PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT, DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Fadhli Syaputra
NIM : 16521210

Nama : Irkham Affady
NIM : 16521265

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Fadhli Syaputra	Nama	: Irkham Affady
No. Mahasiswa	: 16521210	No.Mahasiswa	: 16521265

Yogyakarta, 03 Oktober 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana semestinya.



Fadhli Syaputra
NIM. 16521210



Irkham Affady
NIM. 16521265

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fadhli Syaputra
No. Mahasiswa : 16521210

Nama : Irkham Affady
No. Mahasiswa : 16521265

Yogyakarta, 12 Oktober 2021

Pembimbing I,

Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc.
NIP. 875210102

Pembimbing II,

Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng.
NIP. 165211301

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fadhli Syaputra
Nomor Mahasiswa : 16521210

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 15 Oktober 2021

Tim Penguji

Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc.
Ketua

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

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

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Tekonologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Irkham Affady
Nomor Mahasiswa : 16521265

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 15 Oktober 2021

Tim Penguji

Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc. _____
Ketua

Dr. Ifa Puspasari., S.T.,M.Eng. _____
Anggota I

Tintin Mutiara., S.T.,M.Eng. _____
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Tekonologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Segala puji hanya milik Allah SWT Tuhan semesta alam. Tiada daya dan upaya melainkan atas pertolongan Allah SWT. Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para sahabatnya, serta orang-orang yang memegang tuguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir kami yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Trisodium Fosfat dari Asam Fosfat, Sodium Karbonat dan Sodium Hidroksida dengan Kapasitas 70.000 ton/tahun". Tugas Akhir ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai salah satu syarat untuk untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancanan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, kami mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih sebesar-besarnya kami sampaikan kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan nikmat dan karunia-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini
2. Orang tua tercinta yang tiada henti memberikan doa serta dukungannya
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 1 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

5. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T.,M.Eng selaku Dosen Pembimbing 2 Perancangan Pabrik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
6. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Uiniverstas Islam Indonesia
7. Seluruh teman-teman yang telah ikut serta dalam membantu penyelesaian tugas akhir ini

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 29 Juli 2021

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv
KATA PENGANTAR vi
DAFTAR ISI viii
DAFTAR TABEL xii
DAFTAR GAMBAR xvii
ABSTRAK xviii
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Kapasitas Perancangan 2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku 4
1.4 Tinjauan Pustaka 5
BAB II PERANCANGAN PRODUK 9
2.1 Spesifikasi Bahan Baku 9
2.2 Spesifikasi Produk 10
2.3 Tinjauan Kinetika 10
2.4 Tinjauan Termodinamika 12
2.5 Pengendalian Kualitas 13
2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 16
2.5.2 Pengendalian Kualitas Proses 16

2.5.3 Pengendalian Kualitas Produk 17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....18
3.1 Uraian Proses.....18
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....19
3.1.2 Tahap Pembentukan Disodium Fosfat 20
3.1.3 Tahap Pembentukan Trisodium Fosfat 20
3.1.4 Tahap Pengkristalan Trisodium Fosfat 21
3.1.5 Tahap Pengeringan Produk Trisodium Fosfat.....21
3.2 Spesifikasi Alat.....22
3.3 Perencanaan produksi.....49
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku 49
3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses.....50
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 51
4.1 Lokasi Pabrik.....51
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....52
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik 54
4.1 Tata Letak Pabrik.....55
4.2 Tata Letak Alat Proses.....60
4.3 Alir Proses dan Material.....63
4.4.1 Neraca Massa Total.....63
4.4.2 Neraca Massa Alat 64
4.4.3 Neraca Panas 71
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....83

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)83
4.5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System) 97
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*) 98
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan.....103
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....103
4.6 Organisasi Perusahaan.....105
4.6.1 Bentuk Perusahaan 105
4.6.2 Struktur Organisasi.....106
4.6.3 Tugas dan Wewenang 111
4.6.4 Status Karyawan.....118
4.6.5 Ketenagakerjaan.....119
4.6.6 Fasilitas Karyawan 124
4.6.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....126
4.7 Evaluasi Ekonomi.....128
4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan.....128
4.7.2 Dasar Perhitungan 136
4.7.3 Perhitungan Biaya 136
4.7.4 Analisa Keuntungan 141
4.7.5 Analisa Kelayakan.....142
BAB V PENUTUP.....148
5.1 Kesimpulan.....148
5.2 Saran 150
DAFTAR PUSTAKA xiii

LAMPIRAN A xiv

LAMPIRAN B xiv

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Trisodium Fosfat di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2014-2019) 2

Tabel 1. 2 Data Ekspor Trisodium Fosfat di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2014-2019) 3

Tabel 1. 3 Data Kapasitas Produksi Trisodium Fosfat 3

Tabel 1. 4 Perbandingan Macam-macam Proses 7

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku 9

Tabel 2. 2 Spesifikasi Produk 10

Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku 22

Tabel 3. 2 Silo 23

Tabel 3. 3 *Hopper* 24

Tabel 3. 4 *Mixer* 26

Tabel 3. 5 *Filter* 28

Tabel 3. 6 Reaktor 29

Tabel 3. 7 Evaporator 30

Tabel 3. 8 *Centrifuge* 31

Tabel 3. 9 *Crystallizer* 32

Tabel 3. 10 *Rotary Dyer* 33

Tabel 3. 11 *Screw Conveyor* 34

Tabel 3. 12 *Screw Conveyor* (Lanjutan) 35

Tabel 3. 13 *Cooling Conveyor* 36

Tabel 3. 14 *Bucket Elevator* 37

Tabel 3. 15 *Bucket Elevator* (Lanjutan) 38
Tabel 3. 16 *Heat Exchanger*..... 39
Tabel 3. 17 Pompa..... 41
Tabel 3. 18 Pompa (Lanjutan I) 42
Tabel 3. 19 Pompa (Lanjutan II)..... 43
Tabel 3. 20 Pompa (Lanjutan III)..... 44
Tabel 3. 21 Pompa (Lanjutan IV) 45
Tabel 3. 22 Pompa (Lanjutan V)..... 46
Tabel 3. 23 *Blower* 47
Tabel 3. 24 *Bag Filter* 47
Tabel 3. 25 *Cooler*..... 48
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik 56
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total..... 63
Tabel 4. 3 Neraca Massa *Mixer-01* (M-01)..... 64
Tabel 4. 4 Neraca Massa *Mixer-02* (M-02)..... 64
Tabel 4. 5 Neraca Massa *Mixer-03* (M-03)..... 65
Tabel 4. 6 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)..... 65
Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01) 66
Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02) 66
Tabel 4. 9 Neraca Massa Kristalizer-01 (CR-01)..... 67
Tabel 4. 10 Neraca Massa *Rotary Dyer* (RD-01)..... 67
Tabel 4. 11 Neraca Massa Evaporator-01 (EV-01)..... 68
Tabel 4. 12 Neraca Massa Evaporator-02 (EV-02)..... 68

Tabel 4. 13 Neraca Massa Evaporator-03 (EV-03) 69
Tabel 4. 14 Neraca Massa *Centrifuge-01* (CF-01) 69
Tabel 4. 15 Neraca Massa *Centrifuge-02* (CF-02) 70
Tabel 4. 16 Neraca Massa *Centrifuge-03* (CF-03) 70
Tabel 4. 17 Neraca Panas *Mixer-01* (M-01) 71
Tabel 4. 18 Neraca Panas *Mixer-02* (M-02) 71
Tabel 4. 19 Naraca Panas *Mixer-03* (M-03) 72
Tabel 4. 20 Neraca Panas *Heater-01* (HE-01) 72
Tabel 4. 21 Neraca Panas *Heater-02* (HE-02) 73
Tabel 4. 22 Neraca Panas *Heater-03* (HE-03) 73
Tabel 4. 23 Neraca Panas *Heater-04 (*HE-04) 73
Tabel 4. 24 Neraca Panas Kristalizer (CR-01) 74
Tabel 4. 25 Neraca Panas *Cooling Conveyor* (CC-01) 74
Tabel 4. 26 Neraca Panas Evaporator (EV-01) 75
Tabel 4. 27 Neraca Panas Evaporator (EV-02) 75
Tabel 4. 28 Neraca Panas Evaporator (EV-03) 76
Tabel 4. 29 Neraca Panas Reaktor (R-01) 76
Tabel 4. 30 Neraca Panas Reaktor (R-02) 77
Tabel 4. 31 Neraca Panas *Centrifuge-01* (CF-01) 77
Tabel 4. 32 Neraca Panas *Centrifuge-02* (CF-02) 78
Tabel 4. 33 Neraca Panas *Centrifuge-03* (CF-03) 78
Tabel 4. 34 Neraca Panas *Rotary dyer-01* (RD-01) 79
Tabel 4. 35 Neraca Panas *Cooler* (CL-01) 80

Tabel 4. 36 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam* 93
Tabel 4. 37 Kebutuhan Air Pendingin *Cooling Water* 94
Tabel 4. 38 Kebutuhan Air Proses 95
Tabel 4. 39 Total Kebutuhan Air 97
Tabel 4. 40 Kebutuhan Listrik Alat Proses 99
Tabel 4. 41 Kebutuhan Listrik Utilitas 101
Tabel 4. 42 Rincian Kebutuhan Listrik 103
Tabel 4. 43 Gaji Karyawan 120
Tabel 4. 44 Jadwal Kerja Masing-masing Regu 123
Tabel 4. 45 Jabatan dan Keahlian 127
Tabel 4. 46 Harga Index 129
Tabel 4. 47 Harga Alat Proses 131
Tabel 4. 48 Harga Alat Utilitas 133
Tabel 4. 49 *Physical Plan Cost* (PPC) 137
Tabel 4. 50 *Direct Plan Cost* (DPC) 137
Tabel 4. 51 *Fixed Capital Investment* (FCI) 137
Tabel 4. 52 Total *Working Capital Investment* (WCI) 138
Tabel 4. 53 *Direct Manufacturing Cost* (DMC) 139
Tabel 4. 54 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC) 139
Tabel 4. 55 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) 140
Tabel 4. 56 *Total Manufacturing Cost* (TMC) 140
Tabel 4. 57 *General Expense* (GE) 141
Tabel 4. 58 *Total Production Cost* (TPC) 141

Tabel 4. 59 *Annual Fixed Cost* (Fa) 143

Tabel 4. 60 *Annual Variable Cost* (Va) 143

Tabel 4. 61 *Annual Regulated Cost* (Ra) 144

Tabel 4. 62 *Annual Sales Cost* (Sa)..... 144

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4. 1 Peta Lokasi Pabrik 51

!Unexpected End of Formula

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses 62

Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif 81

Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif 82

Gambar 4. 6 Diagram Pengolahan Air 87

Gambar 4. 7 Struktur Organisasi 110

Gambar 4. 8 Grafik BEP 147

ABSTRAK

Trisodium Fosfat dimanfaatkan di dalam industri, terutama industri pembuatan deterjen (Pembersih). Pabrik Trisodium Fosfat ini dirancang untuk didirikan dengan kapasitas 70.000 ton/tahun dengan bahan baku Asam Fosfat, Sodium Karbonat, dan Sodium Hidroksida dan dioperasikan secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun. Feed fresh Asam Fosfat yang diperlukan sebanyak 5.852,560 kg/jam, Sodium Karbonat sebanyak 12.659,4456 kg/jam, dan Sodium Hidroksida sebanyak 2.363,715 kg/jam. Pabrik ini rencananya didirikan di Desa Podorejo, Ngaliyan, Kota Semarang, Provinsi Jawa Tengah dengan Luas 24.400 m^2.

Trisodium Fosfat dibuat dengan cara mereaksikan Asam Fosfat, Sodium Karbonat, dan Sodium Hidroksida yang telah dilarutkan dengan air di dalam Mixer sebelum diumpankan ke reaktor. Reaksi berlangsung pada fase cair-cair dan bersifat eksotermis pada suhu 90^oC dan tekanan 1 atm. Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang berjumlah 2 buah dipasang seri dan menggunakan pengaduk. Reaksi bersifat eksotermis sehingga untuk menjaga suhu reaksi tetap konstan, reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan koil pendingin. Hasil keluaran rotary dryer merupakan produk berupa Trisodium Fosfat kristal sebanyak 9,577.73 kg/jam dengan kemurnian 99,5 %.

Untuk pendirian dan pengoperasian pabrik ini diperlukan modal tetap yaitu sebesar Rp 410.336.902.221,261, biaya produksi sebesar Rp 1.190.704.065.765, modal kerja sebesar Rp 1.433.676.168.398. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 101.222.527.051,84 , keuntungan setelah pajak Rp 50.611.263.526. ROI sebelum pajak 24,67%, ROI setelah pajak 12,33%, POT sebelum pajak 3 tahun, POT sesudah pajak 5 tahun, BEP sebesar 58,48% kapasitas, SDP sebesar 39,97% kapasitas, dan DCFR sebesar 7,15%. Berdasarkan evaluasi ekonomi tersebut, maka pabrik Trisodium Fosfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini layak didirikan.

Kata Kunci:Asam Fosfat, Sodium Hidroksida, Sodium Karbonat, Trisodium Fosfat.

ABSTRACT

Trisodium Phosphate is used in industry, especially for the manufacturing industry detergent (Cleaner). This Trisodium Phosphate Plant is designed to be set up with capacity of 70,000 tons/year with the raw materials of Phosphoric Acid, Sodium Carbonate, and Sodium Hydroxide and operated continuously for 330 days a year. Feed fresh Phosphoric Acid needed as much as 5.852,560 kg/hour, Sodium Carbonate as much as 12.659,4456 kg/hour, and Sodium Hydroxide as much as 2.363,715 kg/hour. This factory is planned and will be established in Podorejo Village, Ngaliyan, Semarang City, The Province of Central Java with an area of 24.400 m2

Trisodium Phosphate is made by reacted Phosphoric Acid, Sodium Carbonates , and Sodium Hydroxide that has been dissolved by water in the Mixer tank before being fed to the reactor. The reaction takes place in the liquid-liquid phase and is exothermic at 90^{o}C and a pressure of 1 atm. The reactor used is the Reactor Stirred Tank Flow (RATB) which are installed in series and using a stirrer. The reaction is exothermic, so the temperature of the reaction is maintained remains constant. the reactor is equipped with a stirrer and a cooling coil. The output of rotary dryer is a product in the form of crystal Trisodium Phosphate as much as 9,577.73 kg/hour with 99.5% of purity.

For the establishment and operation of factory, capital cost is needed : Rp Rp 410.336.902.221,261, production costs of Rp 1.190.704.065.765, working capital amounting to Rp 1.433.676.168.398. profit before tax is Rp 101.222.527.051,84 profit after tax is Rp 50.611.263.526. ROI before tax 24,67%, ROI after 12,33% tax, Payout time (POT) before tax is 3 years and after tax is 5 years, BEP is 58,48% of capacity, SDP is 39,97% of capacity, and DCFR is 7.15%. Based on the economic evaluation, the Trisodium Phosphate plant with a capacity of 70,000 tons/year is feasible to set up.

Key Words : Sulphuric Acid, Sodium Hidroxide,Sodium Carbonate, Trisodium Phosphate.

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia merupakan sektor yang paling berpengaruh dalam pertumbuhan ekonomi. Seiring bertambahnya tahun maka bertambah pula jumlah penduduk Indonesia. Hal ini dapat menyebabkan bertambahnya masalah ekonomi dalam masyarakat. Adanya pembangunan industri kimia diharapkan dapat melelesaikan masalah ekonomi masyarakat seperti kemiskinan pengangguran, inflasi dan bahkan dapat mendongkrak pertumbuhan ekonomi Indonesia.

Saat ini kebutuhan bahan industri kimia sebagian besar masih impor dari negara lain salah satunya adalah trisodium fosfat. Trisodium fosfat digunakan sebagai bahan pembuatan detergen, sebagai pencegah pembentukan kerak pada industri kimia bagian pengolahan air dalam *boiler water treatment* dan digunakan dalam industri pangan sebagai *antiseptic cleaner*.

Ketergantungan impor akan menyebabkan devisa negara berkurang. Oleh sabab itu dengan adanya industri trisodium fosfat perlu ditingkatkan. Selain itu, bahan-bahan pembuatan trisodium fosfat ini tersedia di pabrik yang ada di dalam negeri. Maka dari itu, dengan pendirian pabrik trisodium fosfat diharapkan dapat menyelesaikan masalah-masalah tersebut.

1.2 Kapasitas Perancangan

Kapasitas perancangan akan mempengaruhi perhitungan teknis dan nilai ekonomi dari pabrik yang akan berdiri. Pabrik direncanakan didirikan pada tahun 2025. Dalam penentuan kapasitas produksi juga memiliki faktor-faktor yang mempergaruhi yaitu:

a. Kebutuhan trisodium fosfat di Indonesia

Kebutuhan trisodium fosfat masih didapatkan melalui impor. Data BPS dari tahun 2014-2019 mengalami peningkatan. Kebutuhan impor trisodium fosfat dapat dilihat dari Tabel 1.1 dan Gambar 1.1:

Tabel 1. 1 Data Impor Trisodium Fosfat di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2014-2019)

Tahun	Jumlah (ton)
2014	1.750,727
2015	2.095,225
2016	3.165,299
2017	3.530,519
2018	2.468,430
2019	4.020,354

Dari data Tabel 1.1 di atas dapat diperkirakan impor trisodium fosfat pada tahun 2025 dengan metode persamaan regresi linier adalah sebesar 66.8834,5 ton/tahun.

Berdasarkan data BPS, jumlah ekspor trisodium fosfat di Indonesia dari tahun 2014 ke tahun 2019 seperti Tabel 1.2 berikut :

Tabel 1. 2 Data Ekspor Trisodium Fosfat di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2014-2019)

Tahun	**Jumlah (ton)**
2014	-
2015	-
2016	-
2017	0,250
2018	1,252
2019	0,280

Dari data Tabel 1.2 dapat diperkirakan kemampuan ekspor trisodium fosfat pada tahun 2025 dengan metode persamaan regresi linier adalah sebesar 0,699 ton/tahun.

Untuk memproduksi trisodium fosfat harus melakukan perbandingan terhadap kapasitas produksi dari berbagai pabrik yang telah ada sebelumnya. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Data Kapasitas Produksi Trisodium Fosfat

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Indian Rare Earth Limited	India	13.500
Aditya Bilra Chemicals	Thailand	85.000
Chengdu Huarong Chemical Co., Ltd.	China	80.000

(icis.com, adityabirlachemicals.com, en.cnchccl.com)

Kapasitas produksi dari pabrik akan mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam perancangan pabrik. Berdasarkan data diatas maka kapasitas produksi pabrik trisodium fosfat dapat ditentukan

dengan data pemakaian bahan baku pada tahun 2017 adalah 6,27 ton/tahun adalah sebagai berikut.

Demand = impor + konsumsi

= (66.8834,5 + 6,27) ton/tahun

= 668.840,77 ton/tahun

Supply = ekspor + produksi

= 0,699 ton/tahun

Peluang = *Demand – Supply*

= (668.840,77 - 0,699) ton/tahun

= 668.840,071

Kapasitas pabrik = peluang x 10 %

= 66.884,071 ton/tahun.

Berdasarkan data kapasitas terendah pabrik trisodium fosfat adalah 13.500 ton/tahun sedangkan tertinggi adalah 85.000 ton/tahun. Jadi dapat tentukan kapasitas dari data dan pehitungan perhitungan tersebut adalah 70.000 ton/tahun.

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan trisodium fosfat adalah asam fosfat, sodium karbonat, dan sodium hidroksida. Asam fosfat dapat diperoleh dari PT.

Petrokimia Gresik dengan kapasitas produksi 400.000 ton/tahun, sodium hidroksida dapat diperoleh dari PT. Sulfindo Adiusaha dengan kapasitas produksi 320.000 ton/tahun, dan kebutuhan sodium karbonat dapat diperoleh dari PT. AKR corporindo dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.

1.4 Tinjauan Pustaka

Trisodium fosfat merupakan senyawa anorganik dengan rumus kimia Na_3PO_4. Senyawa ini memiliki kelarutan tinggi dalam air dan memiliki bentuk padat seperti kristal berwarna putih. Trisodium fosfat banyak digunakan pada industri makanan, industri rumah tangga, dan sebagai agen pembersih. Trisodium fosfat dalam industri makanan sering digunakan sebagai bahan makanan tambahan. Dalam industri rumah tangga sering digunakan sebagai bahan baku deterjen serta digunakan sebagai pencegah anti kerak pada alat industri kimia.

Trisodium fosfat sering digunakan sebagai agen pembersih karena memiliki pH larutan sebesar 12 yang menyebabkan sifat larutannya cukup basa sehingga mampu membersihkan lemak dan minyak. Dipasaran luas, trisodium fosfat telah dalam kondisi terhidrasi jenisnya yaitu trisodium fosfat *anhydrous* (Na_3PO_4) dan trisodium fosfat *dodecahydrate* ($Na_3PO_4 .12H_2O$).

a. Macam-macam Proses

1. Pembuatan trisodium fosfat dengan menggunakan bahan baku asam fosfat, sodium karbonat, dan sodium hidroksida *(Faith and Keyes, 1975).*

Asam fosfat dan sodium karbonat direaksikan pada suhu 85^{o}C – 100^{o}C yang akan menghasilkan disodium fosfat. Kemudian disodium fosfat panas dimasukkan ke dalam tangki untuk direaksikan dengan sodium hidroksida, sehingga menghasilkan trisodium fosfat. Larutan dipertahankan pada kondisi 90^{o}C. Larutan panas kemudian disaring untuk menghilangkan *white mud* dan dimasukkan menuju *crystallizer*. Larutan trisodium fosfat yang masih bercampur dengan mother liquor dilewatkan ke dalam pemisah. Kemudian padatan dilewatkan ke dalam *rotary dryer*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

$Na_2CO_3 + H_3PO_4 \rightarrow Na_2HPO_4 + CO_2 + H_2O$

$Na_2HPO_4 + NaOH \rightarrow Na_3PO_4 + H_2O$

2. Pembuatan trisodium fosfat dengan menggunakan bahan baku asam fosfat, sodium klorida, dan sodium hypochloride *(Kirk and Othmer, 1982).*

   Proses ini menggunakan bahan baku asam fosfat dan sodium klorida. Produk ini bereaksi pada suhu 40^{o}C. untuk menghasilkan trisodium fosfat dilakukan penambahan sodium hypochloride pada larutan sodium fosfat. Larutan yang terbentuk dikontakkan dengan sodium silica 0,5% sebagai katalisator. Selanjutnya diikuti dengan proses pendinginan, kristalisasi, dan granulasi. Kemudian dengan suhu rendah dilakukan *air-cooling* dan *drying*.

   Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

$NaCl + H_3PO_4 \rightarrow NaH_2PO_4 + HCl$

$NaH_2PO_4 + NaCl \rightarrow Na_2HPO_4 + HCl$

$Na_2HPO_4 + NaOCl \rightarrow Na_3PO_4 + HOCl$

Tabel 1. 4 Perbandingan Macam-macam Proses

Parameter	Proses 1 (Netralisasi Asam)	Proses 2 (Penambahan katalis basa)
Bahan Baku	Asam fosfat, sodium karbonat, sodium hidroksida	Asam fosfat, sodium klorida, sodium hypochloride
Temperatur	85^{o}C – 100^{o}C	40^{o}C
Tekanan	1 atm	1 atm
Konversi	95%	80%
Katalis	Tanpa Katalis	Sodium silica 0,5%
Reaksi	Terbentuk melalui 2 proses reaksi pembentukan	Terbentuk melalui 3 proses reaksi pembentukan

Berdasarkan macam-macam proses tersebut, dipilih proses pembuatan trisodium fosfat dengan menggunakan bahan baku asam fosfat, sodium karbonat, dan sodium hidroksida dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Dari segi ekonomi, Alat yang digunakan sederhana, sehingga dapat menekan biaya pembelian alat untuk merancang pembangunan pabrik trisodium fosfat, serta biaya bahan baku tidak terlalu mahal karena tanpa adanya pembelian katalis.

2. Dari segi teknis, proses untuk mencapai konversi serta kemurnian yang tinggi dengan spesifikasi yang ditentukan dapat dicapai sekalipun tanpa menggunakan bantuan katalis.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi Bahan Baku				
Spesifikasi	Bahan Baku			
	Sodium kabonat (Na_2CO_3)	Asam Fosfat (H_3PO_4)	Sodium Hidoksida (NaOH)	Air (H_2O)
Wujud	Padat	Cairan	Padat	Cairan
Warna	Putih	Tidak Berwarna	Putih	Tidak Berwarna
Berat Molekul (gram/mol)	105.99	98	40	18
Densitas (gr/cc)	2,53	1,87	2,13	0,995
Titik Didih (^oC)	851	102	1390	100
Viskositas (cP)	3.4 (887°C)	177.7 (25°C)	3.4 (887°C)	177.7 (25°C)
pH	11-12	0,2	13	1 - 14
Entalpi Pembentukan (Kj/mol)	-1130,7	-1279	-425,6	-241.8
Kapasitas Panas (J/molK 25^{o}C)	112,3	145	59.52	74.54
Kemurnian (%)	99	98,53	98	100
Impuritis (%)	1 (H_2O)	1,47 (MgO, CaO, Al_2O_3, Fe_2O_3, H_2O)	2 (H_2O)	-
Kelarutan (gr/100gr H_2O)	45,5 (25°C)	548	1000 (25°C)	-

(Perry, 1997)

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 2 Spesifikasi Produk

Spesifikasi	Produk
	Trisodium Fosfat ($Na_3PO_4.12H_2O$)
Wujud	Kristal
Warna	Tidak berwarna
Berat Molekul (gr/gmol)	380,12
Densitas (kg/m^3)	1620
Kapasitas Panas (kal/molK)	665
Entalpi Pembentukan (Kj/kmol)	-5480
Melting Point (^OC)	73
Boiling Point (^OC)	100
Bulk Density (g/cm^3)	950
Kelarutan (gr/100gr H_2O)	20 (25°C)
Kemurnian (%)	99
Impuritis (%)	1 (H_2O)

(Faith Keyes, 1959)

2.3 Tinjauan Kinetika

Reaksi ini merupakan reaksi orde dua, sehingga konstanta kinetika reaksi dapat ditinjau melalu persamaan (*Levenspiel,1975*) :

Kecepatan reaksi :

$$-r_A = k.C_A.C_B$$

Nilai k persamaan

$$-\frac{dC_A}{dt} = k.C_A.C_B$$

$$-\frac{dC_{A0}(1-X_A)}{dt} = k.C_{A0}.(1-X_A).(C_{B0}-(C_{A0}.X_A))$$

$$= k.(1-X_A).(C_{B0} - (C_{A0}.X_A)), \text{ dikali } \frac{C_{A0}}{C_{A0}}$$

$$= k.(1-X_A).\left((C_{B0}\frac{C_{A0}}{C_{A0}}) - (\frac{C_{A0}}{C_{A0}}(C_{A0}.X_A)) \right)$$

M = $\frac{C_{B0}}{C_{A0}}$

$$= k.(1-X_A).(M.C_{A0} - C_{A0}.X_A)$$

$$= k.(1-X_A).C_{A0}(M - X_A)$$

$$-\frac{dX}{dt} = k.C_{A0}(1-X_A)(M-X_A)$$

$$\int \frac{dX}{(1-X_A)(M-X_A)} = k.C_{A0}\int dt$$

$$\frac{1}{(1-M)}\ln\frac{M(1-X_A)}{1(M-X_A)} = k.C_{A0}.t$$

$$k = \frac{1}{C_{A0}.t.(1-M)}\ln\frac{(M-X_A)}{M(1-X_A)}$$

Dengan,

k : Konstanta laju reaksi,

C_A : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

C_B : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

t : Waktu Operasi, jam

X_A : Konversi reaksi

Reaksi berlangsung dalam reaktor alir berpengaduk (RATB) dengan temperatur 90 °C bertekanan 1 atm Nilai kinetika reaksi pada proses ini diperoleh sebesar 0,6 m^3/kmoljam dan dengan nilai konversi sebesar 95%. (*Faith and Keyes, 1975)*

2.4 Tinjauan Termodinamika

Berlangsungnya reaksi berjalan secara eksotermis dan endotermis ditentukan dengan meninjau panas pembentukan standar (ΔH_f) pada temperatur 25^oC (298 K)

- Data entalpi pembentukan ΔH_f^o (25 ^oC):

Komponen	**ΔH_f^o (Kj/mol)**
Na_2CO_3	-1.227,4
H_3PO_4	-1.157,38
Na_2HPO_4	-1.772,38
CO_2	-285,8
H_2O	-393,777
NaOH	-470,11
Na_3PO_4	-1.997,9

(*Wagman, 1982*)

Reaksi 1 : $Na_2CO_3\,(aq) + H_3PO_4\,(aq) \rightarrow Na_2HPO_4(l) + CO_2(g) + H_2O(l)$

(ΔH °298) = (ΔH produk – ΔH reaktan)

= (-1772.38 - 285.8 - 393.777) – (-1227.4 - 1157.38)

= -2338.12 Kj/mol

Reaksi 2 : $Na_2HPO_4(aq) + NaOH(aq) \rightarrow Na_3PO_4(l) + H_2O(l)$

(ΔH °298) = (ΔH produk – ΔH reaktan)

= (-1997.9 – 285.8) - (-1772.38 - 470.11)

= -41.2 Kj/mol

Dari hasil diperoleh enthalpi pembentukan standar bernilai negatif, maka reaksi pembentukan Disodium fosfat dan Trisodium fosfat bersifat eksotermis.

Reaksi bersifat *reversible* (arus balik) dan *irreversible* (searah) ditentukan dengan meninjau energi Gibbs ($\Delta G°$)

- Data energi Gibbs ΔG^o (25 ^oC):

Komponen	**ΔG^o (Kj/mol)**
Na_2CO_3	-1051.64
H_3PO_4	-1018.7
Na_2HPO_4	-1612.98
CO_2	-394.359
H_2O	-237.129
NaOH	-419.15
Na_3PO_4	-1804.5

(*Wagman,1982*)

Reaksi 1 : $Na_2CO_3\,(aq) + H_3PO_4\,(aq) \rightarrow Na_2HPO_4(l) + CO_2(g) + H_2O(l)$

(ΔG °298) = (ΔG produk - ΔG reaktan)

= (-1612.98 -394.359 -237.129) – (-1051.64 - 1018.7)

= -174.128 Kj/kmol

= -41617.590 kal/mol

(ΔG °298) = -RT ln K_{298}

-41617.590 = 1,987 x 298 x ln K_{298}

ln K_{298} = 70,28

K_{298} = 3.35 x 10^{30}

Reaksi dioperasikan pada suhu 90°C sehingga harga K pada 90 °C dapat di hitung:

$$\ln\left[\frac{k_{363}}{k_{298}}\right] = \left[\frac{\Delta H_{f\,298}}{R}\right] \times \left[\frac{1}{363} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{k_{363}}{3{,}35 \times 10^{30}}\right] = \left[\frac{-2338.12}{1{,}987}\right] \times -0.0006$$

ln K_{363} = 2.028

K_{363} = 6,78 x 10^{30}

Dari perhitungan didapat nilai K >> 1 maka hasil reaksi pembentukan Disodium fosfat bersifat *irreversible.*

Reaksi 2 : $Na_2HPO_4(aq) + NaOH(aq) \rightarrow Na_3PO_4(l) + H_2O(l)$

(ΔG °298) = (ΔG produk - ΔG reaktan)

= (-1804.5 - 237.129) – (-1612.98 - 419.15)

= -9.49 Kj/kmol

= -2270.31 kal/mol

(ΔG °298) = -RT ln K_{298}

-2270.31 = 1,987 x 298 x ln K_{298}

ln K_{298} = 3.83

K_{298} = 46.25

Reaksi dioperasikan pada suhu 90°C sehingga harga K pada 90 °C dapat di hitung:

$$\ln\left[\frac{k_{363}}{k_{298}}\right] = \left[\frac{\Delta H_{f\,298}}{R}\right] \times \left[\frac{1}{363} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{k_{363}}{46{,}25}\right] = \left[\frac{-41{,}21}{1{,}987}\right] \times -0.0006$$

ln K_{363} = 1.013

K_{363} = 47

Dari perhitungan didapat nilai K >> 1 maka hasil reaksi pembentukan Trisodium fosfat bersifat *irreversible*.

2.5 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pabrik Trisodium fosfat pada umumnya bertujuan untuk mengendalikan suatu mutu produk yang diperoleh agar sesuai dengan standar yang telah ada. Pengendalian ini meliputi

pengendalian kulaitas bahan baku, pengendalian kualitas saat proses berlangsung, dan pengendalian kualitas produk jadi.

2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan dengan tujuan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku tersebut sesuai dengan spesifikasi produk yang di inginkan. Dengan pemeriksaan juga dapat diketahui apakah bahan baku akan menghambat proses produksi yang dijalankan secara normal. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa asam fosfat, sodium karbonat dan sodium hidroksida dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik dengan baik. Uji yang dilakukan antara lain kemurnian bahan baku, kadar komposisi komponen, uji viskositas, uji volatilitas, uji densitas.

2.5.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi dilakukan agar dapat mengetahui analisa produk sesuai atau tidak dengan yang diharapkan. Maka jika terdapat kesalahan pada proses produksi dapat diketahui dan diatasi dengan cepat. Selain itu, pengendalian waktu produksi juga dibutuhkan untuk mengefisiensikan waktu yang digunakaan selama proses produksi berlangsung. Pada pengendalian proses produksi pabrik Trisodium fosfat dibagi menjadi dua yaitu alat sistem kontrol dan aliran sistem kontrol.

2.5.2.1 Alat Sistem Kontrol

a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *flow control*, dan *interface level control.*

2.5.2.2 Aliran Sistem Kontrol

a. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses dan *controller*.
b. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.5.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Reaksi pembuatan trisodium fosfat dilakukan dalam reaktor tangki berpengaduk pada suhu 90 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung pada fase cair-cair dan bersifat eksotermis dan endotermis sehingga untuk mencapai reaksi yang diinginkan digunakan pendingin dan steam.

Reaksi :

Reaksi 1 : $H_3PO_4(aq) + Na_2CO_3(aq) \longrightarrow Na_2HPO_4(l) + CO_2(g) + H_2O(l)$

Reaksi 2 : $Na_2HPO_4(aq) + NaOH(aq) \longrightarrow Na_3PO_4(l) + H_2O(l)$

(Faith, Keyes and Clark, 1973)

Secara garis besar, proses pembuatan trisodium fosfat dengan bahan baku sodium karbonat, asam fosfat, dan sodium hidroksida dapat dibagi menjadi lima tahap :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan disodium fosfat
3. Tahap pembentukan trisodium fosfat
4. Tahap pengkristalan trisodium fosfat
5. Tahap pengeringan produk trisodium fosfat

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan trisodium fosfat adalah sodium karbonat, asam fosfat, dan sodium hidroksida. Untuk keperluan ini digunakan sodium karbonat 99%, asam fosfat 98%, dan sodium hidroksida 98%. Bahan baku asam fosfat disimpan dalam tangki penyimpanan asam fosfat pada suhu 30 ^{o}C dan tekanan 1 atm, kemudian diencerkan dalam *mixer-01* sampai kadarnya menjadi 62% dari kadar mula-mula 98%. Asam fosfat dipompa menggunakan pompa jenis sentrifugal ke *RDVF-01* untuk dipisahkan dari impuritisnya pada suhu 90 ^{o}C, kemudian filtrat dialirkan menuju reaktor-01.

Bahan baku sodium karbonat keluar dari *silo*-01 diangkut menggunakan *screw conveyor-01*, selanjutnya diangkut menggunakan *bucket elevator-01* secara vertikal ke *hopper-01* sebagai tempat penyimpanan sementara. *Hopper* berupa silinder tegak terbuka dengan dasar berbentuk *conis* dilengkapi dengan *weight feeder* untuk mengatur laju umpan ke tangki pelarutan. Sodium karbonat dari *hopper-01* dilarutkan pada tangki pelarutan di *mixer-02*. Konsentrasi larutan sodium karbonat yang keluar dari tangki pelarutan 30% berat Na_2CO_3. Sodium karbonat dipompa menggunakan pompa jenis *reciprocating* kemudian dialirkan ke reaktor-01.

Bahan baku sodium hidroksida diangkut dari *silo-02* menggunakan *screw conveyor-02* lalu diangkut secara vertikal menuju *Hopper-02* menggunakan *bucket elevator*-02. *Hopper* berupa silinder tegak terbuka dengan dasar berbentuk *conis* dilengkapi dengan *weight feeder* untuk

mengatur laju umpan ke tangki pelarutan. Sodium hidroksida dari *hopper-02* dilarutkan pada tangki pelarutan *mixer-03*. Konsentrasi larutan sodium hidroksida yang keluar dari tangki pelarutan 50% berat NaOH, kemudian sodium hidroksida dipompa menggunakan pompa jenis sentrifugal ke reaktor-02.

3.1.2 Tahap Pembentukan Disodium Fosfat

Larutan asam fosfat dialirkan ke dalam reaktor direaksikan dengan sodium karbonat. Reaktor yang digunakan adalah *continous stired tank reactor (CSTR)* yang dilengkapi dengan pengaduk dan *coil* pendingin. Sebagai media pendingin digunakan air. Kondisi operasi reaktor pada suhu 90 ^{o}C dan tekanan 1 atm, reaksi yang terjadi dalam reaktor 1 adalah:

$$Na_2CO_3(aq) + H_3PO_4(aq) \rightarrow Na_2HPO_4(l) + H_2O(l) + CO_2(g)$$

Hasil reaksi berupa gas CO_2 akan keluar melalui pipa pembuangan. Hasil utama pada reactor-01 yaitu disodium fosfat.

3.1.3 Tahap Pembentukan Trisodium Fosfat

Larutan disodium fosfat keluar dari reactor-01 selanjutnya kemudian dialirkan ke reaktor-02 dengan menggunakan pompa untuk direaksikan dengan sodium hidroksida 50% berat NaOH. Reaktor-02 juga dilengkapi dengan pemanas dan pengaduk. Kondisi operasi reaktor pada suhu 90 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Dalam reaktor terjadi reaksi:

$$Na_2HPO_4(aq) + NaOH(aq) \rightarrow Na_3PO_4(l) + H_2O(l)$$

3.1.4 Tahap Pengkristalan Trisodium Fosfat

Trisodium fosfat dari reactor-02 dipompa menuju evaporator untuk dipekatkan. Larutan jenuh keluar evaporator dengan suhu 117 ^{o}C selanjutnya dipompa menuju *centrifuge-01* untuk memisahkan larutan dan *cake* Na2CO3 yang tidak larut. *Cake* Na_2CO_3 keluaran *centrifuge-01* dikeluarkan sebagai komponen *recycle*. Larutan keluaran *centrifuge-01* lalu dialirkan ke *crystallizer* untuk di kristalisasi. Proses kristalisasi dilakukan pada suhu 50 ^{o}C. Kristal keluaran *crystallizer* lalu di alirkan ke *Rotary Dyer*. *Mother liquor* di alirkan ke arus *recycle* dengan tujuan mengurangi kadar H_2O menggunakan *evaporator*, tujuannya untuk mengurangi kelarutan Na_2CO_3 sehingga memudahkan komponen padatan Na_2CO_3 untuk di *recycle* kembali dengan cara di mengendapkan *cake* di *centrifuge-02.*

3.1.5 Tahap Pengeringan Produk Trisodium Fosfat

Kristal yang telah dihasilkan dari *crystallizer* selanjutnya dikeringkan dalam *rotary dryer* untuk menguapkan airnya. Sebagai media panas dalam *rotary dryer* digunakan *steam.*

3.2 Spesifikasi Alat

Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Spesifikasi Alat	Tangki Asam Fosfat
Kode Alat	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku asam fosfat 5,852.56 kg/jam selama 7 hari
Jenis	*Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical roof*
Bahan	*Stainless Steel SA 167 Grade 3 type 316*
Fasa	Cair
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Diameter (m)	18.28
Tinggi (m)	5.48
Tebal *shell (in)*	1,5
Tinggi *head (m)*	0,93
Tebal *head (in)*	1,9
Jumlah	1
Harga	$ 218.938,945

Tabel 3. 2 Silo

Spesifikasi Alat	Silo		
Kode Alat	SL-01	SL-02	SL-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku sodium karbonat	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan Produk Trisodium fosfat
Jenis	silinder tegak dengan *conical bottom head*	silinder tegak dengan *conical bottom head*	silinder tegak dengan *conical bottom head*
Bahan	*carbon steel SA-283 grade C*	*carbon steel SA-283 grade C*	*carbon steel SA-283 grade C*
Waktu Penyimpanan (hari)	7	7	7
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30
Dimensi			
Volume (m^3)	861.28	212.5	984.34
Diameter (m)	9	6	9
Tinggi (m)	17	11	18
Tebal *shell* (in)	0,44	0.31	0.44
jumlah	1	1	1
Harga	$ 15.135,093	$ 15.135,093	$ 12.362,252

Tabel 3. 3 *Hopper*

Spesifikasi Alat	*Hopper*			
Kode Alat	H-01	H-02	H-03	H-04
Fungsi	Menampung sementara Sodium Karbonat sebelum masuk *mixer-02*	Menampung sementara Sodium Hidroksida sebelum masuk *mixer-03*	Menampung sementara Sodium Karbonat keluaran *centrifuge-01* hasil *recycle* sebelum masuk *mixer-02*	Menampung sementara Sodium karbonat *recycle* keluaran *centrifuge-02* sebelum masuk *mixer-02*
Jenis	Silinder vertikal dengan tutup atas berupa *plate* dan tutup bawah berupa *conical*	Silinder vertikal dengan tutup atas berupa *plate* dan tutup bawah berupa *conical*	Silinder vertikal dengan tutup atas berupa *plate* dan tutup bawah berupa *conical*	Silinder vertikal dengan tutup atas berupa *plate* dan tutup bawah berupa *conical*
Bahan	*Carbon Steel, SA-283 Grade C*	*Carbon Steel, SA-283 Grade C*	*Carbon Steel, SA-283 Grade C*	*Carbon Steel, SA-283 Grade C*
Waktu Penyimpanan (jam)	2	2	2	2
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	111	135
Dimensi				
Volume Bahan (ft^3)	357,65	168.31	71.75	106.61
Volume *Hopper* (ft^3)	447,06	210.39	89.69	133.26
Tinggi *Hopper* (m)	4,17	3,236	2,58	2.67
Diameter Dalam (m)	2,12	1,66	1,35	1.36
Diamater Luar (m)	2.13	1,67	0,101	1,37
Diameter Bukaan (in)	2,5	1.97	1.5	1,7

Spesifikasi Alat	*Hopper*			
Kode Alat	H-01	H-02	H-03	H-04
Tebal *Shell* (in)	1/4	1/5	0,25	0.2
Jumlah	1	1	1	1
Harga	$ 23.107,013	$ 15.943,839	$ 11.784,576	$ 12.362,252

Tabel 3. 4 *Mixer*

Spesifikasi Alat	*Mixer*		
Kode Alat	M-01	M-02	M-03
Fungsi	Mengencerkan asam fosfat 98% sebanyak 5,852.56 kg/jam menjadi larutan asam fosfat 62% sebanyak 5.852,56 kg/jam	Mengencerkan sodium karbonat sebanyak 12,659.4 kg/jam	Mengencerkan sodium hidroksida sebanyak 2,269.16 kg/jam
Jenis	Tangki berpengaduk silinder tegak	Tangki berpengaduk silinder tegak	Tangki berpengaduk silinder tegak
Bahan	*Stainless Steel SA-240, Grade A, type 410*	*Stainless Steel type 316 AISI*	*Stainless Steel type 316 AISI*
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30
Waktu tinggal (menit)	30	30	30
Dimensi			
Volume (m^3)	4.11	6,18	1,5
Diameter (m)	1.83	2,13	1,37
Tinggi (m)	2,52	2,93	1,92
Tebal *shell (in)*	0,1875	0,1875	0,1875
Tinggi cairan dalam shell (m)	1,72	1,42	0,82
Bentuk *head*	*torispherical Flanged & Dished Head*	*torispherical Flanged & Dished Head*	*torispherical Flanged & Dished Head*
Tebal *head (in)*	0,19	0,25	0,19
Pengaduk			
Jenis	*marine propeller with 3 blades and pitch* 2Di	*marine propeller with 3 blades and pitch* 2Di	*marine propeller with 3 blades and pitch* 2Di
Diameter (m)	0,6	0,71	0,45

Spesifikasi Alat	*Mixer*		
Kode Alat	M-01	M-02	M-03
Jarak pengaduk dari dasar tangki (m)	0,78	0,91	0,59
Power pengaduk (Hp)	2	8	2
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 568.085,907	$ 682.003,479	$ 368.094,712

Tabel 3. 5 *Filter*

Spesifikasi Alat	*Filter*
Kode Alat	FL-01
Fungsi	Memisahkan padatan/impuritues yang tidak terlarut keluaran *mixer-01*
Jenis	*Rotary drum vacuum filter*
Bahan	*Carbon stell SA-283 grade C*
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	90
Dimensi Filter	
Diameter (m)	1,027
Panjang (m)	1,5414
Tebal *cake (in)*	2
Luas penampung (m^2)	4,97
Kecepatan (rpm)	0,79
Waktu Siklus	
Tahap filtrasi (s)	10
Tahap *first dewatering* (s)	23,9
Tahap *washing* (s)	29,
Tahap *second dewatering* (s)	69,6
Daya (Hp)	0,75
Jumlah	0.75
Harga	$ 175.266,691

Tabel 3. 6 Reaktor

Spesifikasi Alat	Reaktor	
Kode Alat	R-01	R-02
Fungsi	Mereaksikan H_3PO_4 dan Na_2CO_3 menjadi Na_2HPO_4 (dissodium fosfat)	Mereaksikan Na_2HPO_4 dan NaOH manjadi Na_3PO_4
Jenis	reaktor alir tangki berpengaduk	reaktor alir tangki berpengaduk
Bahan	*Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304*	*Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304*
Kondisi Operasi		
Tekanan (atm)	1	1
Suhu (°C)	90	90
Waktu tinggal (menit)	78	28
Dimensi		
Volume cairan (m^3)	18,2	20.03
Diameter Dalam (m)	2,68	2.75
Diameter Luar (m)	2,74	2,89
Tinggi (m)	5,16	5,24
Tebal *shell (in)*	0,25	0,25
Tinggi cairan dalam shell (m)	4,03	4,13
Bentuk *Head*	*torispherical Flanged and Dished Head*	*torispherical Flanged and Dished Head*
Tebal *head (in)*	0,25	0,25
Tinggi Tutup (m)	0,56	0,55
Koil Pendingin		
Jenis pendingin	*Brine water*	*Brine water*
Tinggi (m)	2.48	2,8
Jarak Koil dari dasar tangki (m)	0,79	0,68
Pengaduk		
Jenis	*paddle with four blades*	*paddle with four blades*
Diameter (m)	0.89	0.9
Jarak pengaduk dari dasar tangki (m)	0,44	0,45
Power pengaduk (Hp)	10	10
Jumlah	2	3
Harga	$ 715.855,253	$740.117,616

Tabel 3. 7 Evaporator

Spesifikasi Alat	Evaporator		
Kode	EV-01	EV-02	EV-03
Fungsi	Menguapkan H_2O dari keluaran reaktor-02	Menguapkan H_2O dari keluaran reaktor-2 kristalizer.	Menguapkan H_2O dari keluaran Evaporator-02.
Jenis	*Long Tube Vertical Evaporator*	*Long Tube Vertical Evaporator*	*Long Tube Vertical Evaporator*
Bahan	*Stainless Stell 304*	*Stainless Stell 304*	*Stainless Stell 304*
Kondisi operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu masuk (^{0}C)	90	50	122
`Dimensi			
Diameter (m)	4.14	5	3.4
Tinggi (m)	8.28	10	6.88
Tebal *shell* (in)	0,75	1	0,43
Tebal *head* (in)	1 in	1	0.63
Tinggi *head* (in)	0,93	1,13	0,66
Volume *head* (ft^3)	50,22	74.41	12.82
Jumlah *tube*	22	105	22
Pass	3	3	2
Fouling factor (Btu/jam.ft^2.f)	474.29	90.8	135.46
Pressure Drop (psi)	1,5	0,04	0,04
Suhu keluar fluida panas (^{0}C)	120^{0}C	160	160
Suhu keluar fluida dingin (^{0}C)	117^{0}C	111	135
Steam			
Massa *Steam* (kg/jam)	5.303	9.246	2.605
Luas transfer panas (m^2)	17.9	85.28	15.34
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 286.411,422	$ 808.745,443	$ 253.021,789

Tabel 3. 8 *Centrifuge*

Spesifikasi Alat	*Centrifuge*		
Kode	CF-01	CF-02	CF-03
Fungsi	Memisahkan *cake* Na_2CO_3 keluaran EV-01 tidak larut oleh H_2O dan larutan.	Memisahkan *cake* Na_2CO_3 keluaran EV-01 tidak larut oleh H_2O dan larutan	Memisahkan padatan hasil pengkristalan di *Crystallizer* dari cairan yang masih terikut.
Jenis	*Solid Bowl*	*Solid Bowl*	*Solid Bowl*
jumlah	1	1	1
Kondisi operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (^{0}C)	111	135	50
Dimensi			
Kecepatan putar (rpm)	3000	3000	3000
Diameter (m)	0,6	0,6	0,6
Power Bowl (m)	125	125	125
Harga	$ 151.582,003	$ 151.582,003	$ 151.582,003

Tabel 3. 9 *Crystallizer*

Spesifikasi Alat	Crystallizer
Kode	CR-01
Fungsi	Mengkristalkan Trisodium fosfat dari larutan keluaran *Centrifuge-01* menjadi $Na_3PO_4.12H_2O$
Jenis	*Swenson Walker Crystallizer*
Bahan	*Carbon Steel, SA 283 Grade C*
Jumlah	1
Kondisi operasi	
Suhu keluar (^0C)	50
Tekanan (atm)	1
Luas Transfer Panas (ft^2)	203,03
Dimensi	
Panjang (m)	12,2
Diameter (m)	0,6
Power (Hp)	5
Harga	$ 34.660,519

Tabel 3. 10 *Rotary Dyer*

Spesifikasi Alat	Rotary Dryer
Kode	RD-01
Fungsi	Mengeringkan Kristal $Na_3PO_4.12H_2O$
Jenis	*Direct contact counter current rotary dryer*
Bahan	*Carbon Steel SA-285 Grade A*
Jumlah	1 Unit
Rate Umpan (Kg/Jam)	9,639.76
Rate Udara (Kg/Jam)	75,904
Kondisi operasi	
Suhu keluar (^{0}C)	111
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Panjang *Shell* (m)	28
Diameter *Shell* (m)	3,13
Tebal *Shell* (in)	0,19
Putaran (rpm)	2.7
Waktu tinggal (menit)	54,6
Power (Hp)	30
Harga	$ 120.965,211

Tabel 3. 11 *Screw Conveyor*

Spesifikasi Alat	*Screw Conveyor*		
Kode Alat	SC-01	SC-02	SC-03
Fungsi	Mengangkut bahan baku Sodium karbonat dari silo-01 ke *bucket elevator* menuju *hopper-01*	Mengangkut bahan baku Sodium hidroksida dari silo-02 ke *bucket elevator* menuju *hopper*-02	mengangkut *slurry* keluaran *Crystallizer* ke *Centrifuge-03*
Jenis	*Horizontal Screw Conveyor*	*Horizontal Screw Conveyor*	*Horizontal Screw conveyor*
Rate Bahan (Kg/Jam)	12.659,45	2.269,16	10.121,67
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	50
Dimensi			
Panjang *screw conveyor* (m)	9	6,1	10
Power (Hp)	1	1	2
Kecepatan (rpm)			70
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 7.278,709	$ 5.776,753	$ 5.776,753

Tabel 3. 12 *Screw Conveyor* (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	*Screw Conveyor*		
Kode Alat	SC-04	SC-05	SC-06
Fungsi	mengangkut *slurry* keluaran *Centrifuge-03* ke *Rotary Dryer*	mengangkut *slurry* keluaran/*recycle* dari *Centrifuge-01* ke *Mixer-02*	mengangkut *slurry* keluaran (r*ecycle*) dari *Centrifuge-02* ke *Mixer-02*
Jenis	*Horizontal Screw conveyor*	*Horizontal Screw conveyor*	*Horizontal Screw conveyor*
Rate Bahan (Kg/Jam)	9.663,78	2.554,83	3.796,07
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	50	117	159
Dimensi			
Panjang *screw conveyor* (m)	10	10	10
Power (Hp)	2	1	1
Kecepatan (rpm)	70	80	80
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 6.816,569	$ 4.736,938	$ 4.736,938

Tabel 3. 13 *Cooling Conveyor*

Spesifikasi Alat	*Cooling Conveyor*
Kode Alat	CC-01
Fungsi	Mengangkut dan menurunkan suhu $Na_3PO_4.12H_2O$
Jenis	*Horizontal screw conveyor*
Rate Bahan (Kg/Jam)	9,644.51
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu masuk (°C)	111
Suhu keluar (°C)	35
Dimensi	
Panjang (m)	18,3
Diameter *shaft* (m)	0,05
Kecepatan putaran (rpm)	80
Diameter bagian umpan (in)	9
Power (Hp)	1,3
Tebal jaket pendingin (in)	0,5
Harga	$ 9.936,015

Tabel 3. 14 *Bucket Elevator*

Spesifikasi Alat	*Bucket Elevator*		
Kode Alat	BE-01	BE-02	BE-03
Fungsi	Mengangkut Na_2CO_3 padat dari tempat penyimpanan menuju *Hopper-01*	Mengangkut NaOH padat dari tempat penyimpanan menuju *Hopper-02*	Mengangkut $Na_3PO_4.12H_2O$ dari *conveyor* ke tempat penyimpanan produk
Jenis	*Centrifugal Discharge Buckets*	*Centrifugal Discharge Buckets*	*Centrifugal Discharge Buckets*
Dimensi			
Ukuran *Bucket* (in)	(6x4x4 ½)- 12	(6x4x4 ½)- 12	(6x4x4 ½)- 12
Jarak Antar *Bucket* (in)	12	12	12
Tinggi Elevator (m)	17,3	3,23	20,42
Lebar *Bucket* (in)	6	6	6
Projection Bucket (in)	4	4	4
Kecepatan *Bucket* (ft/menit)	133,4	133,4	133,4
Kecepatan putar poros (rpm)	43	43	43
Power (Hp)	1	1	2
jumlah	1	1	1
Harga	$ 11.784,576	$ 10.629,226	$ 20.911,846

Tabel 3. 15 *Bucket Elevator* (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	*Bucket Elevator*	
Kode Alat	BE-04	BE-05
Fungsi	Mengangkut Na_2CO_3 *recycle* keluaran *centrifuge-01* dari *Screw conveyor-04* menuju *Hopper-03*	Mengangkut Na_2CO_3 *recycle* keluaran *centrifuge-02* dari *Screw conveyor-04* menuju *Hopper-04*
Jenis	*Centrifugal Discharge Buckets*	*Centrifugal Discharge Buckets*
Dimensi		
Ukuran *Bucket* (in)	(6x4x4 ½)- 12	(6x4x4 ½)- 12
Jarak Antar *Bucket* (in)	12	12
Tinggi Elevator (m)	2,56	2,58
Lebar *Bucket* (in)	6	6
Projection Bucket (in)	4	4
Kecepatan *Bucket* (ft/menit)	299,7	374,5
Kecepatan putar poros (rpm)	43	43
Power (Hp)	2	3
jumlah	1	1
Harga	$ 9.704,945	$ 9.704,945

Tabel 3. 16 *Heat Exchanger*

Spesifikasi Alat	*Heat Exchanger*			
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04
Fungsi	Untuk Menaikan suhu Asam fosfat 30°C keluaran *mixer-01* ke suhu 90°C menuju reaktor (R-01)	Untuk memanaskan sodium karrbonat dari 30°C ke suhu 90°C menuju reaktor (R-01)	Menaikan suhu Sodium hidroksida 30°C keluaran *mixer-03* ke suhu 90°C menuju reaktor (R-02)	Memanaskan umpan udara panas ke *Rotary Dryer* (RD-01)
Jenis	*Double Pipe*	*Shell and Tube*	*Shell and Tube*	*Shell and Tube*
Kondisi operasi				
Fluida Panas				
T in (°C)	160	160	160	160
T out (°C)	150	150	150	150
Fluida dingin				
T in (°C)	30	30	30	30
T out (°C)	90	90	90	150
Jenis tube	*Tube sheet layout 1 in. OD tubes on 1 1/4-in*	*Tube sheet layout 1 in. OD tubes on 1/4 in*	*Tube sheet layout 1 in. OD tubes on 1 1/4-in*	*Tube sheet layout 1 in. OD tubes on 1/4 in*
	Tringular Pitch	*Tringular Pitch*	*Tringular Pitch*	*Tringular Pitch*
Shell Side / Annulus	*Steam*	*Steam*	*Steam*	*Steam*
IDs (in)	10	13 ¼	8	13 ¼
Baffle space (m)	0,13	0.17	0,1	0,17
Tube Side / Inner Pipe	*Medium organic*	*Medium organic*	*Medium organic*	*Gas*
Jumlah *Passed* (n)	2	3	2	2

Spesifikasi Alat	*Heat Exchanger*			
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04
Jumlah *tube* (Nt)	32	58	37	268
Area per *tube* (A't) (in^2)	0,594	0,594	0,302	1,54
Dirt factor ($ft^2°F/Btu$)	0,001	0,01	0,01	0,017
Jumlah	1	1	1	1
Harga	$ 16.637,049	$ 20.796,311	$ 16.637,049	$ 93.467,866

Tabel 3. 17 Pompa

Spesifikasi Alat	Pompa		
Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan Air Proses menuju *Mixer-01* untuk melarutkan H_3PO_4	Mengalirkan Air Proses menuju *Mixer-02* untuk melarutkan Na_2CO_3	Mengalirkan Air Proses menuju *Mixer-03* untuk melarutkan NaOH
Jenis	*Centrifugal pump single stage*	*Centrifugal pump single stage*	*Centrifugal pump single stage*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas (gpm)	17.13	28.02	6.91
IPS (in)	2.00	2	1.25
BHP (Hp)	0.13	0,3	0,058
Daya motor pompa (Hp)	0.16	0,5	0.083
OD (in)	2.38	2,38	1,66
ID (in)	2.067	2,067	1,38
Sch No.	40	40	40
Flow area (in^2)	3,35	3,35	1.5
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 9.127,270	$ 9.127,270	$ 7.047,639

Tabel 3. 18 Pompa (Lanjutan I)

Spesifikasi Alat	Pompa		
Kode Alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan bahan baku H_3PO_4 (asam fosfat) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju *Mixer-01*	Mengalirkan keluaran *Mixer-01* ke RVDF-01	mengalirkan Na_2CO_3 slury dari *mixer-02* ke Reaktor-01
Jenis	*Centrifugal pump single stage*	*Centrifugal pump single stage*	*resicoprocoating*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas (gpm)	14,5	28,5	45,5
IPS (in)	2	2	3
BHP (Hp)	0,35	0,2	0,125
Daya motor pompa (Hp)	0.5	0,25	0,75
OD (in)	2,38	2,38	3,5
ID (in)	2,067	2,067	3,068
Sch No.	40	40	40
Flow area (in^2)	3,35	3,35	4,79
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 9.127,270	$ 9.127,270	$ 10.860,296

Tabel 3. 19 Pompa (Lanjutan II)

Spesifikasi Alat	Pompa		
Kode Alat	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan keluaran *Mixer-03* ke Reaktor 02	Mengalirkan keluaran RDVF-01 ke Reaktor 01	mengalirkan Na2CO3 slury dari *mixer-02* ke Reaktor-01
Jenis	*Centrifugal pump single stage*	*Centrifugal pump single stage*	*resicoprocoating*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas (gpm)	6,4	47,8	82,02
IPS (in)	1,25	2,5	2,5
BHP (Hp)	0.09	0,3	1,65
Daya motor pompa (Hp)	0.16	0,5	1
OD (in)	1,6	2,88	2,88
ID (in)	1,38	2,46	2,46
Sch No.	40	40	40
Flow area (in^2)	1,5	4,79	4,79
Jumlah	1	1	2
Harga	$ 6.932,104	$ 10.398,156	$ 20.796,311

Tabel 3. 20 Pompa (Lanjutan III)

Spesifikasi Alat	Pompa		
Kode Alat	P-010	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan keluaran *Mixer-03* ke Reaktor 02	megalirkan komponen dari Evaporator-01 ke *centrifuge-01*	Mengalirkan liquid dari *centrifuge-01* ke kristalizer
Jenis	*Resicoprocoating pump*	*Resicoprocoating pump*	*Resicoprocoating pump*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas (gpm)	56,8	45,09	78,62
IPS (in)	2	2	3
BHP (Hp)	2	1,23	0,16
Daya motor pompa (Hp)	2	2	0,25
OD (in)	2,88	2,38	3,5
ID (in)	2,067	2,07	3,07
Sch No.	40	40	40
Flow area (in^2)	3,35	3,35	7,38
Jumlah	2	1	1
Harga	$ 20.796,311	$ 9.242,805	$ 11.900,112

Tabel 3. 21 Pompa (Lanjutan IV)

Spesifikasi Alat	Pompa		
Kode Alat	P-13	P-14	P-15
Fungsi	megalirkan komponen *mother liquor* dari kristalizer ke evaporator-02	megalirkan komponen keluaran evaporator-02 ke evaporator-03	megalirkan komponen keluaran evaporator-03 ke centrifuge-02
Jenis	*Resicoprocoating pump*	*Resicoprocoating pump*	*Resicoprocoating pump*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas (gpm)	38,05	16,67	10,24
IPS (in)	1,25	1	0,75
BHP (Hp)	0,58	0,67	0,47
Daya motor pompa (Hp)	2	0,75	0,5
OD (in)	1,66	1,32	1,05
ID (in)	1,38	1,049	0,824
Sch No.	40	40	40
Flow area (in^2)	1,5	0,864	0,534
Jumlah	1	1	1
Harga	$ 7.047,639	$6.007,823	$ 5.083,543

Tabel 3. 22 Pompa (Lanjutan V)

Spesifikasi Alat	Pompa	
Kode Alat	P-16	P-17
Fungsi	Mengalirkan *liquid* dari *Centrifuge-02* ke UPL	Mengalirkan *filtrate* keluar *Centrifuge-03* menuju pembuangan
Jenis	*Centrifugal pump single stage*	*Centrifugal pump single stage*
Bahan	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Kapasitas(gpm)	4,33	2,36
IPS (in)	1,25	0,75
BHP (Hp)	0,009	0.0048
Daya motor pompa (Hp)	0.05	0.05
OD (in)	1,66	1.05
ID (in)	1,38	0.824
Sch No.	40	40
Flow area (in^2)	1,5	0.53
Jumlah	1	1
Harga	$ 7.047,639	$ 5.083,543

Tabel 3. 23 *Blower*

Spesifikasi Alat	*Blower*
Kode Alat	BL-01
Fungsi	Menghembuskan udara panas ke *Rotary Dryer* (RD-01)
Jenis	*centrifugal blower*
Dimensi	
Rate volumetric (ft^3/menit)	407.28
Daya (Hp)	2
Tekanan (psia)	14,7
Jumlah	1
Harga	$ 2.310,701

Tabel 3. 24 *Bag Filter*

Spesifikasi Alat	*Bag Filter*
Kode Alat	BF-01
Fungsi	Menyaring kotoran pada udara yang diumpankan dari *blower*
Dimensi	
Keceptan aliran (m^3/h)	722.22
Diameter (m)	0,5
Panjang (m)	1,01
Jumlah	1
Harga	$ 693,210

Tabel 3. 25 *Cooler*

Spesifikasi Alat	Cooler
Kode alat	CL-01
Fungsi	menurunkan temperatur filtrat keluaran centrifuge-01 menuju Crystallizer
Jenis	Shell and tube
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	
Fluida panas	
Suhu masuk T in (°C)	117
Suhu keluar T out (°C)	50
Fluida dingin	
Suhu masuk T in (°C)	30
Suhu keluar T out (°C)	65
Spesifikasi annulus pipe	
ID (in)	1.5
OD (in)	1
Flow area (ft^2)	0.026
Pressure Drop (Psi)	2.24
Spesifikasi inner pipe	
ID (in)	1.18
OD (in)	0.902
Flow area (in^2)	0.5
Pressure Drop (Psi)	8.8
Jumlah	1
Harga	$ 50.835,428

3.3 Perencanaan produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Trisodium fosfat di Indonesia, ketersediaan bahan baku serta kapasitas minimal yang tersedia. Dapat diperkirakan kebutuhan Trisodium fosfat akan mengalami peningkatan seiring dengan tingkat konsumsi yang tinggi, untuk mengatasi hal tersebut maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik sebesar 70.000 ton/tahun dimana bahan bakunya terdiri dari Asam fosfat ,Sodium karbonat dan Sodium hidroksida. Kebutuhan bahan baku Asam fosfat untuk pabrik trisodium fosfat sebesar 51.268,426 ton/tahun yang dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik yang memiliki kapasitas produksi sebesar 400.000 ton/tahun, Di Indonesia salah satu perusahaan yang memiliki kapasitas produksi sodium hidroksida yang cukup besar yakni PT Sulfindo Adiusaha dengan kapasitas 320.000 ton/tahun dan kebutuhan sodium hidroksida pada pabrik trisodium fosfat ini sebesar 110.896,78 ton/tahun. Kebutuhan bahan baku Sodium karbonat untuk pabrik trisodium fosfat sebesar 20.706,187 ton/tahun dapat diperoleh dari PT. AKR Corporindo yang memiliki kapasitas produksi sebesar 100.000 ton/tahun.

Dengan demikian rancangan pabrik Trisodium fosfat yang berkapasitas 70.000 ton/tahun ini dapat diperkirakann bahwa kebutuhan bahan baku masih dapat terpenuhi dari 3 sumber perusahaan tersebut. Dengan tersedianya bahan baku di Indonesia maka harga pembelian bahan baku akan jauh lebih murah dibandingkan dengan pembelian bahan baku yang di impor.

3.3.2 Analisa Kebutuhan Alat Proses

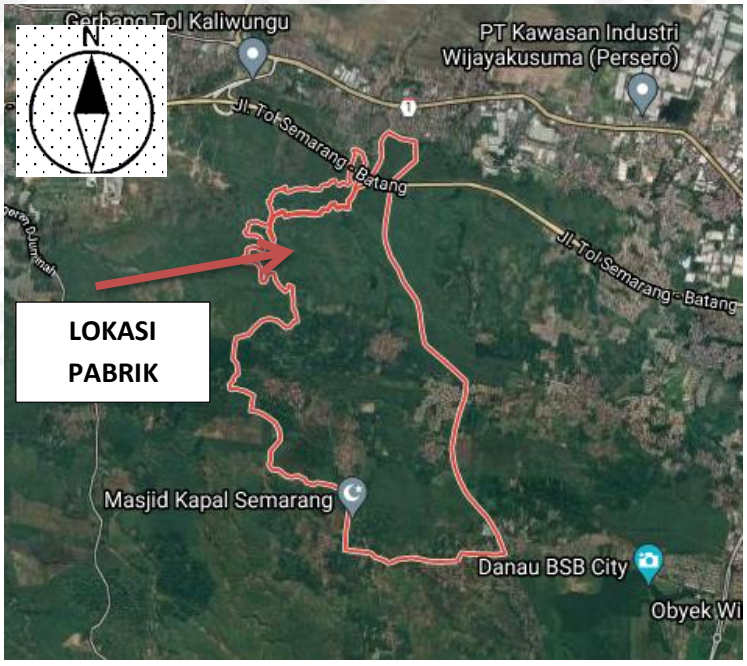
Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur atau jam kerja peralatan serta perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses ini maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam perancangan pabrik, penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting. Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Penentuan ini sangat mempengaruhi kegiatan pabrik, baik menyangkut produksi maupun distribusi produk.

Berdasarkan beberapa pertimbangan tertentu, pabrik trisodium fosfat yang akan didirikan ini direncanakan berada di Desa Podorejo, Ngaliyan, Kota Semarang, Provinsi Jawa Tengah.



Gambar 4. 1 Peta Lokasi Pabrik

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik pada umumnya ada 2 yaitu :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Apabila tidak terpenuhi maka operasi pabrik tidak berjalan dengan semestinya. Faktor primer meliputi :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik, sehingga pengadaan bahan baku merupakan suatu hal yang sangat penting. Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi, mengurangi resiko terjadinya kerusakan bahan baku dan agar lebih terjangkau dalam mengendalikan keamanannya, sehingga proses produksi berjalan dengan lancar. Bahan pembuatan bahan baku trisodium fosfat adalah asam fosfat asam fosfat, sodium karbonat, dan sodium hidroksida. asam fosfat dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas produksi 400.000 ton/tahun, sodium hidroksida diperoleh dari PT. sulfindo adiusaha dengan kapasitas produksi 320.000 ton/tahun, dan kebutuhan sodium karbonat diperoleh dari PT. AKR corporindo dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.

b. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Ketersediaan tenaga listrik provinsi Jawa Tengah dipasok oleh PT. PLN (Persero) UPT Semarang – UP2B Jawa Tengah & DIY serta menggunakan generator diesel sebagai cadangan. Lokasi pabrik dekat dengan Sungai Beringin dimana debit sungai mencapai 2.203.200.000 liter per hari. Maka dari itu, keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil steam, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

c. Sumber Daya Manusia (Tenaga Kerja)

Tenaga kerja adalah pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Hal ini dikarenakan Semarang merupakan daerah dengan kepadatan penduduk yang cukup tinggi sehingga penyediaan tenaga kerja, baik tenaga kerja terlatih maupun kasar tidak akan menjadi masalah.

d. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat, laut maupun udara. Pendirian pabrik dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat yang mudah dijangkau karena Semarang berada dalam jalur transportasi darat seperti jalan raya dan jalan tol yang memadai, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Dengan ketersediaan sarana tersebut

akan menjamin kelangsungan produksi pabrik. Pelabuhan Tanjung Emas Semarang juga dapat dijangkau dengan mudah, sehingga semakin mempermudah pengiriman produk.

e. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan yang maksimal. Semarang termasuk daerah strategis untuk pendirian suatu pabrik, karena daerah ini dekat dengan industri detergen seperti PT. Bukit Perak, industri Pupuk seperti CV. Saprotan Utama dan PT Pupuk Sriwidjaja UPP Semarang dan industri lainnya.

f. Keadaan Iklim

Daerah Semarang merupakan suatu daerah yang beriklim tropis, sehingga cuaca, iklim, dan keadaan tanah relatif stabil dan tidak ekstrim. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 30-33^{o}C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

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 barik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena

apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Semarang telah banyak dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perizinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasiitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

d. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan.

4.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan optimal keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan bahan dan hasil, tempat utilitas dan lain-lain. Tata letak suatu pabrik didesain dengan pertimbangan faktor-faktor antara lain: Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :
    a) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
    b) Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
    c) Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.
2. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

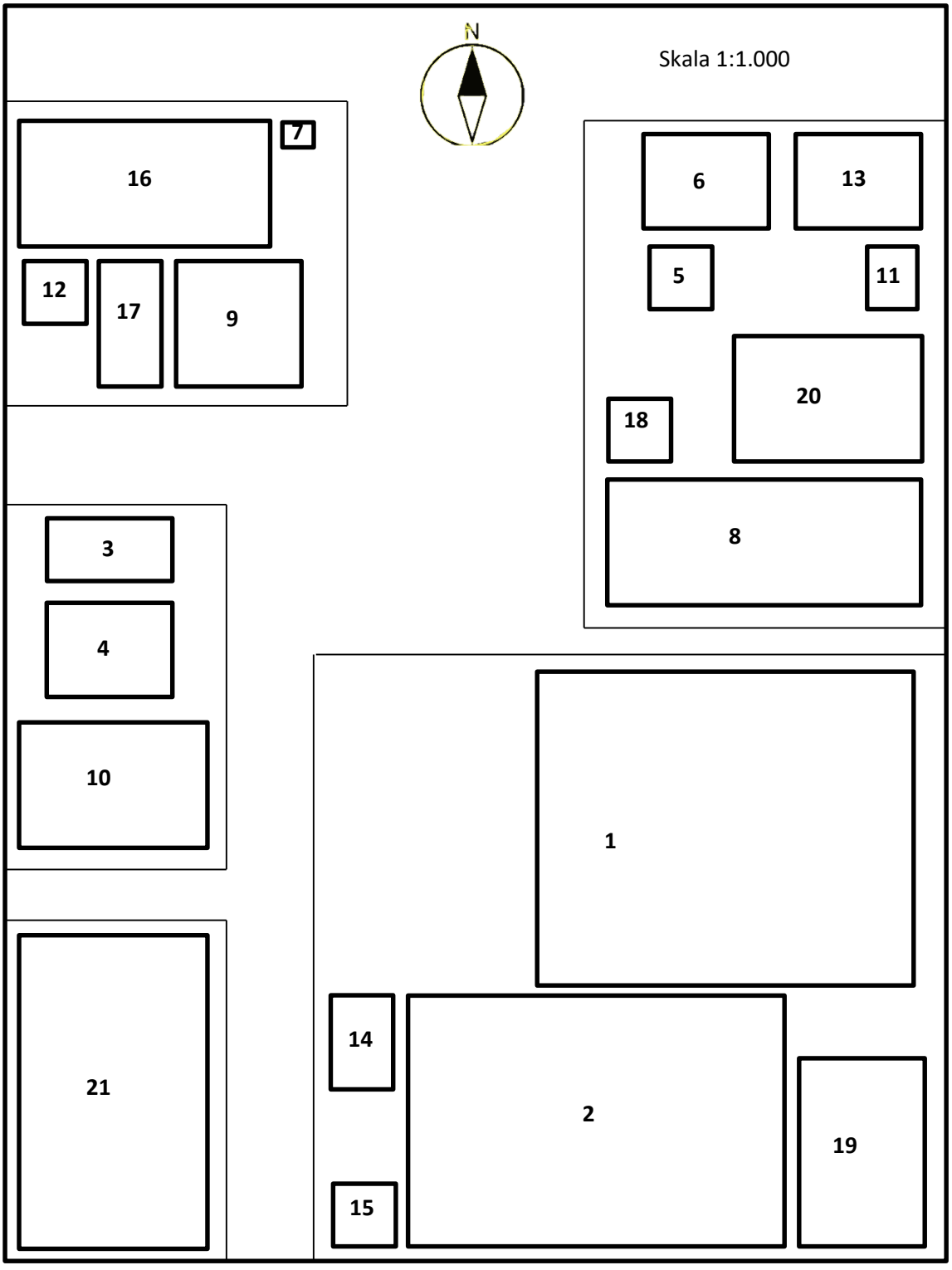
    Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.
3. Daerah utilitas dan power station

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

Pendirian pabrik trisodium fosfat ini direncanakan di bangun pada lahan dengan ukuran 24.400 m^2. Tata letak bangunan disusun dengan mempertimbangkan pengangkutan bahan baku dan personel yang paling ekonomis. Perincian luas tanah dan bangunan dapat dilihat pada Tabel 4.1, Sedangkan penataan tata letak pabrik secara umum disajikan pada Gambar 4.2.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No.	lokasi	panjang	lebar	luas
		m	m	m²
1	Area Proses	60	50	3.000
2	Area Utilitas	60	40	2.400
3	Bengkel	20	10	200
4	Gudang Peralatan	20	15	300
5	Kantin	10	10	100
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	15	300
7	Kantor Utama	20	15	300
8	Laboratorium	50	20	1.000
9	Parkir Utama	20	20	400
10	Parkir Truk	30	20	600
11	Perpustakaan	10	8	80
12	Poliklinik	10	10	100
13	Pos Keamanan	4	5	20
14	Control Room	10	15	150
15	Control Utilitas	10	10	100
16	Area Mess	40	20	800
17	Masjid	20	10	200
18	Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
19	Unit Pengolahan Limbah	20	30	600
20	Taman	20	30	600
21	Jalan	40	20	800
22	Daerah Perluasan	50	30	1.500
	Luas Tanah			13.650
	Luas Bangunan			10.750
	Total			24.400



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

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

4.2 Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan adalah penataan letak alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga kelancaran produksi bisa terjamin, meningkatkan faktor keamanan dan karyawan akan mendapatkan kepuasan kerja sehingga meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja. Beberapa hal yang harus dipertimbangkan pada perancangan tata letak peralatan proses adalah sebagai berikut:

a. Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. Lalu lintas alat berat

Hendaknya diperhatikan jarak antar alat dan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat tercapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah agar jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja selama bertugas harus diprioritaskan, karena kenyamanan dalam kerja akan meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja.

c. Aliran udara

Aliran udara dan arah hembusan angin di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi

bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan para pekerja.

d. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai, pada tempat-tempat proses yang berbahaya, atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

e. Lalu lintas manusia dan kendaraan

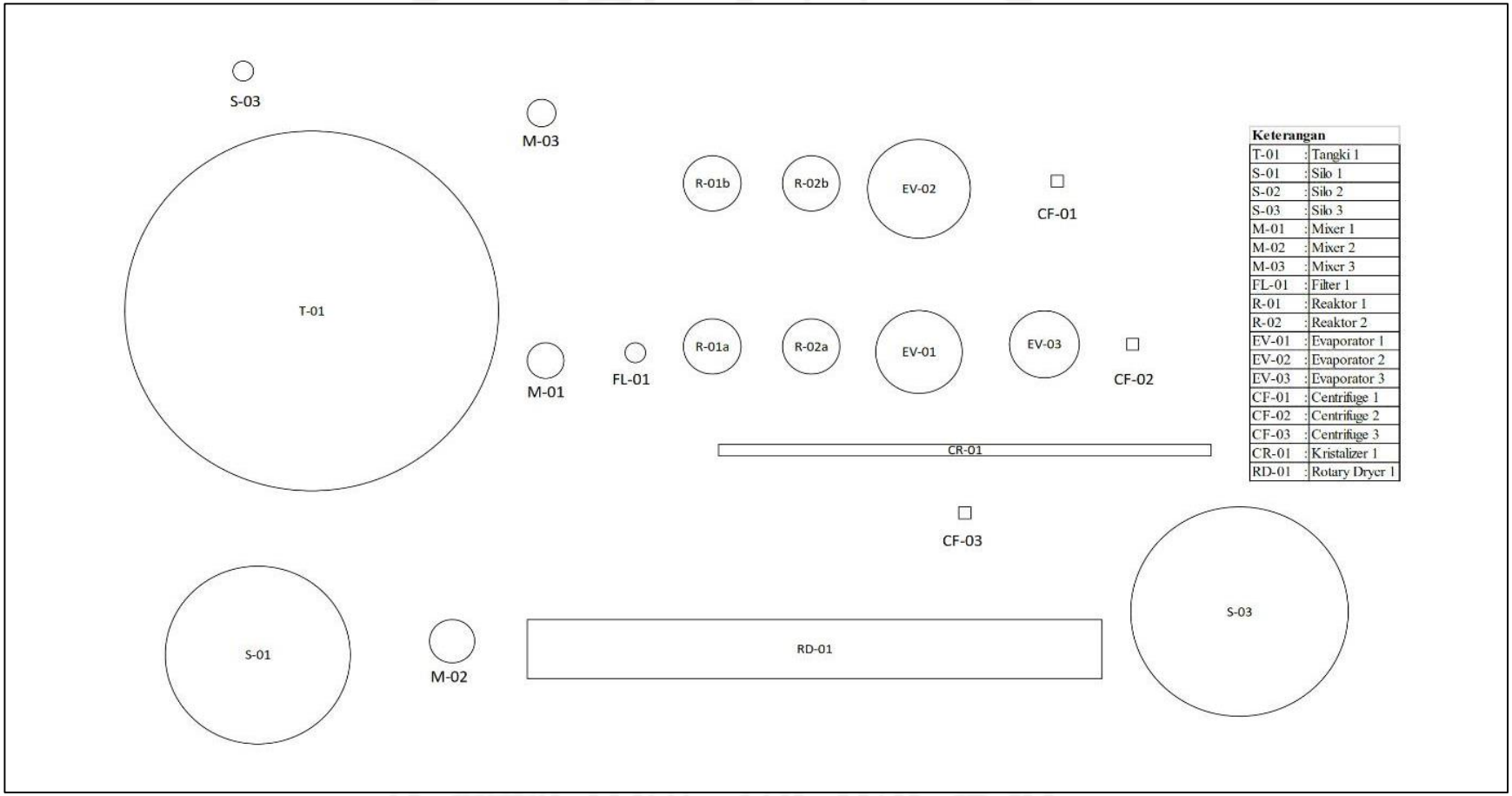
Lalu lintas manusia dan kendaraan juga perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah apabila terjadi gangguan pada alat proses sehingga dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diprioritaskan.

f. Pertimbangan ekonomi

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

g. Jarak antar alat proses

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



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.3 Alir Proses dan Material

Berdasarkan hasil perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas dalam Perancangan Pabrik Trisodium Fosfat kapasitas 70.000 ton/tahun terlihat pada Tabel 4.2 sampai dengan Tabel 4.23.

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Input						Output										
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 8	Arus 11	Arus 15	Arus 18	Arus 20	Arus 22	Arus 23	Arus 25	Arus 27	Arus 29	Arus 30
H3PO4	-	5.852,56	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	61,46	-
MgO	-	108,73	-	-	-	-	108,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaO	-	43,74	-	-	-	-	43,74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Al2O3	-	81,23	-	-	-	-	81,23	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fe2O3	-	37,49	-	-	-	-	37,49	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Na2CO3	-	-	-	12.659,45	-	-	-	-	-	2.283,75	-	-	-	-	-	-	3.773,04
NaOH	-	-	-	-	-	2.363,71	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17,45	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	2.600,68	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	3.317,53	124,97	5.131,95	-	1.394,11	-	13,56		3.342,95	271,15	454,94	19,15	4,79	5.801,82	1.740,54	723,57	22,38
Na2HPO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	61,94	-
Na3PO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	37,70	-
Na3PO4 . 12H2O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.577,73	-	-	-	-
TOTAL	3.317,53	6.248,73	5.131,95	12.659,45	1.394,11	2.363,71	284,75	2.600,68	3.342,95	2.554,90	454,94	19,15	9.582,52	5.801,82	1.740,54	902,12	3.795,42
	31.115,47						31.114,47										

4.4.2 Neraca Massa Alat

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

Tabel 4. 3 Neraca Massa *Mixer-01* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 7
H_3PO_4	-	5.852,56	5.852,56
MgO	-	108,73	108,73
CaO	-	43,74	43,74
Al_2O_3	-	81,23	81,23
Fe_2O_3	-	37,49	37,49
H_2O	3.317,53	124,97	3.442,50
Total	**3.317,53**	**6.248,73**	**9.566,26**
		9.566,26	**9.566,26**

b) *Mixer-02* (M-02)

Tabel 4. 4 Neraca Massa *Mixer-02* (M-02)

Komponen	Input (kg/jam)			Output(kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus (18) Recycle	Arus 10
Na_2CO_3	-	6.602.66	6.056,79	12.659,45
H_2O	5.131,95	-	293,53	5.425,48
Total	**5.131,95**	**6.602,22**	**6.350,79**	**18.084,92**
			18.084,92	**18.084,92**

c) *Mixer-03* (M-03)

Tabel 4. 5 Neraca Massa *Mixer-03* (M-03)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 13
NaOH	-	2.363,71	2.363,71
H_2O	1.394,11	-	1.394,11
Total	**1.338,34**	**2.269,16**	**3.757,82**
		3.757,82	**3.757,82**

d) *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)

Tabel 4. 6 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Kebutuhan air pencuci	Arus 8/Cake	Arus 9/Filtrat
H_3PO_4	5.852,56	-	-	5.852,56
MgO	108,72	-	108,72	-
CaO	43,74	-	43,74	-
Al_2O_3	81,23	-	81,23	-
Fe_2O_3	37,5	-	37,49	-
H_2O	3.442,50	13,55	13,55	3.270,1
Total	**9.393,84**	**13,55**	**284,75**	**9.122,65**
		9.407,41		**9.407,41**

e) Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Arus 9	**Arus 10**	**Arus 11**	**Arus 12**
Na_3PO_4	-	-	-	-
H_2O	3.442,50	5.425,48	-	9.931,65
Na_2HPO_4	-	-	-	8.388,82
H_3PO_4	5.852,56	-	-	61,46
Na_2CO_3	-	12.659,44	-	6.396,19
CO_2	-	-	2.600,68	-
Total	**9.295,06**	**18.084,92**	**2.600,48**	**24.778,13**
	27.380			**27.380**

f) Reaktor-02 (R-02)

Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 12	**Arus 13**	**Arus 14**
Na_3PO_4	-	-	9.615,43
H_2O	9.931,65	1.394,11	12.381,29
H_3PO_4	61,46	-	61,46
Na_2HPO_4	8.388,82	-	61,94
Na_2CO_3	6.396,20	-	6.396,20
NaOH	-	2.363,71	2,32
Total	**24.778,13**	**3.757,82**	**28.534,75**
	28.535		**28.535**

g) Kristalizer-01 (CR-01)

Tabel 4. 9 Neraca Massa Kristalizer-01 (CR-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
$Na_3PO_4 . 12H_2O$	-	-	9.577,73
H_2O	8.772,02	8.288,31	478,89
Na_2HPO_4	8,21	61,94	-
Na_2CO_3	4.114,71	4.112,45	-
H_3PO_4	61,93	61,46	-
NaOH	2,32	17,45	-
Na3PO4	9.677,39	37,70	-
Total	**22.635,92**	**12.579,30**	**10.056,62**
			22.635,92

h) *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 4. 10 Neraca Massa *Rotary Dyer* (RD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
$Na_3PO_4 . 12H_2O$	9.577,73	-	9.639,68
H_2O	23,94	19,15	4,79
Total	**9.601,68**	**19,15**	**9.601,68**
			9.601,68

i) Evaporator-01 (EV-01)

Tabel 4. 11 Neraca Massa Evaporator-01 (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
Na_3PO_4	9.615,43	-	9.615,43
Na_2HPO_4	61,94	-	61,94
H_3PO_4	61,46	-	61,46
Na_2CO_3	6.396,19	-	6.396,19
NaOH	17,45	-	17,45
H_2O	12.381,29	3.342,95	9.038,34
Total	**28.534,76**	**3.342,95**	**25.190,81**
			28.534,76

j) Evaporator-02 (EV-02)

Tabel 4. 12 Neraca Massa Evaporator-02 (EV-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
Na_3PO_4	37,70	-	37,70
Na_2HPO_4	61,94	-	61,94
H_3PO_4	61,46	-	61,46
Na_2CO_3	4.112,45	-	4.112,45
NaOH	17,45	-	17,45
H_2O	8.288,31	5.801,82	2.486,49
Total	**12.579,30**	**5.801,82**	**6.777,49**
			12.579,30

k) Evaporator-03 (EV-03)

Tabel 4. 13 Neraca Massa Evaporator-03 (EV-03)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	Arus 26	**Arus 27**	**Arus 28**
Na_3PO_4	37,70	-	37,70
Na_2HPO_4	61,94	-	61,94
H_3PO_4	61,46	-	61,46
Na_2CO_3	4.112,45	-	4.112,45
NaOH	17,45	-	17,45
H_2O	2.486,49	1.740,54	745,95
Total	**6.777,49**	**1.740,54**	**5.036,94**
			6.777,49

l) *Centrifuge-01* (CF-01)

Tabel 4. 14 Neraca Massa *Centrifuge-01* (CF-01)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	Arus 16	**Arus 18**	**Arus 17**
Na_3PO_4	9.615,43	-	9.615,43
H_2O	9.038,34	271,15	8.767,19
Na_2HPO_4	61,94	-	61,94
Na_2CO_3	6.396,19	2.283,75	4.112,45
H_3PO_4	61,46	-	61,46
NaOH	17,45	-	17,45
Total	**25,190.81**	**2.554,90**	**22.635,92**
			25.190,81

m) *Centrifuge-02* (CF-02)

Tabel 4. 15 Neraca Massa *Centrifuge-02* (CF-02)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	Arus 28	**Arus 30/solid**	**Arus 29/ liquid**
Na_3PO_4	37,70	-	37,70
H_2O	745,95	22,38	723,57
Na_2HPO_4	61,94	-	61,94
Na_2CO_3	4.112,45	3.773,04	339,41
H_3PO_4	61,46	-	61,46
NaOH	17,45	-	17,45
Total	**5.036,94**	**3.795,42**	**1.241,52**
			5.036,94

n) *Centrifuge-03*(CF-03)

Tabel 4. 16 Neraca Massa *Centrifuge-03* (CF-03)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	Arus 19	**Arus 21/solid**	**Arus 20/liquid**
Na3PO4.12H2O	9.577,73	9.577,73	-
H_2O	478,89	23,94	454,94
Total	**10.056,62**	**9.601,68**	**454,94**
			10.056,62

4. 4. 3 Neraca Panas

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

Tabel 4. 17 Neraca Panas *Mixer-01* (M-01)

komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kJ/jam)
	Q1	Q2	ΔQS	Q7
H_3PO_4	-	348.752,49	-	979.578,45
MgO	-	6.737,70	-	18.064,90
CaO	-	161,62	-	437,03
Al_2O_3	-	1.402,02	-	3.762,69
Fe_2O_3	-	122,06	-	331,01
H_2O	69.576,45	72.197,46	-	193.908,80
panas pelarutan	-	-	697.133,06	-
Sub total	69.576,45	429.373,36	697.133,06	**1.196.082,87**
Total			**1.196.082,87**	

b) *Mixer-02* (M-02)

Tabel 4. 18 Neraca Panas *Mixer-02* (M-02)

komponen	Q Masuk (kJ/jam)			Q Keluar (kJ/jam)
	Q3	Q4	ΔQS	Q10
Na_2CO_3	-	277.354,01	-	270.821,97
H_2O	113.785,15	-	-	116.960,93
panas pelarutan	-	-	-3.356,26	-
Sub total	**113.785,15**	**277.354,01**	**-3.356,26**	**387.782,90**
Total			**387.782,90**	

c) *Mixer-03* (M-03)

Tabel 4. 19 Naraca Panas *Mixer-03* (M-03)

komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**			**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q5	Q6	ΔQS	Q13
NaOH	-	25.737,62	-	134.821,86
H_2O	29.235,57	-	-	750.582,75
panas pelarutan	-	-	830.431,43	-
Sub total	**29.235,57**	**25.737,62**	**830.431,43**	**885.404,61**
Total			**885.404,61**	

d) *Heater-01* (HE-01)

Tabel 4. 20 Neraca Panas *Heater-01* (HE-01)

komponen	**Q masuk (Kj/Jam)**	**Q keluar (Kj/Jam)**
	Q7	Q7
H_3PO_4	59.372,54	272.657,63
MgO	19.017,34	85.922,19
CaO	460,08	2.171,32
Al_2O_3	3.961,08	17.994,31
Fe_2O_3	348,46	1.666,98
H_2O	204.132,38	934.988,05
Steam	1.028.108,61	-
Total	**1.315.400,49**	**1.315.400,49**

e) *Heater-02* (HE-02)

Tabel 4. 21 Neraca Panas *Heater-02* (HE-02)

komponen	**Q masuk (Kj/Jam)**	**Q keluar (Kj/Jam)**
	Q10	Q10
Na_2CO_3	66.289,20	861.759,60
H_2O	113.785,15	1.473.566,32
Steam	2.155.251,57	-
Total	**2.335.325,92**	**2.335.325,92**

f) *Heater-03* (HE-03)

Tabel 4. 22 Neraca Panas *Heater-03* (HE-03)

komponen	**Q masuk (Kj/Jam)**	**Q keluar (Kj/Jam)**
	Q13	Q13
NaOH	25.739,58	334.264,80
H_2O	29.237,79	378.641,89
Steam	657.879,30	-
Total	**712.906,69**	**712.906,69**

g) *Heater-04*(HE-04)

Tabel 4. 23 Neraca Panas *Heater-04 (*HE-04)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
Q Udara	385.610,99	9.841.164,84
Q Suppy	9.953.214,58	-
Q Loss	-	497.660,73
Total	**10.338.825,57**	**10.338.825,57**

h) Kristalizer (CR-01)

Tabel 4. 24 Neraca Panas Kristalizer (CR-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)	
	Q17	Q19	Q24
Na_3PO_4	225.032,18	882.28	-
Na_2HPO_4	1.472,60	1,472.60	-
H_3PO_4	20.288,68	20,288.68	-
Na_2CO_3	107.670,91	107,670.91	-
NaOH	949,74	949.74	-
H_2O	917.185,36	867,086.36	50.099,01
$Na_3PO_4.12H_2O$	-	-	96.673,05
panas diserap	-	-	127.476,85
sub total	**1.272.599,47**	**1.272.599,47**	
Total	**1.272.599,47**	**1.272.599,47**	

i) *Cooling Conveyor* (CC-01)

Tabel 4. 25 Neraca Panas *Cooling Conveyor* (CC-01)

Komponen	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
	Q21	Q23
H_2O	1.751,01	202,13
$Na_3PO_4.12H_2O$	337.799,44	38.919,66
panas diserap	-	300.428,65
sub total	**339.550,45**	**339.550,45**
Total	**339.550,45**	**339.550,45**

j) Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 26 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q13	Q14
Umpan	4.451.374,73	-
Produk Distilat	-	1.287.784,35
Produk Bottom	-	5.034.917,71
Uap	-	9.667.252,12
Steam	15.281.403,95	3.742.824,50
Total	**19.732.778,68**	**19.732.778,68**

k) Evaporator-02 (EV-02)

Tabel 4. 27 Neraca Panas Evaporator (EV-02)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q24	Q26
Umpan	998.194,45	-
Produk Distilat	-	2.107.670,68
Produk Bottom	-	1.381.854,85
Uap	-	16.777.883,29
Steam	25.519.662,07	6.250.447,71
Total	**26.517.856,52**	**26.517.856,52**

l) Evaporator-03 (EV-03)

Tabel 4. 28 Neraca Panas Evaporator (EV-03)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q26	Q28
Umpan	1.382.564,37	-
Produk Distilat	-	808.925,24
Produk Bottom	-	971.464,10
Uap	-	5.033.364,99
Steam	7.192.931,16	1.761.741,20
Total	**8.575.495,53**	**8.575.495,53**

m) Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 29 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q9	Q12
Umpan	9.278.434,32	-
Produk	-	3.865.917,85
Q Reaksi	5.545.167,67	-
Q Pendingin	-	7.599.184,50
Total	**3.733.266,65**	**3.733.266,65**

n) Reaktor-02 (R-02)

Tabel 4. 30 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**
	Q12	Q12
Umpan	67.936.778,25	-
Produk	-	4.453.220,59
Q Reaksi	63.490.255,86	-
Q Pendingin	-	8.899.742,97
Total	**4.446.522,38**	**4.446.522,38**

o) *Centrifuge-01* (CF-01)

Tabel 4. 31 Neraca Panas *Centrifuge-01* (CF-01)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**	
	Q16	Q17	Q18
Na_3PO_4	825.582,31	825.582,31	-
H_2O	3.480.585,24	3.376.167,81	104.417,56
Na_2HPO_4	5.419,18	5.419,18	-
Na_2CO_3	616.313,64	396.228,94	220.084,70
H_3PO_4	101.887.342,55	101.887.342,55	-
NaOH	3.490,81	3.490,81	-
Total	**106.818.733,73**	**106.494.231,60**	**324.502,26**
			106.818.733,86

p) *Centrifuge-02* (CF-02)

Tabel 4. 32 Neraca Panas *Centrifuge-02* (CF-02)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**	
	Q28	Q29	Q30
Na_3PO_4	3.885,24	3.885,24	-
H_2O	345.690,91	335.319,45	10.370,73
Na_2HPO_4	6.504,75	6.504,75	-
Na_2CO_3	475.601,21	39.252,06	436.349,15
H_3PO_4	132.808.850,37	132.808.850,37	-
NaOH	4.188,61	4.188,61	-
Total	**133.644.721**	**133.198.000,48**	**446.719,88**
			133.644.721

q) *Centrifuge-03* (CF-03)

Tabel 4. 33 Neraca Panas *Centrifuge-03* (CF-03)

Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**	**Q Keluar (kJ/jam)**	
	Q19	Q20	Q21
Na_3PO_4	96.407,42	-	96.407,42
H_2O	50.097,39	47.592,52	2.504,87
Total	**146.505**	**47.592,52**	**98.912,29**
			146.505

r) *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 4. 34 Neraca Panas *Rotary dyer-01* (RD-01)

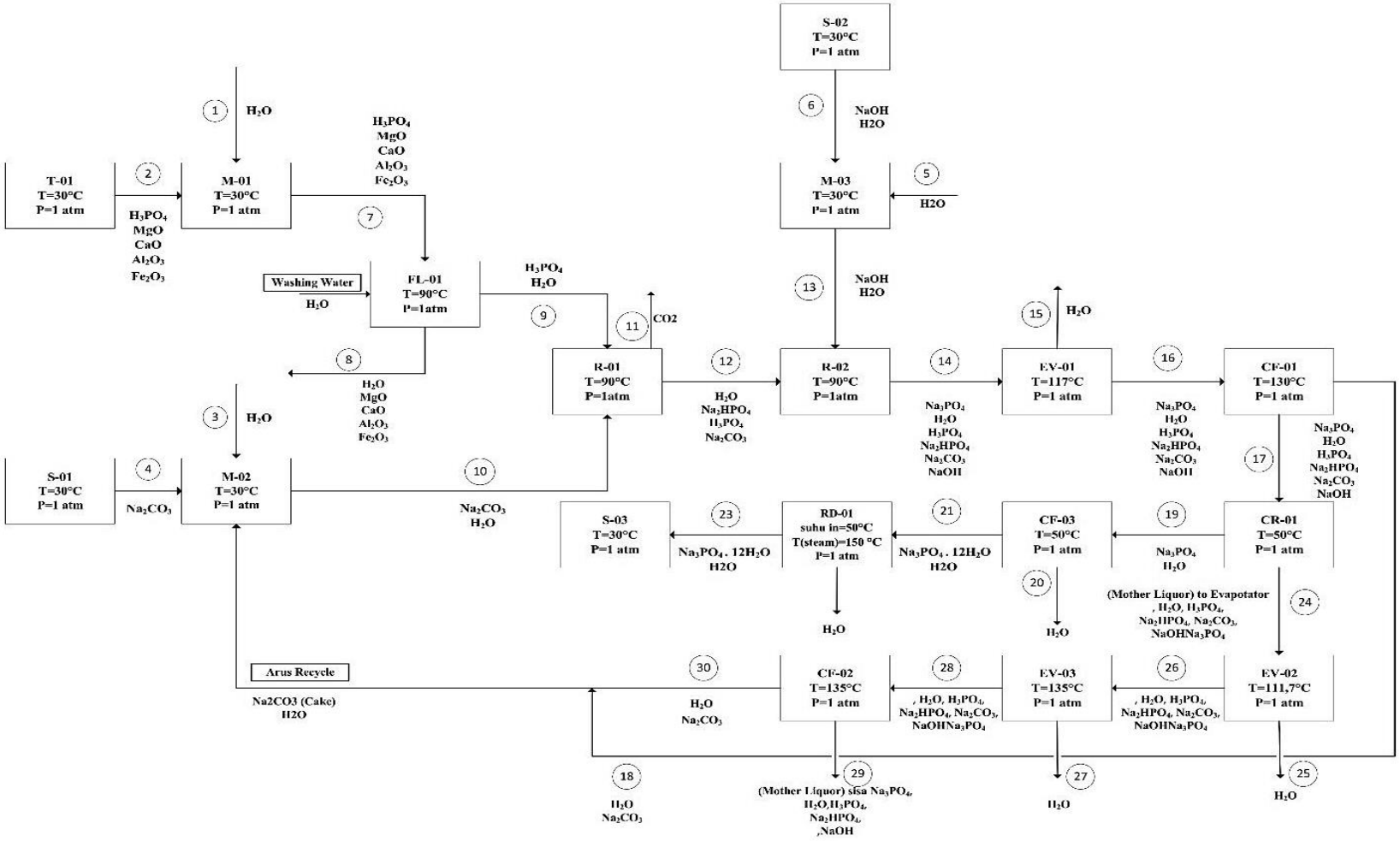
Komponen	**Q Masuk (kJ/jam)**		**Q Keluar (kJ/jam)**	
	Q21	**Q udara**	**Q30**	**Q 22**
$Na_3PO_4.12H_2O$	96.376,99	-	334.597,87	-
H_2O	2.504,87	-	1.739,76	6.890,52
	-	-	-	
udara		2.044.913,75	-	1.800.567,46
Sub total	**98.881,86**	**2.044.913,75**	**336.337,63**	**1.807.457,98**
total		**2.143.795,61**		**2.143.795,61**

s) Cooler (CL-01)

Tabel 4. 35 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

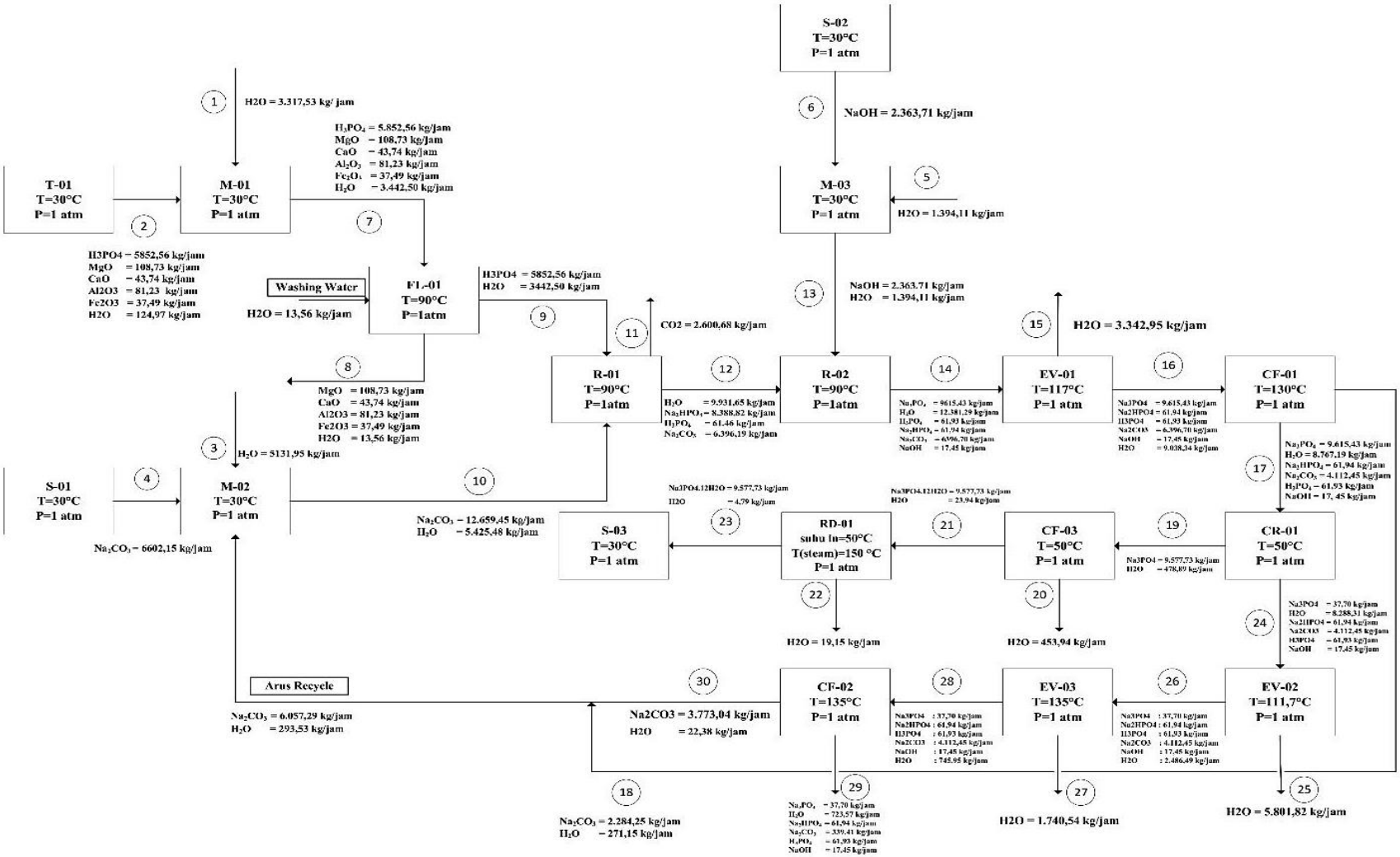
Komponen	**Qin (kJ/jam)**	**Q out (kJ/jam)**	
	Q16	Q17	Q18
Na_3PO_4	82.118,41	882,28	-
Na_2HPO_4	5.419,18	1.472,60	-
H_3PO_4	101.760,63	20.288,68	-
Na_2CO_3	396.228,94	107.670,91	-
NaOH	3.490,83	949,74	-
H_2O	3.376.128,43	867.086,36	50.099,01
$Na_3PO_4.12H_2O$	-	-	96.673,05
panas diserap	-		3.566.023,79
sub total	**4.711.146,41**	**4.711.146,41**	
Total	**4.711.146,41**	**4.711.146,41**	

Diagram Alir Kalitatif



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

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

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

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik trisodium fosfat, sumber air yang

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

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

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

1. Air Pendingin

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

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

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

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

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

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

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

- Zat yang menyebabkan *foaming*

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

3. Air Sanitasi

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

Syarat fisika, meliputi:

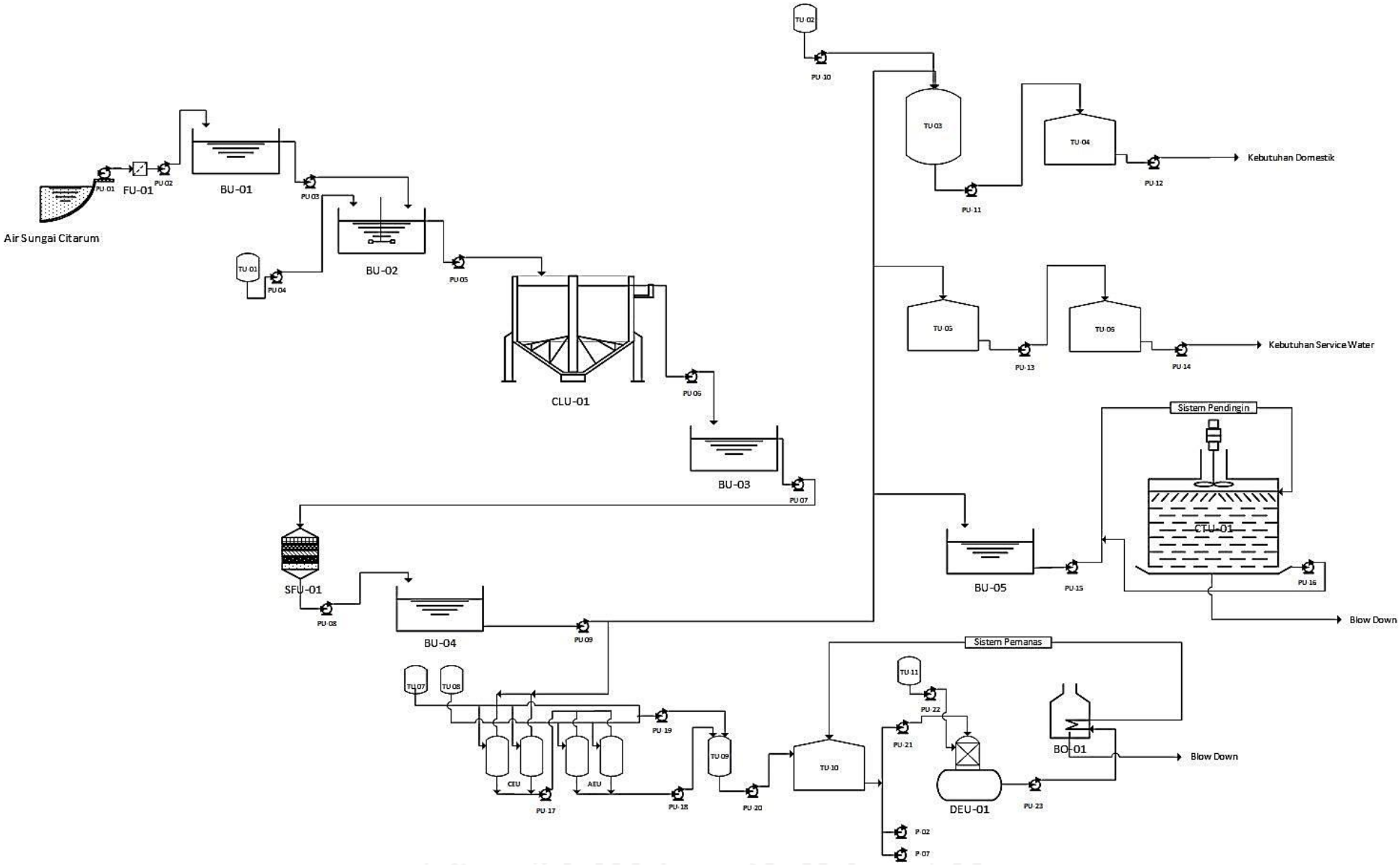
- Suhu : Di bawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak Berasa
- Bau : Tidak Berbau

Syarat kimia, meliputi :

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air. Air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

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



Gambar 4. 6 Diagram Pengolahan Air

Keterangan:

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. BU-01 : Bak Pengendap
4. Bu-02 : Bak Penggumpal
5. CLU : *Clarifier*
6. BU-03 : Bak Pengendap 2
7. SFU : *Sand Filter*
8. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
9. TU-01 : Tangki Alum
10. TU-02 : Tangki Kaporit
11. TU-03 : Tangki Klorinasi
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CTU : *Cooling Water*
17. TU-07 : Tangki NaOH
18. TU-08 : Tangki H_2SO_4
19. TU-09 : *Mixed Bed*
20. TU-10 : Tangki Air Demin
21. DEU : *Deaerator*
22. TU-11 : Tangki Hidrazin (N_2H_4)
23. BO : *Boiler*

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi **:**

1) Penyaringan Awal / *Screening*

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

2) Bak Pengendap (BU-01)

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

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

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alum ($Al_2(SO_4)_3$) dan Na_2CO_3. Adapun reaksi yang tejadi dalam bak penggumpal adalah :

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3CaSO_4 + 6CO_2$$

$$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow Na_2SO_4 + CaCO_3$$

4) *Clarifier* (CLU)

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

a. $Al_2(SO_4).18H_2O$ yang berfungsi sebagai koagulan.
b. Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($Al_2(SO_4).18H_2O$) sebagai koagulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

5) Penyaring Pasir (SFU)

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

6) Bak Penampung Sementara (BU-04)

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

7) Tangki Klorinator (TU-02)

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

8) *Cation Exchanger* (CEU)

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

9) *Anion Exchanger* (AEU)

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* (CEU) kemudian diumpankan *anion exchanger* (AEU). AEU berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl- , dan SO_4^{2} akan terikut dengan resin. Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikn kembali dengan larutan NaOH.

10) Unit *Deaerator* (DEU)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yag dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat O_2 sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler* feed water).

11) Bak Air Pendingin (BU-05)

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

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

a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.

b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.

c. Zat dispersant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

4.5.1.3 Kebutuhan Air

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

a. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4. 36 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heat Exchanger	HE-01	501,30
Heat Exchanger 2	HE-02	1.035
Heat Exchanger 3	HE-03	315,90
Heat Exchanger 4	HE-04	4,543
Evaporator-01	EV-01	5.303,47
Evaporator-02	EV-02	9.246,17
Evaporator-03	EV-03	2.604,78
Jumlah		23.549,04

Steam yang direncanakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

P = 6 atm

T = 160 ^{o}C = 393,15 K

Faktor keamanan = 20%

Over design = 20%

Kebutuhan *steam* = 20 % x 23,515.95 kg/jam

= 28,219.12 kg/jam

Blowdown = 15% x 28,219.14 kg/jam

= 4,232.87 kg/jam

Air yang menguap = 5% x 28,219.14 kg/jam

= 1,410.96 kg/jam

Kebutuhan air *make up* untuk *steam* = *Blowdown* + Air yang Menguap

= 4,232.87 kg/jam + 1,410.96 kg/jam

= 5,643.83 kg/jam

b. Kebutuhan Air Pendingin *Cooling Water*

Tabel 4. 37 Kebutuhan Air Pendingin *Cooling Water*

Nama Alat	Kode alat	Jumlah (kg/Jam)
Reaktor-01	R-01	27.908,68
Reaktor-02	R-02	38.482,88
Cooler	CL-01	24.368,91
Cooling Conveyor	CC-01	2.379,78
Total		**93.140,24**

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

Kebutuhan air pendingin = 20% x 93.140,24 kg/jam

= 111.768,29 kg/jam

Jumlah air yang menguap (We) = 0,00085 x Wc x ($T_{in} - T_{out}$)

= 0,00085 x 111.768,29 x (78-30)

= 4.764,45 kg/jam

Drift Loss (Wd) = 0,0002 x Wc

= 0,0002 x 111.768,29 kg/jam

= 22,35 kg/jam

Blowdown (Wb) = $\frac{\text{We} - (cycle - 1)\text{Wd}}{cycle - 1}$ (dipilih *cycle* sebanyak 4 kali)

= $\frac{4.764,45 - (4-1)22,35}{4-1}$

= 1.565,80 kg/jam

Sehingga jumlah *makeup* air adalah = We + Wd + Wb

= 4.764,45 + 22,35 + 1.565,80

= 6.352,60 kg/jam

c. Air Proses

Tabel 4. 38 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer-01	M-01	3.318
Mixer-02	M-02	5.425
Mixer-03	M-03	1.394
RDVF-01	RDVF-01	13,56
Total		10.150,67

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

Kebutuhan air proses = 10% x 10,094.91

= 11,165.74 kg/jam

d. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

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

- Kebutuhan Air Karyawan

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

  Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

  Jumlah karyawan = 197 orang

  Kebutuhan air untuk semua karyawan = 802,37 kg/jam

- Kebutuhan Air Area Mess

  Jumlah mess = 20 rumah

  Penghuni mess = 60 orang

  Perkiraan kebutuhan air tiap orang = 10 kg/jam

  Kebutuhan air untuk mess = 500 kg/jam

  Total kebutuhan air domestik = 802,37 + 500

  = 1302 kg/jam

Total kebutuhan air dapat dilihat pada Tabel 4.38.

Tabel 4. 39 Total Kebutuhan Air

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Domestik Water	1.302,37
Service Water	500,00
Cooling Water	111.768,29
Steam Water	28.546,22
Air proses	11.165,74
Total	153.282,62

4.5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

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

Kapasitas : 28.546,22 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O_2, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 160^{o}C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

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

Kapasitas : 1000 kW

Jenis : Generator Diesel

Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah Batu bara dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga

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

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 4. 40 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Screw Conveyor-01	SC-01	1	746
Screw Conveyor-02	SC-02	0,125	93
Screw Conveyor-03	SC-03	0,5	373
Screw Conveyor-04	SC-04	1	746
Screw Conveyor-05	SC-05	1	373
Screw Conveyor-06	SC-06	1	746
Cooling C-01	CC-01	1	947
Bucket Elevator-01	BE-01	1	746
Bucket Elevator-02	BE-02	1	746
Bucket Elevator-03	BE-03	2	1.491
Bucket Elevator-04	BE-04	2	1.491
Bucket Elevator-05	BE-05	3	2.237
Mixer-01	M-01	2	1.521
Mixer-02	M-02	8	5.594
Mixer-03	M-03	2	1.153
Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF-01	1	559
Reaktor-01	R-01	18	13.100
Reaktor-02	R-02	20	14.914
Centrifuge-01	CF-01	125	93.213
Centrifuge-02	CF-02	125	93.213
Centrifuge-03	CF-03	125	93.213
Crystallizer	CR-01	5	3.729
Rotary Dyer	RD-01	30	22.371

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower	BL-01	2	1.491
Pompa-01	P-01	0,17	124
Pompa-02	P-02	2	1.491
Pompa-03	P-03	0,08	62
Pompa-04	P-04	0,50	373
Pompa-05	P-05	0,25	186
Pompa-06	P-06	0,75	559
Pompa-07	P-07	0,17	124
Pompa-08	P-08	0,5	373
Pompa-09	P-09	1	746
Pompa-10	P-10	2	1.491
Pompa-11	P-11	2	1.491
Pompa-12	P-12	0,25	186
Pompa-13	P-13	2	1.491
Pompa-14	P-14	0,75	559
Pompa-15	P-15	0,5	373
Pompa-16	P-16	0,05	37
Pompa-17	P-17	0,05	37
Total		**485**	**363.392**

Power yang dibutuhkan = 363.391,53 Watt

= 363,39 kW

b. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 4. 41 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-02	2,00	1.491,40
Blower Cooling Tower	BL-01	10,00	7.457,00
Kompresor Udara	CP-01	6,00	4.474,20
Pompa-01	PU-01	6,00	4.474,20
Pompa-02	PU-02	7,50	5.592,75
Pompa-03	PU-03	7,00	5.219,90
Pompa-04	PU-04	0,05	37,29
Pompa-05	PU-05	7,00	5.219,90
Pompa-06	PU-06	7,00	5.219,90
Pompa-07	PU-07	2,00	1.491,40
Pompa-08	PU-08	3,00	2.237,10
Pompa-09	PU-09	3,00	2.237,10
Pompa-10	PU-10	0,05	37,29
Pompa-11	PU-11	0,05	37,29
Pompa-12	PU-12	0,05	37,29
Pompa-13	PU-13	0,05	37,29
Pompa-14	PU-14	0,05	37,29
Pompa-15	PU-15	3,00	2.237,10
Pompa-16	PU-16	3,00	2.237,10
Pompa-17	PU-17	6,00	4.474,20
Pompa-18	PU-18	6,00	4.474,20
Pompa-19	PU-19	0,75	559,28
Pompa-20	PU-20	6,00	4.474,20
Pompa-21	PU-21	1,50	1.118,55
Pompa-22	PU-22	2,00	1.491,40

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-23	PU-23	1,50	1.118,55
Tangki Pelarutan H_2SO_4	TU-07	0,05	37,29
Tangki Pelarutan NaOH	TU-08	0,05	37,29
Total		**90,65**	**67.598**

Power yang dibutuhkan = 67,598 Watt

= 67.60 kW

c. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC

· Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sebesar 20 kW

· Listrik yang digunakan sebagai penerangan diperkirakan sebesar 150 kW.

d. Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan Laboraturium

· Diperkirakan listrik untuk bengkel dan laboraturium sekitar 100 kW

e. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

· Diperkirakan listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik Trisodium fosfat :

Tabel 4. 42 Rincian Kebutuhan Listrik

Keperluan	Kebutuhan (Kw)
Proses	363,39
Utilitas	67,60
Listrik Ac	20
Listrik Penerangan	150
Laboratorium dan Bengkel	100
Instrumentasi	30
	730,99

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 730,99 kW. Kebutuhan listrik untuk pabrik Trisodium fosfat ini dapat dipenuhi oleh PLN dan generator sebagai cadangannya. Dengan mengambil faktor daya 80% maka kebutuhan listrik yang di penuhi oleh generator sebesar 913,7 kW.

4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 56,074 m^3/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator dan *boiler* adalah solar dan Batu Bara (*Coal*). Dibutuhkan bahan bakar solar untuk generator sebanyak 98 kg/jam. Sedangkan untuk *boiler* sebesar 2.828 kg/jam. Bahan bakar

tersebut dipesan dari Perusahaan penyedia bahan bakar PT Pertamina dan batu bara dipesan dari perusahaan penyedia batu bara di Indonesia dan luar negri .

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Dalam menjalankan pabrik trisodium fosfat ini, diperlukan manajemen yang baik. Oleh karena itu digunakan suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur, sehingga tanggung jawab dan pembagian tugas jelas, tanpa tumpang tindih, dan berjalan dengan baik. Pabrik trisodium fosfat yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi), Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan beberapa faktor sebagai berikut :

a. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
d. Efisiensi dari manajemen.
e. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
f. Lapangan usaha lebih luas
g. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
h. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
i. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
j. Mudah bergerak di pasar global.

4.6.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain (*Zamani, 1998*):

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. Pola dasar organisasi harus relatif 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 diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama

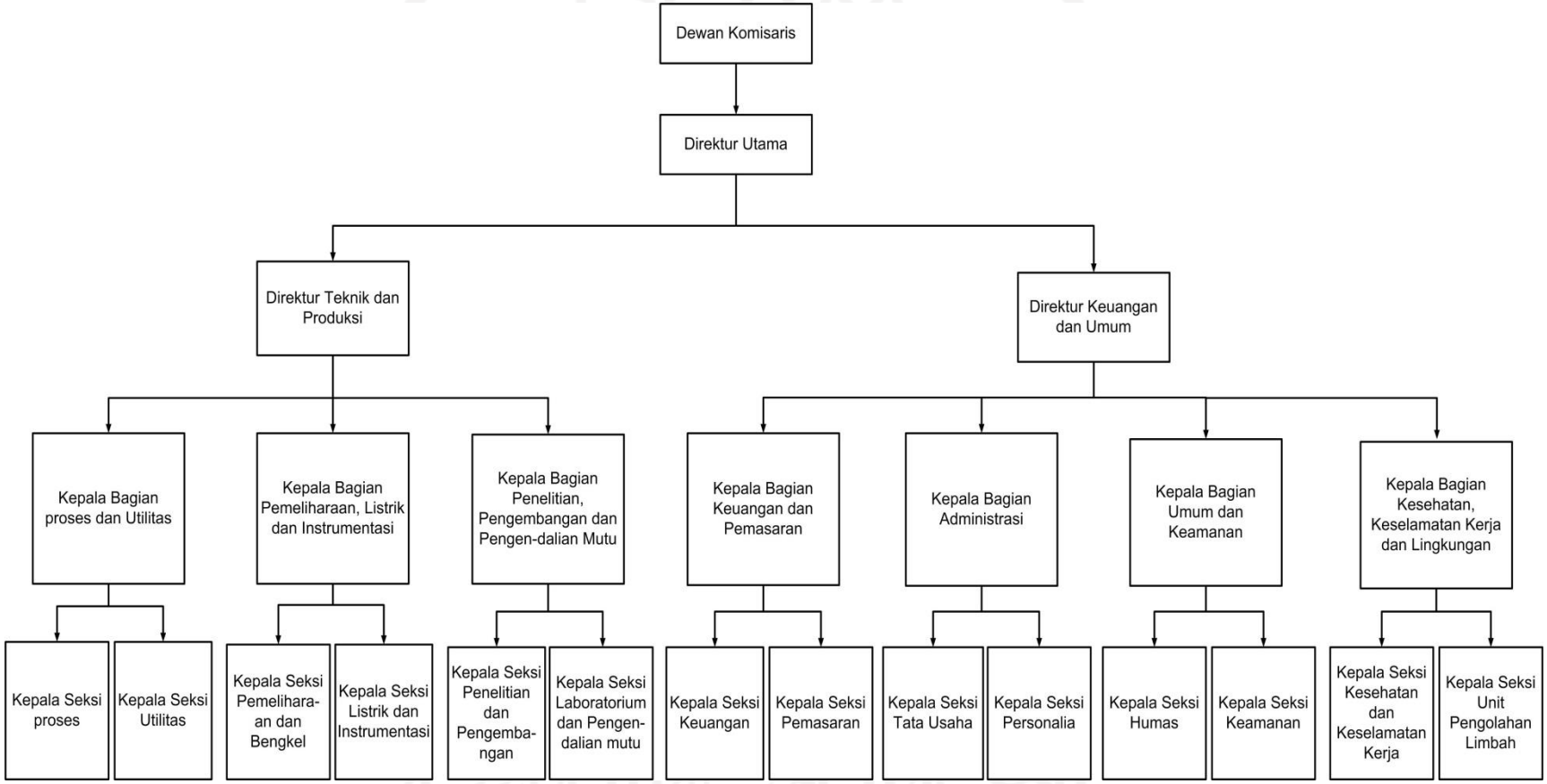
yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

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 lancer

Berikut Gambar struktur organisasi pabrik trisodium fosfat dari asam fosfat, sodium karbonat, dan sodium hidroksida dengan kapasitas 70.000 ton/tahun.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

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

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

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

1. Menentukan *outline* dari kebijakan perusahaan.
2. Melakukan meeting tahunan dengan pemegang saham (RUPS).
3. Menanyakan laporan akuntabilitas direktur setiap periode.
4. Melakukan pengawasan dan supervise terhadap setiap kegiatan dan tanggung jawab direktur.

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 Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

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

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik,

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

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala - kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

e. Kepala Bagian

i. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi:

a. Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi :

1. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yangmengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
2. Mengawasi jalannya proses produksi.

b. Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

1. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
2. Mengawasi dan menganalisa produk.
3. Mengawasi
4. kualitas buangan pabrik.

ii. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a. Seksi Pemeliharan

Tugas Seksi Pemeliharan antara lain:

1. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik.
2. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

b. Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas antara lain:

1. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listik.

iii. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.
2. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

1. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.

2. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

1. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
2. Mengatur distribusi barang dari gudang

iv. Kepala Bagian Keuangan, Administrasi, dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.
2. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

a. Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan antara lain:

1. Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
2. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
3. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

c. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

d. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

1. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
2. Mengawasi keluar masuknya orang–orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan
3. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

v. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang penelitian dan pengembangan produksi.
2. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi:

a. Seksi Penelitian
b. Seksi Pengembangan

b. Kepala Seksi

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

4.6.4 Status Karyawan

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

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.

4.6.5 Ketenagakerjaan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

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

c. Kerja Lembur (*Overtime*)

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

d. Sistem Gaji Karyawan

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

Tabel 4. 43 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	**Gaji/Bulan**	**Total Gaji**	**Gaji Per Tahun**
1	Direktur Utama	1	Rp 38.500.000	Rp 38.500.000	Rp 462.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 29.000.000	Rp 29.000.000	Rp 348.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 29.000.000	Rp 29.000.000	Rp 348.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 29.000.000	Rp 29.000.000	Rp 348.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 29.000.000	Rp 29.000.000	Rp 348.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 29.000.000	Rp 29.000.000	Rp 348.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan,Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
14	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
15	Ka. Sek. Proses	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
16	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
17	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
18	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
19	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
20	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000

No	Jabatan	Jumlah	**Gaji/Bulan**	**Total Gaji**	**Gaji Per Tahun**
21	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
22	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
23	Ka. Sek. Humas	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
24	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
25	Ka. Sek. K3	1	Rp 19.300.000	Rp 19.300.000	Rp 231.600.000
26	Karyawan Personalia	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
27	Karyawan Humas	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
28	Karyawan Litbang	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
29	Karyawan Pembelian	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
30	Karyawan Pemasaran	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
31	Karyawan Administrasi	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
32	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 6.800.000	Rp 34.000.000	Rp 408.000.000
33	Karyawan Proses	17	Rp 9.700.000	Rp 164.900.000	Rp 1.978.800.000
34	Karyawan Pengendalian	4	Rp 9.700.000	Rp 38.800.000	Rp 465.600.000
35	Karyawan Laboratorium	7	Rp 9.700.000	Rp 67.900.000	Rp 814.800.000
36	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 9.700.000	Rp 48.500.000	Rp 582.000.000
37	Karyawan Utilitas	7	Rp 9.700.000	Rp 67.900.000	Rp 814.800.000
38	Karyawan K3	6	Rp 9.700.000	Rp 58.200.000	Rp 698.400.000
39	Operator Proses	40	Rp 5.800.000	Rp 230.074.400	Rp 2.760.892.800
40	Operator Utilitas	20	Rp 5.800.000	Rp 115.037.200	Rp 1.380.446.400
41	Security	8	Rp 3.850.000	Rp 30.800.000	Rp 369.600.000
42	Sekretaris	4	Rp 6.500.000	Rp 26.000.000	Rp 312.000.000
43	Dokter	3	Rp 7.700.000	Rp 23.100.000	Rp 277.200.000
44	Perawat	3	Rp 4.800.000	Rp 14.400.000	Rp 172.800.000
45	Supir	6	Rp 3.850.000	Rp 23.100.000	Rp 277.200.000
46	Cleaning Service	7	Rp 3.850.000	Rp 26.950.000	Rp 323.400.000
Total		197		Rp 1.696.911.600	Rp20.686.339.200

e. Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*

- Jam kerja karyawan *non-shift*

  Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah : Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor, Karyawan *non shift* dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

  Senin – Kamis : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

  Istirahat : 12,00 – 13,00

  Jumat : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

  Istirahat : 11.30 – 13.30

  Sabtu dan Minggu libur

- Jam kerja 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. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus

siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut :

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

Shift Pagi : 07.00 – 15.00

Shift Sore : 15.00 – 23.00

Shift Malam : 24.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga regu yang masuk dan ada satu regu yang libur. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Jadwal pembagian kerja masing-masing regu ditampilkan dalam Tabel 4.43

Tabel 4. 44 Jadwal Kerja Masing-masing Regu

Shift/ Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
A	m	m	s	s	p	p	off	off
B	s	s	p	p	off	off	m	m
C	p	p	off	off	m	m	s	s
D	off	off	m	m	s	s	p	p

4.6.6 Fasilitas Karyawan

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

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

   Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengauh. Oleh karena itu perusahaan meyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

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

c. Makan dan minum

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

d. Koperasi

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

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

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

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

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

h. Transportasi

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

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

   Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

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

4.6.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4. 45 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/S-1
Karyawan	S-1
Sopir	SMA/SMK
Cleaning Service	SMA/SMK
Satpam	SMA/SMK SLTA

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam perancangan pabrik evaluasi ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat mendatangkan keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya atau tidak. Serta untuk mendapatkan perkiraan/estimasi 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 atau titik dimana pabrik tidak untung dan tidak rugi. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Investasi modal (*Capital Investment*)
    a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
    b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
    a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
    b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
    c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Dikarenakan sulitnya memperoleh harga peralatan yang pasti setiap tahunnya maka dari itu diperlukan suatu metode atau cara untuk

memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan cara mengetahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik trisodium fosfat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari. Di dalam analisa ekonomi harga–harga alat maupun harga–harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

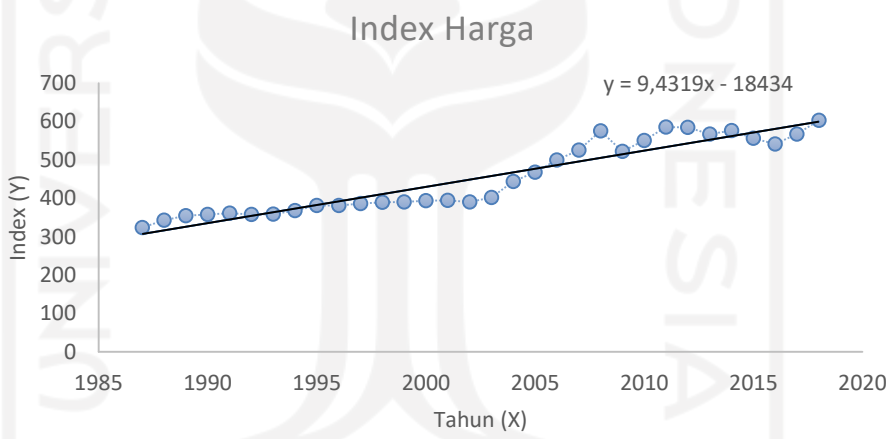
Harga indeks tahun 2025 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2018, lalu untuk tahun 2025 dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 46 Harga Index

NO	Tahun (X)	Indeks (Y)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	357,6
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	390,4
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6

NO	Tahun (X)	Indeks (Y)
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8
30	2016	541,7
31	2017	567,5
32	2018	603,1

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI,2017)



Gambar 4. Grafik Indeks Harga dan Tahun

Berdasarkan data diatas, diperoleh persamaan regresi sebesar y = 9,4319x-18.434. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan pabrik trisodium fosfat, dalam hal ini pada tahun 2025 diperoleh nilai indeks sebesar 665,598.

Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dari referensi buku *Peters & Timmerhaus* pada tahun 1990 dan *Aries Newton* pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = \mathrm{Ey}\,\frac{\mathrm{Nx}}{\mathrm{Ny}} \qquad (4.5)$$

(*Aries & Newton*, 1955)

Keterangan :

Ex = Harga pembelian alat pada tahun 2025

Ey = Harga pembeliat alat pada tahun referensi 2014

Nx = Indeks harga pada tahun 2025

Ny = Indeks harga pada tahun referensi 2014

Tabel 4. 47 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat	Harga Alat	Total
			$ 2.014	2025	
Tangki H_3PO_4	T - 01	1	$189.500	$218.938,945	$218.938,945
Silo Na2CO3	S - 01	1	$13.100	$15.135,093	$15.135,093
Silo NaOH	S - 02	1	$13.100	$15.135,093	$15.135,093
Silo Produk	S - 03	1	$10.700	$12.362,252	$12.362,252
Hopper	H - 01	1	$20.000	$23.107,013	$23.107,013
Hopper	H - 02	1	$13.800	$15.943,839	$15.943,839
Hopper	H - 03	1	$10.200	$11.784,576	$11.784,576
Hopper	H - 04	1	$10.700	$12.362,252	$12.362,252
Screw Conveyor	SC - 01	1	$6.300	$7.278,709	$7.278,709
Screw Conveyor	SC - 02	1	$5.000	$5.776,753	$5.776,753
Screw Conveyor	SC - 03	1	$5.000	$5.776,753	$5.776,753
Screw Conveyor	SC - 04	1	$5.900	$6.816,569	$6.816,569
Screw Conveyor	SC - 05	1	$4.100	$4.736,938	$4.736,938
Screw Conveyor	SC - 06	1	$4.100	$4.736,938	$4.736,938

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat	Harga Alat	Total
			$ 2.014	2025	
Cooling Conveyer	CC-01	1	$8.600	$9.936,015	$9.936,015
Heat Exchanger	HE - 01	1	$14.400	$16.637,049	$16.637,049
Heat Exchanger	HE - 02	1	$18.000	$20.796,311	$20.796,311
Heat Exchanger	HE - 03	1	$14.400	$16.637,049	$16.637,049
Heat Exchanger	HE - 04	1	$80.900	$93.467,866	$93.467,866
Bucket Elevator	BE - 01	1	$10.200	$11.784,576	$11.784,576
Bucket Elevator	BE - 02	1	$9.200	$10.629,226	$10.629,226
Bucket Elevator	BE - 03	1	$18.100	$20.911,846	$20.911,846
Bucket Elevator	BE - 04	1	$8.400	$9.704,945	$9.704,945
Bucket Elevator	BE - 05	1	$8.400	$9.704,945	$9.704,945
Mixer	M - 01	1	$491.700	$568.085,907	$568.085,907
Mixer	M - 02	1	$590.300	$682.003,479	$682.003,479
Mixer	M - 03	1	$318.600	$368.094,712	$368.094,712
RDVF	FL-01	1	$151.700	$175.266,691	$175.266,691
Reaktor	R - 01	2	$309.800	$715.855,253	$715.855,253
Reaktor	R - 02	2	$320.300	$740.117,616	$740.117,616
Evaporator	EV - 01	1	$247.900	$286.411,422	$286.411,422
Evaporator	EV - 02	1	$700.000	$808.745,443	$808.745,443
Evaporator	EV - 03	1	$219.000	$253.021,789	$253.021,789
Crystalizer	CR - 01	1	$30.000	$34.660,519	$34.660,519
Centrifuge	CF - 01	1	$131.200	$151.582,003	$151.582,003
Centrifuge	CF - 02	1	$131.200	$151.582,003	$151.582,003
Centrifuge	CF - 03	1	$131.200	$151.582,003	$151.582,003
Cooler	CL-01	1	$25.900	$29.923,581	$29.923,581
Rotary Dryer	RD - 01	1	$104.700	$120.965,211	$120.965,211
Pompa	P - 01	1	$7.900	$9.127,270	$9.127,270
Pompa	P - 02	1	$7.900	$9.127,270	$9.127,270
Pompa	P - 03	1	$6.100	$7.047,639	$7.047,639

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat	Harga Alat	Total
			$ 2.014	2025	
Pompa	P - 04	1	$7.900	$9.127,270	$9.127,270
Pompa	P - 05	1	$7.900	$9.127,270	$9.127,270
Pompa	P - 06	1	$9.400	$10.860,296	$10.860,296
Pompa	P - 07	1	$6.000	$6.932,104	$6.932,104
Pompa	P - 08	1	$9.000	$10.398,156	$10.398,156
Pompa	P - 09	1	$9.000	$20.796,311	$20.796,311
Pompa	P - 10	1	$9.000	$20.796,311	$20.796,311
Pompa	P - 11	1	$8.000	$9.242,805	$9.242,805
Pompa	P - 12	1	$10.300	$11.900,112	$11.900,112
Pompa	P - 13	1	$6.100	$7.047,639	$7.047,639
Pompa	P - 14	1	$5.200	$6.007,823	$6.007,823
Pompa	P - 15	1	$4.400	$5.083,543	$5.083,543
Pompa	P - 16	1	$6.100	$7.047,639	$7.047,639
Pompa	P - 17	1	$4.400	$5.083,543	$5.083,543
Blower	BL-01	1	$2.000	$2.310,701	$2.310,701
Bag FIlter	BF-01	1	$600	$693,210	$693,210
TOTAL		62			$6.006.667,944

Tabel 4. 48 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat	Harga Alat	Total ($)
			2014 ($)	2025 ($)	
Kompresor	KU-01	1	$ 54.400	$ 62.851,074	$ 62.851,074
Tangki Silica Gel	T-06	1	$ 10.700	$ 12.362,252	$ 12.362,252
Tangki Bahan Bakar	TB	1	$ 6.900	$ 7.971,919	$ 7.971,919
Generator	GU	1	$ 28.000	$ 32.349,818	$ 32.349,818
Screening	FU-01	1	$ 24.100	$ 27.843,950	$ 27.843,950
Bak Pengendapan Awal	B-01	1	$ 52.700	$ 60.886,978	$ 60.886,978
Bak Penggumpal	B-02	1	$ 51.800	$ 59.847,163	$ 59.847,163

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat 2014 ($)	Harga Alat 2025 ($)	Total ($)
Tangki Alum	TU-01	1	$ 98.600	$ 113.917,572	$ 113.917,572
Bak Pengendap I	BU-01	1	$ 96.900	$ 111.953,476	$ 111.953,476
Bak Pengendap II	BU-02	1	$ 95.100	$ 109.873,845	$ 109.873,845
Sand Filter	FU-02	1	$ 2.600	$ 3.003,912	$ 3.003,912
Bak Air Penampung Sementara	BU-03	1	$ 46.600	$ 53.839,340	$ 53.839,340
Tangki Klorinasi	TU-02	1	$ 38.900	$ 44.943,140	$ 44.943,140
Tangki Kaporit	TU-03	1	$ 3.000	$ 3.466,052	$ 3.466,052
Tangki Air Bersih	T-01	1	$ 95.700	$ 110.567,056	$ 110.567,056
Tangki Air Bertekanan	TU-04	1	$ 28.600	$ 33.043,028	$ 33.043,028
Bak Air Pendingin	BU-04	2	$ 6.200	$ 14.326,348	$ 14.326,348
Cooling Tower	CT-01	1	$ 9.700	$ 11.206,901	$ 11.206,901
Blower Cooling Tower	BL-01	1	$ 13.000	$ 15.019,558	$ 15.019,558
Anion Kation Exchanger	TU-05	2	$ 3.000	$ 6.932,104	$ 6.932,104
Tangki NaCl	T-02	1	$ 37.400	$ 43.210,114	$ 43.210,114
Tangki NaOH	TP-01	1	$ 12.500	$ 14.441,883	$ 14.441,883
Tangki H_2SO_4	TP-02	1	$ 7.300	$ 8.434,060	$ 8.434,060
Tangki Pelarutan Asam Sulfat	TU-07	1	$ 7.300	$ 8.434,060	$ 8.434,060
Tangki Pelarutan NaOH 4-5 %	TU-08	1	$ 4.900	$ 5.661,218	$ 5.661,218
Tangki Deaerator	DE	1	$ 35.100	$ 40.552,807	$ 40.552,807
Tangki N2H4	T-03	1	$ 2.400	$ 2.772,842	$ 2.772,842
Bak Air Pendingin	BU-04	2	$ 9.700	$ 22.413,802	$ 22.413,802
Tangki Umpan Boiler	T-04	1	$ 29.100	$ 33.620,703	$ 33.620,703
Tangki Air Demin	T-05	1	$ 131.800	$ 152.275,214	$ 152.275,214
Bak air proses	BU-05	1	$ 86.600	$ 100.053,365	$ 100.053,365
Boiler	BO	1	$ 808.200	$ 933.754,382	$ 933.754,382

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Alat 2014 ($)	Harga Alat 2025 ($)	Total ($)
Pompa Utilitas	PU-01	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-02	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-03	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-04	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-05	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-06	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-07	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-08	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-09	1	$ 21.500	$ 24.840,039	$ 24.840,039
Pompa Utilitas	PU-10	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-11	1	$ 9.300	$ 10.744,761	$ 10.744,761
Pompa Utilitas	PU-12	1	$ 9.300	$ 10.744,761	$ 10.744,761
Pompa Utilitas	PU-13	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-14	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-15	1	$ 18.400	$ 21.258,452	$ 21.258,452
Pompa Utilitas	PU-16	1	$ 18.400	$ 21.258,452	$ 21.258,452
Pompa Utilitas	PU-17	1	$ 9.300	$ 10.744,761	$ 10.744,761
Pompa Utilitas	PU-18	1	$ 9.300	$ 10.744,761	$ 10.744,761
Pompa Utilitas	PU-19	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-20	1	$ 9.300	$ 10.744,761	$ 10.744,761
Pompa Utilitas	PU-21	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-22	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
Pompa Utilitas	PU-23	1	$ 1.000	$ 1.155,351	$ 1.155,351
TOTAL		58		**$ 2.566.034**	**$2.566.033,757**

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Trisodium fosfat	=	70.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2025
Kurs mata uang	=	1 US$ = Rp 14,411,80,-
Upah pekerja asing	=	$ 20/ *man hour*
1 *man hour* asing	=	2 *man hour* Indonesia
5% tenaga asing	=	95 % tenaga Indonesia

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 Capital Investment

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

Capital investment terdiri dari:

a. ***Fixed Capital Investment***

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik. Berikut rincian dari biaya *Fixed Capital Investment.*

Tabel 4. 49 *Physical Plan Cost* (PPC)

No	*Tipe of Capital Investment*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Purchased Equipment Cost*	Rp 123.548.062.376	$ 8.381.722
2	*Delivered Equipment Cost*	Rp 30.887.015.594	$ 2.095.431
3	Instalasi cost	Rp 19.476.207.835	$ 1.321.301
4	Pemipaan	Rp 28.704.118.555	$ 1.947.339
5	Instrumentasi	Rp 30.755.145.153	$ 2.086.484
6	Insulasi	Rp 4.626.117.023	$ 313.844
7	Listrik	Rp 18.532.209.356	$ 1.257.258
8	Bangunan	Rp 16.125.000.000	$ 1.118.875
9	*Land & Yard Improvement*	Rp 27.300.000.000	$ 1.894.281
Physical Plant Cost (PPC)		**Rp 299.953.875.893**	**$ 20.813.075**

Tabel 4. 50 *Direct Plan Cost* (DPC)

No	*Tipe of Capital Investment*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 59.990.775.179	$ 4.162.615
Total (DPC + PPC)		**Rp 359.944.651.071**	**$ 24.975.690**

Tabel 4. 51 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	*Tipe of Capital Investment*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Total DPC + PPC	Rp 359.944.651.071	$ 24.975.690
2	Kontraktor	Rp 14.397.786.043	$ 999.028
3	Biaya tak terduga	Rp 35.994.465.107	$ 2.497.569
Fixed Capital Investment (FCI)		**Rp 410.336.902.221**	**$ 28.472.287**

b. ***Working Capital Investment***

Working Capital Investment (WCI) adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Berikut rincian perhitungan *Working Capital Investment* (WCI).

Tabel 4. 52 Total *Working Capital Investment* (WCI)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw Material Inventory*	Rp 294.291.754.631	$ 20.420.194
2	*In Process Inventory*	Rp 183.178.907.887	$ 12.710.342
3	*Product Inventory*	Rp 122.119.271.925	$ 8.473.561
4	*Extended Credit*	Rp 467.728.418.182	$ 32.454.545
5	*Available Cash*	Rp 366.357.815.774	$ 25.420.684
Working Capital (WC)		**Rp 1.433.676.168.398**	**$ 99.479.327**

4.7.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

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

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk. Untuk rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.52.

Tabel 4. 53 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw Material*	Rp 1.079.069.766.982	$ 74.874.045,36
2	*Labor*	Rp 20.686.339.200	$ 1.435.375,12
3	*Supervision*	Rp 2.482.360.704	$ 172.245,01
4	*Maintenance*	Rp 8.206.738.044	$ 569.445,74
5	*Plant Supplies*	Rp 1.231.010.707	$ 85.416,86
6	*Royalty and Patents*	Rp 17.150.042.000	$ 1.190.000,00
7	*Utilities*	Rp 61.877.808.128	$ 4.293.551,68
Direct Manufacturing Cost (DMC)		**Rp 1.191.144.915.997**	**$ 82.650.669**

2. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Berikut rincian IMC:

Tabel 4. 54 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Payroll Overhead*	Rp 3.102.950.880	$ 215.306
2	*Laboratory*	Rp 2.068.633.920	$ 143.538
3	*Plant Overhead*	Rp 16.549.071.360	$ 1.148.300
4	*Packaging and Shipping*	Rp 85.750.210.000	$ 5.950.000
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		**Rp 107.470.866.160**	**$ 7.457.144**

3. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. Untuk rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.54 dan Tabel 4.55 merupakan total dari biaya manufaktur.

Tabel 4. 55 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Depreciation*	Rp 32.826.952.178	$ 2.277.783
2	*Propertu taxes*	Rp 8.206.738.044	$ 569.446
3	*Insurance*	Rp 4.103.369.022	$ 284.723
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		**Rp 45.137.059.244**	**$ 3.131.952**

Tabel 4. 56 *Total Manufacturing Cost* (TMC)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Direct Manufacturing Cost (DMC)*	Rp 1.190.704.065.765	$ 82.620.080
2	*Indirect Manufacturing Cost (IMC)*	Rp 107.470.866.160	$ 7.457.144
3	*Fixed Manufacturing Cost (FMC)*	Rp 45.137.059.244	$ 3.131.952
Manufacturing Cost (MC)		**Rp 1.343.311.991.170**	**$ 93.209.175**

4.7.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang

tidak termasuk *manufacturing cost.* Pada Tabel 4.56 dan Tabel 4.57 merupakan hasil dari general expense dan total biaya produksinya.

Tabel 4. 57 *General Expense* (GE)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Administration*	Rp 67.165.599.558	$ 4.660.459
2	*Sales expense*	Rp 107.464.959.294	$ 7.456.734
3	*Research*	Rp 67.165.599.558	$ 4.660.459
4	*Finance*	Rp 28.673.523.368	$ 1.989.587
General Expense (GE)		**Rp 270.983.638.892**	**$ 18.802.900**

Tabel 4. 58 *Total Production Cost* (TPC)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Manufacturing Cost (MC)*	Rp 1.343.311.991.170	$ 93.209.175
2	*General Expense (GE)*	Rp 270.469.681.779	$ 18.767.238
Total Production Cost (TPC)		**Rp 1.613.781.672.948**	**$ 111.976.413**

4.7.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.715.004.200.000

Total biaya produksi : Rp 1.613.781.672.948

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 101.222.527.051,84

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak : 50 % x Rp 101.222.527.051,84

: Rp 50.611.263.526

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – pajak

: Rp 50.611.263.526

4.7.5 Analisa Kelayakan

a. *Return on Investment* (ROI)

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

$$ROI = \frac{Profit}{FCI} x\ 100\ \% \qquad (4.6)$$

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimun adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (*Aries & Newton, 1955*).

ROIb Sebelum pajak = 24,67 %

ROIa Setelah pajak = 12,33 %

b. *Pay Out Time* (POT)

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

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Tahunan + 0{,}1\ FCI} \qquad (4.7)$$

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (*Aries & Newton*, 1955).

POTb Sebelum pajak = 3 Tahun (Pabrik memenuhi kelayakan)

POTa Setelah pajak = 5 Tahun (Pabrik memenuhi kelayakan)

c. *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Pada Tabel 4.58 hingga Tabel 4.61 adalah perhitungan dari nilai-nilai yang dibutuhkan untuk mengetahui nlai BEP.

$$BEP = \frac{(Fa+0{,}3Ra)}{(Sa-Va-0{,}7Ra)}\ x\ 100\% \qquad (4.8)$$

Tabel 4. 59 *Annual Fixed Cost* (Fa)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Depreciation*	Rp 32.826.952.178	$ 2.277.783
2	*Property taxes*	Rp 8.206.738.044	$ 569.446
3	*Insurance*	Rp 4.103.369.022	$ 284.723
Fixed Cost (Fa)		**Rp 45.137.059.244**	**$ 3.131.952**

Tabel 4. 60 *Annual Variable Cost* (Va)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw material*	Rp 1.079.069.766.982	$ 74.874.045
2	*Packaging & shipping*	Rp 85.750.210.000	$ 5.950.000
3	*Utilities*	Rp 61.877.808.128	$ 4.293.552
4	*Royalties and Patents*	Rp 17.150.042.000	$ 1.190.000
Variable Cost (Va)		**Rp 1.243.847.827.110**	**$ 86.307.597**

Tabel 4. 61 *Annual Regulated Cost* (Ra)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Labor cost*	Rp 20.686.339.200	$ 1.435.375
2	*Plant overhead*	Rp 16.549.071.360	$ 1.148.300
3	*Payroll overhead*	Rp 3.102.950.880	$ 215.306
4	*Supervision*	Rp 2.482.360.704	$ 172.245
5	*Laboratory*	Rp 2.068.633.920	$ 143.538
6	*Administration*	Rp 67.165.599.558	$ 4.660.459
7	*Finance*	Rp 28.673.523.368	$ 1.989.587
8	*Sales expense*	Rp 107.464.959.294	$ 7.456.734
9	*Research*	Rp 67.165.599.558	$ 4.660.459
10	*Maintenance*	Rp 8.206.738.044	$ 569.446
11	*Plant supplies*	Rp 1.231.010.707	$ 85.417
Regulated Cost (Ra)		**Rp 324.796.786.594**	**$ 22.536.865**

Tabel 4. 62 *Annual Sales Cost* (Sa)

No	*Tipe of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Annual Sales Cost*	1.715.004.200.000	119.000.000,000
Annual Sales Cost (Sa)		**1.715.004.200.000**	**119.000.000,000**

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 58,48 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 % – 60 %, sehingga dapat dikatakan bahwa pabrik memenuhi kelayakan.

d. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{(Sa - Va - 0{,}7\ Ra)}\ x\ 100\% \qquad (4.9)$$

SDP = 39,97 %

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun).

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 410.336.902.221

Working Capital Investment(WCI) : Rp 1.433.676.168.398

Salvage value (SV) : Depresiasi : Rp 32.826.952.178

Cash flow (CF) : *Annual profit* + depresiasi +*finance*

: Rp 112.111.739.072

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,0715 dan DCFR : 7,15%

Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga deposito bank

: 1,5 % x 3,25% *(02 Oktober 2021)*

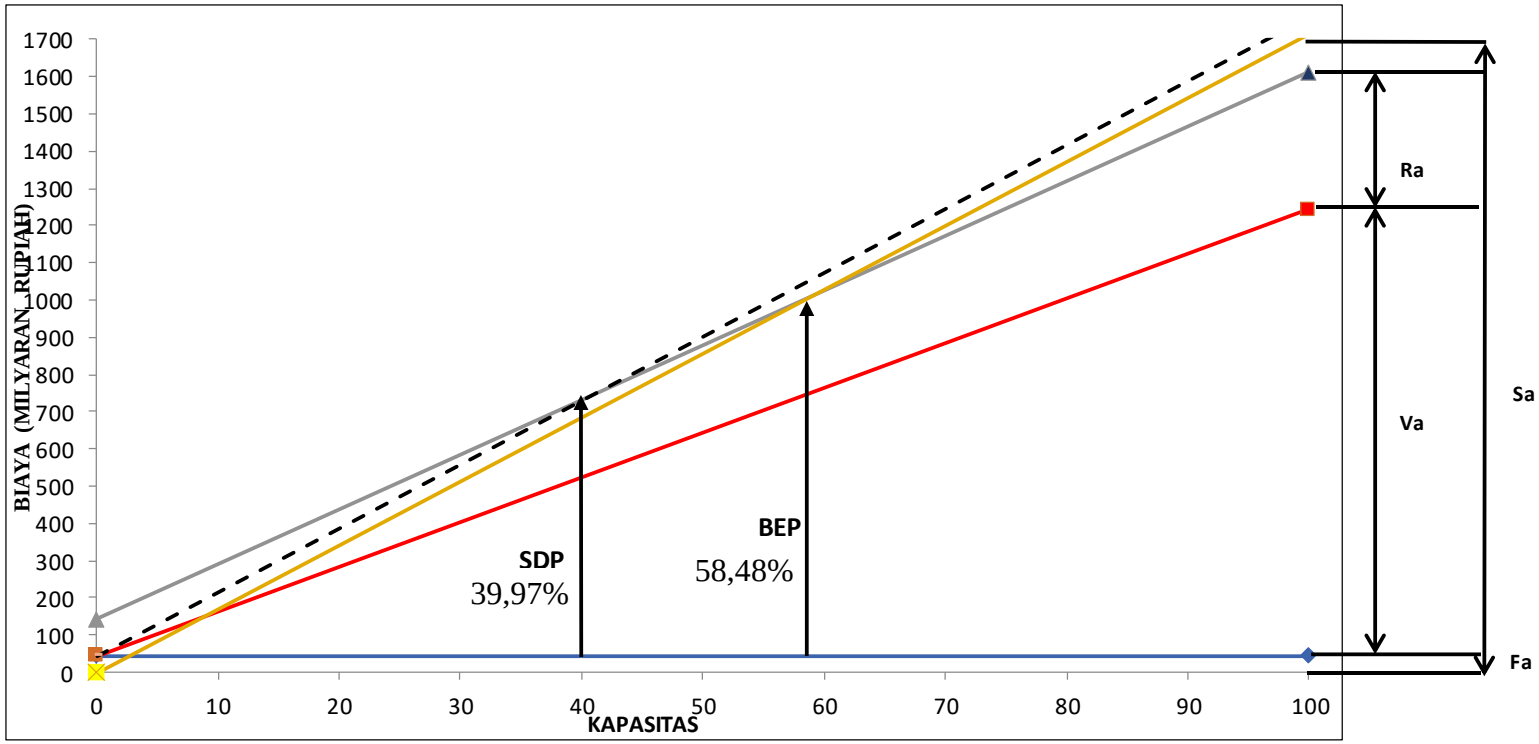
Kesimpulan : Memenuhi syarat

:1,5 x 7,13% = 4,875%

Berdasarkan sifat bahan baku yang diperoleh dimana memiliki batas ambang aman yang cukup tinggi seperti tidak mudah meledak, tidak beracun, dan bahan bukan merupakan bahan yang dilarang pemerintah, serta proses produksi yang dilakukan pada operasi tekanan atmosfir dan pada suhu yang rendah, penyaluran bahan baku dan produk cukup mudah.

Kemudian berdasarkan perhitungan analisa kelayakan diperoleh nilai ROI sebelum pajak sebesar 24,67 % dan ROI setelah pajak sebesar 12,33 % , nilai POT sebelum pajak 3 tahun dan setelah pajak 5 tahun, nilai BEP sebesar 58,48 % dan nilai SDP sebesar 39,97 % sehingga dengan pertimbangan sifat bahan baku, keberlangsungan proses yang berdampak ke lingkungan sekitar, serta berdasarkan hasil perhitungan kelayakan maka dari itu dapat dikatakan pabrik trisodium fosfat tergolong pabrik beresiko rendah (*Low Risk).*

Grafik Analisis Ekonomi



Gambar 4. 8 Grafik BEP

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dalam pra rancangan pabrik trisodium fosfat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik trisodium fosfat didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik trisodium fosfat akan didirikan dengan kapasitas 70.000 ton/tahun, dengan bahan baku asam fosfat sebanyak 5.852,56 kg/jam, sodium karbonat sebanyak 12.659,44 kg/jam, dan sodium hidroksida sebanyak 2.363,71 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Desa Podorejo, Kecamatan Ngaliyan, Kota Semarang, Jawa Tengah dengan pertimbangan untuk mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat.
4. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan maka diperoleh sebagai berikut:
    a. Keuntungan sebelum pajak : Rp 101.222.527.051,84

b. Keuntungan setelah pajak : Rp 50.611.263.526

c. *Return of Investment* sebelum pajak (ROIb) : 24,67 %

d. *Return of Investment* setelah pajak (ROIa) : 12,33 %

e. *Pay Out Time* sebelum pajak (POTb) : 3 Tahun

f. *Pay Out Time* setelah pajak (POTa) : 5 Tahun

g. *Break Even Point* (BEP) : 58,48 %.

h. *Shut Down Point* (SDP) : 39,97 %

i. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) : 7,15 %

5. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku, kondisi operasi, dan evaluasi kelayakan, maka pabrik trisodium fosfat dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah serta layak untuk didirikan dan dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian dalam suatu perancangan pabrik kimia maka diperlukan pemahanan konsep-konsep dasar diantaranya sebagai berikut:

1. Perlunya memperhatikan optimasi pemilihan seperti alat proses atau penunjang serta bahan baku agar dapat memperoleh keuntungan yang optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan lebih memperhatikan keberadaan limbah guna mewujudkan pabrik kimia yang ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

Badan Pusat Statistika, 2014 – 2019, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, vol. I., BPS., Jakarta: Indonesia.

Brownell, L.E. & Young, E.H, 1959, *Process Equipment Design*, New Delhi: Wiley Eastern, Ltd.

Coulson & Richardson, 2005, *Chemical Engineering Design*, Vol. 6. 4th Edition. New York: McGraw-Hill Book Company.

Degremont, 1991, *Water Treatment Handbook*. Sixth Edition. France: Lavoisier Publishing.

Geankoplis, C.J., 1997, *Transport Process and Unit Operation*, Ally and Bacon: New York.

Joel, B. J., 1968, *Process Controling Density Trisodium Phosphates*, US Patent.

John, N. C., 1928, *Method For Making Trisodium Phosphates*, US Patent.

Kawamura, 1991, *An Integrated Calculation of Wastewater Engineering*, New York: John Wiley and Sons Inc.

Kern, D.Q., 1965, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill: New York

Kemmer, Frank N., 1988, *The Nalco Water Handbook 2nd Edition*, New York: McGraw-Hill Book Company.

Klauss, B., 1959, *Process For The Manufacture Of Neutralization Products From Phosporic Acid And Sodium Carbonate*, US Patent.

Madura, Jeff, 2000, *Introduction to Business 2nd Edition*. USA: South-Western College Publishing.

McCabe, W.L., Julian Smith dan Peter Harriott, 1999, *Operasi Teknik Kimia*, Jakarta: Erlangga.

Metcalf & Eddy, 1991, *Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse*, New Delhi: McGraw-Hill Book Company.

Othmer, Kirk, 1949, *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, New York: John Wiley and Sons Inc.

Perry, Robert H. dan Dow W. Green, 1999, *Chemical Engineering HandBook 7th Edition*, New York: McGraw-Hill Book Company.

Peters, M.S, Klaus D. Timmerhaus dan Ronald E. West, 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineer 5th Edition, International Edition*, Singapore: Mc.Graw-Hill.

Reid, Robert C., John M. Prausnitz, dan Bruce E. Poling, 1987, *The Properties of Gases and Liquids 4th Edition R.R*, New York: Donneley & Sons Company.

Reklaitis, G.V., 1983, *Introduction to Material and Energy Balance*, New York: McGraw Hill Book Company.

Rusjdi, Muhammad, 2004, *PPh Pajak Penghasilan*, Jakarta: PT Indeks Gramedia

Rusjdi, Muhammad, 2004, *PPN dan PPnBM: Pajak Pertambahan Nilai dan Pajak atas Barang Mewah*, Jakarta: PT Indeks Gramedia.

Siagian, Sondang P., 1992, *Fungsi-fungsi Manajerial*, Jakarta: Offset Radar Jaya.

Smith, J.M. dan H.C. Van Ness, 2006, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th ed*, New York: McGraw Hill Book Company.

Sutarto, 2002, *Dasar-dasar Organisasi*, Yogyakarta: Gajah Mada University Press.

Taylor, G. E. 1942, *Production of Trisodium Phosphates*, US Patent.

Treybal, Robert E., 1987, *Mass Transfer Operations*, USA: Mc.GrawHill Book Company.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, New York: John Wiley and Sons.

Walas, Stanley M., 1988, *Chemical Proses Equipment*, Departement of Chemical

Waluyo, 2000, *Perubahan Perundang-undangan Perpajakan Era Reformasi*, Jakarta: Penerbit Salemba Empat.

Yaws, C.L., 1998, *Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds*, New York: John Wiley and Sons

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

A. Reaktor-01

Fungsi: Tempat berlangsungnya reaksi antara H_3PO_4 dan Na_2CO_3 menjadi Na_2HPO_4

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

Kondisi Operasi :

Suhu : 90˚C

Tekanan : 1 atm

Waktu Tinggal : 1.3 Jam

Alasan Pemilihan :

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

Data Bahan Baku :

1. H_3PO_4 kemurnian 98 %
2. Na_2CO_3 99 %

Spesifikasi Produk yang di inginkan Na_2HPO_4.

Komponen	BM
H_3PO_4	98
Na_2CO_3	105,99
Na_2HPO_4	141,96
H2O	18
CO_2	44,01

a) Kinetika Reaksi

Reaksi : $H_3PO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow Na_2HPO_4 + CO2 + H2O$

Reaksi dianggap berorde 2

(-ra) = k Ca.Cb

(-ra) = Laju Reaksi Na_2HPO_4, kmol/m^3 jam

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

K = konstanta laju reaksi, m^3/kmol.jam

Ca = konsentrasi H_3PO_4 , kmol/m^3

Cb = konsentrasi Na_2CO_3, kmol/ m^3

Berdasarkan referensi, di dapatkan

1. Konversi Sebesar = 0,95
2. Reaksi berlangsung dalam reactor alir tanki berpengaduk (RATB)
3. Waktu reaksi yang dibutuhkan = 1,3 jam

Suhu operasi 90 ^oC = 363 ^oK

Tabel data densitas

Komponen	density (ρ), kg/L	density (ρ), kg/m3
H_3PO_4	1,83	1830
Na_2CO_3	2,50	2500.0
Na_2HPO_4	1,70	1700.0
H2O	0,965	965.77
CO_2	0.0015	1.47

Komponen	BM (kg/kmol)	rho (kg/m3)	Umpan			Wi (%massa)	Wi*rho (rho camp) kg/m3
			Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m3/jam)		
H_3PO_4	98	1830	59.72	5852.56		0.215	393.65
Na_2CO_3	105.99	2500.0	119.44	12659.44		0.4653	1163.23
Na_2HPO_4	141.96	1700.0	0	0		0	0
CO_2	44.01	1.478	0	0		0	0
H_20	18	965.78	483.09	8695.57		0.3196	308.662
Total				27207.57	14.5843	1	1865.53

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv)

$$Fv = \frac{\text{massa campuran } (\frac{kg}{jam})}{\text{densitas campuran } (\frac{kg}{m3})} = \frac{27{,}207.57\ (\frac{kg}{jam})}{1{,}865.54\ (\frac{kg}{m3})} = 14{,}58\ m^3/jam$$

Menghitung konsentrasi umpan

- Konsentrasi H_3PO_4 (Cao) = $\frac{59{,}72\ kmol/jam}{14{,}584\ m3/jam}$ = 4.094 m^3 / jam
- Konsentrasi Na_2CO_3 (Cbo) $\frac{119{,}4\ kmol/jam}{14{,}58\ m3/jam}$ = 8,2 m^3 / jam

Rasio mol umpan masuk (M) = 1 : 2

Menghitung konstanta reaksi menggunakan cara analitis :

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-\frac{dCa}{dt} = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-\frac{dC_{A0}(1-X_A)}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1-X_A)(C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A))$$

$$= k(1-X_A)(C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A)) \qquad \text{dikali } (\times)\ \frac{C_{A0}}{C_{A0}}$$

$$= k(1-X_A)\left((C_{B0}\frac{C_{A0}}{C_{A0}}) - (\frac{C_{A0}}{C_{A0}}(C_{A0} \cdot X_A))\right) \qquad M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$= k(1-X_A)(M \cdot C_{A0} - C_{A0} \cdot X_A)$$

$$= k(1-X_A)C_{A0}(M - X_A)$$

$$\frac{dX}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1-X_A)(M - X_A)$$

$$\int \frac{dX}{(1-X_A)(M-X_A)} = k \cdot C_{A0} \int dt$$

$$\frac{1}{(1-M)} \ln \frac{M(1-X_A)}{1(M-X_A)} = k \cdot C_{A0} \cdot t$$

Diketahui : M = 2 dan X = 0,95, berdasarkan persamaan di atas, maka di dapat nilai K sebesar = 0,6 m^3/kmoljam

b) Optimasi Reaktor

Tujuan optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Rin – Rout – Rreactan = R acc

FV.CAo – FV CA – (-rA).V = 0

Fv (CAo – CA) = (-rA.).V

$$\frac{Fv\ (\ CAo - (CAo - CA0\ x))}{k\ CA\ CB}$$

$$V = \frac{Fv\ CAo.x}{k\ (CAo\ (1-X)).(CBo-CAo\ X)} \text{x} \frac{CAo}{CAo}$$

$$M = Cbo/Cao$$

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

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

Dapat di simpulkan bahwa persamaan volume untuk RATB adalah

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

Untuk lebih dari 1 reaktor ; dengan n adalah jumlah reactor

$$V = \frac{Fv\ (X\text{n} - Xn - 1)}{k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}$$

Untuk mencari konversi reactor ke n :

$$(X\text{n} - Xn - 1) = \frac{\text{V}.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{\text{Fv}}$$

$$(Xn - 1) = X\text{n} - \frac{\text{V}.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{\text{Fv}}$$

Dengan data : XA1 = 0,95

: K = 0,6 m^3/kmoljam

: Fv = 14,58 m^3/jam

Diperoleh optimasi :

1. Jumlah Reaktor : 1

$$(Xn-1) = Xn - \frac{V.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{Fv}$$

XA 0 = 0

XA = 0,95

V = 112.23 m^3

2. Jumlah Reaktor : 2

XA 0 = 0

XA 1 = 0,79

XA 2 = 0,95

V1=V2 = 19.08 m^3

3. Jumlah Reaktor : 3

XA0 = 0

XA 1 = 0,66

XA 2 = 0,87

XA 3 = 0,95

V1=V2 =V3= 9.106 m^3

4. Jumlah Reaktor : 4

XA0 = 0

XA 1 = 0,42

XA 2 = 0,76

XA 3 = 0,90

XA 4 = 0,95

V1=V2 =V3=V4 = 6.894 m^3

5. Jumlah Reaktor 5 :

XA 0 = 0

XA 1 = 0,38

XA 2 = 0,69

XA 3 = 0,84

XA 4 = 0,91

XA 5 = 0,95

V1=V2 =V3=V4=V5 = 4.72 m^3

N	V1 (m3)	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)	V4 (gallon)	V5 (gallon)
1	112.23	29,649.33				
2	19.08	5,041.21	5,041.21			
3	9.11	2,405.50	2,405.50	2,405.50		
4	6.89	1,821.42	1,821.42	1,821.42	1,821.42	
5	4.72	1,245.64	1,245.64	1,245.64	1,245.64	1,245.64

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0.00	0.950				
2	0.00	0.788	0.950			
3	0.00	0.663	0.873	0.950		
4	0.00	0.424	0.758	0.892	0.950	
5	0.00	0.381	0.690	0.836	0.910	0.950

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Dengan mengunakan harga reaktor yang didapat dari *http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html* untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih *Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304* sebagai bahan pembuat reaktor.

n	**V (gallon)**	**Harga ($)**	**Harga Total ($)**
1	29,649.33	792,200.00	792,200.00
2	**5,041.21**	**309,800.00**	**619,600.00**
3	2,405.50	209,300.00	627,900.00
4	1,821.42	180,600.00	722,400.00
5	1,245.64	147,700.00	738,500.00

Dilihat dari segi ekonomi, jumlah reaktor berpengaruh pada harga reaktor Dari hasil optimasi, didapatkan harga paling ekonomis dengan menggunakan 2 buah reaktor.

MENGHITUNG NERACA MASSA TIAP REAKTOR

Reaktor 1 :

Konversi Xa : 0,788 = 78,8 %

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H_2O	8,695.57	9,543.15
Na_2HPO_4	-	6,684.56
H_3PO_4	5,852.56	1,237.97
Na_2CO_3	12,659.45	7,668.63
CO_2	-	2,072.33
TOTAL	**27.207**	**27.207**

Reaktor 1b : Konversi = 0,95 = 95 %

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H_2O	9,543.15	9,759
Na_2HPO_4	6,684.56	8,388.19
H_3PO_4	1,237.97	61.90
Na_2CO_3	7,668.63	6,396.67
CO_2	0	528.15
TOTAL	**25,134.31**	**25,134.31**

MENGHITUNG DIMENSI REAKTOR

Perbandingan diameter dan tinggi reactor 1 : 1,5

D $= \sqrt[3]{\frac{4x22,89}{3,14x1,5}}$

= 2.6892 m

= 105.8740 in (1 in = 0,024 m)

= 8.8228 ft (1 m = 3,280 ft)

1,5* D = H

H = 4.034m

= 158.81 in

= 13.234 ft

(Brownell, hal 88)

Bentuk reaktor dipilih *vertical vessel* dengan *torispherical dished head*.(*Brownell.88*)

dasar pemilihan digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam 1 atm

V dish = 0,000049 x $(8.823\ ft)^3$

V dish = $0.0337\ ft^3$

V dish = $0.010257\ m^3$

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

Dipilih sf : 2 in

$V_{sf} = \frac{3,14}{4}$ x $(2.69\ in)^2$ x $\frac{2\ in}{144}$

$V_{sf} = .4326\ m^3$

$$Vh = V_{dish} + V_{sf}$$

$V_{Head} = 0.01026 m^3 + 0.4326\ m^3$

$V_{Head} = 0.443\ m^3$ ($1\ ft^3 = 0{,}02832\ m^3$)

$$Vreaktor = Vshell + 2Vhead$$

$V_{Reaktor} = 22.9\ m^3 + (2*0.443)\ m^3$

$V_{Reaktor} = 23.79\ m^3$

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

$V_{Bottom} = 0{,}5 \times 0.0102\ m^3$

$V_{Bottom} = 0.00512868\ m^3$

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

$V_{Cairan} = 22{,}89\ m^3 - 0.00513\ m^3$

$V_{Cairan} = 22.8946\ m^3$

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

$$h_{Cairan} = \frac{4\ x\ 22{,}89\ \ m3}{3{,}14\ x\ (2{,}689\ m)\text{^}2}$$

$h_{Cairan} = 4.0329$ m

Dari hasil perhitungan tersebut, maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter *shell* : 2.6892 m

Tinggi *shell* : 4.0338 m

Volume *shell* : $22.89\ m^3$

Volume *head* : 0.4428 m^3

Volume reaktor : 23.79 m^3

Volume cairan : 18.21 m^3

Volume *bottom* : 0.00513 m^3

Tinggi cairan dalam *sheel* : 4.0329 m

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

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

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

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*). *Head* atas dan head bawah berbentuk *torispherical*. Bahan untuk reaktor adalah *stainless stell SA 299 grade 3 type 304*

Spesifikasi:

Tebal *shell* (Ts) = 0.215 in

Max.Allowable Stress (f) = 18750 psia (*Coulson hal 812*)

Efisiensi sambungan (E) = 0,80 (Tabel 13.2 *brownell 1959:254*)

Faktor koreksi (C) = 0,125 (Tabel 6, *Timmerhaus, 1991:542*)

Jari-jari shell (ri) = 52,9 in

Menghitung tekanan hidrostatis

$$P_{Hidrostasis} = \frac{\rho g h}{gc}$$

Diketahui : Tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psi

Dimana g/gc = 1

ρ campuran = 1865.54 kg/m^3

$P_{Hidrostatis}$ = 10.69 psia

Menghitung tekanan total

$$P_{Tot} = P_{Hidrostatis} + P_{Operasi}$$

P_{Tot} = 4,1334psi + 14,7 psi

P_{Tot} = 18,8334psi

Karena tekana *over design* 20% maka, P desain menjadi 22,6 psi.

Dari data-data diatas sehingga dapat diperoleh tebal *shell* (ts) = 0,214 in

Dari Tabel Brownell hal 350 tentang tebal *shell*,dipilih:

Ts standart = 0,25 in

Menghitung Ukuran Head

- Menghitung tebal head

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

Dimana:

th = tebal head , m

W= faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

f = allowable stress = 18.750 psi

E= joint efisiensi = 0,8

C= corrosion allowance, = 0,125 in

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

P = 22,6 psi - 14,696 psi

P = 7,904 psi

$$OD = ID\ shell + 2\ ts$$

OD = 83,625in +(2 x 0,3125 in)

OD = 84,25 in

Dari Tabel 5.7 B*rownell* di dapat :

OD	108	in
icr = 5 1/8	6,5	in
r	102	in

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

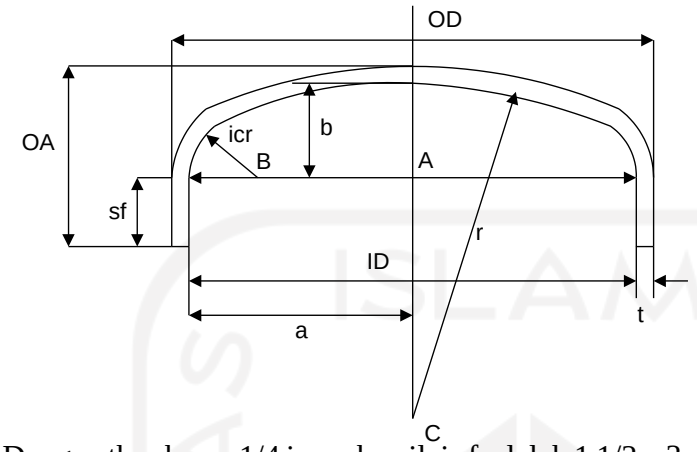
w = 1.74 in

Dari data-data diatas sehingga dapat diperoleh tebal *head* (th) = 0,1875 in

Dari Tabel *Brownell* hal 350 tentang tebal *head* ,dipilih:

Th standart = 1/4 in

(Gambar 5.8 *Brownel*l hal:87)



Dengan th sebesar 1/4 in maka nilai sf adalah 1 1/2 – 3, sehingga dipilih nilah sf sebesar 3 in

$$ID = OD - 2ts$$

ID = 107.5 in

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

a = 107.5 in /2

a = 53.75 in

$$AB = a - icr$$

AB = 53.75 in – 6,5 in

AB = 47.25 in

$$BC = r - icr$$

BC = 95.5 in

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

AC = $\sqrt{(95{,}5\ \ in)^2 - (47{,}25\ in)^2}$

AC = 82.99 in

$$b = r - AC$$

b = 19 in

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

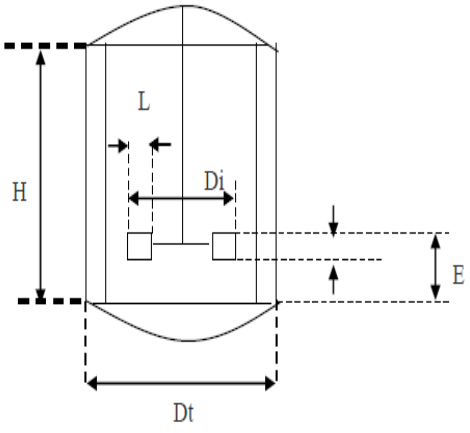
OA = 22.26 in = 0.57 m

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

$h_{Reaktor}$ = (2 x 0,56 m) + 4,0338 m

$h_{Reaktor}$ = 5,164 m

Menghitung Ukuran Pengaduk :



Keterangan

ID	:	diameter dalam pengaduk
Di	:	diameter pengaduk
L	:	panjang sudut pengaduk
W	:	lebar sudut pengaduk
E	:	jarak pengaduk dengan dasar tangki
J	:	lebar *baffle*
H	:	tinggi cairan

Data pengaduk dari Brown (Unit Operation) hal : 507

Diameter pengaduk (Di) = ID/3 = 0.896 m

Tinggi pengaduk (W) = Di/5 = 0.18 m

Lebar pengaduk (L) = Di/4 = 0.224 m

Lebar baffle (B) = ID/12 = 0.0896 m

Jarak Pengaduk dengan dasar tanki (E) = Di * 1 = 0.448 m

Tinggi Cairan (ZL) = h cairan = 4.0329 m

Menghitung kecepatan putar pengaduk (N)

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

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

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

Sg (*Specific Gravity*) = ρcairan/ρair

Sg = 1865,5 kg/m^3 / 965,7 m^3 = 1.932

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

WELH = 1.93 m x 4.033

WELH = 7.790 m = 25.56 ft

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

Jumlah pengaduk = WELH/ID = 2,9 m , maka dipakai 3 buah pengaduk

Maka didapat kecepatan putar pengaduk sebesar:

N = 135.439 rpm = 2,26 rps

Menghitung Power Pengaduk (P)

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

ρ = 1.25 lb/ft3

μ = 0.00054 lb/ft.s

Di = 2.9 ft

N = 2,58 rps

Maka Re = 51,614.12

Karena Nre > 10000 , Np = KT

KT = 5,75 (*McCabe* hal : 253 untuk pengaduk *turbine* 6 *blade disk*)

$$Pa = \frac{Np \cdot \rho \cdot Ni^{3} \cdot Di^{5}}{g_c}$$

Np =	Power Number	=	0,6
ρ =	Densitas campuran	=	1865.54 kg/m3
Di =	Diameter Pengaduk	=	0.89 m
Ni =	Kecepatan putar pengaduk	=	2.6 rps

gc = 32,174

Maka, Pa = 11,168.89 watt = 11,17 Kw = 14.9 Hp

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

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

Sehingga P = 14.9 / 0,85

P = 17.5Hp

NERACA PANAS REAKTOR

Reaktor-01

Tinjauan Termodinamika :

ΔHreaksi = ΔHf produk – ΔHf reaktan

ΔHreaksi = (-136623.7076) – (-3972.51468)

ΔHreaksi = -132,651.19 kj/ jam

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa reaksi antara Asam fosfat dan Sodium karbonat menjadi Disodium fosfat adalah reaksi eksotermis karena ΔH°reaksi bernilai negatif.

Neraca Panas : R-01

Kondisi Operasi = 90 ^{o}C & 1 atm

Masuk	kj/jam	Keluar	kj/jam
ΔH input	9,231,607.20	ΔH out	3,819,502.24
ΔHRx	5,544,756.16	pendingin	7,506,353.28
Total	3,686,851.04	Total	3,686,851.04

Menghitung dimensi pendingin

Suhu fluida panas reaktor = 90˚C = 194˚F

Suhu fluida dingin masuk = 30˚C = 86˚F

Suhu fluida dingin keluar = 85˚C = 185˚F

Inisial	Fluida panas (ºF)		Fluida dingin (ºF)	ΔT (ºF)
ΔT_2	194	Lower Temp	86	108
ΔT_1	194	Higher Temp	185	9

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

ΔT_{LMTD} = 39.8 ˚F

Mengitung Kebutuhan Air Pendingin

Beban pendingin (Qw) = Qkeluar - Q masuk

Beban pendingin (Qw) = 7,506,353.28 KJ/jam

Cp air 30 ˚C = 4,17 Kj/kg.K

Cp air pada 85˚C = 4,202 Kj/kg.K

Maka, ΔH = Cp. ΔT

ΔH = 272 Kj/ kg

$$m_w = \frac{Qw}{Cp(Tout - Tin)}$$

m = 27,568 kg/jam

Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin air, nilai UD = 100-200 Btu/ft^2.ºF.jam (*Kern table 8 pg 840*).

Diambil UD = 200 Btu/ft^2.ºF.jam

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

A = 175.1 m^2

Menghitung Luas Selubung Reaktor

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

A = 133.269 m^2

Karena luas transfer panas lebih dari luas selubung reaktor maka menggunakan coil pendingin.

Menghitung Volume Air Pendingin

V air pendingin = $\frac{m\ air\ pendingin}{r\ air\ pendingin}$

V air pendingin = $\frac{27{,}568}{983.20}$ = 28.039 m^3/jam

Menghitung *Coil* Pendingin

ID = 2.48 m

Pengambilan NPS : 3 in

Schedule Number : 40

OD : 3.5 in

ID : 3.068 in

L/D : 46.94

Menghitung Hi

ρ air pendingin = 983,2 kg/m^3

61.351 lb/ft^3

μ air pendingin = 0.4874 cp

1.179 lb/ft.jam

k air pendingin = 0.3720 Btu/ft.jam.^oF

Cp air pendingin = 362.139 btu/lb.F

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

Gt = M/A 1185870.4 lb/ft^2.jam

v = Gt/ρ 19329.0616 ft/jam = 5,89 m/jam

Jadi, kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$R_{et} = \frac{ID \,.\, G_t}{\mu}$$

Re = 257,156.29 (laminer < 4000)

jH = 375 Dari grafik 24,*Kern 1983 page 834*

$$jH = \frac{hi.D}{k}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{-1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{-0.14}$$

hi = 5,712.98 Btu/ft^2.jam.F

Menentukan hio

$$hio = hi\frac{ID}{OD}$$

hioUntuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi : 5007.83

Btu/ft^2.jam.°F

$$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}}\right)$$ Kern, pg. 721

Diambil : D spiral koil = 75%*Diameter tangki

D spiral koil : 80.625 inch = 6.716 ft

hio koil : 5675.0682 Btu/ft^2.jam.°F

Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dr reaktor ke koil dihitung dengan :

$$ho = 0.87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.4}$$ (persamaan *kerrn 20,4 hal 722*)

Lp = Di = 2.94 ft

N = 2.583 rps = 9300 rpj

ρ = 1865.53 kg/m^3 = 116.409 lb/ft^3

μ = 0.8076 cP = 1.9544 lb/ft.jam

cp = 9539.16 kj/kg = 2277.95 Btu/lb.F

k = 0.9408 Btu/ft.jam.°F

OD = 108.0 in

D = 3.068 in

μ/μw = 1.954

Sehingga didapatakan,

ho = 166,421.82 Btu/jam.ft^2.F

Menentukan Uc

koefisien transfer panas dalam keadaan bersih

$$Uc = \frac{ho\ x\ hio\ koil}{ho + hio\ koil}$$

Uc = 5,487.93 Btu/jam.ft^2.F

Menentukan Ud

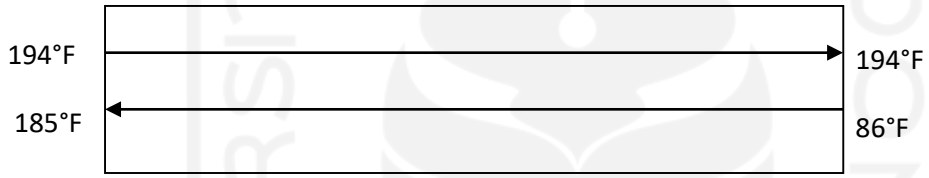
Untuk kecepatan air 2,5 m/s, maka

Rd = 0,001 organic (*Kern page 845*)

$$U_D = \frac{h_D * Uc}{h_D + Uc}$$

hD = 1/Rd 1000 btu/jam.ft^2.F

Ud = 845.86 Btu/jam.ft^2.F



Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

Menentukan Panjang Koil

Lpipa koil = A / a" : 230.27 ft

70.19 m

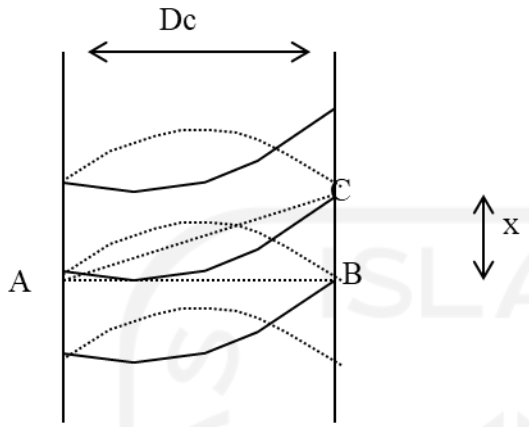
Menentukan Jumlah Lengkungan koil

Dc = 0,7*(ID tangki reaktor)

Dc : 74,11 in = 6,18 ft

AB = ID

BC = x



busur AB = ½πDc

busur AC = ½πAC

Diambil : x = 0,5*OD

x : 1.7500 in = 0,42 ft

Panjang satu putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

K lilitan = ½π(Dc) + ½π(AC)

K lilitan = ½π(Dc) + ½π((Dc2+x2)½)

K lilitan : 19.3953 ft = 232.7435 in = 5,9 m

Menentukan Banyak nya lilitan

Nlilitan = Lpipa koil / Klilitan : 11.8726 ≈ 19 lilitan

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

Tinggi tumpukan koil = (N lilitan - 1)*x+N lilitan*OD

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil.

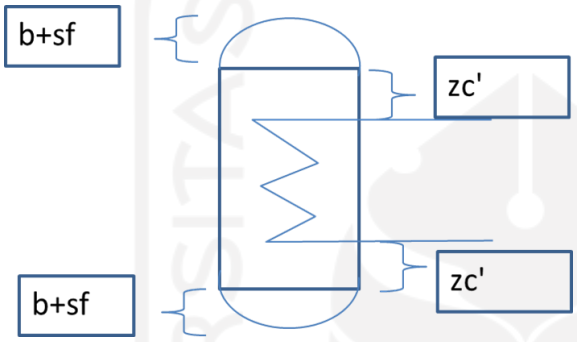
Asumsi : Semua koil tercelup di dalam cairan

V cairan dalam shell : 18.21 m^3

V koil : 1,74 m^3

A shell : 5,7 m^2

Zc : 3,51 m



Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan stl ada koil-tumpukan koil)/2

hk : 0.7919 m

b+sf : 22.0079 inch = 0,559 m

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi Tumpukan koil < Tinggi Cairan (2,48 m < 4,07 m)

2. Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (hk) > (b+sf) yaitu 0,4308 m > 0,1942 m

Menentukan Pressure Drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{Re^{0{,}42}}$$

Re = 257,156.29

Untuk Re = 257,156.29 maka dapat dihitung nilai koefisien friksi :

Koefisien friksi (f) : 0.00491 ft^2/in^2

Karena yang mengalir dalam tube adalah steam, s = 1, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar,

sehingga bisa diasumsikan $\mu=\mu w$, maka $\theta t=1$.

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

ΔPt : 0.0317 psi < 2 psi

B. Reaktor-02

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Na_2HPO_4 dan NaOH menjadi Na_3PO_4

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

Kondisi Operas : Suhu : 90˚C

Tekanan : 1 atm

Waktu Tinggal: 1.15 Jam

Alasan pemilihan :

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

Tujuan Perancangan :

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

Data Bahan Baku :

3. Na2HPO4 96 %
4. NaOH 98 %

Spesifikasi Produk yang di inginkan Na3PO4 99,5 %

Komponen	BM
Na_3PO_4	163,94
Na_2HPO_4	141,96
NaOH	40
H_2O	18

Reaksi : $Na_2HPO_4 + NaOH \rightarrow Na_3PO_4 + H_2O$

Reaksi dianggap berorde 2

(-ra) = k Ca.Cb

(-ra) = Laju Reaksi Na_3PO_4 , kmol/m^3 jam

K = konstanta laju reaksi, m^3/kmol.jam

Ca = konsentrasi Na_2HPO_4 , kmol/m^3

Cb = konsentrasi NaOH , kmol/ m^3

Berdasarkan referensi, di dapatkan

1. Konversi Sebesar = 0,95
2. Reaksi berlangsung dalam reactor alir tanki berpengaduk (RATB)
3. Waktu reaksi yang dibutuhkan = 0,48 jam

Suhu operasi 90 ^oC = 363 ^oK

Tabel data densitas

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

Komponen	density (ρ), kg/L	density (ρ), kg/m3
Na_3PO_4	1.62	1620
NaOH	1.883	1883
Na_2HPO_4	1,70	1700.0
H2O	0,965	965.77

Komponen	BM (kg/kmol)	rho (kg/m3)	Umpan			Wi (%massa)	Wi*rho (rho camp) kg/m3
			Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m3/jam)		
H2O	18.00	965.78	619.62	11,153.16		0.39	379.77
Na_2HPO_4	141.96	1,700.00	59.09	8,388.19		0.30	502.76
H3PO4	98.00	1,830.00	0.63	61.90		0.00	3.99
Na2CO3	105.99	2,500.00	60.35	6,396.67		0.23	563.81
NaOH	40.00	1,883.16	59.09	2,363.54		0.08	156.92
Na_3PO_4	163.94		-	-			
Total				28,363.45	17.65	1.00	1,607.25

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv)

$$Fv = \frac{\text{massa campuran } (\frac{kg}{jam})}{\text{densitas campuran } (\frac{kg}{m3})} = \frac{28{,}363.45\ (\frac{kg}{jam})}{1{,}607.25\ (\frac{kg}{m3})} = 17.65\ m^3/jam$$

Menghitung konsentrasi umpan

- Konsentrasi Na_2HPO_4 (Cao) = $\frac{59{,}72\ kmol/jam}{14{,}584\ m3/jam}$ = 3.348 m^3 / jam
- Konsentrasi NaOH (Cbo) $\frac{119{,}4\ kmol/jam}{14{,}58\ m3/jam}$ = 3.348 m^3 / jam

Rasio mol umpan masuk (M) = 1 : 1

Menghitung konstanta reaksi menggunakan cara analitis :

Diketahui : M = 2 dan X = 0,95, berdasarkan persamaan di atas, maka di dapat nilai K sebesar = 0,6 m^3/kmoljam

a) Optimasi Reaktor

Tujuan optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Rin – Rout – Rreactan = R acc

FV.CAo – FV CA – (-rA).V = 0

Fv (CAo – CA) = (-rA.).V

$$\frac{Fv\ (\ CAo - (CAo - CA0\ x))}{k\ CA\ CB}$$

$$V = \frac{Fv\ CAo.x}{k\ (CAo\ (1-X)).(CBo-CAo\ X)} \text{x} \frac{CAo}{CAo}$$

$$M = Cbo/Cao$$

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

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

Dapat di simpulkan bahwa persamaan volume untuk RATB adalah

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

Untuk lebih dari 1 reaktor ; dengan n adalah jumlah reactor

$$V = \frac{Fv\ (X\text{n} - Xn - 1)}{k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}$$

Untuk mencari konversi reactor ke n :

$$(X\text{n} - Xn - 1) = \frac{\text{V}.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{\text{Fv}}$$

$$(Xn - 1) = X\text{n} - \frac{\text{V}.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{\text{Fv}}$$

Dengan data : XA1 = 0,98

: K = 10 m^3/kmoljam

: Fv = 17.65 m^3/jam

Diperoleh optimasi :

1. Jumlah Reaktor : 1

   $$(Xn - 1) = X\text{n} - \frac{\text{V}.k\ CAo\ (1-Xn).(M-Xn)}{\text{Fv}}$$

   XA 0 = 0

   XA = 0,95

V = 197.6 m^3

2. Jumlah Reaktor : 2

   XA 0 = 0

   XA 1 = 0,85

   XA 2 = 0,95

   V1=V2 = 20,3 m^3

3. Jumlah Reaktor : 3

   XA0 = 0

   XA 1 = 0.78

   XA 2 = 0.90

   XA 3 = 0,95

   V1=V2 =V3= 8.345 m^3

4. Jumlah Reaktor : 4

   XA0 = 0

   XA 1 = 0.62

   XA 2 = 0.85

   XA 3 = 0.92

   XA 4 = 0,95

   V1=V2 =V3=V4 = 5.798 m^3

5. Jumlah Reaktor 5 :

   XA 0 = 0

   XA 1 = 0.574

XA 2 = 0.818

XA 3 = 0.897

XA 4 = 0.932

XA 5 = 0,95

V1=V2 =V3=V4=V5 = 3.846 m^3

n	V1 (m3)	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)	V4 (gallon)	V5 (gallon)
1	197.6	52,213.1				
2	20.3	5,369.0	5,369.0			
3	8.3	2,204.7	2,204.7	2,204.7		
4	5.8	1,531.8	1,531.8	1,531.8	1,531.8	
5	3.8	1,016.0	1,016.0	1,016.0	1,016.0	1,016.0

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0.00	0.950				
2	0.00	0.852	0.950			
3	0.00	0.780	0.910	0.950		
4	0.00	0.619	0.855	0.922	0.950	
5	0.00	0.574	0.818	0.897	0.932	0.950

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Dengan mengunakan harga reaktor yang didapat dari *http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html* untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih *Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304* sebagai bahan pembuat reaktor.

n	V (gallon)	Harga ($)	Harga Total ($)
1	52,213.13	1,069,300.00	1,069,300.00
2	5,369.02	320,300.00	640,600.00
3	2,204.70	199,800.00	599,400.00
4	1,531.79	164,800.00	659,200.00
5	1,015.98	132,500.00	662,500.00

Dari data yang ditampilkan dalam Tabel terlihat bahwa harga RATB akan paling murah ketika menggunakan 3 reaktor. Namun optimasi di atas tidak memperhitungkan kebutuhan space dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan seperti yang disebut di atas akan semakin besar jika menggunakan 3 reakor .Dengan semakin banyaknya kebutuhan perlangkapan di reaktor membuat harga kebutuhan alat semakin mahal. Maka digunakan 2 buah reaktor untuk harga paling ekonomis.

MENGHITUNG NERACA MASSA TIAP REAKTOR

Reaktor 2a :

Konversi Xa : 0.852 = 85,2%

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H2O	11,325.56	12,232.07
Na2HPO4	8,388.15	1,238.82
Na3PO4	-	8,256.32
NaOH	2,363.52	349.06
Na2CO3	6,396.70	6,396.70
H3PO4	61.93	61.93
TOTAL	**28,536**	**28,536**

Reaktor 2b : Konversi = 0,95 = 95 %

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H2O	12,232.07	12,381.29
Na2HPO4	1,238.82	61.94
Na3PO4	8,256.32	9,615.43
NaOH	349.06	17.45
Na2CO3	6,396.70	6,396.70
H3PO4	61.93	61.93
TOTAL	**28,536**	**28,536**

MENGHITUNG DIMENSI REAKTOR

Perbandingan diameter dan tinggi reactor 1 : 1,5

D $= \sqrt[3]{\frac{4x10,012}{3,14x1,5}}$

= 2.7540 m

= 108.4 in (1 in = 0,024 m)

= 9.03 ft (1 m = 3,280 ft)

1,5* D = H

H = 4.13 m

= 162.64 in

= 13.55 ft

(Brownell, hal 88)

Bentuk reaktor dipilih *vertical vessel* dengan *torispherical dished head* (*Brownell*.88)

dasar pemilihan digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam 1 atm.

V dish = 0,000049 x 9.0356 ft^3

V dish = 0.036 ft^3

Vdish = 0.011 m^3

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

Dipilih sf : 2 in

$V_{sf} = \frac{3,14}{4}$ x (2.75 m)^2 x $\frac{0,038\ m}{144}$

V_{sf} = 0.2268 m^3

$$Vh = V_{dish} + V_{sf}$$

V_{Head} = 0.011 m^3 + 0.2268 m^3

V_{Head} = 0.237 m^3

$$Vreaktor = Vshell + 2Vhead$$

$V_{Reaktor}$ = 24.6 m^3 + (2* 0.24) m^3

$V_{Reaktor}$ = 25.07 m^3

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

V_{Bottom} = 0,5 x 0.011 m^3

V_{Bottom} = 0.00551 m^3

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

V_{Cairan} = 24.6 m^3- 0.00551 m^3

V_{Cairan} = 24.6 m^3

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

$h_{Cairan} = \frac{4\ x\ 24.59\ \ m3}{3,14\ x\ (2,754\ m)\text{^}2}$

h_{Cairan} = 4,13 m

Dari hasil perhitungan tersebut, maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter shell : 2.7540 m

Tinggi shell : 4.1311 m

Volume shell : 24.59 m^3

Volume head : 0.238 m^3

Volume reaktor : 25.0723 m^3

Volume cairan : 24.59 m^3

Volume bottom : 0.00551 m^3

Tinggi cairan dalam sheel : 4.13 m

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

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

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

Reaktor terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head). *Head* atas dan *head* bawah berbentuk *torispherical*. Bahan untuk reaktor adalah *stainless stell SA 299 grade 3 type 304*

Spesifikasi:

Tebal *shell* (Ts) = 0.212 in

Max Allowable Stress (f) = 18750 psia (*Coulson* hal 812)

Efisiensi sambungan (E) = 0,80 (Tabel 13.2 *brownell* 1959:254)

Faktor koreksi (C) = 0,125 (Tabel 6, *Timmerhaus*, 1991:542)

Jari-jari *shell* (ri) = 54.2 in

Menghitung tekanan hidrostatis

$$P_{Hidrostasis} = \frac{\rho g h}{gc}$$

Diketahui : Tekanan operasi = 1 atm = 14,7psi

Dimana g/gc = 1

ρ campuran = 1602.92 kg/m^3

$P_{Hidrostatis}$ = 9.4 psia

Menghitung tekanan total

$$P_{Tot} = P_{Hidrostatis} + P_{Operasi}$$

P_{Tot} = 9.4 psi + 14.7 psi

P_{Tot} = 24.11 psia

Karena tekana *over design* 20% maka, P desain menjadi 28.9 psi.

Dari data-data diatas sehingga dapat diperoleh tebal *shell* (ts) = 0.25 in

Dari Tabel *Brownell* hal 350 tentang tebal *shell*,dipilih:

Ts standart = 1/4 in

Menghitung Ukuran *Head*

Menghitung tebal *head*

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

Dimana:

th = tebal *head* , m

W= faktor intensifikasi tegangan untuk jenis *head*

f = *allowable stress* = 18.750 psi

E= *joint efisiensi* = 0,8

C= *corrosion allowance*, = 0,125 in

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

P = 28,93 psi - 14,696 psi

P = 14.23 psi

$$OD = ID\ shell + 2\ ts$$

OD = 108.43 in +(2 x 0,25 in)

OD = 109 in

Dari Tabel 5.7 Brownell di dapat :

OD	114	in
icr = 6 7/8	6.875	in
r	108	in

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

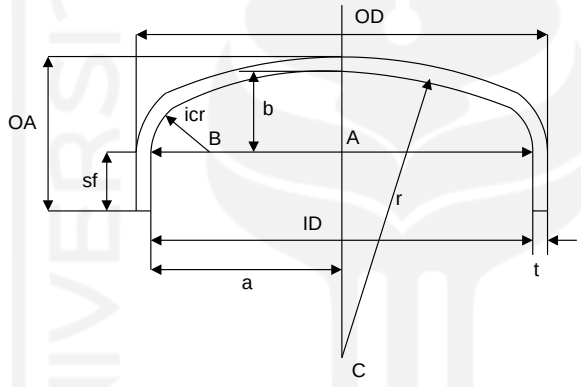
w = 1.74 in

Dari data-data diatas sehingga dapat diperoleh tebal *head* (th) = 0,2 in

Dari Tabel *Brownell* hal 350 tentang tebal *head* ,dipilih:

Th standart = 1/4 in

(Gambar 5.8 *Brownell* hal:87)



Dengan th sebesar 0.2 in maka nilai sf adalah 1 1/2 – 3, sehingga dipilih nilah sf sebesar 1.5(1½) in.

$$ID = OD - 2ts$$

ID = 113.5 in

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

a = 113.5 in /2

a = 56.75 in

$$AB = a - icr$$

AB = 56.75 in – 6.875 in

AB = 49.875 in

$$BC = r - icr$$

BC = 101.125 in

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

AC = $\sqrt{(101.125\ \ in)^2 - (49.875\ in)^2}$

AC = 87.97 in

$$b = r - AC$$

b = 20.03 in

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

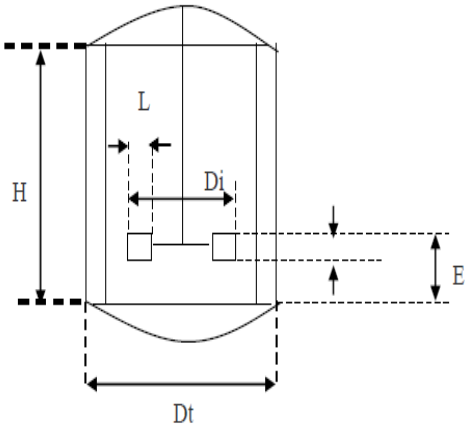
OA = 21.78 in = 0.553 m

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

$h_{Reaktor}$ = (2 x 0.553 m) + 4,131 m

$h_{Reaktor}$ = 5.24 m

Menghitung Ukuran Pengaduk :



Keterangan

ID	:	diameter dalam pengaduk
Di	:	diameter pengaduk
L	:	panjang sudut pengaduk
W	:	lebar sudut pengaduk
E	:	jarak pengaduk dengan dasar tangki
J	:	lebar *baffle*
H	:	tinggi cairan

Data pengaduk dari Brown (Unit Operation) hal : 507

Diameter pengaduk (Di) = ID/3 = 0.92 m

Tinggi pengaduk (W) = Di/5 = 2.75 m

Lebar pengaduk (L) = Di/4 = 0.23 m

Lebar baffle (B) = ID/12 = 0.09 m

Jarak Pengaduk dengan dasar tanki (E) = Di * 1 = 0.46 m

Tinggi Cairan (ZL) = h cairan = 4.13 m

Menghitung kecepatan putar pengaduk (N)

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

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

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

Sg (*Specific Gravity*) = ρcairan/ρair

Sg = 1602.92 kg/m^3 / 965,7 m^3 = 1.660

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

WELH = 1.660 m x 4.13

WELH = 6.855 m = 22.49 ft

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

Jumlah pengaduk = WELH/ID = 6.855 m / 2,754 = 2, maka dipakai 2 buah pengaduk

Maka didapat kecepatan putar pengaduk sebesar:

N = 122.589 rpm = 2.043 rps

Menghitung Power Pengaduk (P)

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

ρ =	1.0772 lb/ft3
μ =	0.00046 lb/ft.s
Di =	3.0118 ft
N =	2.083 rps

Maka Re = 44,712.03

Karena Nre > 10000 , Np = KT

KT = 0.6 (McCabe hal : 253 untuk pengaduk paddle with four blades)

$$Pa = \frac{Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5}{g_c}$$

Np =	Power Number	=	0,6
ρ =	Densitas campuran	=	1602.92 kg/m3
Di =	Diameter Pengaduk	=	0.91 m
Ni =	Kecepatan putar pengaduk	=	2.083 rps

gc = 32,174

Maka, Pa = 5,670.13 watt = 5.67 Kw = 7.6 Hp

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

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

Sehingga P = 7.6 / 0,85

P = 8.9 Hp

NERACA PANAS REAKTOR

Reaktor-02

Tinjauan Termodinamika :

ΔHreaksi = ΔHf produk – ΔHf reaktan

ΔHreaksi = (-127552.0028) – (-120853.7971)

ΔHreaksi = -6,698.21 kj/ jam

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa reaksi antara Disodium fosfat dan Sodium hidroksida menjadi Trisodium fosfat adalah reaksi eksotermis karena ΔH°reaksi bernilai negatif.

Neraca Panas : R-02

Kondisi Operasi = 90 ºC & 1 atm .

Masuk	kj/jam	Keluar	kj/jam
ΔH input	67,936,778.25	ΔH out	4,453,220.59
ΔHRx	63,490,255.86	pendingin	8,899,742.97
Total	4,446,522.38	Total	4,446,522.38

Menghitung dimensi pendingin

Suhu fluida panas reaktor = 90˚C = 194˚F

Suhu fluida dingin masuk = 30˚C = 86˚F

Suhu fluida dingin keluar = 85˚C = 185˚F

Inisial	Fluida panas (ºF)		Fluida dingin (ºF)	ΔT (ºF)
ΔT_2	194	Lower Temp	86	108
ΔT_1	194	Higher Temp	185	9

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

ΔT_{LMTD} = 39.84 ˚F

Mengitung Kebutuhan Air Pendingin

Beban pendingin (Qw) = Qkeluar - Q masuk

Beban pendingin (Qw) = 8,899,742.97 KJ/jam

Cp air 30 ˚C = 4,17 Kj/kg.K

Cp air pada 85˚C = 4,202 Kj/kg.K

Maka, $\Delta H = Cp. \Delta T$

ΔH = 231 Kj/ kg

$$m_w = \frac{Qw}{Cp(Tout - Tin)}$$

m = 38,483 kg/jam

Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin air, nilai UD = 100-200 Btu/ft^2.ºF.jam (*Kern table 8 pg 840*).

Diambil UD = 100 Btu/ft^2.ºF.jam

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

A = 197 m^2

Menghitung Luas Selubung Reaktor

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

A = 144.7 m^2

Karena luas transfer panas lebih dari luas selubung reaktor maka menggunakan coil pendingin.

Menghitung Volume Air Pendingin

V air pendingin = $\frac{m\ air\ pendingin}{r\ air\ pendingin}$

V air pendingin = $\frac{38.483}{983.20}$ = 38.14 m^3/jam

Menghitung Coil Pendingin

ID = 0.0740 m = 3 in

Pengambilan NPS : 3 in

Schedule Number : 40

OD : 3.5 in

ID : 3.068 in

L/D : 46.94

Menghitung Hi

ρ air pendingin = 997,34 kg/m^3

= 62.23 lb/ft^3

μ air pendingin = 0.4874 cp

=1.179 lb/ft.jam

k air pendingin = 0.3720 Btu/ft.jam.^{o}F

Cp air pendingin = 362.139 btu/lb.F

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

Gt = M/A 1,655,402.04 lb/ft^2.jam

v = Gt/ρ 26,599.66 ft/jam = 8.108 m/jam

Jadi, kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$R_{et} = \frac{ID \,.\, G_t}{\mu}$$

Re = 358,974.34 (turbulen >4000)

jH = 500 Dari grafik 24,Kern 1983 page 834

$$jH = \frac{hi.D}{k}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{-1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{-0.14}$$

hi = 7,617.31 Btu/ft^2.jam.F

Menentukan hio

$$hio = hi\frac{ID}{OD}$$

hioUntuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi : 6,677.11

Btu/ft^2.jam.°F

$$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}}\right)$$ Kern, pg. 721

Diambil : D spiral koil = 75%*Diameter tangki

D spiral koil : 85.1 inch = 7.0909 ft

Hio koil : 7,519.73 Btu/ft2.jam.°F

Menentukan ho

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

$$ho = 0.87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.4}$$ (persamaan k*ern* 20,4 hal 722)

Lp = Di = 2.23 ft

N = 2.083 rps = 7500 rpj

ρ = 1602.92 kg/m^3 = 100.022 lb/ft^3

μ = 0.6775 cP = 1.64 lb/ft.jam

cp = 4496.53 kj/kg = 1073.7 Btu/lb.F

k = 90.3 Btu/ft.jam.°F

OD = 114 in

D = 3.068 in

μ/μw = 1.640

Sehingga didapatakan,

ho = 2,169,348.50 Btu/jam.ft^2.F

Menentukan Uc

koefisien transfer panas dalam keadaan bersih

$$Uc = \frac{ho\ x\ hio\ koil}{ho + hio\ koil}$$

Uc = 7,493.75 Btu/jam.ft^2.F

Menentukan Ud

Untuk kecepatan air 2,5 m/s, maka

Rd = 0,001 organic (*Kern page 845*)

$$U_D = \frac{h_D * Uc}{h_D + Uc}$$

hD = 1/Rd 1000 btu/jam.ft^2.F

Ud = 882.26 Btu/jam.ft^2.F

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

Menentukan Panjang Koil

Lpipa koil = A / a" : 261.75 ft

79.78 m

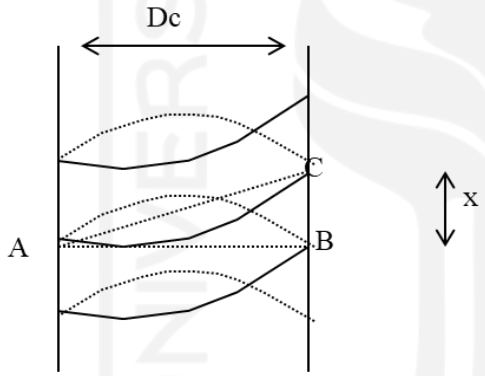
Menentukan Jumlah Lengkungan koil

Dc = 0,7*(ID tangki reaktor)

Dc : 75.9 in = 6.324 ft

AB = ID

BC = x



busur AB = ½πDc

busur AC = ½πAC

Diambil : x = 0,5*OD

x : 1.75 in = 0.1458 ft

Panjang satu putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

K lilitan = ½π(Dc) + ½π(AC)

K lilitan = ½π(Dc) + ½π((Dc2+x2)½)

K lilitan : 19.86 ft = 238.35 in = 6.05 m

Menentukan Banyaknya lilitan

Nlilitan = Lpipa koil / Klilitan : 13.178 ≈ 22 lilitan

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

Tinggi tumpukan koil = (N lilitan - 1)*x+N lilitan*OD

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil.

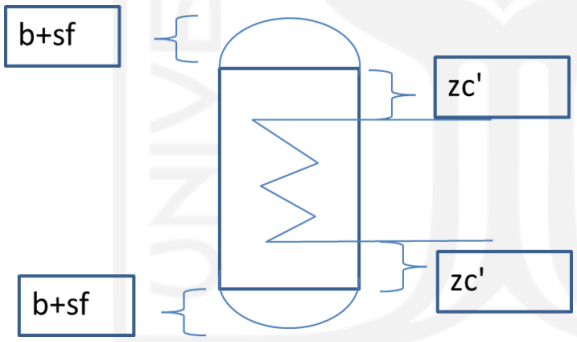
Asumsi : Semua koil tercelup di dalam cairan

V cairan dalam shell : 20.03 m^3

V koil : 1.98 m^3

A shell : 5.95 m^2

Zc : 3.7 m



Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan stl ada koil-tumpukan koil)/2

hk : 0.68 m

b+sf : 21.53 inch = 0,54 m

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi Tumpukan koil < Tinggi Cairan (2.88 m < 4.2439 m)

2. Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (hk) > (b+sf) yaitu 0.68 m > 0,54 m

Menentukan Pressure Drop

$$\text{faktor friksi, f} = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{\text{Re}^{0{,}42}}$$

Re = 358,974.34

Untuk Re = 257,156.29 maka dapat dihitung nilai koefisien friksi :

Koefisien friksi (f) : 0.00473 ft^2/in^2

Karena yang mengalir dalam tube adalah steam, s = 1, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar,

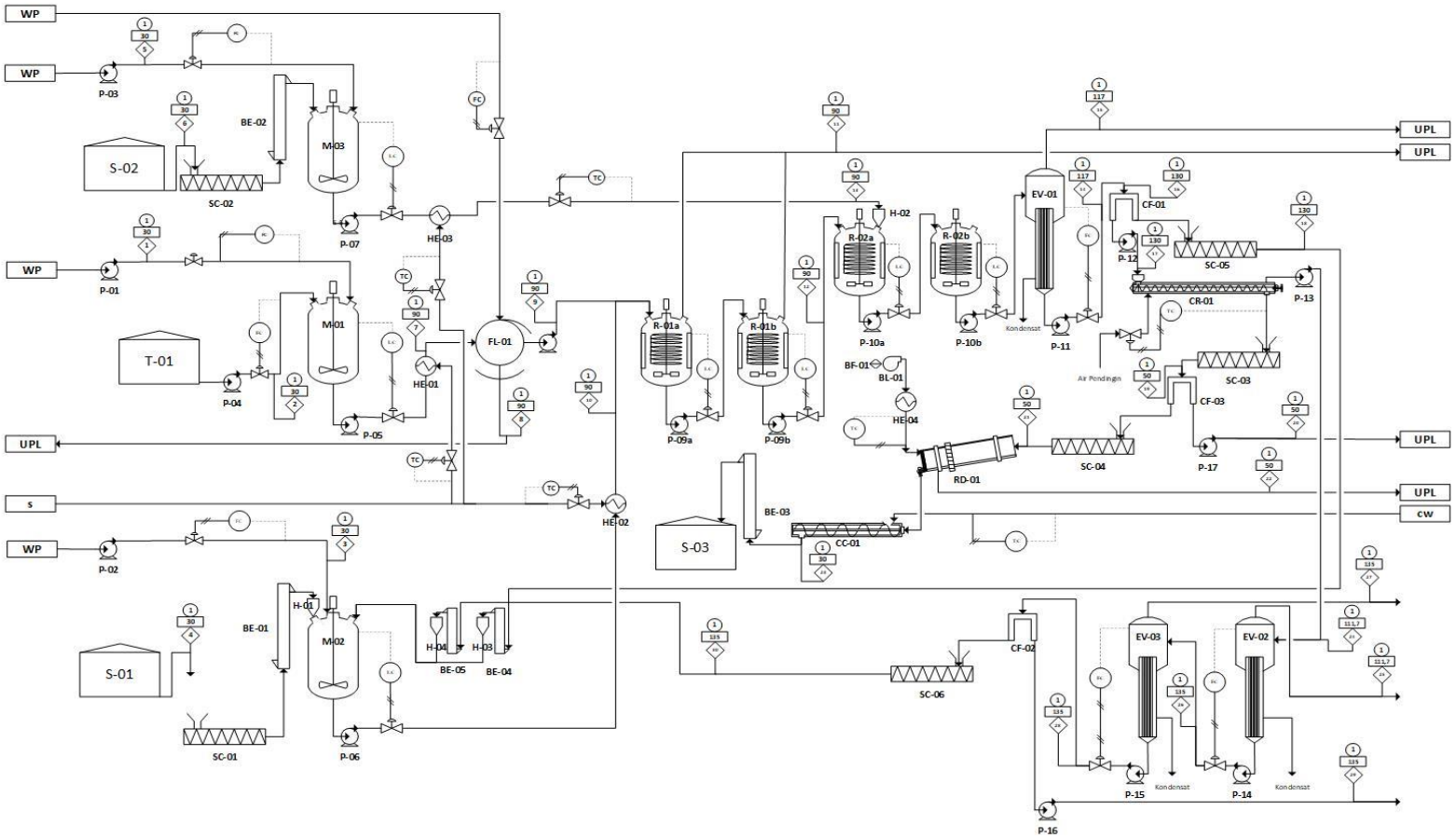
sehingga bisa diasumsikan μ=μw, maka θt=1.

$$\Delta P_T = \frac{\text{f x v}^2 \text{ x L}}{5{,}22 \text{ x } 10^{10} \text{ x ID x s x } \theta t}$$

ΔPt : 0.0656 psi < 2 psi

LAMPIRAN B

PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT, DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



KETERANGAN ALAT	
T	Tangki Penyimpanan
S	Silo
M	Mixer
FL	Filter
R	Reaktor
EV	Evaporator
CF	Centrifuge
CR	Kristalizer
RD	Rotary Dryer
SC	Screw Conveyor
BE	Bucket Elevator
HE	Heater
CC	Cooling Conveyor
BL	Blower
BF	Bag Filter

KETERANGAN INSTRUMEN	
TC	Temperature Indicator Control
FL	Flow Control
LC	Level Control

KETERANGAN ALIRAN	
CW	Cooling Water
WP	Water Proses
S	Steam
UPL	Unit Pengolahan Limbah

KETERANGAN SIMBOL	
○	Tekanan, atm
▭	Suhu, C
◇	Nomor Arus
⋈	Control Valve
//—	Sinyal Pneumatik
------	Sensor Listrik

Komponen	Nomor 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	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20	Arus 21	Arus 22	Arus 23	Arus 24	Arus 25	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29	Arus 30
H3PO4	-	5.853	-	-	-	-	5.853	-	5.853	-	-	61	-	61	-	61	61	61	-	-	-	-	-	61	-	61	-	61	61	-
MgO	-	109	-	-	-	-	109	109	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaO	-	44	-	-	-	-	44	44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Al2O3	-	81	-	-	-	-	81	81	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fe2O3	-	37	-	-	-	-	37	37	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Na2CO3	-	-	-	12.659	-	-	-	-	-	12.659	-	6.396	-	6.396	-	6.396	4.112	2.284	-	-	-	-	-	4.112	-	4.112	-	4.112	339	3.773
NaOH	-	-	-	-	-	2.364	-	-	-	-	-	-	2.364	17	-	17	17	17	-	-	-	-	-	17	-	17	-	17	17	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.601	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	3.318	125	5.132	-	1.394	-	3.443	14	3.443	5.425	-	9.932	1.394	12.381	3.343	9.038	8.767	8.288	479	455	24	19	5	8.288	5.802	2.486	1.741	746	724	22
Na2HPO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8.339	-	62	-	62	62	62	-	-	-	-	-	62	-	62	-	62	62	-
NaH2PO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.615	-	9.615	9.615	38	-	-	-	-	-	38	-	38	-	38	38	-
NaH2PO4. 12H2O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.578	-	9.578	-	9.578	-	-	-	-	-	-	-
Jumlah	3.318	6.249	5.132	12.659	1.394	2.364	9.566	285	9.295	18.085	2.601	24.778	3.758	28.534	3.343	25.191	22.636	10.751	10.057	455	9.602	19	9.583	12.579	5.802	6.777	1.741	5.087	1.242	3.795

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PRA RANCANGAN PABRIK TRISODIUM FOSFAT DARI ASAM FOSFAT, SODIUM KARBONAT, DAN SODIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Dirancang Oleh:
1. Fadhli Syaputra (16521210)
2. Irkham Affady (16521265)

Dosen Pembimbing:
Ir. Pratikno Hidayat., M.Sc.
Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T.,M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa :Irkham Affady
   No. MHS : 16521265
2. Nama Mahasiswa : Fadhli Syaputra
   No. MHS : 16521210

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Trisodium Fosfat Dari Asam Fosfat, Sodium Karbonat, Dan Sodium Hidroksida Dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 24 April 2021

Batas Akhir Bimbingan : 21 Oktober 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	11-10-2021	Bimbingan terkait naskah akhir	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta,

Pembimbing, 11 Oktober 2021

Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc.

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Irkham Affady
   No. MHS : 16521265
2. Nama Mahasiswa : Fadhli Syaputra
   No. MHS : 16521210

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Trisodium Fosfat Dari Asam Fosfat, Sodium Karbonat, Dan Sodium Hidroksida Dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 24 April 2021

Batas Akhir Bimbingan : 21 Oktober 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	04-08-2020	Bimbingan terkait Penentuan Judul TA	
2	28-12-2020	Bimbingan terkait Neraca Massa	
3	22-02-2021	Bimbingan terkait Diagram Alir Proses	
4	18-03-2021	Bimbingan terkait Neraca Energi	
5	31-03-2021	Bimbingan terkait Penentuan Alat Proses	
6	22-06-2021	Bimbingan terkait Spesifikasi Alat	
7	01-09-2021	Bimbingan Terkait Utilitas	
8	24-09-2021	Bimbingan Terkait Evaluasi Ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta,

Pembimbing, 11 Oktober 2021

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

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