 10.000.000
28.	Karyawan Litbang	4	Rp 10.000.000
29.	Karyawan Pembelian	4	Rp 10.000.000
30.	Karyawan Pemasaran	4	Rp 10.000.000

Tabel 4. 39 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)

31.	Karyawan Laboratorium	6	Rp 10.000.000
32.	Karyawan Admininstrasi	3	Rp 10.000.000
33.	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 10.000.000
37.	Karyawan Proses	12	Rp 10.000.000
38.	Karyawan Pengendalian	6	Rp 10.000.000
39.	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 10.000.000
40.	Karyawan K3	6	Rp 10.000.000
41.	Karyawan Utilitas	12	Rp 10.000.000
42.	Operator Proses	15	Rp 10.000.000
43.	Operator Utilitas	20	Rp 10.000.000
44.	Sekretaris	6	Rp 10.000.000
45.	<i>Cleaning Service</i>	7	Rp 4.000.000
46.	Dokter	2	Rp 15.000.000
47.	Perawat	4	Rp 8.000.000
48.	Satpam	6	Rp 4.500.000
49.	Supir	5	Rp 4.500.000
50.	Bengkel	4	Rp 5.000.000
Total			Rp 796.000.000

4.7.10 Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- a) Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

- a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya

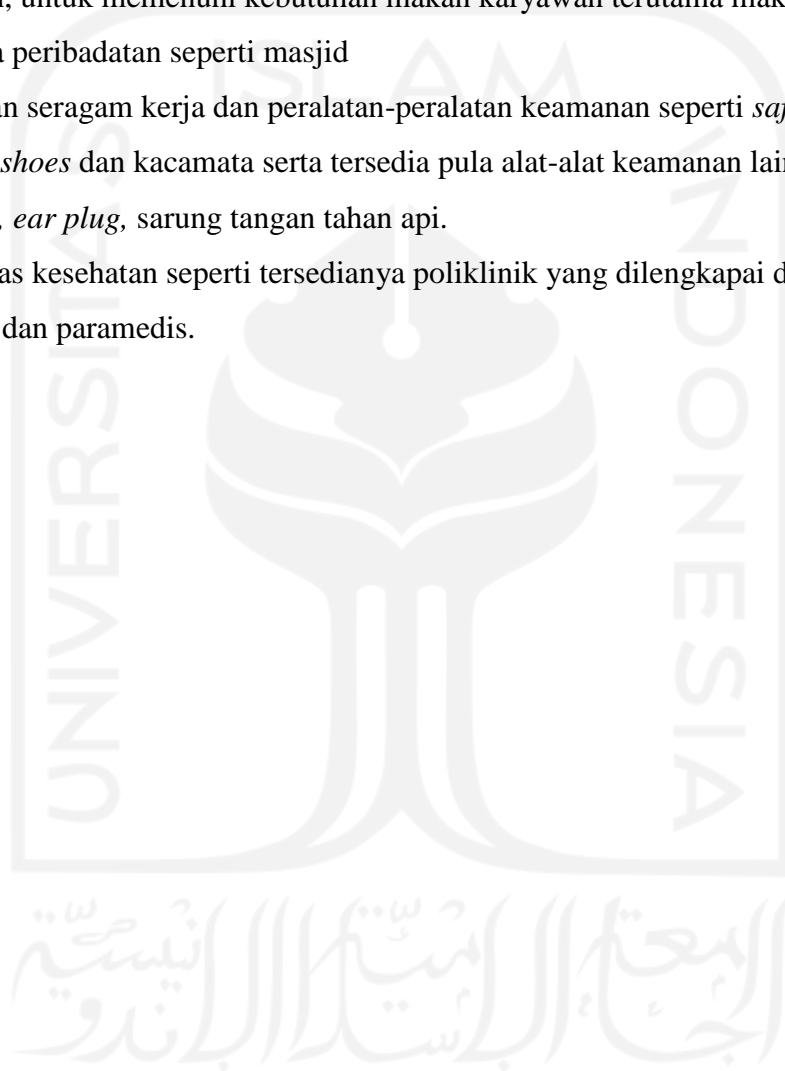
4. Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.
- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti *maske*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapai dengan tenaga medis dan paramedis.



4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik, diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi. Besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan tersebut dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

1. *Retutn On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, antara lain :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan di dalam fasilitas – fasilitas produktif untuk menjalankannya. *Capital Investment* meliputi :

- a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal Kerja (*Working Capital*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*), terdiri dari :

- a. Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4. Total pendapatan penjualan produk *hexamine*

5.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

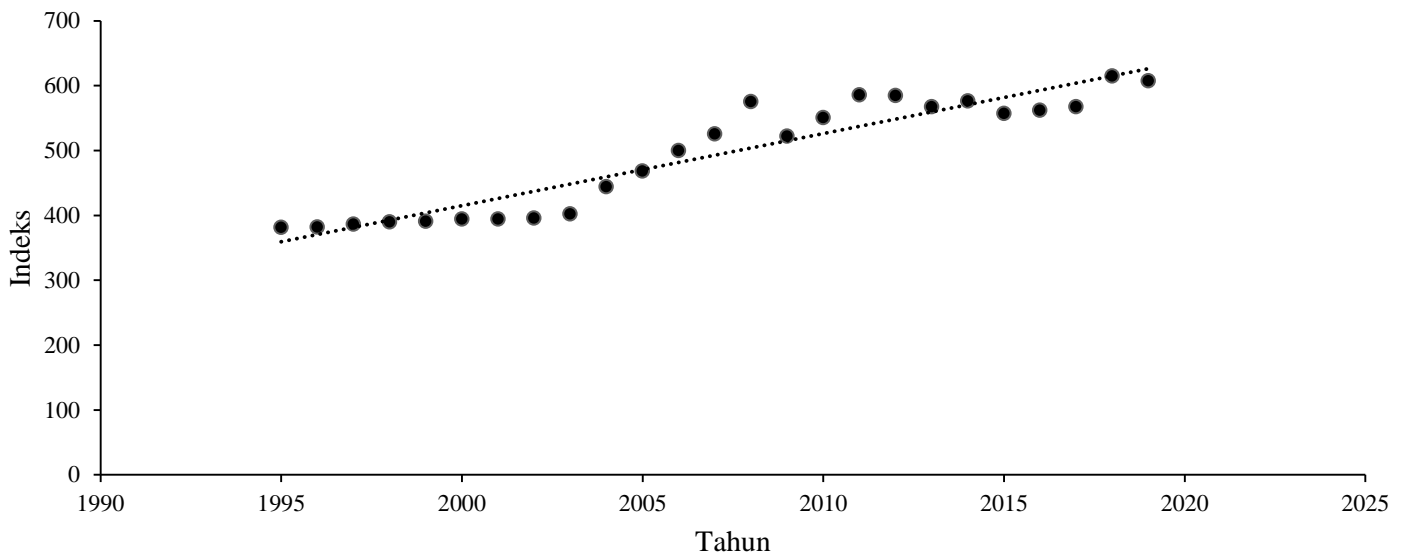
Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun tidak mudah, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1995 sampai 2025, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 40 Indeks Harga Alat

No.	Xi	Indeks (Yi)
1.	1995	381,1
2.	1996	381,7
3.	1997	386,5
4.	1998	389,5
5.	1999	390,6
6.	2000	394,1
7.	2001	394,3
8.	2002	395,6
9.	2003	402
10.	2004	444,2
11.	2005	468,2
12.	2006	499,6
13.	2007	525,4
14.	2008	575,4
15.	2009	521,9
16.	2010	550,8
17.	2011	585,7

No.	Xi	Indeks (Yi)
18.	2012	584,6
19.	2013	567,3
20.	2014	576,1
21.	2015	556,8
22.	2016	561,7
23.	2017	567,5
24.	2018	614,6
25.	2019	607,5
26.	2020	636,5
27.	2021	647,625
28.	2022	658,75
29.	2023	669,875
30.	2024	681
31.	2025	692,125

www.chemengonline.com/pci



Gambar 4. 8 Hubungan Indeks Harga Alat dan Tahun

Diperoleh persamaan yaitu :

$$Y = 11,125x - 21.836$$

$$Y = 11,125(2026) - 21.836$$

$$Y = 6710,62$$

Jadi, indeks pada tahun 2026 sebesar 6710,62.

Harga alat dan lainnya diperkirakan pada tahun evaluasi (2026) dan dilihat dari grafik pada referensi. Untuk mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan :

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

Keterangan:

E_x = Harga pembelian pada tahun 2024

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2024

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

Metode Six-tenth Factor

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b} \right)^n$$

Keterangan :

C_a : Harga alat a

C_b : Harga alat b

A_a : kapasitas alat a

A_b : Kapasitas alat b

n : eksponen harga (0,4 – 0,8)

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi Dikalsium Fosfat	= 30.000 ton/tahun
Satu Tahun Operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan tahun	= 2026
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.408,- (Per- tanggal 20 November 2020)
Harga bahan baku H ₃ PO ₄	= Rp 403.982.843.161 (Rp 22.001/Kg)
Harga bahan baku (Ca(OH) ₂)	= Rp 337.455.150.967 (Rp 17.154/Kg)

4.8.3 Perhitungan Biaya

A. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment*

Adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik

2. *Working Capital Investment*

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

B. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1995 *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

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

3. *Fixed Cost*

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

C. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah sebagai berikut :

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

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan dapat dirumuskan sebagai berikut :

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

B. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerima yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum secara teoritis yang di butuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan} + \text{Depres}}$$

C.) Break Event Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatkan keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan menguntungkan jika beroperasi di atas BEP.

BEP dapat dirumuskan sebagai berikut :

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

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

D.) *Shut Down Point (SDP)*

Definisi dari *Shut Down Point (SDP)* adalah:

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

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

E.) *Discount Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Definisi *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)* adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C = \sum_{n^0}^{n^{10}} (1+i)^N + WC + SV$$

Keterangan:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCF

4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Dikalsium Fosfat Dihidrat memerlukan rencana PPC, PC, MC serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel berikut :

Tabel 4. 42 *Physical Plant Cost*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	300.599.869.069	20.448.971
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	75.149.967.267	5.112.243
3	Instalasi cost	60.007.323.104	4.086.893
4	Pemipaan	151.514.457.329	10.307.106
5	Instrumentasi	40.292.505.774	2.740.987
6	Insulasi	13.238.517.557	900.579
7	Listrik	30.059.986.907	2.044.897
8	Bangunan	62.125.000.000	4.226.190
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	150.800.000.000	10.258.503
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		883.857.627.008	60.126.369

Tabel 4. 43 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	176.771.525.402	12.025.274
<i>Total (DPC + PPC)</i>		1.060.629.152.409	72.151.643

Tabel 4. 44 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	1.060.629.152.409	72.151.643
2	Kontraktor	106.062.915.241	7.215.164
3	Biaya tak terduga	106.0632.915.241	7.215.164
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		1.272.754.982.891	86.581.972

Tabel 4. 45 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	768.437.994.128	52.274.693
2	<i>Labor</i>	22.854.000.000	1.554.694
3	<i>Supervision</i>	5.713.500.000	388.673
4	<i>Maintenance</i>	50.910.199.316	3.463.279
5	<i>Plant Supplies</i>	7.636.529.897	519.492
6	<i>Royalty and Patents</i>	25.137.000.000	1.710.000
7	<i>Utilities</i>	221.864.522.699	15.452.327,81
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.102.553.746.039	75.003.656

Tabel 4. 46 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	4.570.800.000	310.939
2	<i>Laboratory</i>	4.570.800.000	310.939
3	<i>Plant Overhead</i>	20.568.600.000	1.399.224
4	<i>Packaging and Shipping</i>	125.685.000.000	8.550.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		155.395.200.000	10.571.102

Tabel 4. 47 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	127.275.498.289	8.658.197
2	<i>Properti taxes</i>	25.455.099.658	1.731.639
3	<i>Insurance</i>	12.727.549.829	865.820
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		165.458.147.776	11.255.656

Tabel 4. 48 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.102.553.746.039	75.003.656
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	155.395.200.000	10.571.102
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	165.458.147.776	11.255.656
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		1.423.407.093.815	96.830.415

Tabel 4. 49 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	69.857.999.466	4.752.245
2	In Process Inventory	64.700.322.446	4.401.382
3	Product Inventory	129.400.644.892	8.802.765
4	Extended Credit	228.518.181.818	15.545.455
5	Available Cash	129.400.644.892	8.802.765
Working Capital (WC)		621.877.793.515	42.304.612

Tabel 4. 50 General Expense (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	85.404.425.629	\$ 5.809.825
2	Sales expense	313.149.560.639	21.302.691
3	Research	113.872.567.505	7.746.433
4	Finance	75.785.311.056	5.155.463
General Expense (GE)		588.211.864.830	40.014.413

Tabel 4. 51 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	1.423.407.093.815	96.830.415
2	General Expense (GE)	588.211.864.830	40.014.413
Total Production Cost (TPC)		2.011.618.958.645	136.844.827

Tabel 4. 52 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	127.275.498.289	8.658.197
2	Property taxes	25.455.099.658	1.731.639
3	Insurance	12.727.549.829	865.820
Fixed Cost (Fa)		165.458.147.776	11.255.656

Tabel 4. 53 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	768.437.994.128	52.274.693
2	Packaging & shipping	125.685.000.000	8.550.000
3	Utilities	221.864.522.699	15.092.825
4	Royalties and Patents	25.137.000.000	1.710.000
Variable Cost (Va)		1.141.124.516.826	77.627.518

Tabel 4. 54 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	22.854.000.000	1.554.694
2	<i>Payroll Overhead</i>	4.570.800.000	310.939
3	<i>Supervision</i>	5.713.500.000	388.673
4	<i>Plant Overhead</i>	20.568.600.000	1.399.224
5	<i>Laboratorium</i>	4.570.800.000	310.939
6	<i>General Expense</i>	588.211.864.830	40.014.413
7	<i>Maintenance</i>	50.910.199.316	3.463.279
8	<i>Plant Supplies</i>	7.636.529.897	519.492
	<i>Regulated Cost (Ra)</i>	705.036.294.043	47.961.653

Tabel 4. 55 *Sales Annual (Sa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Sales (Sa)</i>	2.513.700.000.000	171.000.000

4.8.6 Analisa Keuntungan

a) Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: Rp 2.513.700.000.000
Total Biaya Produksi	: Rp 2.011.618.958.645
Keuntungan	: Total penjualan – Total biaya produksi
Keuntungan	: Rp 502.081.041.355

b) Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	: 25% x Rp 502.081.041.355
Pajak	: Rp 125.520.260.339
Keuntungan	: Rp. 376.560.781.016

4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

A. *Percent Return of Investment (ROI)*

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

Adapun besarnya ROI yaitu :

ROI sebelum pajak = 39,45%

ROI sesudah pajak = 29,59%

B. *Pay Out Time*

$$\frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

Adapun besarnya POT yaitu :

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT sesudah pajak = 2,5 tahun

C. Break Even Point (BEP)

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

Adapun besarnya BEP yaitu :

BEP sebelum pajak = berkisar antara 40 – 60%

BEP sesudah pajak = 42,88%

D. Shut Down Point (SDP)

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

Didapatkan nilai SDP sebesar 24,06%

E. Discount Cash Flow Rate

Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital Investment	= Rp 1.272.754.982.891
Working Capital (WC)	= Rp 621.877.793.515
Salvage Value (SV)	= Rp 127.275.498.289
Cash Flow (CF)	= Annual profit + Depresiasi + Finance (Rp 579.621.590.362)

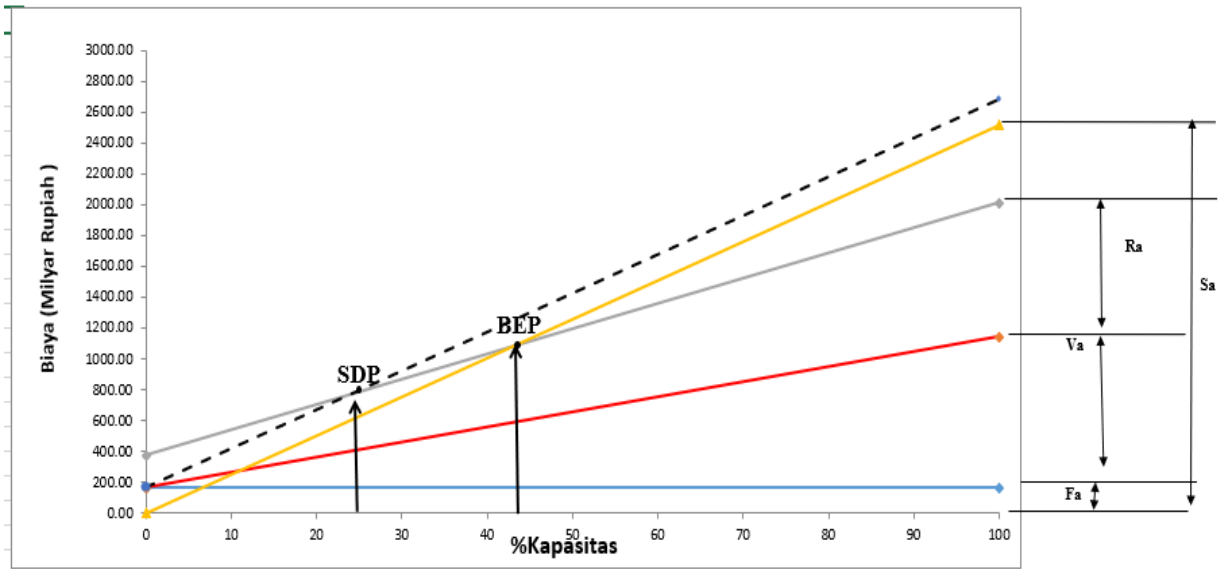
Discounted Cash Flow dihitung secara *trial and error*, dimana :

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

Dengan $R = S$, maka dilakukan *trial and error* dan didapatkan :

Nilai i	= 0,1997
DFCR	= 19,97%
Minimum nilai DCFR	= 1,5 x bunga pinjaman bank
Minimum nilai DCFR	= 1,5 x 4% = 6%
Kesimpulan	= Memenuhi syarat minimum DCFR

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



Gambar 4. 9 Grafik *Break Even Point (BEP)*

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Sales Annual* pada produksi maksimum

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik *Dicalcium Phosphate Dihydrate* dari asam fosfat dan kalsium hidroksida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik pembuatan Dikalsium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena tekanan operasi yang digunakan umumnya rendah yaitu < 10 atm, suhu operasi umumnya rendah yaitu > 1000 K, bahan baku mudah ditangani, salah satu contohnya yaitu Asam Fosfat yang bersifat korosif dapat ditangani dengan pemilihan bahan material dari *stainless steel* pada alat proses, transportasi bahan baku dan produk relatif mudah, dan bahan baku ataupun produk bukan bahan yang dilarang oleh pemerintah.
2. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 39,45% sesudah pajak adalah 29,59%, pabrik dikategorikan *low risk* minimal 11% (*before taxes*).
3. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak adalah 2,5 tahun.
4. *Break Even Point* (BEP) sebesar 42,88 % dimana syarat umum pabrik resiko rendah di Indonesia adalah 40-50% kapasitas produksi. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 24,06%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 19,97%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

Dari hasil penjelasan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik DCPD dari asam fosfat dan kalsium hidroksida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

5.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia. Hal tersebut meliputi :

1. Pendirian suatu pabrik kimia tidak pernah lepas dari produksi limbah. Limbah tersebut bila tidak diolah dengan sebagaimana mestinya maka akan mencemari lingkungan sekitar, maka dari itu dapat diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan meliputi alat proses dan bahan baku harus diperhatikan. Hal ini dimaksudkan untuk lebih menekan biaya operasi dengan demikian maka akan lebih optimal pula keuntungan yang akan diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik, 2017, www.bps.go.id. Diakses pada 2020 pukul 21:03 WIB.
- Badger, W.L. and Banchero, J.T. 1955. *Introduction to Chemical Engineering*, International Student Edition, McGraw Hill Kogakusha Company, Tokyo.
- Bank Indonesia (BI). 2014. “Moneter Informasi Kurs Transaksi BI”, <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>. Diakses pada 25 Oktober 2020 pukul 13.12 WIB.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R. 1978. *Unit Operation Modern Asia Edition*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Geankoplis, Christie J. 1993. “*Transport Processes and Unit Operations*”, 3rd edition Prentice Hall: New Jersey.
- Kementerian Perindustrian. 2020. “Kemenperin Bidik Sektor Industri Tumbuh 3,95% Tahun 2021”, <https://kemenperin.go.id/artikel/22159/Kemenperin-Bidik-Sektor-Industri-Tumbuh-3,95-Tahun-2021>, diakses pada 15 Januari 2021 pukul 19.08
- Kementerian Pertanian. 2019. “Kementan Ekspor Daging Ayam ke Timor Leste”, <http://203.190.36.111/kementan-ekspor-daging-ayam-ke-timor-leste>, diakses pada 20 Januari 2021 pukul 13.05
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York

- Kirk, R.E., and Othemer, D.F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th edition, John Wiley and Sons, Singapore
- Ludwig, E.E, 1984, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", 2nd ed, vol 1, 2, 3. Gulf Publishing Company
- Matche. 2019, matche.com, diakses pada tanggal 23 Oktober 2020. Pukul 19.40 WIB.
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1975, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D and West, R.E., 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed. Mc-Graw Hill, New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Siemen, Martin. 2018. "Airlangga: Perkuat Ekspor Industri Kimia Nasional", <https://pontas.id/2018/07/09/airlangga-perkuat-ekspor-industri-kimia-nasional/>, diakses pada 11 Januari 2021 pukul 10.27
- Sinurat, A.P. dkk., 1995, "Nilai Gizi Bungkil Kelapa yang Difermentasikan dan Pemanfaatannya dalam Randum Itik Jantan", Balai Penelitian Ternak, P.O. Box 221, Bogor 16002, Indonesia, Bandung
- Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3th edition, McGraw Hill International Book Co., Tokyo
- Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operations*, 3rd ed., McGraw-Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York.

Wallas, Stenley, M., 1991, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*“, Mc GrawHill Book Co., Tokyo.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Book Co., New York



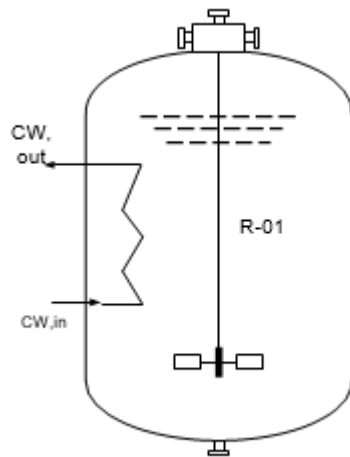
LAMPIRAN A



LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

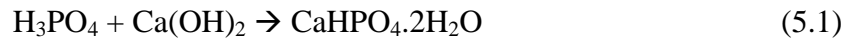
Jenis Reaktor	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (<i>CSTR</i>)
Fase di dalam Reaktor	: Cair – cair
Fungsi	: Tempat mereaksikan H_3PO_4 (l) dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (l)
Bentuk	: Tangki Silinder berbentuk Vertikal
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Sifat Reaksi	: Eksotermis
Kondisi Operasi	: Tekanan (P) = 1 atm Suhu (T) = 35°C
Perbandingan Mol Reaksi	: H_3PO_4 : $\text{Ca}(\text{OH})_2$ = 1 : 1,5



Gambar A. 1 RATB menggunakan koil

A. KINETIKA REAKSI

Reaksi yang berlangsung di dalam Reaktor adalah:



Persamaan kecepatan reaksi:

$$\frac{d[\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}]}{dt} = \frac{k[\text{H}_3\text{PO}_4]}{[\text{Ca}(\text{OH})_2]}$$

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

Keterangan:

-ra : kecepatan reaksi (kmol/m³.jam)

k : konstanta kecepatan reaksi (m³/kmol.jam)

Ca : konsentrasi H₃PO₄ (kmol/m³)

Cb : konsentrasi Ca(OH)₂ (kmol/m³)

Reaksi merupakan reaksi orde 2, dimana:



$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b$$

Tabel A.1. Neraca Massa dan Densitas masuk Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		ρ kg/L	Fv L/jam
		kmol/jam	kg/jam		
H ₃ PO ₄	97,99	7,866	770,884	1,909	403,705872
Ca(OH) ₂	74,093	19,667	1457,218	0,304	4784,650204
H ₂ O	18,0153	861,323	2461,502	1,059	2417,836143
CaHPO ₄ (l)	172,09	14,303	15517,036	1,018	15236,54543
Total		903,161	20206,641	4,29	22842,73765

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas (*limiting reactant*) pada reaksi ini adalah Asam Fosfat (H₃PO₄) maka H₃PO₄ adalah senyawa A dan Ca(OH)₂ adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{\text{mol A}}{\sum F_v} = \frac{7,866 \text{ kmol/jam}}{22842,73765 \text{ l/jam}} = 0,0003443 \text{ kmol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{\text{mol B}}{\sum F_v} = \frac{19,667 \text{ kmol/jam}}{22842,73765 \text{ l/jam}} = 0,0008609 \text{ kmol/l}$$

2. Perhitungan Laju Reaksi

Reaksi dapat ditulis sebagai berikut:



$$\begin{array}{ll} \text{Mula - mula} & : C_{A0} \quad C_{B0} \\ \text{Bereaksi} & : C_{A0} \cdot X_a \quad C_{B0} \cdot X_a \\ \text{Sisa} & : C_A \quad C_B \end{array}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{array}{ll} C_A & = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_a \\ C_B & = C_{B0} - C_{B0} \cdot X_a \end{array}$$

Diketahui konversi reaksi (x) adalah 95% (0,95) maka,

Harga k = 0,5006 m³/kmol.jam (*Labgairi, K. dkk, 2016, The Ternary System Dicalcium Phosphate Dihydrate at 15 and 45°C, International Journal of Chemical Engineering, Volume 202, Article ID 2893298*)

$$\begin{aligned} M &= \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 2,5004 \text{ kmol/m}^3 \\ -r_a &= k \cdot C_A \cdot C_B \\ &= k \cdot C_{A0}^2 (1 - X_a) \cdot (M \cdot X_a) \\ &= (0,5006 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}) (0,3443 \text{ kmol/m}^3)^2 (1 - 0,95) (2,5004 - 0,95) \\ &= 4,6002 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

6. OPTIMASI REAKTOR

Tabel A. 2 Densitas masing – masing komponen masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xi)	ρ (kg/m ³)	ρc (kg/m ³)	xi/ri
H ₃ PO ₄	770,884	0,038150034	1909,519007	72,84821589	1,99789E-05
Ca(OH) ₂	1457,218	0,07211579	304,561	21,96365709	0,000236786
CaHPO ₄ (l)	2461,502	0,121816501	1018,06	124,0165073	0,000119656
H ₂ O	15517,036	0,767917674	1018,409098	782,054346	0,000754037
Total	20206,641	1	4250,549105	1000,882726	0,001130457

Stoikiometri Reaksi pada Reaktor :



Mula – mula (mol) :	21,46	32,18	→	-
Reaksi (mol) :	14,304	14,304	→	14,304
Sisa (mol) :	7,152	17,89	→	14,304

Maka, didapatkan :

Massa H ₃ PO ₄ setelah reaksi	= 700,8037 kg/jam
Massa Ca(OH) ₂ setelah reaksi	= 1324,7435 kg/jam
Massa CaHPO ₄ yang terbentuk	= 2.461,502 kg/jam

$$\text{Waktu tinggal} \quad \tau = \frac{X_a}{k(1-X_a)}$$

Maka, didapatkan θ mula mula	= 37,9 jam
Densitas (ρ_i) campuran	= 1000,88276 kg/m ³
Volumetric flow (Fv)	= $\sum F_w/\rho_i$ = 22.8427 m ³ /jam

Untuk menghitung volume satu RATB, dapat menggunakan rumus :

$$V = \frac{F_{A0} X_{\text{out}} - X_{\text{in}}}{-r_A} \quad (5.5)$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A} \quad (5.6)$$

Sedangkan, untuk menghitung volume RATB yang disusun seri, menggunakan persamaan:

$$V_n = \frac{F_v (X_n - X_{n-1})}{k (1 - X_n)} \quad (5.7)$$

Keterangan :

V : volume Reaktor

F_{A0} : kecepatan umpan A masuk reaktor

C_{A0} : konsentrasi umpan A masuk reaktor

k : konstanta kecepatan reaksi

X_n : konversi reaksi

X_{n-1} : konversi reaksi pada reaktor sebelumnya

Dengan cara *trial* volume masing-masing reaktor untuk mendapatkan konversi tiap reaktor yang disusun seri, diperoleh dengan menggunakan *excel*: (diketahui $k = 0,5006 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$ dan $F_v = 22.8427 \text{ m}^3/\text{jam}$)

a. Optimasi 1

Jumlah Reaktor	= 1
V tebak	= 866.9374 m ³
X_0	= 0
X_1	= 0,95 (sebagai konversi awal)

b. Optimasi 2

Jumlah Reaktor	= 2
V_2 tebak	= 158,425 m ³ (dilakukan <i>trial and error</i>)
X_0	= 0
X_1	= 0,7764
X_2	= 0,95

c. Optimasi 3

Jumlah Reaktor	= 3
V_3 tebak	= 78,2359 m ³ (dilakukan <i>trial and error</i>)
X_0	= 0
X_1	= 0,6
X_2	= 0,9

X_3	= 0,95
d. Optimasi 4	
Jumlah Reaktor	= 4
V_4 tebak	= 50,8756 m ³ (dilakukan <i>trial and error</i>)
X_0	= 0
X_1	= 0,5
X_2	= 0,8
X_3	= 0,9
X_4	= 0,95
e. Optimasi 5	
Jumlah Reaktor	= 5
V_5 tebak	= 37,4393 m ³ (dilakukan <i>trial and error</i>)
X_0	= 0
X_1	= 0,5
X_2	= 0,7
X_3	= 0,8
X_4	= 0,9
X_5	= 0,95

Kemudian, dapat ditentukan jumlah reaktor dengan menggunakan metode *Sixth Tenth Factor* menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Cost A} = \text{Cost B} \left(\frac{\text{Size A}}{\text{Size B}} \right)^{0,6}$$

(*Brownell and Young, Pers. 1-2, Hal. 17*)

Dengan diketahui kondisi operasi pada reaktor adalah :

Tekanan Operasi	= 1 atm (14,7 lb/inch ²)
Bahan Material	= <i>Stainless Steel</i>
Basis Harga	= \$3800 pada tahun 1990
	(<i>Timmerhouse hal. 538 – 731</i>)

1. Menghitung Jumlah Reaktor

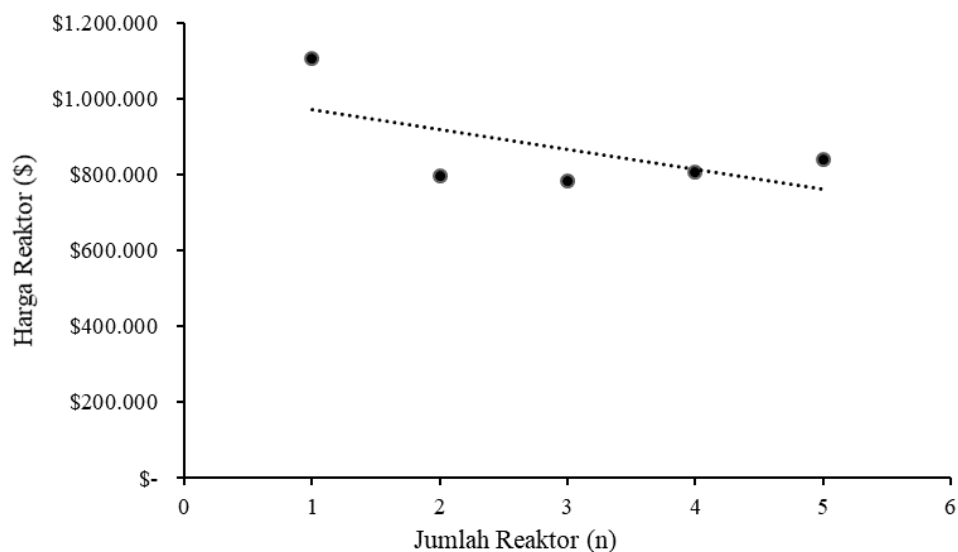
Setelah melakukan perhitungan optimasi reaktor, dapat ditentukan jumlah reaktor yang dibutuhkan agar proses bekerja secara optimal dan efisien, selain itu tujuan dilakukannya optimasi reaktor dengan metode *Six Tenth Factor* adalah untuk mendapatkan biaya total minimal. Setelah dilakukan optimasi, didapatkan hasil pada Tabel A.3. Optimasi Reaktor terhadap Harga sebagai berikut :

Tabel A. 3 Optimasi Reaktor terhadap Harga

Jumlah Reaktor	V shell (m ³)	V shell (in ³)	Vshell (ft ³)	Volume (gallon)	Biaya (USD)
1	1040,3249	63484473,380	36738,761	274824,70	1.104.631
2	190,1100	11601218,174	6713,679	50221,75	796.799
3	93,8873	5729352,943	3315,603	24802,41	782.710
4	61,0507	3725539,938	2155,987	16127,89	806.102
5	44,9271	2741619,158	1586,588	11868,49	838.283

(Harga Reaktor tahun 2019: <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>)

Dari Tabel A.3. dapat dilihat bahwa biaya yang dikeluarkan paling sedikit terdapat pada Reaktor berjumlah 3 unit, sehingga ditentukan jumlah raktor yang digunakan pada Pra Rancangan ini adalah sebanyak 3 unit.



Gambar A.3. Harga vs Jumlah Reaktor

7. PERANCANGAN REAKTOR

Asumsi yang diketahui:

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Kondisi isothermal ($T = 30^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$)

Ditinjau dari Tabel A.3. dan Gambar A.3., maka digunakan 3 unit reaktor dengan volume masing – masing $78,2395 \text{ m}^3$ atau setara dengan 20.668,67 Gallon. Maka:

$$\begin{aligned} V_{\text{shell}} &= \text{Volume cairan} \times \text{Over Design } 20\% \text{ (Peter and Timmerhause, 1991, Hal.37)} \\ &= 78,239 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 93.887 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB dengan bentuk silinder tegak dengan $H = 1,5 D$ (Brownell and Young, Table 3.3., Hal.43, $D : H = 2 : 3$). Sehingga:

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

$$V_{\text{over design}} = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot 1,5D \dots\dots (2)$$

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

Diketahui:

$$ft^3 = D^3 \times 1,1775$$

$$V_{\text{over design}} = 3315,6032 \text{ ft}^3$$

Maka,

$$D^3 = \frac{V_{\text{over design}}}{1,1775}$$

$$= 28175,7990 \text{ ft}^3$$

$$D = 14,211 \text{ ft}$$

$$= 169,4257 \text{ inch}$$

$$= 4,3041 \text{ m (Diameter Shell / Ds)}$$

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

$$= 21,1816 \text{ ft}$$

$$= 2541790 \text{ inch}$$

$$= 6,4561 \text{ m (Tinggi Shell / Hs)}$$

2. Menentukan Tinggi dan Volume Cairan di dalam Tangki

Dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

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

Keterangan :

h_{cairan} : Tinggi cairan di dalam reaktor (m)

V : V_{cairan} (m^3)

π : 3,14

D : Diameter Tangki (m)

Untuk mencari Volume Cairan, menggunakan rumus $V_{\text{cairan}} = V_{\text{shell}} - V_{\text{bottom}}$. Diketahui

$V_{\text{shell}} = 78,2395 \text{ m}^3$. Maka,

$$\begin{aligned} \text{a. } V_{\text{dish}} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,0421 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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

Diketahui,

Sf : 2,5 inch atau 0,0635 m (*Brownell and Young, Table 5.8., Hal.93*)

$$V_{\text{sf}} = 0,9234 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{c. } V_{\text{head}} &= V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}} \\ &= 0,0421 \text{ m}^3 + 0,9234 \text{ m}^3 \\ &= 0,9655 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. } V_{\text{reaktor}} &= V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}} \\ &= 78,2395 \text{ m}^3 + 2(0,9655 \text{ m}^3) \\ &= 80,1704 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{e. } V_{\text{bottom}} &= 0,5 \times V_{\text{head}} \\ &= 0,5 \times 0,9655 \text{ m}^3 \\ &= 0,0210 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{f. } V_{\text{cairan}} &= V_{\text{shell}} - V_{\text{bottom}} \\ &= 78,2395 \text{ m}^3 - 0,0210 \text{ m}^3 \\ &= 78,2184 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Setelah menghitung jumlah Volume cairan, maka dapat ditentukan H_L atau Tinggi cairan di dalam tangki sebesar = 5,3787 m. Sedangkan,

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan di dalam shell} &= V_{\text{cairan}} - V_h - V_{\text{sf}} \\ &= 76,3295 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Menghitung Tebal Shell pada Reaktor

Dapat ditentukan menggunakan persamaan:

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

(Brownell and Young, Persamaan 3.1., Hal. 254)

Keterangan:

f : Allowable Stress, dipilih 18750 psia (Peter and Timmerhause, Hal. 538)

E : Efisiensi sambungan, 80% dipilih tipe *double welded butt joint* (Brownell and Young, hal.254)

r_i : jari jari reaktor, (D/2 = 84,7263 inch)

C : Corrosion allowance, 0,125 inch (Peter and Timmerhause, Hal.542)

P : Tekanan, psia. Dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \times g \times h_L$$

Diketahui :

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

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$h_L = 5,3787 \text{ m}$$

Maka, P_{hidrostatik} = 6,762 psia

Tekanan (P) : P_{operasi} + P_{hidrostatik}

$$: 14,7 \text{ psia} + 6,762 \text{ psia}$$

$$: 21,4628 \text{ psia}$$

Dari data tersebut, kemudian didapatkan tebal shell (ts) = 0,2463 inch.

Tabel A.4. Data Tebal Standar

Tebal Shell (inch)	Tebal Head (inch)
3/16	0,1875
1 / 4	0,25
5/16	0,3125
3/8	0,375
7/16	0,4375
1 / 2	0,5
5/8	0,625
3 / 4	0,75
7/8	0,875
1	1
1(1/8)	1,125
1(1/4)	1,250
1(3/8)	1,375

1(1/2)	1,5
<i>Brownell and Young, Table 5.7, Hal.90</i>	

Ditinjau dari t_{hitung} yang diperoleh yaitu sebesar 0,2463 inch maka dicari tebal standar sesuai Tabel A.4 yang mendekati dan dipilih:

$$\begin{aligned} t_{\text{minimum standar}} &= 5/16 \text{ inch atau } 0,3125 \text{ inch} \\ \text{ID shell} &= 169,4527 \text{ inch} \\ \text{OD shell} &= \text{IDshell} + 2 \cdot t_{\text{s}} \\ &= 169,4527 \text{ inch} + 2(0,3125) \\ &= 170,077 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dari data tersebut, dapat dicari ukuran standar yang digunakan menurut Tabel 5.7., *Brownell and Young*, Hal. 90. Maka:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 180 \text{ inch} \\ t_{\text{s}} &= (5/16) \text{ inch} \\ \text{icr} &= 5 + t_{\text{s}} = 5,3125 \text{ inch} \\ r &= 170 \text{ inch} \\ E &= 80\% \\ C &= 0,125 \\ f &= 18750 \text{ psia} \end{aligned}$$

4. Menghitung Tebal *Head* pada Reaktor

Pertimbangan yang dilakukan dalam memilih jenis *head* yaitu mencari terlebih dahulu macam – macam jenis *head* yang biasa digunakan dalam dunia industri, kemudian mencari kondisi operasi yang cocok dengan reaktor yang digunakan, sebagai berikut:

a. *Flanged and Standard Dish Head*

Pada umumnya, digunakan untuk tekanan operasi rendah. Harga relatif murah dan biasa digunakan untuk tangki yang berukuran kecil.

b. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk tekanan atmosferik dan harganya lebih ekonomis.

c. *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi, karena menggunakan operasi tinggi maka harganya cukup mahal.

d. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi sehingga persediaannya terbatas.

Berdasarkan penjelasan tersebut, maka dipilih head dengan jenis *torispherical flanged and dished head* karena dapat digunakan untuk tekanan atmosferik dan harganya ekonomis. Sedangkan, bahan material yang dipilih adalah *Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316* dengan pertimbangan untuk mencegah terjadinya korosi karena terdapat larutan H_3PO_4 yang bersifat asam. Untuk menghitung tebal *head*, digunakan persamaan:

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C$$

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

(Persamaan 7.7., *Brownell and Young, Hal. 138*)

Maka, didapatkan tebal head sebesar:

$$w = 2,1642$$

$$th = 0,2562 \text{ inch}$$

Kemudian, dilakukan pendekatan untuk menentukan *th* standar menurut Tabel A.4, dan didapatkan,

$$th \text{ standar} = (1/4) \text{ inch atau } 0,25 \text{ inch}$$

5. Menghitung Tebal *Bottom Flat* pada Reaktor

Dapat ditentukan dengan menggunakan rumus:

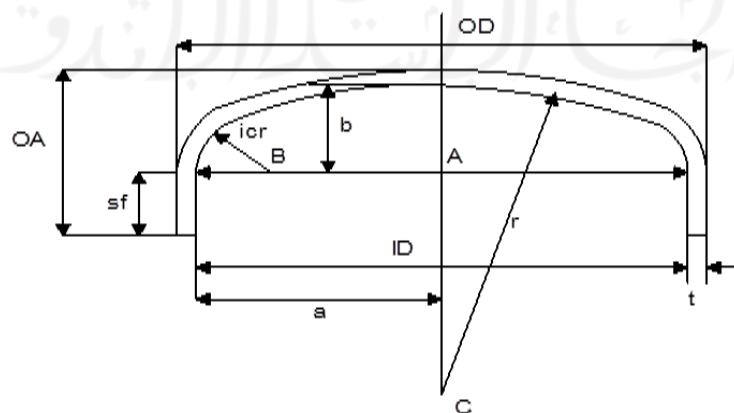
$$tb = \frac{P.d}{2.f.E} + C$$

(Persamaan 7.8., *Brownell and Young, Hal. 138*)

$$tb = 0,2246 \text{ inch}$$

$$tb \text{ standar} = 0,5 \text{ inch (Table 7.8, Brownell and Young, Hal. 91)}$$

6. Menghitung Tinggi *Head* dan Tinggi Reaktor



Gambar A.4. Torispherical Head dan Keterangan

(Fig 5.6., *Brownell and Young, Hal. 87*)

Diketahui:

Sf standar yang dipilih = 2,5 inch atau 0,0635 m (*Table 5.8., Brownell and Young, Hal. 93*)

$$\text{ID} = 179,5 \text{ inch atau } 14,96 \text{ ft}$$

$$a = (\text{ID}/2) = 87,95 \text{ inch}$$

$$\text{AB} = (a - \text{icr}) = 84,44 \text{ inch}$$

$$\text{BC} = (r - \text{icr}) = 164,17 \text{ inch}$$

$$\text{AC} = \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} = 141,4 \text{ inch}$$

$$b = r - \text{AC} = 28,605 \text{ atau } 0,725 \text{ m}$$

$$\mathbf{h_{\text{head}} = sf + b + t_{\text{head}}}$$

$$H_{\text{head}} = 31,263 \text{ inch}$$

$$= 0,796 \text{ m}$$

Setelah mendapatkan tinggi *head*, maka dapat dicari tinggi reaktor dengan persamaan:

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

$$H_{\text{reaktor}} = 8,0493 \text{ m}$$

7. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

Diketahui:

$$\text{Volume cairan} = 78,2184 \text{ m}^3$$

$$= 20663,1174 \text{ Gallon}$$

$$\text{Viskositas Cairan } (\mu) = 0,6639 \text{ cP (0,0004 lb/ft.s)}$$

Ditinjau dari viskositas cairan, maka pengaduk di dalam RATB ini dapat dipilih dengan jenis *blades turbin* dengan spesifikasi pengaduk tipe '*flat six blade turbine*' karena turbin ini dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

Dari *Tabel Brownell & Young Hal. 507*, diperoleh data:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 1,3$$

$$w_b/D_i = 0,17 \text{ (jumlah baffle = 4 terpisah } 90^\circ \text{ satu sama lain)}$$

$$L/D_i = 0,25 \text{ (Brownell and Young, hal. 507)}$$

$D_t = 169,4527$ inch

Keterangan:

$D_i =$ diameter pengaduk

$D_t =$ diameter dalam reaktor

$Z_L =$ tinggi cairan dalam reaktor

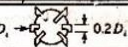
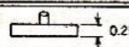




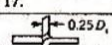

$w_b =$ lebar baffle

$Z_i =$ jarak pengaduk dari dasar tangki

$L =$ lebar pengaduk

POWER CONSUMPTION OF AGITATORS

507

Type of Impeller	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles		No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles		No.	Ref.
				No.	w/D_i							No.	w/D_i		
Turbine with 6 flat blades.  $0.25 D_i$	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.17	1	7	Paddle with 2 blades.  $0.25 D_i$	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8	3
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	2	7	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0		16	2
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.04	4	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0		20	4
Same as No. 1. $\alpha = 1, b = 40$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		14*	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	10	7
Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	3	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13 D_i$.	1.1	0.5	0.19	0		29	10
Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	5	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17 D_i$.	1.1	0.4	0.10	0		29	10
Radial turbine with deflector ring. 				0		7	9	Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2 D_i$. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	15	7
Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring.	2.4	0.74	0.9	0		11	6	Same as No. 15. $\alpha = 1.7, b = 18$.	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		21*	7
Similar to No. 11, but not identical.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		12	7	Same as No. 15, but pitch = $1.33 D_i$.	16			3	0.05	18	5
Same as No. 12, but no deflector ring.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	13	7	Same as No. 15, but pitch = $1.09 D_i$.	9.6			3	0.06	23	5
Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	9	7	Same as No. 15, but pitch = $1.05 D_i, \alpha = 2.3, b = 18$.	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0		27*	7
Axial turbine with 4 blades at 60° angle. 	3	3	0.50	0		17	2	Same as No. 15, but pitch = $1.04 D_i, \alpha = 0, b = 18$.	4.5	2.7-3.9	0.75-1.3	0		25*	7
Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17.	5.2	5.2	0.87	0		19	2	Same as No. 15, but pitch = D_i .	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	24	7
Same as No. 19.	2.4-3.0	2.4-3.0	0.4-0.5	0		22	2	Same as No. 15, but pitch = $D_i, \alpha = 2.1, b = 18$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		26*	7
Disk with 16 vanes.  $0.1 D_i$	2.5	2.5	0.75	4	0.25	6	1	Same as No. 15, but pitch = D_i .	3.8	3.5	1.0	0		28	8

D_i = diameter of impeller, D_t = diameter of tank, n = revolutions per second, w = width of baffle, Z_i = elevation of impeller above tank bottom, Z_L = height of liquid in tank.

Gambar A. 5 Power Consumption of Agitators

Dari data tersebut, dapat ditentukan:

Diameter Pengaduk (D_i) = $D_t/3$
 = 56,4842 inch
 = 1,4347 m
 = 4,7070 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Pengaduk (ZI)} &= D_i \times 3,9 \\
 &= 220,2885 \text{ inch} \\
 &= 5,5953 \text{ m} \\
 &= 18,3572 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)} &= D_i \times 1,3 \\
 &= 73,4295 \text{ inch} \\
 &= 1,8651 \text{ m} \\
 &= 6,1191 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar Baffle (Wb)} &= D_i \times 0,17 \\
 &= 9,6023 \text{ inch} \\
 &= 0,2439 \text{ m} \\
 &= 0,8002 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar Pengaduk (L)} &= D_i \times 0,25 \\
 &= 14,1211 \text{ inch} \\
 &= 0,3587 \text{ m} \\
 &= 1,1767 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

8. Menghitung Jumlah Pengaduk

Dicari terlebih dahulu WELH (*Water Equivalent Liquid High*) dari persamaan berikut:

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

$$\text{sg} = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$\text{Sg} = 1,2798 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{WELH} = 6,8837 \text{ m atau } 22,5850 \text{ ft}$$

Sehingga dapat ditentukan Jumlah Impeller dengan:

$$\sum \text{impeller} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

Diketahui:

$$D = 4,3041 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Impeller} = 1 \text{ buah.}$$

Karena reaktor pada pra rancangan ini membutuhkan 3 unit reaktor, maka total impeller secara keseluruhan sebanyak 3 buah.

9. Menghitung Kecepatan Putaran Pengaduk

Dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$\frac{WELH}{2 \cdot DI} = \left(\frac{\pi \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2$$

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

Keterangan :

- DI = Diameter pengaduk
- N = 62,8774 rpm atau 1,0480 rps \approx 65 rpm 1,133 rps (menurut Standar NEMA)
- Jenis motor = *Fixed Speed Belt*, dengan pertimbangan paling ekonomis dari semua jenis motor dan mudah dalam pemasangan serta perawatan.

10. Menghitung Kekuatan Power Pengaduk

Diketahui:

- ρ = 62,4831 lb/ft³
- μ = 0,00179 lb/ft.s
- Di = 4,7070 ft
- N = 1,1333 rps
- Np = 5 (Fig. 477 G.G Brown page 507, 1978)

Dicari bilangan Reynold dengan menggunakan persamaan:

$$Re = \frac{\rho \cdot Di^2}{\mu}$$

Re = 878,53 (< 4000, diasumsikan aliran mengalir secara laminar).

Keterangan:

- Np = Power Number, dipilih 5 (Figure 4.7.7, G.G.Brown, Hal. 507)
- ρ = Densitas campuran = 1000,8827 kg/m³
- Di = Diameter Pengaduk = 1,4347 m
- Ni = Kecepatan putar pengaduk = 1,1333 rps

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$$P_a = 44282,8072 \text{ watt (44,2828 kW dan setara dengan 59,3842 hP)}$$

Efisiensi motor standar adalah 85%. Sehingga :

$$P_{\text{aktual}} = P_{\text{standar}} / 85\%$$

$$= 69,86 \text{ hP} \approx 75 \text{ hP (menurut Standar NEMA)}$$

11. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Dari Neraca Panas Reaktor, diperoleh Q pendingin sebesar 209.532 kJ/jam atau 19.684,03 btu/jam. Media pendingin yang digunakan adalah *cooling water* dengan suhu masuk ($T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$) dan Suhu Keluar ($T_{out} = 45^\circ\text{C}$). Sedangkan, C_p air pada 30°C sebesar 4,1915 KJ/kg.K dan C_p air pada 45°C 4,2020 KJ/kg.K.

Dengan data diatas, didapatkan ΔH menggunakan persamaan berikut :

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

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H (45^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C}) \\ &= 63,0825 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Maka, kebutuhan air pendingin dapat dihitung dengan penurunan rumus:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$\begin{aligned} m &= 332,1622 \text{ kg/jam} \\ &= 732,2848 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.6 Suhu LMTD

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	35	308	95
Suhu fluida panas keluar reaktor	35	308	95
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113
	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Delta T, F
Suhu LMTD			
1	95	113	18
2	95	86	9

Nilai ΔT_{LMTD} dapat ditentukan menggunakan persamaan:

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

$$\Delta T_{LMTD} = 12,9843^\circ\text{F}$$

12. Menghitung Luas Transfer Panas

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

Nilai U_D untuk *Water (hot) dan water (cold)* sebesar 15-25 Btu/ft².F jam (*Kern table 8 page 840*). Maka:

$$U_D = 15 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

$$Q_p = 20953,6221 \text{ kJ/jam (19864,0337 Btu/jam)}$$

$$A = 101,9904 \text{ ft}^2 (9,4749 \text{ m}^2)$$

13. Menghitung Luas Selubung Reaktor

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

A = Luas selimut reaktor + Luas penampang bawah reaktor

$$A = 6,0 \text{ m}^2$$

Diketahui:

$$OD = 180 \text{ inch (14,994 ft)}$$

$$H_s = 6,4561 \text{ m (254,2007 inch dan 0,5378 ft)}$$

$$A = 19,8340 \text{ ft}^2 (6,0454 \text{ m}^2)$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih *coil* pendingin

14. Perancangan Koil Pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$= 86^\circ\text{F}$$

$$= 359,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu air keluar} &= 45 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 113 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 386,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= 15 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 59 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 332,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ rata-rata} &= 37,5 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 99,5 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 372,65 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat fisis air pada Trata-rata K (*Perry 1984 tabel 2-355 page 352*)

$$\begin{aligned} C_p &= 4,1799 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 17,9819 \text{ kcal/kmol.K} \end{aligned}$$

$$\rho = 994,0320 \text{ kg/m}^3$$

15. Kecepatan Volumetrik Air Pendingin

$$Q_v = \frac{m_{\text{air pendingin}}}{\rho_{\text{air pendingin}}}$$

$$Q_v = 0,3342 \text{ m}^3/\text{jam}$$

16. Menentukan Diameter Minimum Koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s. (*Culson pg, 527*)

Maka dipilih:

$$\text{Kecepatan Pendingin} = 1,5 \text{ m/s (400 m/jam)}$$

$$\text{Debit Air Pendingin} = 0,3342 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas Penampang A} = 0,000062 \text{ m}^2 \text{ (0,000666 ft}^2 \text{ atau 1,0324 inch}^2\text{)}$$

Diketahui:

Dipilih diameter standar (*Kern tabel 11 page 844*)

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ inch}$$

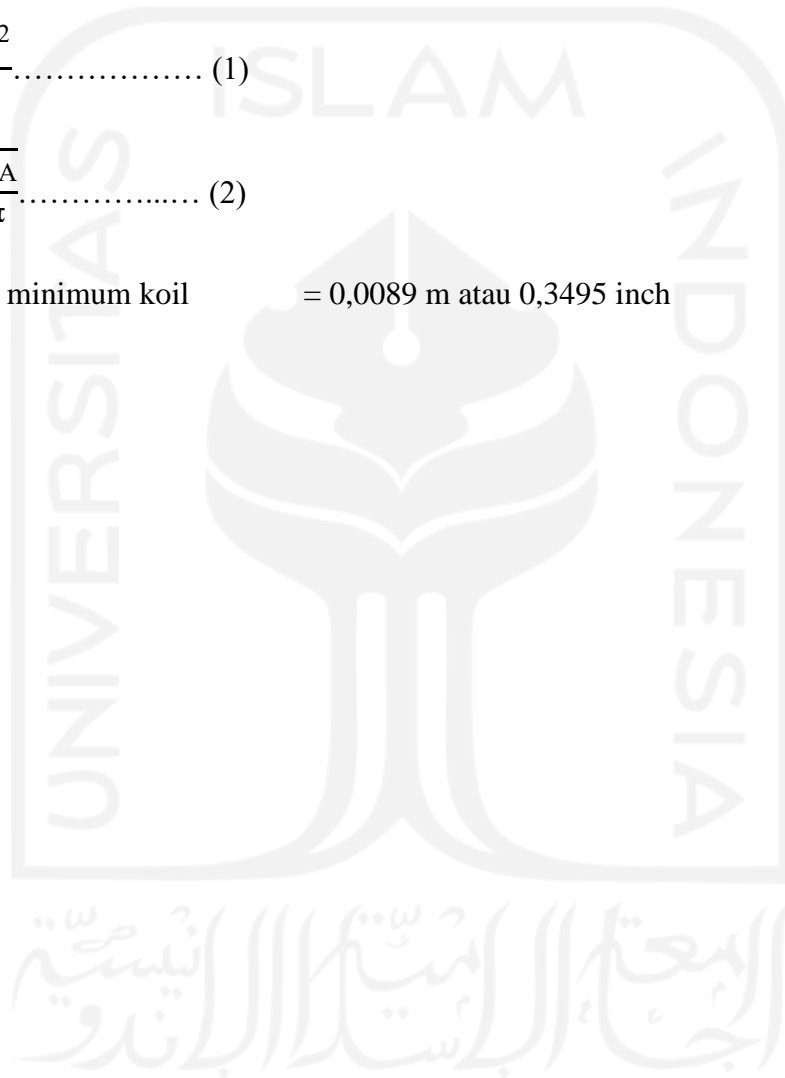
$$\text{Schedule Number} = 40$$

OD	= 1,9 inch (0,1583 ft atau 0,0483 m)
ID	= 1,60 inch (0,1342 ft atau 0,0409 m)
Luas Penampang (A)	= 2,0400 in ² atau 0,0142 ft ²
Luas Perpanjangan panjang (a)	= 0,4980 ft ² /ft outside dan 0,422 ft ² /ft inside
L/D	= 89,4410

$$A = \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \dots \dots \dots (1)$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \dots \dots \dots (2)$$

Diameter minimum koil = 0,0089 m atau 0,3495 inch



17. Menentukan Koefisien Transfer Panas di dalam Koil

Diketahui:

$$\rho \text{ air pendingin} = 1016,10 \text{ kg/m}^3 \text{ atau } 63,4044 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air pendingin} = 0,7356 \text{ cP atau } 1,7793 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ air pendingin} = 0,01140281 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 342,1903 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$G_t = \text{Kecepatan aliran massa / luas penampang}$$

$$G_t = M/A : 51690,6910 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$v = G_t/\rho : 815,253478 \text{ ft/jam atau } 248,4892601 \text{ m/jam atau } 0,069024794 \text{ m/s}$$

Jadi, kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan. Kemudian, menentukan tipe arus air pendingin menggunakan bilangan Reynold dengan persamaan sebagai berikut:

$$Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = 3897,65 \text{ laminar karena } Re < 4000$$

$$j_H = 4 \text{ (Dari grafik 24, Kern 1983 page 834)}$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\text{Koefisien Transfer Panas (} h_i \text{)} = 12,8016 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

18. Menentukan Koefisien Transfer panas pada Pipa

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

$$h_{io} = 10,8477 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi menggunakan persamaan rumus dari Kern, hal.721 sebagai berikut:

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral \text{ koil}}} \right)$$

$$D \text{ spiral koil} = 75\% \times \text{diameter tangki}$$

$$D \text{ spiral koil} = 134,625 \text{ inch atau } 11,2143 \text{ ft}$$

$$h_{io \text{ koil}} = 11,3019 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

19. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas dari Reaktor ke Koil

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil (h_o) dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

(Kern pers 20.4 page 722)

Diketahui:

$$L_p = D_i = 4,7070 \text{ ft}$$

$$N = 1,0480 \text{ rps} \text{ atau } 3772,6461 \text{ rpj}$$

$$\rho = 1000,8827 \text{ kg/m}^3 \text{ atau } 62,4551 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6639 \text{ cP} \text{ atau } 1,6066 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$c_p = 1401,5515 \text{ kJ/kg} \text{ atau } 334,6905 \text{ Btu/lb} \cdot \text{F}$$

$$k = 0,3968 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$OD = 180 \text{ inch}$$

$$D = 1,61 \text{ inch}$$

$$\mu/\mu_w = 1,6066$$

Sehingga didapatkan h_o sebesar :

$$h_o = 62921,4259 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

20. Menentukan Koefisien Transfer Panas dalam Keadaan Bersih

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 11,2999 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

21. Menentukan Koefisien Transfer Panas dalam Keadaan Kotor

Untuk kecepatan air sebesar 1,5 m/s maka digunakan persamaan:

$$U_D = \frac{h_D \times U_c}{h_D + U_c}$$

Diketahui:

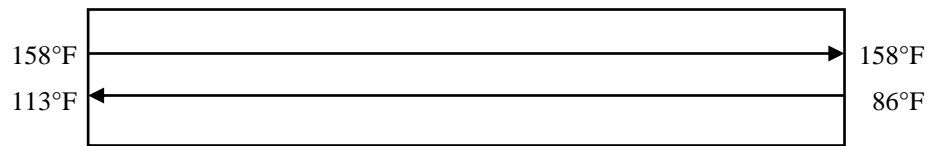
$$R_d = 0,001 \text{ (organik) (Kern Hal.845)}$$

$$h_D = 1/R_d = 1000 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 11,1736 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

22. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

Dapat digambarkan dengan diagram sebagai berikut:



$$A \text{ (bidang transfer panas)} = \frac{Q_{\text{total}}}{(U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}})}$$

$$A = 136,9169 \text{ ft}^2$$

23. Menentukan Panjang Koil

Diketahui:

$$\text{Luas Penampang (A)} = 136,9169 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpanjangan (a'')} = 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang Koil (L}_{\text{pipa koil}}) = \frac{A}{a''} = 274,9336 \text{ ft atau } 83,7998 \text{ m}$$

24. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

Menggunakan persamaan :

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(ID)^2 + x^2}$$

Diketahui:

$$D_c = 0,7 \times (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 118,6169 \text{ in atau } 9,8847 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$

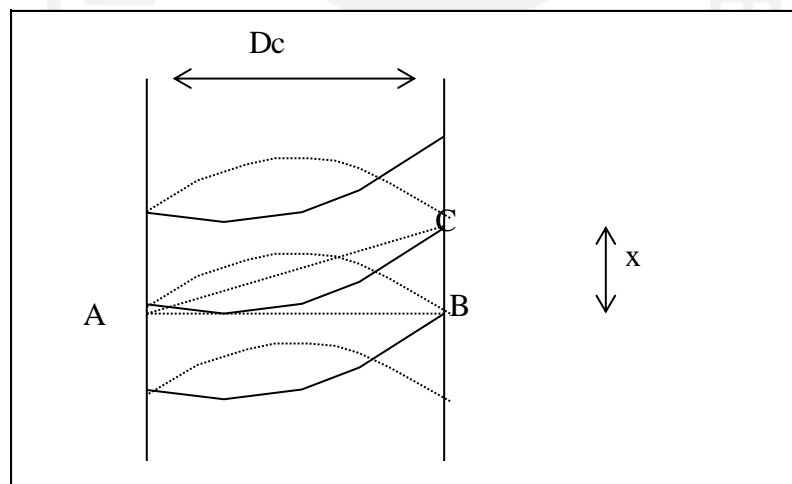
$$\text{busur AB} = \frac{1}{2} \times \pi \times D_c$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2} \times \pi \times AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0,5 \times OD$$

Maka,

$$x = 0,95 \text{ inch atau } 0,0792 \text{ ft}$$



Gambar A. 2 Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

Panjang satu putaran:

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

Dimana,

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((D_c^2 + x^2)^{\frac{1}{2}})$$

$$K \text{ lilitan} = 31,0386 \text{ ft atau } 372,4629 \text{ inch atau } 9,46 \text{ m}$$

25. Menentukan Jumlah Lilitan pada Koil

$$\begin{aligned} N_{\text{lilitan}} &= \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}} \\ &= 8,858 \approx 9 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

26. Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan setelah dipasang Koil

Dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$H_{\text{tumpukan koil}} = (N_{\text{lilitan}} - 1) \cdot x + (N_{\text{lilitan}} \times \text{OD})$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 2,0583 \text{ ft atau } 0,628 \text{ m atau } 24,7 \text{ inch}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil. Asumsi yang dapat diambil adalah semua koil tercelup di dalam cairan.

Maka, persamaan yang digunakan adalah :

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

Diketahui:

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = 76,3295 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{koil}} = 0,6128 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = 14,5423 \text{ m}^2$$

$$Zc = 5,2909 \text{ m atau } 208,3036 \text{ in}$$

Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :

$$Zc^2 = Zc + b + sf$$

$$Zc^2 = 211,5302 \text{ in atau } 5,3729 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil :

Dicari dengan persamaan : $(\text{tinggi cairan setelah ada koil} - \text{tumpukan koil})/2$

Maka, didapatkan :

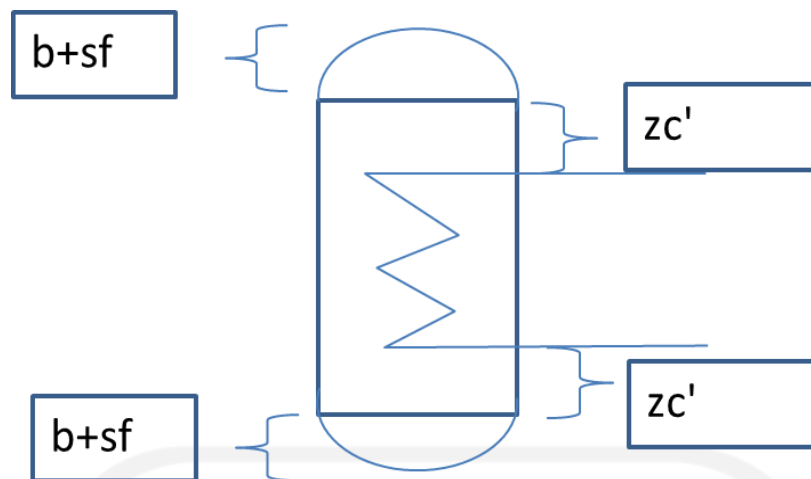
$$hk = 2,3727 \text{ m}$$

$$b + sf = 31,1059 \text{ inch atau } 0,7901 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

$$1. \text{ Tinggi Tumpukan koil} < \text{Tinggi Cairan} (0,62738 \text{ m} < 5,3297 \text{ m})$$

$$2. \text{ Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (hk)} > (b+sf) \text{ yaitu } 2,3727 \text{ m} > 0,7901 \text{ m}$$



Gambar A. 3 Ilustrasi pada Reaktor

27. Menentukan *Pressure Drop*

Dengan menggunakan persamaan :

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

Diketahui:

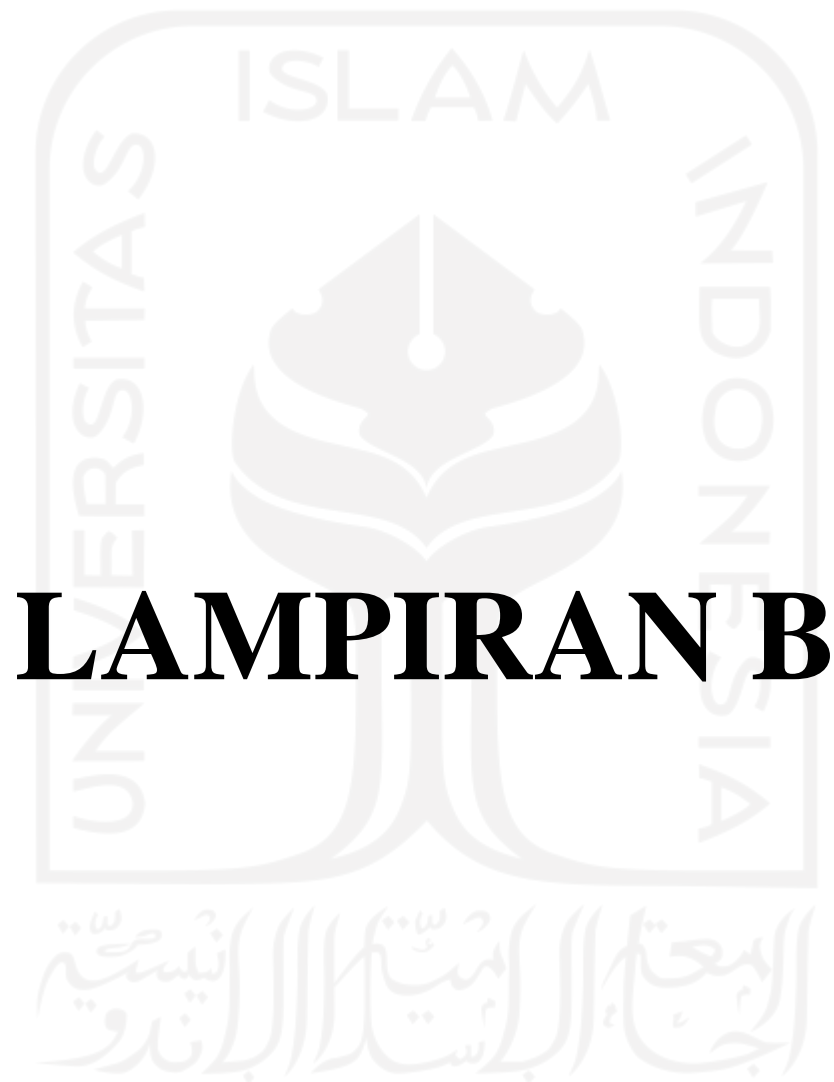
$$\text{Re} = 3897,65 \text{ (Re} < 4.000, \text{ aliran laminer)}$$

$$\text{Untuk Re} = 3897,65 \text{ maka dapat dihitung nilai koefisien friksi}$$

$$\text{Koefisien friksi (f)} = 0,0117 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

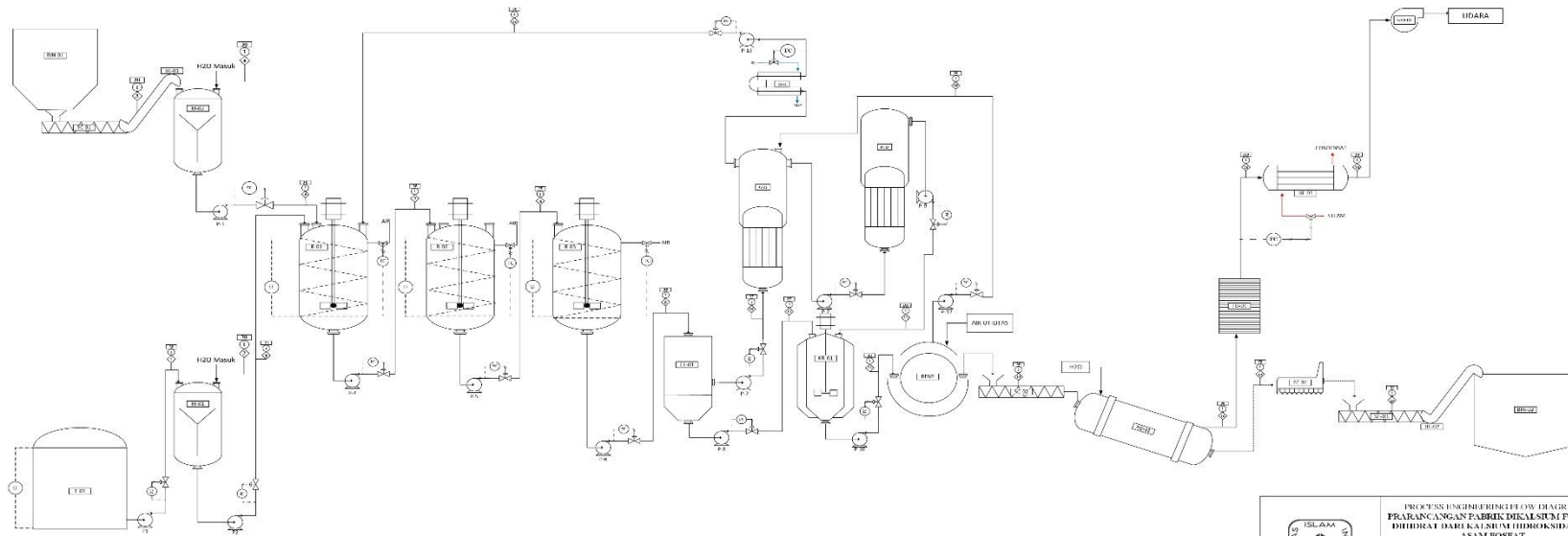
Karena yang mengalir dalam tube adalah *steam*, $s = 1$, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan $\mu = \mu_w$, maka $\theta_t = 1$. Maka, didapatkan *Pressure Drop* sebesar:

$$\Delta P_t = 0,000305 \text{ psi} < 2 \text{ psi (asumsi dikatakan benar karena pada aliran laminer, } \textit{pressure drop} \text{ tidak boleh melebihi 2 psi)}$$



LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIKALSIMUM FOSFAT DIHIDRAT DARI KALSIMUM HIDROKSIDA DAN ASAM FOSFAT
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



UNIVERSITAS ISLAM TERPADU

PROYUS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIKALSIMUM FOSFAT
DIHIDRAT DARI KALSIMUM HIDROKSIDA DAN
ASAM FOSFAT
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Di Susun Oleh :
 1. Trianda Chetrimusca (16521221)
 2. Alifah Tri Arsyani (16521260)

Dosen Pembimbing :
 1. Shakh Maimun S.T., M.T., Ph.D.
 2. Husky Wahyu Nugraha Satrianingtyas S.T., M.Eng.

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNIK GAS TERPADU
 UNIVERSITAS ISLAM TERPADU
 2521

NERACA MASSA

Komponen	Nomer Arus (kg/jam)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
H3PO4	2102.41	0	0	0	2102.41	0	700.80	335.82	228.86	35.04	665.76	700.80	700.80	0	0	735.84	0	0	0	0
Ca(OH)2	0	0	2384.54	0	0	2384.54	1324.74	1048.77	967.90	66.24	1258.51	1324.74	1324.74	0	0	1390.98	0	0	0	0
CaHPO4 (l)	0	0	0	0	0	0	2461.50	1820.51	1632.68	2461.50	2461.50	2461.50	123.08	123.08	0	123.08	0	0	0	0
CaHPO4 (s)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2338.43	2338.43	0	0	2338.43	0	2338.43	0
H2O	371.01	0	99.36	0	15417.68	77100.07	92517.75	17001.55	17377.20	87891.86	4625.89	9251.78	9251.78	462.59	8795.34	92061.32	23.86	123.08	0	0
O2 Pengenceran	0	15046.67	0	77000.72	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	32989.32
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	124102.68
Total	2473.42	15046.67	2483.89	77000.72	17520.09	79484.61	97004.80	20206.64	20206.64	90454.64	9011.66	13738.82	13738.82	2924.09	8795.34	94311.22	2362.29	123.08	2338.43	157092.00

KETERANGAN ALAT		KETERANGAN SIMBOL	
BL	Blower	◇	Nomer arus
BE	Bucket Elevator	◇	Isolasi, valve
SC	Screw Conveyor	□	Temperature, C
F	Filter Bag	⊗	Level Controller
CO	Cooler	⊗	Flow Controller
HE	Heat Exchanger	⊗	Level Indicator
CP	Centrifuge	⊗	Temperature Controller
M	Mixer		
P	Pump		
R	Reaktor		
CR	Crystallizer		
FC	Fan Cooler		
RD	Rotary Dryer		
RDVF	Rotary Drum Vacuum Filter		
B	Bin		
T	Tangki Penyimpanan		

Gambar B. 1 Process Engineering Flow Diagram Pra Rancangan Pabrik Pembuatan
Dikalsium Fosfat Dihidrat dari Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida dengan Kapasitas 30.000 ton/tahun

