INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

PRA DESAIN PABRIK
"PEMBUATAN *TRIPLE SUPER PHOSPHATE* (TSP) DARI BATUAN FOSFAT"

Disusun Oleh:

Imanuel Berin
NRP. 02211640000031

Naufal Ahmad Murtadho
NRP. 02211640000060

Pembimbing:
Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D
NIP. 1984 05 08 2009 12 2004
Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D
NIP. 1981 07 13 2005 01 1001

LABORATORIUM PERPINDAHAN PANAS DAN MASSA
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

"PENGARUH PENAMBAHAN KOMBINASI NANOPARTIKEL TERHADAP MEMBRAN *CELLULOSE ACETATE* (CA) / *POLYETHYLENE GLYCOL* (PEG) UNTUK DESALINASI"

Diajukan untuk memenuhi
salah satu syarat memperoleh
gelar Sarjana Teknik Kimia
pada Program Studi S-1
Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi
Industri dan Rekayasa Sistem Institut Teknologi
Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

Imanuel Berin	02211640000031
Naufal Ahmad Murtadho	02211640000060

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D. (Pembimbing I) ……
2. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D. (Pembimbing II) ……
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. (Penguji I) ……
4. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng. (Penguji II) ……
5. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. (Penguji III) ……

Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia

Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya
Agustus 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

INTISARI

Indonesia memiliki berbagai macam sumber daya alam yang sangat melimpah. Perkembangan teknologi pertanian di Indonesia akan sangat berpengaruh terhadap ketahanan pangan di Indonesia. Selain itu, Indonesia dituntut untuk dapat bersaing dengan negara lain dalam bidang pertanian di era perdagangan bebas ini. Pemerintah Indonesia mendukung berbagai upaya dalam bidang pertanian demi meningkatkan kualitas bahan pangan komoditas, mengurangi angka pengangguran, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor, dan lain-lain.

Indonesia adalah negara dengan penduduk terbanyak ke-4 di dunia setelah China, India, dan Amerika Serikat. Dengan populasi yang diproyeksikan mencapai 271.066.400 pada tahun 2020, kebutuhan Indonesia terhadap ketahanan pangan akan terus meningkat. Untuk memenuhi kebutuhan pangan tersebut, maka hasil pertanian harus ditingkatkan dengan memerhatikan persediaan nutrien pada tanahnya, yaitu dengan diberikan pupuk untuk menunjang ketersediaan nutrien tersebut.

Pupuk TSP merupakan jenis pupuk multi-komponen yang masih jarang digunakan oleh rakyat Indonesia. Pupuk ini merupakan jenis pupuk multi-komponen yang meskipun kandungan komponen haranya tidak selengkap pupuk NPK yang memiliki 3 jenis komponen hara, tetapi memiliki kandungan komponen hara yang lebih besar jika dibanding dengan pupuk NPK. Pupuk ini merupakan jenis pupuk yang dapat memenuhi kebutuhan komponen hara N atau P secara parsial sehingga dapat menjadi substitusi dari pupuk NPK. Selain itu, kedua jenis pupuk yang masih impor ini memiliki harga pasar non-subsidi yang tidak terlalu jauh dengan pupuk NPK.

Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dengan mensubstitusi impor pupuk TSP, maka dirancang pabrik TSP dengan kapasitas 750.000 ton/tahun dengan bahan baku batuan fosfat alam. Pabrik direncanakan berdiri di Gresik, Jawa Timur pada tahun 2023. Proses pembuatan TSP melalui beberapa tahap

proses yaitu proses pembentukan *mother liquor* melalui proses *acidulation*, proses pemisahan *mother liquor* melalui proses kristalisasi, proses sintesis dan pemurnian melalui proses reaksi dan distilasi, dan proses kristalisasi melalui proses *prilling*.

Proses pembentukan *mother liquor* dilakukan dengan proses *acidulation* dalam *acidulation tank* dengan mereaksikan batuan fosfat dan asam nitrat pada kondisi suhu 65 ˚C dan tekanan 1 atm. *Mother liquor* yang terbentuk dipisahkan dengan proses kristalisasi di dalam *chilled agitated tank* dengan suhu 10 ˚C sehingga 70% kalsium nitrat di dalam mother liquor mengkristal menjadi kalsium nitrat. *Mother liquor* yang tersisa direaksikan di dalam *triple superphosphate reactor tank* pada suhu 70 ˚C, tekanan 1 atm dan akan terbentuk TSP dan asam nitrat. Kemudian dimurnikan di dalam *distillation column*. Asam nitrat akan menjadi distilat yang akan di-*recycle* menuju *acidulation tank,* sedangkan TSP akan menjadi *bottom product* yang kemudian akan dipekatkan sampai konsentrasinya 99%. TSP yang telah dipekatkan kemudian dikristalkan menggunakan *prilling tower* sampai terbentuk *prill* dengan ukuran 1—4 mm.

Kebutuhan batuan fosfat untuk pabrik ini sebanyak 3.275.425 kg/hari. Unit pendukung proses produksi meliputi unit penyedia air, steam, udara, pendingin, tenaga listrik dan bahan bakar.

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Peseroan Terbatas (PT) dengan sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non-shift yang berjumlah 234 orang. Pabrik TSP ini memiliki modal tetap sebesar Rp8.446.654.510.683,31dan modal kerja sebesar Rp1.490.586.090.120,58. Keuntungan sebelum pajak rata-rata sebesar Rp2.999.152.076.211 per tahun dan setelah dipotong pajak rata-rata sebesar Rp2.099.406.453.348 per tahun. Dari hasil perhitungan diperoleh nilai *Pay Out Time* (POT) adalah 5,1 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 26%. *Internal Rate of Return* sebesar 18,6%. Berdasarkan hasil perhitungan teknis dan evaluasi

ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik TSP dengan kapasitas 750.000 ton per tahun layak untuk didirikan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji Syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Masa Esa karena atas rahmat dan berkat-Nya penyusunan "Pra Desain Pabrik *Triple Superphosphate dari Batuan Fosfat"* ini dapat kami selesaikan.

Laporan tugas pra desain pabrik ini ditulis sebagai salah satu syarat yang harus diselesaikan mahasiswa Teknik Kimia ITS guna memperoleh gelar kesarjanaan. Tugas pra desain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun internet, khususnya di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Teknik Kima FTIRS-ITS. Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, dan bantuan dari berbagai pihak.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah membantu dalam penyusunan laporan tugas pra desain pabrik ini, terutama kepada:

1. Orangtua dan keluarga yang selalu memberi doa, dukungan, dan motivasi dalam pengerjaan laporan skripsi ini.
2. Ibu Dr. Eng Widiyastuti, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
3. Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D. selaku dosen pembimbing 1 yang telah membimbing kami.
4. Bapak Dr. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing 2 yang telah membimbing kami
5. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA. selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa.
6. Segenap dosen, staf, dan karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
7. Rekan-rekan Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa dan rekan-rekan mahasiswa angkatan 2016 Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan tugas pra desain pabrik ini masih terdapat kekurangan dan memerlukan penyempurnaan, oleh karena itu kami mengharap saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua. Terima kasih atas perhatian dan kerjasamanya.

Surabaya, Juli 2020

Penulis

DAFTAR ISI

INTISARI iii
KATA PENGANTAR vii
DAFTAR ISI ix
DAFTAR TABEL xiii
DAFTAR GAMBAR xix
BAB I 1
I.1. Latar Belakang 1
BAB II 5
II.1. Kapasitas 5
II.1.1. Analisis Supply-Demand 5
II.1.2. Kapasitas Pabrik 7
II.2. Lokasi 7
II.2.1. Ketersediaan Bahan Baku dan Raw Material Transportation Cost 8
II.2.2. Lokasi Pemasaran 11
II.2.3. Sumber Energi Listrik dan Air 11
II.2.4. Sumber Tenaga Kerja 12
II.2.5. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi 13
II.2.6. Hukum dan Peraturan 13
II.2.7. Iklim dan Topografi 15
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk 21
II.3.1. Kualitas Bahan Baku 21
II.3.2. Kualitas Produk 24
BAB III 29

III.1. Tipe Tipe Proses 29
III.1.1. Proses Dorr–Oliver 29
III.1.2. Proses *Odda* 32
III.1.3. Proses *Leaching* Batuan Fosfat 42
III.2. Seleksi Proses 48
III.2.1. Pemilihan Proses Pembuatan *Triple Superphosphate* 48
III.2.2. Pemilihan Proses *Odda* 50
III.2.3. Pemilihan Proses *Leaching* Batuan Fosfat 52
III.3. Uraian Proses 55
III.3.1. Tahap Persiapan 56
III.3.2. Tahap Acidulation 56
III.3.3. Tahap Pemisahan 57
III.3.4. Tahap Sintesis dan Pemurnian 58
III.3.5. Tahap Kristalisasi 59
III.3.6. Pembentukan *By-Product* 60
BAB IV 63
IV.1. Neraca Massa 63
IV.2. Neraca Energi 79
BAB V 101
BAB VI 147
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia 147
VI.1.1. Umum 147
VI.1.2. Bentuk Badan Perusahaan 148
VI.1.3. Bentuk Organisasi Perusahaan 149
VI.1.4. Struktur Organisasi Perusahaan 151

VI.1.5. Perincian Jumlah Tenaga Kerja 153
VI.1.6. Status Karyawan dan Jaminan Sosial.....158
VI.2. Utilitas.....160
VI.2.1. Unit Pengolahan Air.....161
VI.2.2. Unit Pendingin dengan Amonia.....161
VI.2.3. Unit Penyediaan *Steam*.....162
VI.2.4. Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....162
VI.2.5. Unit Instrument Air dan Plant Air (IA/PA) ...163
VI.3. Analisa Ekonomi 163
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return*, IRR).....163
VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT) 163
VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point*, BEP).....164
BAB VII.....165
DAFTAR PUSTAKA 167

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel II.1 Analisis supply-demand TSP di Indonesia..... 5
Tabel II.2 Persentase pertumbuhan demand TSP di Indonesia ... 6
Tabel II.3 Estimasi konsumsi dan impor TSP di Indonesia pada tahun 2023..... 7
Tabel II.4 Penyebaran deposit fosfat alam berasal dari batuan sedimen di dunia (minimal 30% P_2O_5) 9
Tabel II.5 Penyebaran deposit fosfat alam berasal dari batuan beku di beberapa negara di dunia (minimal 30% P_2O_5) 10
Tabel II.6 Kapasitas Listrik di Provinsi Jawa Timur dan Provinsi Sumatera Selatan 11
Tabel II.7 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Provinsi Jawa Timur dan Sumatra Selatan (2019) 12
Tabel II.8 Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi 13
Tabel II.9 Kriteria aspek dalam penentuan lokasi dengan metode AHP 19
Tabel II.10 Kadar P_2O_5 dalam batuan fosfat 22
Tabel II.11 Sifat fisika dan kimia batuan fosfat 22
Tabel II.12 Spesifikasi batu fosfat..... 23
Tabel II.13 Kandungan trace element pada batuan fosfat..... 23
Tabel II.14 Spesifikasi asam nitrat 24
Tabel II.15 Spesifikasi kalsium karbonat..... 24
Tabel II.16 Standardisasi TSP oleh BSN 25
Tabel II.17 Kandungan maksimal logam berat dalam TSP yang ditetapkan oleh BSN..... 25
Tabel II.18 Standard calcium nitrate di Indonesia..... 27
Tabel II.19 Standard calcium nitrate sesuai IPNI..... 27
Tabel II.20 Standard calcium fluoride di pasaran internasional 28
Tabel III.1 Perbandingan proses pemisahan calcium nitrate dari mother liquor..... 40
Tabel III.2 Perbandingan proses Odda dan Dorr-Oliver..... 48
Tabel III.3 Seleksi proses Odda dan Dorr-Oliver..... 49

Tabel III.4 Perbandingan HNO_3 dan HCl untuk proses acidulation batuan fosfat 51
Tabel III.5 Seleksi proses acidulation batuan fosfat dengan HNO_3 dan HCl 51
Tabel III.6 Data kelebihan dan kekurangan 4 jenis proses leaching 52
Tabel III.7 Perbandingan proses leaching batuan fosfat dengan larutan asam 53
Tabel III.8 Seleksi proses leaching batuan fosfat dengan larutan asam 54
Tabel IV.1 Neraca massa Dilute Nitric Acid Tank.....64
Tabel IV.2 Necara massa Acidulation Reactor Tank.....65
Tabel IV.3 Neraca massa Continuous Process Filter.....66
Tabel IV.4 Neraca massa Chilled Agitated Tank 67
Tabel IV.5 Neraca massa Continuous Process Filter.....68
Tabel IV.6 Neraca massa Calcium Nitrate Dryer 69
Tabel IV.7 Neraca massa Triple Superphosphate Reactor Tank 70
Tabel IV.8 Neraca massa Triple Superphosphate Distillation Column.....71
Tabel IV.9 Neraca Massa Refluks D-320 72
Tabel IV.10 Neraca massa Reboiler 73
Tabel IV.11 Neraca massa Evaporator.....74
Tabel IV.12 Neraca massa Mixing Point aliran <51> dan <65> 75
Tabel IV.13 Neraca massa Fluoride Acid Scrubber.....76
Tabel IV.14 Neraca massa Calcium Fluoride Reactor Tank 77
Tabel IV.15 Neraca massa Continuous Process Filter 78
Tabel IV.16 Neraca massa Calcium Fluoride Dryer.....79
Tabel IV.17 Neraca energi Dilute Nitric Acid Tank.....82
Tabel IV.18 Neraca energi Acidulation Reactor Tank.....82
Tabel IV.19 Neraca energi 1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler 83
Tabel IV.20 Neraca energi 2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler 84
Tabel IV.21 Neraca energi Chilled Agitated Tank 84
Tabel IV.22 Neraca energi Calcium Nitrate Dryer 85

Tabel IV.23 Neraca energi TSP Reactor Tank Preheater 86
Tabel IV.24 Neraca energi Triple Superphosphate Reactor Tank 86
Tabel IV.25 Neraca energi Triple Superphosphate Preheater ... 87
Tabel IV.26 Neraca energi Condenser 88
Tabel IV.27 Neraca energi Distillation Column 89
Tabel IV.28 Neraca energi Recycle Cooler 90
Tabel IV.29 Neraca energi Evaporator 91
Tabel IV.30 Neraca energi Barometric Condenser 92
Tabel IV.31 Neraca energi Steam Jet Ejector 93
Tabel IV.32 Neraca energi Prilling Tower 94
Tabel IV.33 Neraca energi Mixing Point aliran <51> dan <65> 95
Tabel IV.34 Neraca energi Hydrogen Fluoride Heat Exchanger 96
Tabel IV.35 Neraca energi Fluoride Acid Scrubber 96
Tabel IV.36 Neraca energi Calcium Fluoride Reactor Tank 97
Tabel IV.37 Neraca energi Calcium Fluoride Dryer 98
Tabel IV.38 Neraca energi Air Preheater 99
Tabel V.1 Spesifikasi Acidulation Reactor Tank 101
Tabel V.2 Spesifikasi Phosphate Rock Storage 102
Tabel V.3 Spesifikasi Belt Conveyor 103
Tabel V.4 Spesifikasi Nitric Acid Storage Tank 104
Tabel V.5 Spesifikasi Nitric Acid Pump 105
Tabel V.6 Spesifikasi Dilute Nitric Acid Tank 105
Tabel V.7 Spesifikasi Horizonal Cylindrical Storage 106
Tabel V.8 Spesifikasi Dilute Nitric Acid Pump 107
Tabel V.9 Spesifikasi Process Continuous Filter 108
Tabel V.10 Spesifikasi Fluoride Acid Blower 108
Tabel V.11 Spesifikasi Chilled Agitated Tank 109
Tabel V.12 Spesifikasi Product Slurry Pump 110
Tabel V.13 Spesifikasi 1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler 111
Tabel V.14 Spesifikasi 2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler 112
Tabel V.15 Spesifikasi Screw Conveyor 113
Tabel V.16 Spesifikasi Process Continuous Filter 113

Tabel V.17 Spesifikasi Mother Liquor Pump 114
Tabel V.18 Spefikasi Screw Conveyor 115
Tabel V.19 Spesifikasi Calcium Nitrate Dryer 115
Tabel V.20 Spesifikasi Belt Conveyor 116
Tabel V.21 Spesifikasi Calcium Nitrate Storage 117
Tabel V.22 Spesifikasi Triple Superphosphate Reactor Tank ..118
Tabel V.23 Spesifikasi Triple Superphosphate Reactor Tank Preheater 119
Tabel V.24 Spesifikasi Triple Superphosphate Pump.....120
Tabel V.25 Spesifikasi Distillation Column 121
Tabel V.26 Spesifikasi Preheater Distillation Column.....121
Tabel V.27 Spesifikasi Condenser Distillation Column.....122
Tabel V.28 Spesifikasi Distillate Accumulator 123
Tabel V.29 Spesifikasi Distillate Pump.....124
Tabel V.30 Spesifikasi Reboiler Distillation Column.....125
Tabel V.31 Spesifikasi Recycle Cooler.....126
Tabel V.32 Spesifikasi Prilling Tower 127
Tabel V.33 Spesifikasi Evaporator A.....127
Tabel V.34 Spesifikasi Evaporator B 128
Tabel V.35 Spesifikasi Evaporator C 129
Tabel V.36 Spesifikasi Concentrated Triple Superphosphate Pump 130
Tabel V.37 Spesifikasi Steam Jet Ejector.....130
Tabel V.38 Spesifikasi Barometric Condenser 131
Tabel V.39 Spesifikasi Triple Superphosphate Belt Conveyor 132
Tabel V.40 Spesifikasi Triple Superphosphate Storage 132
Tabel V.41 Spesifikasi Hotwell 133
Tabel V.42 Spesifikasi Fluoride Acid Scrubber 134
Tabel V.43 Spesifikasi Calcium Carbonate Storage Tank 135
Tabel V.44 Spesifikasi Belt Conveyor 136
Tabel V.45 Spesifikasi Hydrogen Fluoride Heat Exchanger....136
Tabel V.46 Spesifikasi Calcium Fluoride Reactor Tank 137
Tabel V.47 Spesifikasi Fluoride Acid Solution Pump 139
Tabel V.48 Spesifikasi Calcium Fluoride Pump.....139
Tabel V.49 Spesifikasi Process Continuous Filter.....140

Tabel V.50 Spesifikasi Liquid Recycle Pump 141
Tabel V.51 Spesifikasi Screw Conveyor 141
Tabel V.52 Spesifikasi Calcium Fluoride Dryer 142
Tabel V.53 Spesifikasi Calcium Fluoride Belt Conveyor 142
Tabel V.54 Spesifikasi Calcium Fluoride Storage 143
Tabel V.55 Spesifikasi Air Preheater 144
Tabel V.56 Spesifikasi Gas Blower 145
Tabel VI.1 Kebutuhan dan kualifikasi karyawan untuk pabrik TSP 155
Tabel VI.2 Jadwal Pergantian Shift 157

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Peta Kawasan Industri di Gresik yaitu KIG (bawah) dan JIIPE (atas)..... 14
Gambar II.2 Peta Kawasan Industri di Palembang yaitu Kawasan Industri Keramasan-Jaya (kiri) dan Kawasan Industri PT. Pusri (kanan) 15
Gambar II.3 Peta Topografi Kabupaten Gresik..... 17
Gambar II.4 Peta Topografi Kota Palembang 19
Gambar III.1 Diagram alir metode Dorr-Oliver..... 30
Gambar III.2 Recovery kumulatif P_2O_5 dari batuan fosfat di dalam bed statis menggunakan HNO_3..... 34
Gambar III.3 Skema proses acidulation batuan fosfat dengan 20% HNO_3 36
Gambar III.4 Recovery kumulatif P_2O_5 dari batuan fosfat di dalam bed statis menggunakan HCl (Habashi & Awadalla, 1988). 37
Gambar III.5 Diagram alir crystalizer calcium nitrate..... 38
Gambar III.6 Diagram alir proses distilasi mother liquor 41
Gambar III.7 Proses In-situ leaching..... 43
Gambar III.8 Proses dump leaching 45
Gambar III.9 Diagram alir proses dump leaching (Lehne, 2006) 45
Gambar III.10 Diagram alir untuk proses vat leaching..... 46
Gambar III.11 Proses vat leaching..... 47
Gambar III.12 Fluidized bed untuk proses tank leaching (Patent No. 3,376,124, 1968) 48
Gambar III.13 Blok Diagram Proses Produksi TSP 55
Gambar III.14 Diagram alir proses distilasi mother liquor 59
Gambar IV.1 Diagram alir Dilute Nitric Acid Tank 64
Gambar IV.2 Diagram alir Acidulation Reactor Tank 65
Gambar IV.3 Diagram alir Continuous Process Filter 66
Gambar IV.4 Diagram alir Chilled Agitated Tank..... 67
Gambar IV.5 Diagram alir Continuous Process Filter 68
Gambar IV.6 Diagram alir Calcium Nitrate Dryer 69

Gambar IV.7 Diagram alir Triple Superphosphate Reactor Tank 70
Gambar IV.8 Diagram alir Triple Superphosphate Distillation Column.....71
Gambar IV.9 Diagram alir Refluks D-320 72
Gambar IV.10 Diagram alir Reboiler.....73
Gambar IV.11 Diagram alir Evaporator.....74
Gambar IV.12 Diagram alir Mixing Point aliran <51> dan <65> 75
Gambar IV.13 Diagram alir Fluoride Acid Scrubber.....76
Gambar IV.14 Diagram alir Calcium Fluoride Reactor Tank ...77
Gambar IV.15 Diagram alir Continuous Process Filter 78
Gambar IV.16 Diagram alir Calcium Fluoride Dryer 79
Gambar IV.17 Diagram alat Dilute Nitric Acid Tank.....81
Gambar IV.18 Diagram alir Acidulation Reactor Tank 82
Gambar IV.19 Diagram alir 1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler 83
Gambar IV.20 Diagram alir 2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler 83
Gambar IV.21 Diagram alir Chilled Agitated Tank.....84
Gambar IV.22 Diagram alir Calcium Nitrate Dryer 85
Gambar IV.23 Diagram alir TSP Reactor Tank Preheater 85
Gambar IV.24 Diagram alir Triple Superphosphate Reactor Tank 86
Gambar IV.25 Diagram alir Triple Superhosphate Preheater....87
Gambar IV.26 Diagram alir Condenser 88
Gambar IV.27 Diagram alir Distillation Column 89
Gambar IV.28 Diagram alir Recycle Cooler 90
Gambar IV.29 Diagram alir Evaporator.....90
Gambar IV.30 Diagram alir Barometric Condenser 92
Gambar IV.31 Diagram alir Steam Jet Ejector 92
Gambar IV.32 Diagram alir Prilling Tower 94
Gambar IV.33 Diagram alir Mixing Point aliran <51> dan <65> 95

Gambar IV.34 Diagram alir Hydrogen Fluoride Heat Exchanger 95
Gambar IV.35 Diagram alir Fluoride Acid Scrubber..... 96
Gambar IV.36 Diagram alir Calcium Fluoride Reactor Tank .. 97
Gambar IV.37 Diagram alir Calcium Fluoride Dryer 98
Gambar IV.38 Diagram alir Air Preheater 99
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan 149
Gambar VI.2 Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia 154
Gambar VI.3 Grafik Break Even Point 164

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I
PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Indonesia memiliki berbagai macam sumber daya alam yang sangat melimpah. Perkembangan teknologi pertanian di Indonesia akan sangat berpengaruh terhadap ketahanan pangan di Indonesia. Selain itu, Indonesia dituntut untuk dapat bersaing dengan negara lain dalam bidang pertanian di era perdagangan bebas ini. Pemerintah Indonesia mendukung berbagai upaya dalam bidang pertanian demi meningkatkan kualitas bahan pangan komoditas, mengurangi angka pengangguran, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor, dan lain-lain.

Indonesia adalah negara dengan penduduk terbanyak ke-4 di dunia setelah China, India, dan Amerika Serikat. Dengan populasi yang diproyeksikan mencapai 271.066.400 pada tahun 2020, kebutuhan Indonesia terhadap ketahanan pangan akan terus meningkat (BPS, 2014). Untuk memenuhi kebutuhan pangan tersebut, maka hasil pertanian harus ditingkatkan dengan memerhatikan persediaan nutrien pada tanahnya, yaitu dengan diberikan pupuk untuk menunjang ketersediaan nutrien tersebut.

Fosfat alam (*rock phosphate*) adalah nama umum yang digunakan untuk beberapa jenis batuan yang mengandung mineral fosfat dalam jumlah yang cukup signifikan, atau nama mineral yang mengandung ion fosfat dalam struktur kimianya. Banyak jenis batuan mempunyai komponen yang mengandung fosfat, akan tetapi batuan yang mengandung sejumlah fosfat yang mempunyai nilai ekonomi sebagai bahan tambang atau bijih tambang tidak banyak dijumpai (Kasno, A. dkk, 1980). Di Indonesia sendiri, cadangan fosfat yang banyak dijumpai dan layak untuk diolah antara lain terletak di Tasikmalaya, Cileungsi, Ciamis, Bumiayu dan di Bangkalan sampai Sumenep (Simanungkalit. dkk, 2006). Batuan fosfat ini merupakan bahan utama dalam pembuatan berbagai macam jenis pupuk tunggal maupun pupuk majemuk yang mengandung fosfat. Beberapa jenis pupuk yang bisa dibuat

dari batuan fosfat adalah pupuk *TSP*, pupuk *Calcium Nitrate*, pupuk *Potassium Nitrate*, dan pupuk NPK.

Pupuk NPK merupakan salah satu jenis pupuk multi-komponen yang digunakan di berbagai macam bidang pertanian. Seperti yang diketahui, bahwa pupuk NPK memberikan hampir semua unsur yang dibutuhkan tanaman dalam perbandingan yang relatif setimbang, walaupun kadarnya lebih kecil jika dibanding pupuk tunggal (Roidah, 2014). Dalam program manajemen kesuburan tanah yang baik, lima faktor yang memengaruhi keberhasilan pemupukan agar tanaman dapat tumbuh dengan optimal. Dalam istilah pemupukan hal tersebut dinamakan lima tepat pemupukan, yaitu tepat jenis, tepat dosis, tepat waktu, tepat tempat, dan tepat cara. Nutrisi utama yang dibutuhkan oleh tanaman adalah nitrogen (N), fosfor (P), dan kalium (K). Pasokan yang tidak memadai dari setiap nutrisi selama pertumbuhan tanaman akan memiliki dampak negatif pada kemampuan reproduksi, pertumbuhan, dan hasil tanaman (Firmansyah. dkk, 2017).

Berdasarkan Peraturan Menteri Pertanian No.47/Permentan/2018, kebutuhan pupuk NPK subsidi di Indonesia pada tahun 2018 mencapai 2,36 juta ton (Menteri Pertanian Republik Indonesia, 2018). Untuk memenuhi kebutuhan tersebut PT Pupuk Indonesia (Persero) melalui 4 anak perusahaannya yaitu PT Petrokimia Gresik, PT Pupuk Kujang, PT Pupuk Kalimantan Timur, dan PT Pupuk Sriwidjaja Palembang memiliki kapasitas produksi total pupuk NPK sebesar 3,18 juta ton. Dari kapasitas produksi yang tersedia dan hasil produksi pupuk NPK pada tahun 2018, realisasi penjualan pupuk NPK PSO yaitu sebesar 2,66 juta ton (PIHC, 2018).

Pupuk *TSP* merupakan jenis pupuk multi-komponen yang masih jarang digunakan oleh rakyat Indonesia. Pupuk ini merupakan jenis pupuk multi-komponen yang meskipun kandungan komponen haranya tidak selengkap pupuk NPK yang memiliki 3 jenis komponen hara, tetapi memiliki kandungan komponen hara yang lebih besar jika dibanding dengan pupuk

NPK. Pupuk ini merupakan jenis pupuk yang dapat memenuhi kebutuhan komponen hara N atau P secara parsial sehingga dapat menjadi substitusi dari pupuk NPK. Selain itu, pupuk yang masih impor ini memiliki harga pasar non-subsidi yang tidak terlalu jauh dengan pupuk NPK. Pemerintah Indonesia sudah membuat beberapa peraturan yang mengatur tentang pupuk anorganik, yaitu:

1. Peraturan Menteri Perindustrian Republik Indonesia Nomor 106/M-IND/PER/11/2015 tentang Perubahan Atas Dasar Peraturan Menteri Perindustrian Nomor 26/M-IND/PER/4/2013 tentang Pemberlakuan Standar Nasional Indonesia Pupuk Anorganik Tunggal Secara Wajib bahwa dalam rangka keamanan, kesehatan, dan keselamatan konsumen atas penggunaan Pupuk Anorganik Tunggal, memberikan kepastian hukum bagi iklim investasi, dan mendorong peningkatan daya saing industri melalui kebijakan deregulasi dan debirokratisasi peraturan, perlu mengubah ketentuan pemberlakuan Standar Nasional Indonesia (SNI) secara wajib untuk Pupuk Anorganik Tunggal sebagaimana diatur dalam Peraturan Menteri Perindustrian Nomor 26/M-IND/PER/4/2013 (Menteri Perindustrian Republik Indonesia, 2015).
2. Peraturan Menteri Pertanian Nomor: 43/Permentan/SR.140/8/2011 tentang Syarat dan Tata Cara Pendaftaran Pupuk Anorganik (Menteri Pertanian Republik Indonesia, 2011).
3. Peraturan Menteri Perdagangan Republik Indonesia Nomor 15 Tahun 2018 tentang Perubahan Atas Peraturan Menteri Perdagangan Nomor 24/M-DAG/PER/4/2016 Tentang Standardisasi Bidang Perdagangan bahwa Pupuk Triple Super Phospate (TSP) (Pos Tarif Ex.3103.11.90) adalah pupuk buatan berbentuk butiran (granular) yang dibuat dari reaksi batuan fosfat dengan asam fosfat sehingga dihasilkan senyawa dengan komponen utama mono kalsium fosfat $Ca(H_2PO_4)_2$ (Menteri Perdagangan Republik Indonesia, 2018)

4. Peraturan Menteri Keuangan Republik Indonesia Nomor 6/PMK/010/2017 Tentang Penetapan Sistem Klasifikasi Barang dan Pembebanan Tarif Bea Masuk Atas Barang Impor bahwa kalsium fosfat alam (Pos Tarif 2509.00.0025.10) jenis apatite dan lain-lain tidak dikenakan bea masuk (bea masuk = 0%).

Dengan pendirian industri pupuk tersebut, diharapkan dapat menambah varian pupuk di Indonesia, meningkatkan kualitas pangan, dan perekonomian Indonesia.

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas

II.1.1. Analisis Supply-Demand

Di era globalisasi dan pasar bebas ini, perdagangan berbagai macam barang-barang hasil industri di seluruh dunia semakin meningkat. Ekspor dan impor barang-barang ke berbagai negara yang menjadi semakin mudah semakin meningkatkan persaingan setiap negara. Oleh karena itu, dalam bidang industri, Indonesia dituntut untuk dapat terus berinovasi sehingga Indonesia tetap memiliki *competitive edge* dalam hal penguasaan pasar. Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri pupuk mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Dari segi kuantitas, kapasitas produksi pabrik pupuk di Indonesia terus meningkat. Dari segi kualitas, pupuk di Indonesia telah memenuhi standard untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam dan luar negeri. Meskipun pemenuhan kebutuhan pupuk dalam negeri sudah terpenuhi, tetapi daya saing ekspor pupuk buatan Indonesia ke luar negeri masih rendah karena biaya produksi yang belum bisa bersaing dengan China.

II.1.1.1. Analisis Supply-Demand Mono Calcium Phosphate (TSP) di Dunia

Seiring dengan berkembangnya sistem pertanian di Indonesia, kebutuhan pupuk di Indonesia pun meningkat. Kebutuhan berbagai macam zat hara untuk memenuhi nutrisi tanah pun semakin bervariasi. Salah satunya adalah pupuk TSP. Untuk data produksi dan ekspor TSP di Indonesia belum ada karena belum ada pabrik yang memproduksi. Untuk data kebutuhan dan konsumsi TSP diambil dari data impor TSP di Indonesia. Data untuk analisis *demand* TSP di Indonesia disajikan di **Tabel II.1**.

Tabel II.1 Analisis *supply-demand* TSP di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
2014	0	683.725,8	0	683.725,8
2015	0	817.115,5	0	817.115,5
2016	0	650.934,9	0	650.934,9
2017	0	826.274,6	0	826.274,6
2018	0	677.345,2	0	677.345,2

(BPS, 2019)

Berdasarkan data pada **Tabel II.1**, Indonesia perlu mengembangkan industri TSP agar Indonesia tidak tergantung pada impor dari negara lain, terlebih lagi Indonesia merupakan negara agraris yang memiliki potensi menjadi salah satu negara penghasil bahan pangan komoditas terbesar di Asia Tenggara. Selain itu, mengetahui fakta bahwa belum adanya industri TSP di Indonesia membuat peluang pendirian pabrik ini untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri menjadi semakin besar. Berdasarkan data yang ditampilkan diatas, persentase pertumbuhan *demand* TSP di Indonesia tiap tahun ada pada **Tabel II.2**.

Tabel II.2 Persentase pertumbuhan *demand* TSP di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Ekspor	Pertumbuhan Impor
2014-2015	0%	19,51%	0%	19,51%
2015-2016	0%	-20,34%	0%	-20,34%
2016-2017	0%	26,94%	0%	26,94%
2017-2018	0%	-17,9%	0%	-17,9%

Rata-rata	**0%**	**2,05%**	**0%**	**2,05%**

(BPS, 2019)

Berdasarkan **Tabel II.2**, dapat diprediksi kondisi pertumbuhan *supply-demand* pada tahun 2023 dengan menggunakan persamaan *discounted* berikut:

$$P_{2023} = P_{2018}\ x\ (1+i)^n \qquad (1)$$

Dimana: n = 2023 – 2018 = 5
P = kapasitas produksi
i = pertumbuhan rata-rata

(Peters, Timmerhaus. dkk, 2003)

Berdasarkan persamaan (1), dapat ditentukan estimasi konsumsi dan impor *TSP* di Indonesia pada tahun 2023 yang disajikan pada **Tabel II.3** berikut:

Tabel II.3 Estimasi konsumsi dan impor TSP di Indonesia pada tahun 2023

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
2023	749.678,58	749.678,58

II.1.2. **Kapasitas Pabrik**

Dalam upaya pemenuhan kebutuhan impor dan konsumsi TSP di Indonesia sebesar 100%, kami menetapkan kapasitas pabrik TSP ini sebesar 750.000 ton per tahun. Penentuan kapasitas pabrik ini didasarkan pada estimasi konsumsi dan impor pada tahun 2023 sehingga dapat memenuhi kebutuhan TSP di Indonesia.

II.2. **Lokasi**

Penentuan lokasi suatu pabrik memiliki pengaruh yang besar terhadap keberhasilan pabrik tersebut. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang yang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat

memberikan kemungkinan memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik pupuk TSP ini, telah dilakukan pertimbangan diantaranya sebagai berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku dan *Raw Material Transportation Cost*
2. Lokasi Pemasaran
3. Sumber Energi Listrik dan Air
4. Sumber Tenaga Kerja
5. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi
6. Hukum dan Peraturan
7. Iklim dan Topografi

Rencana pendirian pabrik pupuk TSP memiliki 2 opsi letak, yakni di KIG, Gresik, Provinsi Jawa Timur dan di Kawasan Pupuk Sriwidjaja, Palembang, Provinsi Sumatra Selatan.

II.2.1. Ketersediaan Bahan Baku dan Raw Material Transportation Cost

Bahan baku menjadi parameter yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Namun dalam kasus ini bahan baku yang digunakan adalah batuan fosfat impor, karena ketersediaannya yang sangat sedikit di Indonesia. Hanya beberapa negara yang beruntung di wilayahnya ditemukan deposit fosfat yang ekonomis baik untuk industri pupuk maupun untuk digunakan langsung sebagai pupuk. Deposit fosfat ditemukan dalam berbagai formasi geologi seperti sebagai batuan sedimen, batuan beku, batuan metamorf, dan guano. Sekitar 80-90% batuan fosfat yang ditambang berasal dari batuan sedimen, 10-20% berasal dari batuan beku (FAO, 2004), dan hanya 1-2% berasal dari guano terutama akumulasi hasil ekskresi burung dan kelelawar (van Straaten, 2002). Di Indonesia banyak dijumpai deposit fosfat alam, antara lain dijumpai di Tasikmalaya, Cileungsi, Ciamis, Bumiayu dan di Bangkalan sampai Sumenep. Umumnya deposit fosfat alam ditemukan di daerah-daerah yang banyak mengandung kapur. Namun fosfat alam di Indonesia umumnya mempunyai kandungan

P yang rendah, sebagian besar kelas D atau E (Sediyarso. dkk, 1982). Artinya kandungannya di bawah 20% dan jumlahnya hanya cocok untuk penambangan kecil. Negara yang mempunyai deposit fosfat potensial untuk pupuk atau bahan industri pupuk, yaitu Afrika Utara seperti Maroko (5.000 juta ton), Sahara Barat (1.600 juta ton) serta Aljazair, Tunisia, Angola, Togo, dan Senegal dengan cadangan 100-500 juta ton. Sedangkan di daerah timur tengah antara lain di Mesir (800 juta ton), Jordania dan Israel masing-masing 100 juta ton serta di Syria sebesar 400 juta ton.

Tabel II.4 Penyebaran deposit fosfat alam berasal dari batuan sedimen di dunia (minimal 30% P_2O_5)

Lokasi/Negara	**Cadangan (juta ton)**	**Sumber daya (juta ton)**
Afrika Utara		
Aljazair	500	600
Maroko	5.000	35.000
Tunisia	500	800
Afrika Barat		
Angola*	20	100
Senegal	190	3.00
Sahara Barat	1.600	15.000
Togo	100	200
Timur Tengah		
Mesir	800	2.000
Iran*		100
Irak	30	600
Israel	60	200
Jordan	100	200
Saudi Arabia*	100	1.000
Syria*		300
Eropa		

Turki	400	400
Kazakhstan	950	950
Rusia	500	2.000
Perancis, Belgia, Jerman	15	30
Australia	500	1.500
Asia		
China	100	1.000
India	70	200
Mongolia	250	700
Vietnam	100	400
Pakistan*		150
Amerika Utara		
Bagian Timur	1.600	6.000
Bagian Barat	6.000	7.000
Amerika Selatan		
Meksiko*		1.140
Brazil		530
Colombia	200	600
Peru (Sechura)		6.100
Venezuela	20	20
Total deposit fosfat alam	19.705	87.810

*Belum, ditambang, (Sumber: Cathcart (1980))

Tabel II.5 Penyebaran deposit fosfat alam berasal dari batuan beku di beberapa negara di dunia (minimal 30% P_2O_5)

Lokasi/Negara	**Cadangan (juta ton)**	**Sumber daya (juta ton)**
Kola Peninsula, Rusia	400	400
Phalaborwa, Afrika Selatan	100	1.300
Brazil	237	775
Uganda Timur	40	160
Finlandia	50	100
Korea Utara	5	30
Rhodesia Selatan	10	10

Kanada*		40
Lain-lain	10	30

*Belum ditambang, (Sumber: Cathcart (1980))

II.2.2. **Lokasi Pemasaran**

Konsumen pupuk TSP tersebar di seluruh Indonesia, dengan pertimbangan kemudahan pemasaran, daerah yang dipilih sebisa mungkin dekat dengan berbagai sarana transportasi agar mempermudah proses distribusi dari produk pupuk TSP. Fasilitas lalu lintas yang ada pada Pulau Jawa dan Pulau Sumatra, seperti jalur pantai utara (pantura) ataupun jaringan Tol Jawa dan jalan Trans-Sumatra mendukung untuk proses distribusi melalui jalur darat. Sementara itu juga terdapat beberapa pelabuhan yang tersebar di sepanjang bibir pantai Pulau Jawa dan Pulau Sumatra juga memberikan alternatif distribusi melalui jalur laut. Dengan kemudahan sarana transportasi dapat memenuhi kebutuhan pupuk TSP di seluruh Indonesia.

II.2.3. **Sumber Energi Listrik dan Air**

Sumber energi juga merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berdasarkan informasi yang didapat dari Ditjen Ketenagalistrikan Indonesia, saat ini Provinsi Jawa Timur memiliki kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik yang menghasilkan daya sebesar 6.164 MW. Sedangkan Provinsi Sumatra Selatan memiliki kapasitas listrik sebesar 627,27 MW.

Tabel II.6 Kapasitas Listrik di Provinsi Jawa Timur dan Provinsi Sumatera Selatan

Jenis Pembangkit	**Jawa Timur (MW)**	**Sumatera Selatan (MW)**
PLTU B	2.790	260
PLTU M	700	25
PLTG	342,45	131,65

PLTGU	2.040,61	120
PLTMG	-	58
PLTD	8,33	32,62
PLTA	283,23	-
PLTM	-	-
PLTMH	-	-
PLTP	-	-
PLTB	-	-
PLTS	-	-
Total	**6.164,62**	**627,27**

(Sumber: Direktorat Ketenagalistrikan Kementerian ESDM)

Sedangkan, untuk sumber air sendiri dapat diperoleh dari beberapa sungai yang mengalir di Provinsi Jawa Timur seperti Sungai Bengawan, Sungai Brantas, dan Sungai Porong, sedangkan terdapat sungai utama di Provinsi Sumatra Selatan yaitu Sungai Musi.

II.2.4. **Sumber Tenaga Kerja**

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

Tabel II.7 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Provinsi Jawa Timur dan Sumatra Selatan (2019)

Daerah	**Jenjang pendidikan**			
	SMP	**SMA**	**SMK**	**Perguruan Tinggi**

Jawa Timur	1.171.172	516.182	703.950	771.604
Sumatra Selatan	1.362	594	307	134.095

(Sumber: Data Pendidikan dan Kebudayaan Indonesia, Statistik Pendidikan Tinggi)

Tersedianya tenaga kerja yang terampil juga diperlukan untuk menjalankan rangkaian produksi. Dengan banyaknya jumlah penduduk yang terdapat pada provinsi Jawa Timur, memudahkan pabrik pupuk TSP untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Selain itu, pertimbangan upah tenaga kerja juga menjadi hal yang perlu diperhatikan. Kota Gresik memiliki Upah Minimum Provinsi (UMP) sebesar Rp. 4.197.030 pada tahun 2020. Sedangkan Kota Palembang memiliki UMP sebesar Rp. 3.165.519.

II.2.5. **Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi**

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tentu akan membutuhkan kedua faktor tersebut agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan.

Tabel II.8 Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

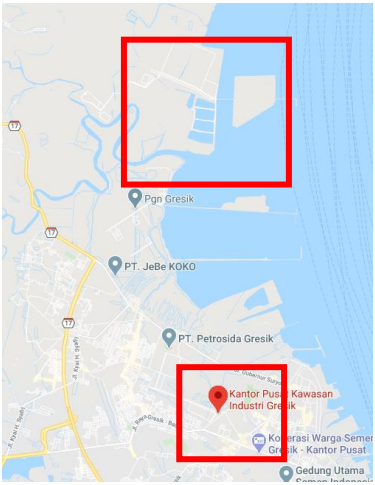
No	Kota	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
1	Gresik	632	0	9
2	Palembang	835,25	1	1

(Sumber: Badan Pusat Statistik)

II.2.6. **Hukum dan Peraturan**

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Jawa Timur tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi (RTRW), Strategi pengembangan kawasan peruntukan industri sebagaimana dimaksud pada ayat (1) huruf H dilakukan dengan mengembangkan industri berdasarkan potensi sumber daya,

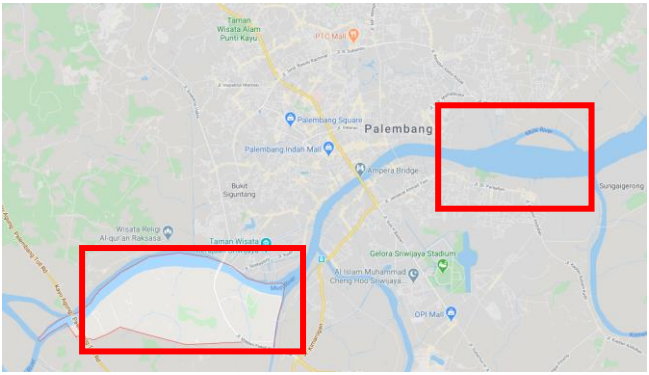
jaringan infrastruktur, dan pasar. Kawasan peruntukan industri sebagaimana dimaksud dalam Pasal 72 huruf h direncanakan dengan luas sekurang-kurangnya 69.288,52 Ha (Peraturan Daerah Provinsi Jawa Timur Nomor 5, 2012). Kemudian Pemerintah Kabupaten Gresik melalui Peraturan Daerah Kabupaten Gresik Nomor 8 Tahun 2011 menetapkan Rencana Tata Ruang Wilayah Kabupaten Gresik tahun 2010-2030, dimana Pemerintah Kabupaten Gresik menyediakan lahan untuk kawasan industri besar dengan luas kurang lebih 12.448,026 yang tertera pada Pasal 70 ayat 2 (Gresik, 2011).



Gambar II.1 Peta Kawasan Industri di Gresik yaitu KIG (bawah) dan JIIPE (atas)

Sedangkan hukum dan peraturan tentang rencana tata ruang wilayah Provinsi Sumatra Selatan yang terdapat pada BAB VIII pasal 57 ayat 9-A yang menyatakan bahwa pemanfaatan ruang untuk kegiatan industri baik yang sesuai dengan kemampuan penggunaan teknologi, potensi sumber daya alam dan sumber daya manusia di wilayah sekitarnya (Peraturan Daerah Provinsi Sumatra Selatan Nomor 11, 2016). Hal tersebut selaras dengan kebijakan

Pemerintah Kota Palembang yang ingin membantu mengembangkan industri di Sumatera Selatan dengan menyediakan Kawasan indsutri yang fasilitas penunjangnya sudah disiapkan. Hal ini diatur dalam Peraturan Daerah no 15 Tahun 2012 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah untuk tahun 2012 – 2032 pada pasal 54 ayat 2 dan 4 (Palembang, 2012).



Gambar II.2 Peta Kawasan Industri di Palembang yaitu Kawasan Industri Keramasan-Jaya (kiri) dan Kawasan Industri PT. Pusri (kanan)

II.2.7. **Iklim dan Topografi**

Berikut ini adalah kondisi iklim di beberapa wilayah yang berpotensi untuk didirikan pabrik pupuk TSP. Berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap Provinsi tahun 2018. Kondisi iklim beberapa wilayah ini dapat dijadikan basis data untuk pembuatan pabrik pupuk TSP yang akan direncanakan dibangun di beberapa wilayah berikut.

- **Kota Palembang**

Kelembaban udara	: 78 – 94 %
Suhu udara	: 25,5 – 28,8 ^{o}C
Kecepatan angin	: 3,6 – 10,8 km/jam
Curah hujan rata-rata	: 1161,36 mm

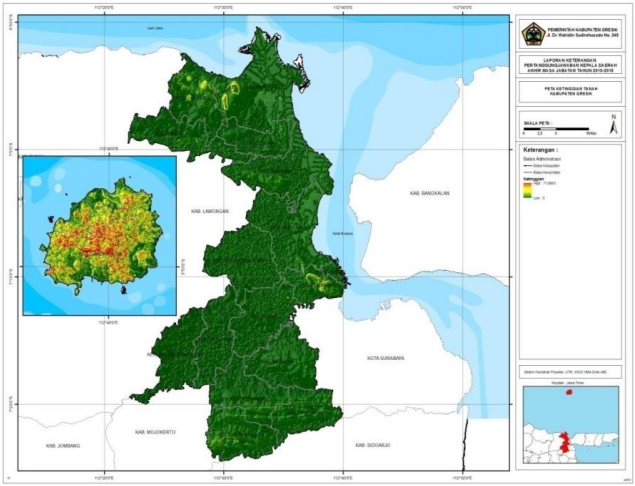
- **Kabupaten Gresik**

Kelembaban udara : 71 - 91 %
Suhu udara : 26,6 - 31 ^{o}C
Kecepatan angin : 0 – 10,8 km/jam
Curah hujan rata-rata : 601,72 mm
(sumber: http://dataonline.bmkg.go.id/dashboard_user)

Pada umumnya Ketinggian tempat di Wilayah Kabupaten Gresik berada pada 0 – 500 m diatas permukaan laut (dpl) pada elevasi terendah terdapat di daerah sekitar muara Sungai Bengawan Solo dan Kali Lamong. Distribusi wilayah di Kabupaten Gresik berdasarkan ketinggian dapat diuraikan sebagai berikut:

a. Wilayah dengan ketinggian 0 –10 mdpl seluas ± 92.843,00 ha atau sekitar 79,08% dari seluruh luas wilayah Kabupaten Gresik.
b. Wilayah dengan ketinggian 10 – 20 mdpl mempunyai luas ± 18.246,00 ha atau sekitar 15,54 %.
c. Ketinggian diatas 20 mdpl mempunyai luas ± 6.318,00 ha atau sekitar 5,38%.

Kondisi topografi pada Kabupaten Gresik bervariasi pada kemiringan 0 – 2%, 3 – 15%, dan 16 – 40% serta lebih dari 40 %. Sebagian besar mempunyai kemiringan 0 - 2% mempunyai luas ± 94.613,00 ha atau sekitar 80,59 %, sedangkan wilayah yang mempunyai kemiringan lebih dari 40 % lebih sedikit ± 1.072,23 ha atau sekitar 0,91 %.



(Sumber: Badan Perencanaan Pembangunan, Penelitian, dan Pengembangan Daerah Kab. Gresik, 2014)

Gambar II.3 Peta Topografi Kabupaten Gresik

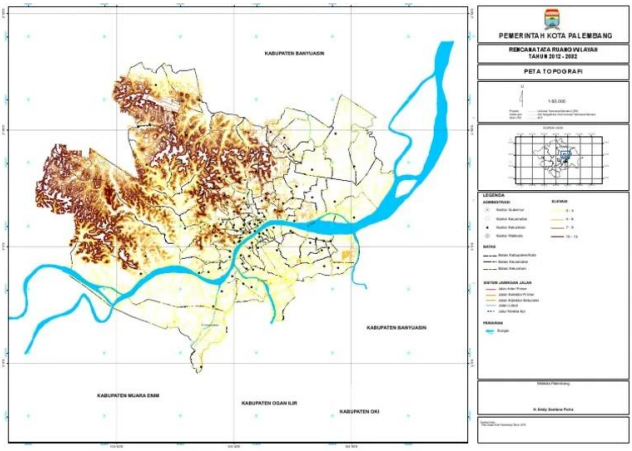
Keadaan topografi Kota Palembang, pada umumnya merupakan dataran rendah dengan ketinggian rata-rata + 4 – 12 meter di atas permukaan laut, dengan komposisi: 48% tanah dataran yang tidak tergenang air, 15% tanah tergenang secara musiman dan 35% tanah tergenang terus menerus sepanjang musim. Lokasi daerah yang tertinggi berada di Bukit Seguntang Kecamatan Ilir Barat I, dengan ketinggian sekitar 10 meter dpl. Sedangkan kondisi daerah terendah berada di daerah Sungai Lais, Kecamatan Ilir Timur II. Kota Palembang dibedakan menjadi daerah dengan topografi mendatar sampai dengan landai, yaitu dengan kemiringan berkisar antara ± 0 - 3^o dan daerah dengan topografi bergelombang dengan kemiringan berkisar antara ± 2 – 10^o.

Terdapat perbedaan karakter topografi antara Seberang Ulu dan Seberang Ilir. Wilayah Seberang Ulu pada umumnya mempunyai topografi yang relatif datar dan sebagian besar dengan tanah asli berada dibawah permukaan air pasang maksimum

Sungai Musi (± 3,75 m diatas permukaan laut) kecuali lahan-lahan yang telah dibangun dan akan dibangun dimana permukaan tanah telah mengalami penimbunan dan reklamasi. Dibagian wilayah Seberang Ilir ditemui adanya variasi topografi (ketinggian) dari 4 m sampai 20 m diatas permukaan laut dan ditemui adanya penggunaan-penggunaan mikro dan lembah-lembah yang "kontinyu" dan tidak terdapat topografi yang terjal. Dengan demikian dari aspek topografi pada prinsipnya tidak ada faktor pembatas untuk pengembangan ruang, baik berupa kemiringan atau kelerengan yang besar.

Sebagian besar dari wilayah Kota Palembang merupakan dataran rendah yang landai dengan ketinggian tanah rata-rata +12 meter di atas permukaan laut, sedangkan daerah yang bergelombang ditemukan di beberapa tempat seperti Kenten, Bukit Sangkal, Bukit Siguntang dan Talang Buluh-Gandus. Adanya perbedaan karakter topografi di Kota Palembang (kawasan Seberang Ulu dengan Seberang Ilir) terkait dengan kondisi hidrologi, berupa keadaan anakanak sungai dalam wilayah. Di bagian wilayah Seberang Ulu terdapat anak-anak sungai yang relatif besar dengan muara pada Sungai Musi. Anak-anak Sungai Musi yang relatif besar dan berhulu di Pegunungan Bukit Barisan adalah Sungai Ogan dan Sungai Komering. Sedangkan anak-anak Sungai Musi yang relatif kecil adalah Sungai Keramasan yang berhulu di Kabupaten Muara Enim. Selain anak-anak sungai tersebut, terdapat pula anak-anak sungai kecil dan pendek yang bermuara pada Sungai Musi dan berhulu pada wilayah Kota Palembang dan kawasan sekitarnya, seperti Sungai Aur dan Sungai Sriguna. Pada bagian wilayah Seberang Ilir, aliran anak-anak sungai terbagi menjadi 2 (dua) sesuai dengan karakteristik topografi yang ada, berupa adanya punggungan topografi. Pada bagian Selatan punggungan, terdapat anak-anak sungai yang mengalir pada Sungai Musi dan berhulu pada punggungan topografi. Anak-anak sungai tersebut meliputi Sungai Lambidaro, Sekanak, Buah, Batang, Selincah dan sebagainya. Pada bagian

utara punggungan terdapat anak-anak sungai yang mengalir ke utara, yang bermuara antara lain ke Sungai Kenten.



(Sumber: Rencana Tata Ruang dan Wilayah Pemerintah Kota Palembang 2012-2032)

Gambar II.4 Peta Topografi Kota Palembang

Dari parameter-parameter yang telah dijabarkan, maka dilakukan penentuan lokasi dengan menggunakan metode *analytical hierarchy process* (AHP). Hasil pembobotan dengan metode AHP disajikan pada **Tabel II.9**.

Tabel II.9 Kriteria aspek dalam penentuan lokasi dengan metode AHP

Kriteria Aspek	**Bobot**	**Faktor Pembanding**	**Bobot**	**Gresik**	**Palembang**
Aspek Ekonomi	0,54	*Raw Material Transportation Cost*	0,333	0,053	0,106
		Pemasaran	0,667	0,213	0,213
	0,297	Tenaga Kerja	0,297	0,052	0,026

Aspek Teknis		Akses dan Transportasi	0,54	0,095	0,024
		Hukum dan Peraturan	0,163	0,029	0,029
Aspek Lingkungan	0,163	Sumber Energi dan Air	0,667	0,064	0,032
		Iklim dan Topografi	0,333	0,032	0,032
Nilai akhir	1			0,538	0,462

Berdasarkan pembobotan yang telah dilakukan, didapatkan bahwa bobot Kabupaten Gresik sebesar 0,538 dan di Kota Palembang sebesar 0,462. Oleh karena itu, ditetapkan bahwa rencana lokasi pembuatan pabrik pupuk TSP ini di Kabupaten Gresik. Beberapa alasan ditetapkannya rencana lokasi pembuatan pabrik pupuk TSP ini adalah:

2. Berdasarkan aspek ekonomi, bobot dari Kota Palembang lebih tinggi sedikit karena secara jarak, Kota Palembang lebih dekat dengan negara-negara pengimpor batuan fosfat yang mayoritas berada di Timur Tengah dan Afrika Utara. Selain itu karena proses pengiriman *raw material* menggunakan kapal, maka nilai ekonomis untuk Kota Palembang lebih besar
3. Berdasarkan aspek teknis, bobot dari Kabupaten Gresik lebih tinggi karena 2 faktor. Yang pertama yaitu dari segi fasilitas transportasi, Kabupaten Gresik memiliki lebih banyak pelabuhan daripada Kota Palembang. Hal ini menyebabkan proses transfer dan perpindahan *raw material* dan produk menjadi lebih efisien. Kemudian dari sisi tenaga kerja, tidak dapat dipungkiri bahwa jumlah tenaga kerja di Jawa Timur lebih banyak daripada di Sumatra Selatan. Selain itu jumlah lulusan SMA dan perguruan tinggi di Jawa Timur yang lebih banyak meningkatkan keleluasaan dalam memilih variasi tenaga kerja yang dibutuhkan sehingga proses perekrutan tenaga

kerja di beberapa unit pabrik akan lebih mudah. Selain itu, semakin banyak tenaga kerja lokal yang direkrut akan dapat meminimalisir penyediaan tempat tinggal dan beberapa fasilitas penunjang untuk mengakomodir kebutuhan dasar tenaga kerja yang bersangkutan.

4. Berdasarkan aspek Lingkungan, sumber energi terutama listrik di Jawa Timur jauh lebih mencukupi kebutuhan di Kabupaten Gresik daripada di Sumatra Selatan. Untuk sumber air, di Jawa Timur memiliki 3 sungai dan di Sumatra Selatan hanya memiliki 1 sungai. Meskipun Jawa Timur memiliki 3 sungai, tetapi secara debit dan kualitas air, sungai di Sumatra Selatan masih lebih baik. Meskipun demikian, parameter sumber air ini secara pembobotan masih seimbang karena dari kedua pilihan alternatif yang tersedia, dua-duanya dapat memenuhi kebutuhan pabrik.

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1. Kualitas Bahan Baku

II.3.1.1. Batuan Fosfat

Bahan baku yang dapat digunakan untuk proses pembuatan pupuk TSP adalah batuan fosfat. Deposit fosfat merupakan sumber daya alam yang sangat penting dalam industri pupuk fosfat untuk pertanian. Berdasarkan proses-proses pembentukannya fosfat alam dapat dibedakan atas tiga:

1. Fosfat primer (fosfat beku) terbentuk dari pembekuan magma alkali yang mengandung mineral fosfat apatit, terutama fluor apatit ($Ca_5(PO_4)_3F$). Apatit dapat dibedakan atas *Chlorapatite* $3Ca_3(PO_4)_2CaCl_2$ dan *Fluorapatite* $3Ca_3(PO_4)_2CaF_2$.
2. Fosfat sedimenter (*marine*), merupakan endapan fosfat sedimen yang terendapkan di laut dalam, pada lingkungan alkali dan lingkungan yang tenang. Fosfat alam terbentuk di laut dalam bentuk *calcium phosphate* yang disebut *phosphorit*e. Bahan endapan ini dapat diketemukan dalam endapan yang berlapis-lapis hingga ribuan mil persegi.

Elemen P berasal dari pelarutan batuan, sebagian P diserap oleh tanaman dan sebagian lagi terbawa oleh aliran ke laut dalam.

3. Fosfat guano, merupakan hasil akumulasi sekresi burung pemakan ikan dan kelelawar yang terlarut dan bereaksi dengan batu gamping karena pengaruh air hujan dan air tanah.

Dari ketiga jenis batuan fosfat di atas, disajikan tabel kadar P_2O_5 dalam setiap jenis batuan fosfat.

Tabel II.10 Kadar P_2O_5 dalam batuan fosfat

Bentuk batuan fosfat	**Kadar P_2O_5**
Batuan beku	42%
Batuan sedimen	20 – 32%
Guano	10 – 12%

Tabel II.11 Sifat fisika dan kimia batuan fosfat

Parameter	**Keterangan**
Warna	Putih
Wujud	Padat
Titik didih	550 K (277 ºC)
Titik leleh	317,3 K (44,2 ºC)
Massa jenis	1,823 g/cm^3
Energi ionisasi	1.011,8 kJ/mol
Kelarutan	Mudah menguap dan larut dalam pelarut nonpolar benzene
Reaktivitas	Sangat reaktif
Mudah terbakar	Ya
Beracun	Ya

Kandungan P_2O_5 terbesar terdapat pada batuan beku, namun karena jumlah deposit yang tidak terlalu banyak maka dapat digunakan batuan sedimen.

Kemudian, untuk spesifikasi dari batu fosfat yang berasal dari batuan beku dari Mesir, Maroko, dan Yordania yang rencananya akan digunakan sebagai bahan baku dari pabrik ini adalah sebagai berikut:

Tabel II.12 Spesifikasi batu fosfat

Senyawa	**Kandungan (%)**
P_2O_5	Min. 30
CaO	48
MgO	0,3-0,4
Al_2O_3	0,4-0,6
Fe_2O_3	1,9-2,2
K_2O	0,02-0,06
Na_2O	0,3-0,6
SiO_3	7,5-9
SO_3	1,5-2
F	3.1
Cl	0.05-0.07
L.O.I	6.93
Kelarutan di asam sitrat 2%	30-35
Kelarutan di asam formiat 2%	44-47

(Sumber: *Egypt Phosphate Rock Composition Analysis*)

Tabel II.13 Kandungan *trace element* pada batuan fosfat

Trace Element	**Konsentrasi (ppm)**
Pb	28-38
Cd	5-6
Ba	623-891
Y	58-99
Zn	255-313
Zy	239
V	169-207

II.3.1.2. **Asam Nitrat**

Asam nitrat ini merupakan pelarut yang digunakan untuk proses *acidulation* pada proses Odda. Spesifikasi asam nitrat yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel II.14 Spesifikasi asam nitrat

Komponen	Spesifikasi
Warna	Transparan cair
% HNO_3	Min. 60
Spesific gravity	1,37 g/cm^3
Nitrous content	< 50 ppm

(Sumber: PT Multi Nitrotama Kimia - Cikampek)

II.3.1.3. **Kalsium Karbonat**

Kalsium karbonat ini merupakan bahan utama yang akan direaksikan dengan larutan HF 20 %wt yang merupakan *side product* dari proses *acidulation* untuk diolah lebih lanjut dan menghasilkan kalsium fluorida sebagai *by-product*. Berikut adalah Spesifikasi dari kalsium karbonat yang digunakan:

Tabel II.15 Spesifikasi kalsium karbonat

Parameter	Satuan	Kandungan
$CaCO_3$	%wt	98.65
$MgCO_3$	%wt	0,54
Impurities	%wt	0,81

(Sumber: PT Bhumidana Indonesia - Tuban)

II.3.2. **Kualitas Produk**

II.3.2.1. **Triple Superphosphate (TSP)**

Triple superphospate (TSP) adalah salah satu dari sekian banyak pupuk yang memiliki kandungan fosfat (P) yang tinggi. Banyak lembaga yang telah menetapkan standard yang digunakan sebagai parameter dalam produksi, konsumsi, impor, dan ekspor TSP. Tujuan penetapan standard ini agar TSP yang beredar memenuhi standard kualitas yang telah

dibuat. Indonesia melalui Badan Standardisasi Nasional juga telah menetapkan standard TSP yang diatur melalui Permenperin Nomor 106/M-IND/PER/11/2015 tentang pemberlakuan Standar Nasional Indonesia Pupuk Anorganik Tunggal Secara Wajib yang kemudian di standardisasi melalui SNI 02-0086-2005 dengan judul Pupuk Tripel Superfosfat. Tabel menunjukkan standardisasi TSP yang telah dilakukan oleh BSN

Tabel II.16 Standardisasi TSP oleh BSN

Parameter	**Keterangan**
Rumus Kimia	$Ca(H_2PO_4)_2.H_2O$
Warna	Abu-abu
Wujud	Padat
Bentuk	*Granule* dengan ukuran 2-5 mm *Prill* dengan ukurang 1-4 mm
Analisis kandungan	min. 45% P_2O_5 (0-45-0)
Kelarutan	> 36% P di dalam TSP *water soluble* >40% P di dalam TSP *soluble* dalam asam sitrat 2%
Kelembapan	maks. 5%

(BSN, 2005)

Lalu kandungan logam berat dalam TSP yang diatur dalam Badan Standardisasi Nasional disajikan pada **Tabel II.17**.

Tabel II.17 Kandungan maksimal logam berat dalam TSP yang ditetapkan oleh BSN

Logam Berat (ppm) maks.	**Ketentuan**
Arsenik	100

Logam Berat (ppm) maks.	Ketentuan
Cadmium	100
Merkuri	10
Timbal	500

(BSN, 2005)

Setelah pupuk TSP yang diproduksi memenuhi syarat yang telah ditetapkan BSN, BSN melalui SNI 02-0086-2005 menetapkan aturan penandaan produk sebagai berikut:

1. Dicantumkan nama produk/nama dagang
2. Kadar P_2O_5
3. Berat Bersih
4. Lambang/Logo Perusahaan
5. Tulisan "Jangan Digancu"
6. Nama dan alamat produsen atau importir

Lalu aturan pengemasan produk yaitu produk dikemas dalam wadah yang tertutup rapat, tidak dipengaruhi atau memengaruhi isi, aman dalam penyimpanan dan pengangkutan (BSN, 2005).

II.3.2.2. **Calcium Nitrate (by-product)**

Pupuk *calcium nitrate* merupakan *by-product* yang juga mempunyai nilai jual tinggi meskipun pasar di Indonesia masih kecil. Meskipun peredaran pupuk *calcium nitrate* di Indonesia masih jarang, pemerintah Indonesia telah menetapkan standard untuk mengimpor pupuk *calcium nitrate*. Standard impor ini ditetapkan oleh BSN yang diatur melalui SNI 02-2806-1992. Standard ini juga berlaku untuk pembuatan pupuk *calcium nitrate* jika suatu saat pabrik pupuk *calcium nitrate* didirikan dan produknya dipasarkan di Indonesia. **Tabel II.18** menunjukkan standard dari pupuk *calcium nitrate*.

Tabel II.18 Standard *calcium nitrate* di Indonesia

Parameter	Keterangan
Rumus kimia	$Ca(NO_3)_2.4H_2O$
Kandungan N	min. 15%
Kandungan Ca sebagai CaO	min. 26%
Kandungan Cl	min. 0,2%
Kadar air	maks. 17%

(BSN, 1992b)

Selain itu, *International Plant Nutrition Institute* (IPNI) telah menetapkan standar untuk pupuk *calcium nitrate*. **Tabel II.19** menunjukkan standar dari pupuk *calcium nitrate.*

Tabel II.19 Standard *calcium nitrate* sesuai IPNI

Parameter	Keterangan
Rumus kimia	$Ca(NO_3)_2.4H_2O$
Kandungan N	8 – 9%
Kandungan Ca	11 – 12%
Kandungan NH_4	< 1%
Densitas	1,47 – 1,48 kg/L
pH	5 – 7

(IPNI, 2007)

II.3.2.3. **Calcium Fluoride (by-product)**

Bubuk *calcium fluoride* juga memiliki nilai jual yang tinggi. *Calcium fluoride* ini banyak digunakan di dalam industri keramik, kaca, logam baja dan metalurgi. Pada industri baja dan metalurgi, *Calcium Fluoride* digunakan sebagai sumber fluorin pada campuran tersebut. Fluorin pada campuran tersebut berguna sebagai fluks untuk meningkatkan fluiditas dari slag. Kemudian *Calcium Fluoride* pada kaca biasanya digunakan untuk membuat material kaca yang tembus pandang pada gelombang inframerah dan ultraviolet karena kaca dengan *Calcium Fluoride* ini transparan pada spektrum

cahaya tersebut dengan ketebalan 0,15 – 9 mm dan memiliki indeks refraktif yang rendah. *Calcium fluoride* memiliki nilai jual yang tinggi karena *calcium fluoride* ini merupakan sumber utama dari fluorin, selain itu *calcium fluoride* merupakan senyawa kalsium halida yang tidak larut dalam air.

Tabel II.20 Standard *calcium fluoride* di pasaran internasional

Parameter	**Keterangan**
Rumus kimia	CaF_2
Kategori	*Industrial Grade*
Kemurnian	min. 85%

Tabel .17 Standard maksimum pengotor yang ada di dalam *calcium fluoride*

Komponen	**Tidak boleh lebih dari (%)**
Mg	0,5
Si	1
SO_4	0,5
Fe	0,1
Cl	0,1
Al	0,1
Cu	0,05
Logam berat (Pb)	0,02

(Sumber: https://www.alibaba.com/product-detail/Factory-price-of-high-purity-CaF2_60583766777.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.199676020blLIA&s=p

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Tipe Tipe Proses

Pupuk TSP (*Triple Super Phosphate)* merupakan pupuk yang terbuat dari batuan fosfat yang direaksikan dengan larutan asam. Campuran senyawa antara fosfat dan asam *(mother liquor)* dapat diperoleh setelah batuan fosfat mengalami proses *acidulation* atau pengasaman. Dalam proses *acidulation*, terdapat beberapa metode yang bisa dipilih dalam penentuan cara *leaching*, beberapa metode ini merupakan metode *leaching* yang ditentukan berdasarkan lokasi *leaching* dan alat yang digunakan, diantaranya:

1. *In-situ Leaching*
2. *Dump Leaching*
3. *Vat Leaching*
4. *Tank Leaching*

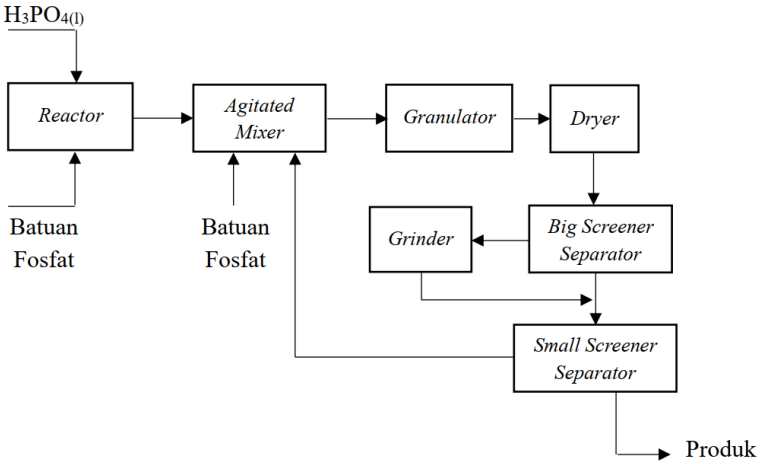
Untuk proses reaksi pembentukan TSP, terdapat beberapa proses yang bisa digunakan, diantaranya adalah *Odda Process* dan *Dorr-Oliver Process*. Perbedaan mendasar diantara kedua jenis proses ini adalah jenis larutan asam dan konsentrasi yang digunakan.

III.1.1. Proses Dorr–Oliver

Proses pembuatan TSP granular juga dapat dilakukan dengan mereaksikan batuan fosfat yang telah dihancurkan sampai ukuran 200 *U.S. mesh* (0,075 mm) dengan asam fosfat. Proses ini dinamakan metode *Dorr-Oliver*. Secara garis besar, proses ini berjalan melalui 2 tahapan reaksi. Tahapan pertama diawali dengan mereaksikan sejumlah batuan fosfat dengan asam fosfat sehingga dapat terbentuk *excess slurry* asam yang akan tetap berada di fase cair dan masih dapat mengalir pada temperatur operasi saat asam fosfat dan batuan fosfat bereaksi dan membentuk *excess slurry* asam. Kemudian tahap kedua adalah mencampur sebagian batuan fosfat dengan *excess slurry* asam ke dalam *mixer* sehingga diharapkan akan terbentuk TSP granular dengan kandungan air 5%

atau kurang. Kedua tahapan ini merupakan bagian dari metode *Dorr-Oliver* yang sangat terkontrol karena jika rasio dalam pencampuran tidak sesuai maka akan terjadi penggumpalan atau aglomerasi larutan yang tidak diinginkan atau terlalu cepat sehingga dapat mengganggu jalannya proses.

Secara garis besar, proses pembuatan TSP dengan metode *Dorr-Oliver* dijelaskan melalui diagram berikut:



Gambar III.1 Diagram alir metode *Dorr-Oliver*

Proses pembuatan TSP dengan metode *Dorr-Oliver* ini merupakan proses yang menggunakan asam fosfat sebagai pelarut dari batuan fosfat yang akan diproses. Asam fosfat yang akan digunakan dalam *leaching* fosfat ini dapat diproduksi dengan mereaksikan batuan fosfat dengan larutan asam. Larutan asam yang bisa digunakan antara lain asam sulfat, asam klorida, atau asam nitrat. Asam fosfat yang digunakan untuk mendapatkan hasil *leaching* yang optimal harus berada dalam rentang konsentrasi P_2O_5 sebesar 45—55%.

Untuk tahap pertama, *excess slurry* asam dibentuk dari batuan fosfat yang telah dihancurkan dan dicampur dengan asam fosfat dengan konsentrasi 45—55%. Sekitar 15—60% dari seluruh

batuan fosfat yang dibutuhkan untuk proses pembuatan TSP ditambahkan ke dalam reaktor untuk pembentukan *excess slurry* asam. Rasio berat antara P_2O_5 di batuan fosfat dan P_2O_5 di asam fosfat untuk pembuatan *excess slurry* asam harus berada dalam rentang 0,052:1 hingga 0,21:1. Konsentrasi asam fosfat yang digunakan harus dalam rentang 45—55% agar proses *"denning"* atau penggumpalan tidak terjadi sehingga *excess slurry* asam dapat dipindahkan ke reaktor. Beberapa kelemahan jika *denning* terjadi adalah:

1. Akan diperlukan lebih banyak peralatan untuk memproses dan mengendalikan *solid* yang terbentuk.
2. *Solid* yang terbentuk *(denned product)* harus dihancurkan lagi dan dicampur dengan *steam* atau air agar proses aglomerasi bisa terjadi.
3. Debu yang ditimbulkan dari proses penghancuran *denned product* sangat berbahaya bagi pekerja.
4. Dibutuhkan alat pengering yang besar untuk mengeringkan *denned product* yang telah diberi *steam* atau air sehingga pupuk TSP granular yang diharapkan bisa terbentuk.

Kemudian, supaya kondisi *slurry* yang terbentuk tetap stabil dan tetap dalam fasa *liquid*, maka kondisi reaksi dijaga pada temperatur 80—126^oC.

Tahap kedua, *excess slurry* asam dari reaktor dipindahkan ke *agitating mixer*. Secara bersamaan, sisa batuan fosfat yang diperlukan dalam pembuatan TSP ditambahkan secara simultan saat *excess slurry* asam ditambahkan. Rasio berat antara P_2O_5 dalam tambahan batuan fosfat dan P_2O_5 dalam *excess slurry* asam harus berada dalam rentang 0,298:1,052 hingga 0,14:1,21. Hasil antara pencampuran dan agitasi tambahan batuan fosfat dan *excess slurry* asam di dalam *agitated mixer* ini adalah TSP granular.

Tahap tambahan dalam pembuatan TSP granular ada 2, yaitu proses pengeringan TSP yang granular untuk mengurangi kandungan air di dalam granular hingga sekitar 3—5% berat. Kemudian ada tahap pemisahan TSP granular yang terbentuk

berdasarkan ukuran granular yang diinginkan. Untuk ukuran TSP granular yang diinginkan biasanya berukuran 1—4 mm *(US Mesh 5-18)*. Untuk TSP granular yang tidak lolos *big screener separator* akan dihancurkan lagi oleh *grinder* atau semacamnya sehingga ukurannya mengecil. Lalu TSP granular dari *grinder* akan bercampur dengan TSP granular yang telah berukuran 1—4 mm dan masuk ke *small screener separator*. Di dalam alat ini, TSP granular yang berukuran serbuk dan lebih kecil dari 1 mm akan dipisahkan dari TSP granular yang berukuran 1—4 mm, dimana TSP granular yang berukuran kurang dari 1 mm akan di-*recycle* ke *agitated mixer* untuk direaksikan lagi dengan *excess slurry* asam. Rasio *recycle* yang digunakan antara batuan fosfat dan TSP granular yang akan dimasukkan ke dalam *agitated mixer* berada dalam rentang 1:21,5 hingga 1:48.

III.1.2. **Proses *Odda***

Terdapat 2 macam proses *acidulation* batuan fosfat yang biasa digunakan, yaitu:

1. Proses *acidulation* dengan HNO_3
2. Proses *acidulation* dengan HCl

Setelah *mother liquor* telah terbentuk, kemudian dilakukan proses pemisahan. Proses pemisahan ini bertujuan untuk mendapatkan larutan *mother liquor* dengan konsentratsi. Terdapat beberapa proses pemisahan yang bisa dilakukan, yaitu:

1. Kristalisasi *calcium nitrate* dari *mother liquor*
2. *Calcium nitrate washing* dari *mother liquor*
3. Pemisahan berdasarkan *solubility calcium chloride* dan *monocalcium phosphate*

Setelah larutan *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya meningkat didapatkan, larutan tersebut diproses agar *impurities* yang ada terpisah dan tidak ikut dalam pembentukan larutan *monocalcium phosphate*. Beberapa cara yang bisa digunakan untuk proses pemurnian yaitu:

1. Distilasi untuk proses acidulation dengan HNO_3

2. Pemurnian menggunakan *solubility* terhadap air untuk proses *acidulation* dengan HCl

III.1.2.1. Acidulation

III.1.2.1.1. Proses *Acidulation* dengan HNO_3

Proses pembuatan pupuk TSP granular diawali dari batuan fosfat yang dihancurkan dan mengalami proses *grinding*. Batuan fosfat yang yang akan diasamkan harus dihancurkan dan diayak terlebih dahulu. Ukuran ayakan yang baik agar proses pengasaman bisa berjalan dengan optimal adalah ayakan yang bisa lolos ayakan ukuran *A.S.T.M Standard Mesh Sieve no.50 (297 µm)* dengan 75% massa yang diayak bisa lolos dari ayakan ukuran *A.S.T.M Standard Mesh Sieve no.120 (125 µm).* Disarankan bahwa 85% massa yang diayak harus bisa lolos ayakan ukuran *A.S.T.M Standard Mesh Sieve no.120 (125 µm)* dan 50% massa yang telah lolos ayakan sebelumnya, 50% massanya harus lolos ayakan ukuran *A.S.T.M Standard Mesh Sieve no.200 (74 µm)*. Hal ini harus dilakukan karena berdasarkan hasil percobaan, kebutuhan akan asam nitrat yang harus dicampurkan untuk mencapai derajat konversi *tri-calcium phosphate* yang diinginkan bisa ditentukan jika batuan mineral yang telah dihancurkan lebih kecil dari *(297 µm)* dan 75% massanya lebih kecil dari *(125 µm)*. Hal ini bisa dilakukan dengan analisis batuan dimana seluruh asam nitrat teoritis dibutuhkan untuk bereaksi dengan *impurities* yaitu kalsium atau magnesium selain kalsium florida dan hanya 70% asam nitrat teoritis yang dibutuhkan untuk bereaksi dengan *impurities* lainnya seperti aluminium, besi, dan sodium kecuali silika dan senyawa organik (Patent No. 2,673,795, 1954).

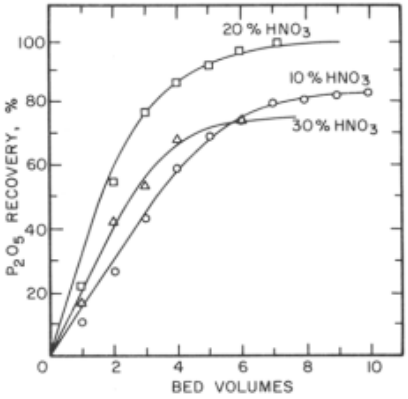
Berikut adalah reaksi yang digunakan dalam proses *acidulation* batuan fosfat dengan HNO_3:

$$3\ Ca_3(PO_4)_2 + 18\ HNO_3 \rightarrow 9\ Ca(NO_3)_2 + 6\ H_3PO_4$$

(2)

Produk yang dihasilkan dari proses *acidulation* adalah kalsium nitrat dan asam fosfat (Patent No. 1,856,187, 1932)

Untuk proses *acidulation* dengan asam nitrat, konsentrasi yang optimal adalah 20% karena jika konsentrasi asam nitrat terlalu tinggi maka dapat menghasilkan *dicalcium phosphate* yang tidak dapat larut dalam larutan dan akan membuat proses *dissolution* terhambat. Sedangkan jika konsentrasi asam nitrat terlalu rendah, maka laju reaksinya juga akan lambat (Habashi & Awadalla, 1988).



Gambar III.2 *Recovery* kumulatif P_2O_5 dari batuan fosfat di dalam bed statis menggunakan HNO_3

Pada umumnya, konsentrasi optimal dari HNO_3 berada dalam rentang 15-20%. Penggunan asam yang konsentasinya terlalu tinggi akan membuat pembentukan asam fosfat sesuai dengan persamaan berikut:

$$Ca_{10}(PO_4)_6F_2 + 20\ H^+ \rightarrow 6\ H_3PO_4 + 10\ Ca^{2+} + 2\ HF$$

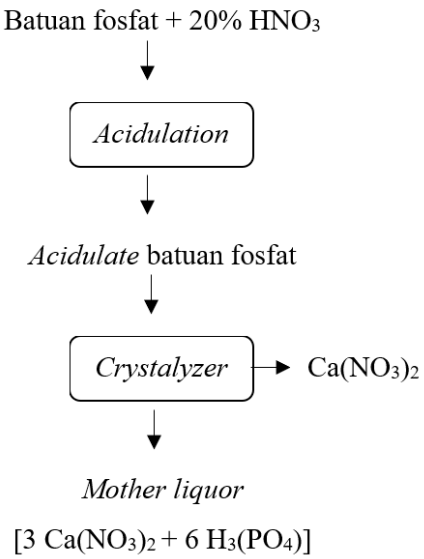
(3)

Asam fosfat yang terbentuk akan bereaksi lebih lanjut dengan batuan apatit selama proses pengendapan di dalam *bed* dan akan membentuk *dicalcium phosphate* dimana merupakan senyawa yang tidak larut dalam air. Reaksi pembentukannya sesuai dengan persamaan berikut:

$$Ca_{10}(PO_4)_6F_2 + 4\ H_3PO_4 \rightarrow 10\ CaHPO_4 + 2\ HF$$

(4)

Pembentukan *dicalcium phosphate* di dalam *bed* batuan fosfat ini tidak menguntungkan karena *dicalcium phosphate* ini akan memblok celah-celah yang ada pada *bed* sehingga proses perembesan larutan akan menjadi lebih lama (Habashi, 1994).



Gambar III.3 Skema proses *acidulation* batuan fosfat dengan 20% HNO_3

III.1.2.1.2. **Proses *Acidulation* dengan HCl**

Proses pembuatan pupuk TSP granular diawali dari batuan fosfat yang dihancurkan dan disaring pada kisaran ukuran 125—140 µm.

Reaksi yang digunakan dalam proses *acidulation* batuan fosfat dengan HCl adalah sebagai berikut:

$$3Ca_3(P_2O_4)_2 + 2\ HCl \rightarrow CaH_4(PO_4)_2 + 2\ CaCl_2 \qquad (5)$$

Produk yang dihasilkan setelah proses *acidulation* dengan HCl adalah *monocalcium phosphate* (Habashi, 1989).

Untuk proses *acidulation* dengan asam klorida, konsentrasi yang optimal adalah 10% karena jika konsentrasi asam klorida terlalu rendah, maka laju reaksinya akan lambat. Sedangkan jika konsentrasi asam klorida

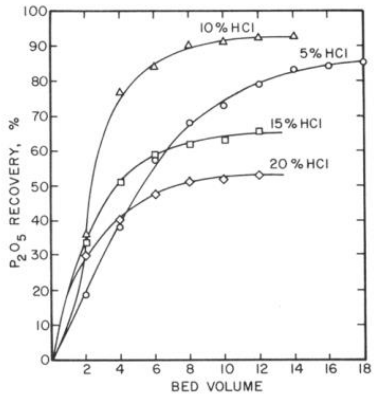
terlalu tinggi maka dapat menghasilkan *dicalcium phosphate* yang tidak dapat larut dalam larutan dan akan membuat proses *dissolution* terhambat sesuai reaksi berikut:

$$Ca_{10}(PO_4)F_2 + 20\ H^+ \rightarrow 6\ H_3PO_4 + 10\ Ca^{2+} + 2\ HF \quad (6)$$

Asam fosfat yang terbentuk akan bereaksi lebih lanjut dengan batuan apatit selama proses pengendapan di dalam *bed* dan akan membentuk *dicalcium phosphate* dimana merupakan senyawa yang tidak larut dalam air. Reaksi pembentukannya sesuai dengan persamaan berikut:

$$Ca_{10}(PO_4)_6F_2 + 4\ H_3PO_4 \rightarrow 10\ CaHPO_4 + 2\ HF \quad (7)$$

Pembentukan *dicalcium phosphate* di dalam *bed* batuan fosfat ini tidak menguntungkan karena *dicalcium phosphate* ini akan memblok celah-celah yang ada pada *bed* sehingga proses perembesan larutan akan menjadi lebih lama.

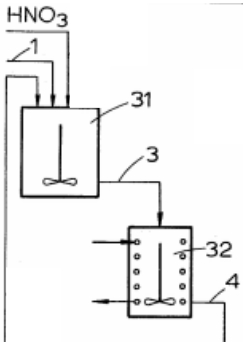


Gambar III.4 *Recovery* kumulatif P_2O_5 dari batuan fosfat di dalam bed statis menggunakan HCl (Habashi & Awadalla, 1988).

III.1.2.2. Proses Pemisahan Mother Liquor

III.1.2.2.1. Kristalisasi Calcium Nitrate dari Mother Liquor

Proses pemisahan *mother liquor* yang telah dihasilkan melalui reaksi antara HNO_3 dan batuan fosfat dilakukan dengan cara memisahkan kandungan *calcium nitrate* dari *mother liquor* tersebut. Diagram unit pemisahan yang digunakan dapat dilihat pada **Gambar III.5** di bawah ini.



Gambar III.5 Diagram alir *crystalizer calcium nitrate*

Batuan fosfat dan HNO_3 yang telah direaksikan melalui *mixer* no. 31 dan menghasilkan *mother liquor* dialirkan melalui *line* no. 3 ke dalam *crystalizer* no. 32. Kristal *calcium nitrate tetrahydrate* didapatkan dengan cara kontak tidak langsung dengan cairan pendingin hingga rasio berat antara calcium dan fosfor di dalam *mother liquor* yang keluar dari *crystalizer* kurang dari 0,45 (Patent No. 4,043,789, 1984)

Proses kristalisasi *calcium nitrate tetrahydrate* ini mengikuti reaksi berikut:

$$10\ Ca(NO_3)_{2\,(aq)} + 6\ H_3PO_{4\,(aq)} - 7\ Ca(NO_3)_{2\,(s)} \rightarrow [3\ Ca(NO_3)_{2\,(aq)} + 6\ H_3PO_{4\,(aq)}](\textit{mother liquor}) \quad (8)$$

(Patent No. 1,856,187, 1932)

Kristal *calcium nitrate* mulai terbentuk didinginkan hingga temperaturnya mencapai 10 ˚C sehingga 70% *calcium nitrate* di dalam *mother liquor* mengkristal menjadi *calcium nitrate* (United Nations Industrial Development Organization, 1967). Untuk kristal *calcium nitrate* yang telah terbentuk ini kemudian dipisahkan dari *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya telah ditingkatkan dengan *separator* sehingga bisa diproses lebih lanjut hingga menjadi *by-product* yaitu *calcium nitrate tetrahydrate*.

Untuk *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya telah ditingkatkan, akan dilanjutkan ke proses selanjutnya untuk mendapatkan produk utama yaitu *monocalcium phosphate*.

III.1.2.2.2. **Calcium Nitrate Washing dari Mother Liquor**

Proses pemisahan *mother* juga bisa dilakukan dengan cara *washing*. Metode ini dilakukan dengan cara menambahkan air pada *mother liquor* sehingga *calcium nitrate* yang terkandung dalam *mother liquor* akan semakin terlarut ke dalam air. Metode ini dapat dilakukan karena *calcium nitrate* memiliki kelarutan yang tinggi dengan air, sedangkan asam fosfat memiliki kelarutan yang sangat rendah terhadap air. Kemudian proses evaporasi dilakukan untuk memisahkan larutan *calcium nitrate* dari *mother liquor* yang mengandung asam fosfat. Hal ini dapat dilakukan karena perbedaan titik didih antara *calcium nitrate* yaitu 132 ˚C dan asam fosfat yaitu 158 ˚C. Metode ini merupakan kebalikan dari metode kristalisasi dimana sebagian besar larutan *calcium nitrate* yang ada diuapkan sehingga konsentrasi asam fosfat di dalam *mother liquor* akan meningkat. Proses evaporasi ini sesuai dengan reaksi (8).

Setelah proses evaporasi dilakukan, maka *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya telah meningkat

akan lanjut ke proses selanjutnya untuk mendapatkan produk utama yaitu *monocalcium phosphate*. Sedangkan larutan *calcium nitrate* yang telah diuapkan, didinginkan hingga suhu diatas titik didih air agar konsentrasi dari larutan *calcium nitrate* meningkat, setelah itu didinginkan lebih lanjut hingga suhu 5—10 ˚C agar terbentuk kristal *calcium nitrate*. Kristal *calcium nitrate* yang terbentuk akan di proses lebih lanjut hingga menjadi *by-product* yaitu *calcium nitrate tetrahydrate* (Patent No. 1,856,187, 1932).

III.1.2.2.3. **Pemisahan Berdasarkan Solubility Calcium Chloride dan Monocalcium Phosphate**

Proses pemisahan *calcium chloride* dari *monocalcium phosphate* dilakukan dengan melarutkan kedua senyawa tersebut di dalam air. Setelah larutan dilarutkan, kemudian dilakukan proses *evaporasi* pada suhu 110 ˚C untuk mengurangi kandungan H_2O didalamnya, sehingga *monocalcium phosphate* akan mengendap karena kelarutan *monocalcium phosphate* lebih rendah dibanding dengan *calcium chloride*, dimana kelarutan *calcium chloride* dan *monocalcium phosphate* di dalam air berturut-turut adalah 93 g/100 g of H_2O dan 3 g/100 g H_2O pada suhu 30 ˚C (Habashi & Awadalla, 1988).

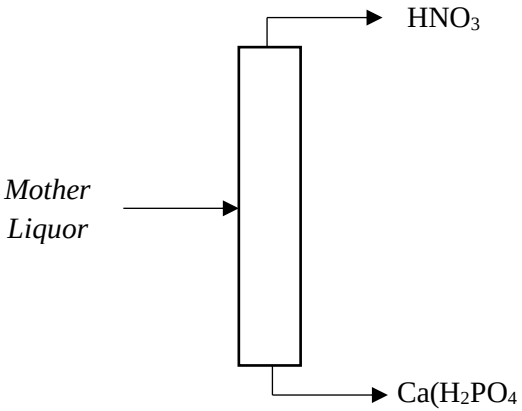
Tabel III.1 Perbandingan proses pemisahan *calcium nitrate* dari *mother liquor*

No.	Parameter	Kristalisasi	*Washing*	*Solubility*
1	Tahapan proses	1	2	2
2	Suhu operasi	5—10 ˚C	140 ˚C dan 5—10 ˚C	110 ˚C
3	Tekanan operasi	1 atm	1 atm	1 atm
4	Penambahan *solvent*	0	1	1

III.1.2.3. **Proses Pemurnian Mother Liquor dan pembentukan Monocalcium Phosphate**

III.1.2.3.1. **Distilasi untuk proses *acidulation* dengan HNO_3**

Metode distilasi ini merupakan salah satu metode yang dapat digunakan untuk mendapatkan larutan *monocalcium phosphate*. Metode ini berjalan dengan cara mendistilasi *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya telah meningkat. Produk bawah dari kolom distilasi tersebut adalah larutan *monocalcium phosphate* yang selanjutnya siap diproses lebih lanjut untuk menjadi *monocalcium phosphate* granular. Kemudian untuk produk atas dari kolom distilasi tersebut adalah asam nitrat yang bisa di-*recycle* kembali untuk proses *leaching* batuan fosfat.



Gambar III.6 Diagram alir proses distilasi *mother liquor*

III.1.2.3.2. **Pemurnian Menggunakan *Solubility* Terhadap Air untuk proses *acidulation* dengan HCl**

Untuk memurnikan *monocalcium phosphate* dilakukan dengan melarutkannya dengan H_2O.

Monocalcium phosphate akan mengendap dan *impurities* akan larut dalam air, karena kelarutan *monocalcium phosphate* di dalam air adalah 3 g/100 g H_2O pada suhu 30 ˚C. *Impurities* yang larut dalam air kemudian dipisahkan dari padatan *monocalcium phosphate* (Habashi & Awadalla, 1988).

III.1.3. Proses *Leaching* Batuan Fosfat

III.1.3.1. Proses In-situ Leaching

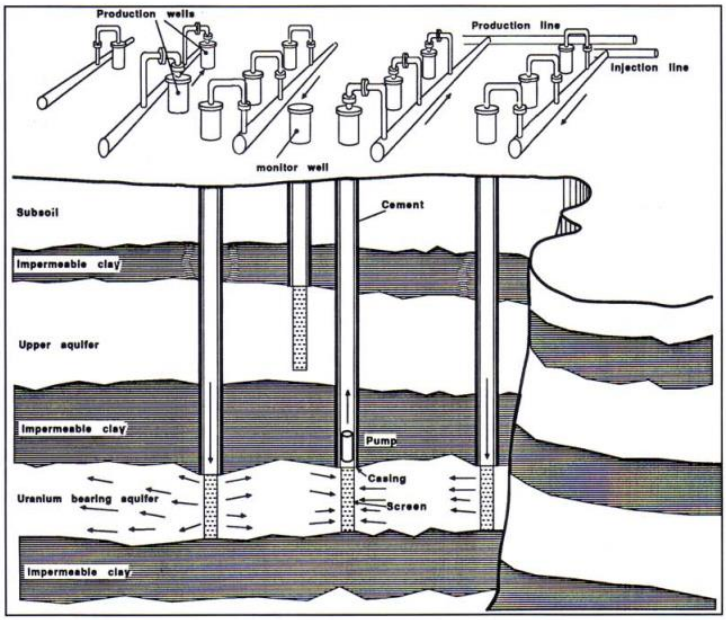
In-situ leaching merupakan salah satu metode ekstraksi mineral dengan cara menginjeksikan fluida ke dalam lapisan tanah yang mengandung mineral yang diinginkan. Metode ini juga biasa disebut dengan metode *solution mining.* Dengan mengaplikasikan metode *in-situ leaching*, mineral yang telah diekstrak bisa dikirim ke pabrik/industri dalam bentuk larutan konsentrat sehingga proses pengiriman *raw material* dari tambang/deposit mineral ke tempat pemrosesan lebih efektif karena *raw material* sudah dalam bentuk larutan.

Saat memerlakukan batuan fosfat dengan metode *in-situ leaching*, penggunaan asam yang umum dan murah seperti H_2SO_4 tidak mungkin dilakukan karena gypsum akan terbentuk saat proses *leaching* dan akan menghambat aliran larutan yang telah diekstraksi. Reaksi pembentukannya mengikuti reaksi berikut:

$$Ca_3(PO_4)_2 + 3\ H_2SO_4 \rightarrow 2\ H_3PO_4 + 3\ (CaSO_4.2H_2O) \quad (1)$$

Oleh karena itu HCl atau HNO_3 digunakan untuk *leaching* karena meskipun kedua asam ini lebih mahal daripada H_2SO_4 tetapi mampu melarutkan kandungan P_2O_5 dengan sangat cepat. Selain itu kedua asam ini juga dapat melarutkan uranium, radium, dan lantanida yang terkandung dalam batuan fosfat. Sedangkan jika *leaching* menggunakan H_2SO_4, hanya uranium yang bisa di-*recovery* lagi karena lantanida dan

radium yang terkandung tertahan di dalam gypsum (Habashi, 1994).



Gambar III.7 Proses *In-situ leaching*

III.1.3.2. **Proses Heap atau Dump Leaching**

Proses *dump leaching* merupakan salah satu metode pengekstraksi mineral dengan cara menyemprotkan mineral yang ingin diekstrak dengan pelarut sesuai dengan kebutuhannya. Metode *dump leaching* membutuhkan lahan yang besar dan bebas dari vegetasi apapun karena mineral yang ingin diekstrak harus dikumpulkan dan ditimbun dalam satu tempat yang sama.

Efisiensi dari proses *dump leaching* ditentukan oleh beberapa faktor, yaitu:

1. Derajat kebebasan mineral

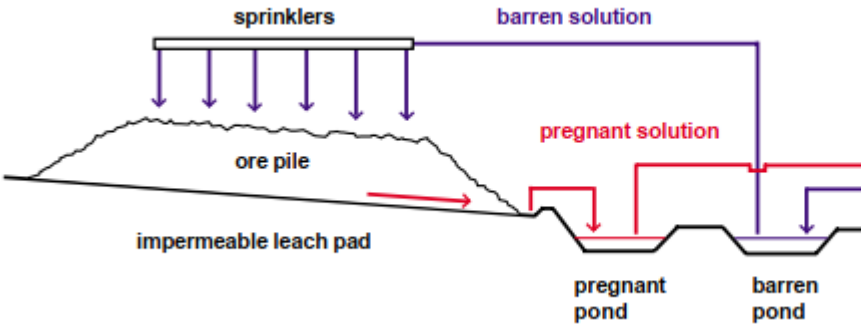
Batuan yang akan diekstraksi harus dihancurkan terlebih dahulu hingga ukuran tertentu sebelum diletakkan di atas tempat *leaching*. Tujuan dari penghancuran batuan ini adalah memperluas permukaan dari batuan yang akan diekstrak sehingga luas kontak antara batuan fosfat dan pelarutnya semakin besar.

2. Kontak pelarut dengan batuan mineral
   Penyerapan pelarut yang maksimal dalam proses *dump leaching* akan meningkatkan pelarutan mineral yang ingin diekstraksi. Laju penyerapan pelarut harus cukup lambat agar pelarut dapat mengekstraksi mineral yang terkandung dalam batuan. Selain itu, permeabilitas yang seragam diperlukan agar aliran pelarut dapat optimal dalam mengekstraksi batuan.
3. Potensi *dissolution* dari batuan mineral
   Beberapa faktor yang memengaruhi laju *dissolution* dari mineral adalah konsentrasi pelarut, pH, oksigen terlarut, adanya kandungan logam lain atau ion dalam larutan tersebut. Laju *dissolution* ini biasanya dikendalikan oleh sifat fisika-kimia dari mineral yang akan diekstrak. Laju *dissolution* biasanya akan meningkat ketika dioperasikan dengan konsentrasi pelarut, temperatur, dan oksigen terlarut yang tinggi, serta pH <2 untuk proses *leaching* dengan asam (Zanbak & Ores, 2012).

Untuk proses ekstraksi fosfat dari batuan fosfat, pertama-tama batuan mineral harus dihancurkan menjadi batuan-batuan yang lebih kecil. Kemudian batuan mineral yang telah dihancurkan itu ditimbun di satu tempat dengan ketinggian 10-15 meter. Lalu *leaching agent* berupa HCl atau HNO_3 disemprotkan dari atas timbunan batuan mineral secara merata sehingga *leaching agent* yang diberikan dapat meresap ke dalam batuan. Larutan hasil *leaching* akan terakumulasi di bagian bawah timbunan batuan fosfat dan siap untuk dikumpulkan. Ketika batuan telah selesai melalui proses *leaching*, batuan tersebut dibuang ke tempat pembuangan

limbah sehingga lahan yang dipakai untuk proses *leaching* bisa digunakan lagi (Habashi, 1994).

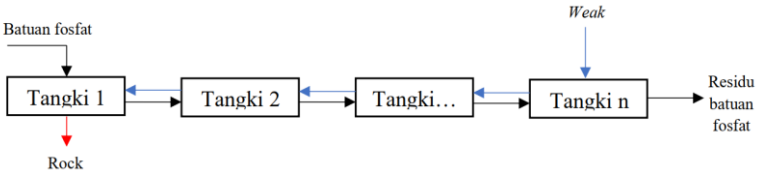
Gambar III.8 Proses *dump leaching*



Gambar III.9 Diagram alir proses *dump leaching* (Lehne, 2006)

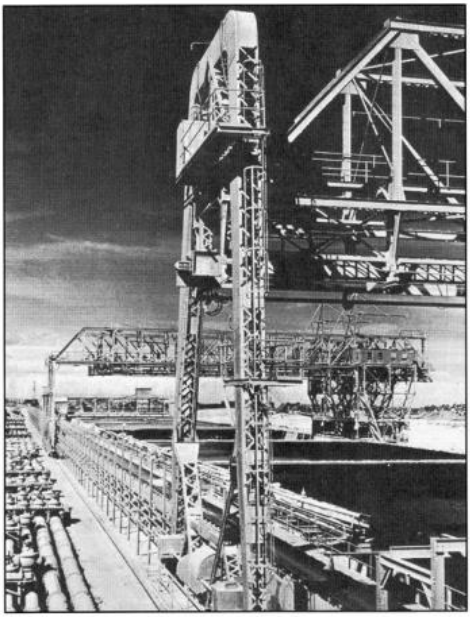
III.1.3.3. **Proses Vat Leaching**

Metode yang ketiga adalah *vat leaching*. Metode ini sangat efektif digunakan ketika batuan mineral yang ingin diekstraksi tidak berukuran terlalu kecil dan rata-rata ukurannya sama besar dan tersebar secara merata. *Vat leaching* ini merupakan beberapa rangkaian seri dari tangki semi-terbuka dimana batuan yang akan diekstraksi diletakkan diatas sebuah *pad* besar yang memiliki lubang-lubang kecil agar larutan hasil ekstraksi dapat mengalir melalui bagian bawah dari rangkaian seri tangki semi-terbuka ini. **Gambar III.10** menjelaskan diagram alur untuk proses *vat leaching* batuan fosfat.



Gambar III.10 Diagram alir untuk proses *vat leaching*

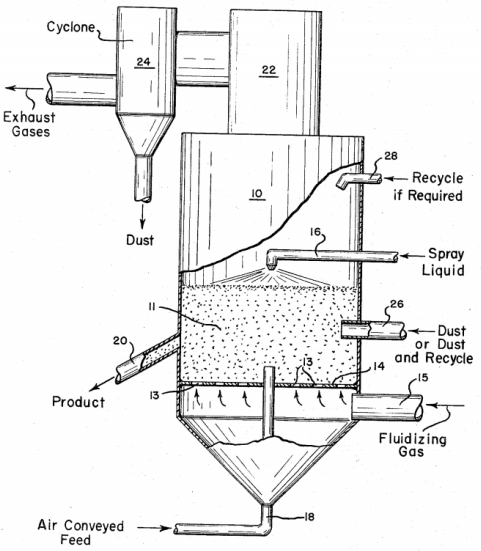
Tangki semi-terbuka yang digunakan untuk proses *vat leaching* ini biasanya memiliki kapasitas hingga 12.000 ton. Keseragaman ukuran partikel akan menentukan seberapa baik proses penyerapan pelarut terhadap mineral yang terkandung di dalam batuan (Habashi, 1994).



Gambar III.11 Proses *vat leaching*

III.1.3.4. **Proses Tank Leaching**

Metode yang keempat adalah metode *tank leaching*. Metode ini merupakan metode dimana batuan fosfat yang telah dihancurkan dicampur dengan bahan kimia/pelarut. Batuan fosfat yang ada di dalam tangki difluidisasi dengan udara dari bawah *tray* yang ada di dalam tangki bagian bawah. Bahan kimia atau pelarut yang digunakan disemprotkan dari bagian atas di dalam tangki sehingga kontak antara pelarut dan *solid* dapat merata. Suhu di dalam *fluidized bed* dijaga di antara 51-315 ˚C. Untuk ukuran partikel, disarankan partikelnya berukuran dibawah 35 mesh (*Tyler Standard).* Lalu, akan lebih menguntungkan lagi jika minimal 50% partikel yang ada di dalam tangki berukuran lebih kecil dari 200 mesh.



Gambar III.12 *Fluidized bed* untuk proses *tank leaching* (Patent No. 3,376,124, 1968)

III.2. Seleksi Proses

III.2.1. Pemilihan Proses Pembuatan *Triple Superphosphate*

Dalam proses pembuatan *triple Superphosphate*, terdapat 2 proses dasar yang paling sering digunakan dalam industri. Meskipun dalam perkembangannya banyak dilakukan modifikasi dalam beberapa bagian di dalam prosesnya, tetapi 2 jenis proses ini masih menjadi proses yang layak digunakan dalam pembuatan *triple superphosphate*. 2 proses ini adalah proses *Odda* dan proses *Dorr-Oliver*. Perbandingan antara proses *Odda* dan *Dorr-Oliver* ditunjukkan oleh **Tabel III.2.**

Tabel III.2 Perbandingan proses *Odda* dan *Dorr-Oliver*

No.	Parameter	Odda	Dorr-Oliver
1.	Ukuran bahan baku	120 mesh	200 mesh

2.	Suhu operasi	60—70 ˚C	80—126 ˚C
3.	Tekanan operasi	1 atm	1 atm
4.	Konsentrasi *solvent*	20%	45—55%
5.	Laju reaksi	Cepat	Cepat
6.	Jenis Reaktor	Tertutup (*Tank Reactor*)	Terbuka (*Vat Reactor*)
7.	Resiko *denning*	Tidak ada	Ada
8.	Tahapan proses	4	3
9.	Harga *solvent*	HNO_3 60% ± 4.175.186,4 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)	H_3PO_4 75%-85% ± 10.016.206,2 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)

Berdasarkan perbandingan yang ada, dilakukan pembobotan dengan AHP dengan metode *pair-wise comparison* (Saaty, 1987) untuk menentukan proses yang akan digunakan dalam pembuatan TSP. Hasil pembobotan kedua proses ini ditunjukkan oleh **Tabel III.3**

Tabel III.3 Seleksi proses *Odda* dan *Dorr-Oliver*

No.	**Aspek**	**Parameter**		**Odda**	**Dorr-Oliver**
			Bobot		
1.	Teknis	Ukuran bahan baku	0,241	0,114	0,057

No.	Aspek	Parameter		Odda	Dorr-Oliver
			Bobot		
2.	(0,667)	Suhu operasi	0,068	0,032	0,016
3.		Tekanan operasi	0,045	0,021	0,021
4.		Konsentrasi *solvent*	0,104	0,049	0,016
5.		Laju reaksi	0,032	0,015	0,015
6.		Jenis Reaktor	0,355	0,168	0,084
7.		Resiko *denning*	0,155	0,073	0,008
8.	Ekonomi	Tahapan proses	0,200	0,024	0,047
9.	(0,333)	Harga *solvent*	0,800	0,189	0,047
Total				**0,687**	**0,313**

Berdasarkan AHP yang didapat, proses *Odda* terpilih menjadi proses yang selanjutnya akan dipakai dalam penentuan pra-desain pabrik kimia untuk pembuatan TSP. Proses *Odda* terpilih karena dari sisi teknis jenis reaktor yang digunakan adalah raktor tertutup dimana operasi pabrik TSP yang melibatkan *solid* dengan ukuran kecil akan membahayakan pekerja jika dilakukan dengan reaktor terbuka. Kemudian Konsentrasi *solvent* dan suhu operasi yang lebih rendah juga menjadi salah satu faktor mengapa proses *Odda* dipilih. Kemudian dari sisi ekonomi, proses *Dorr-Oliver* memang memiliki tahapan proses yang lebih sedikit, tetapi dengan harga *solvent* yang lebih mahal, maka tidak dimungkinkan untuk menggunakan proses *Dorr-Oliver*.

III.2.2. **Pemilihan Proses *Odda***

Pemilihan proses pembuatan TSP dari batuan fosfat dengan proses *Odda* ditentukan oleh zat pelarutnya. Terdapat HNO_3 dan HCl yang bisa digunakan sebagai pelarut batuan fosfat. Selain itu, pemilihan proses ini juga digunakan untuk mendapatkan produk *triple super phosphate (TSP)* yang sesuai dengan spesifikasi untuk produk yang akan dipasarkan di Indonesia yaitu SNI 02-0086-2005. **Tabel III.4** menunjukkan perbandingan antara HNO_3 dan HCl yang bisa digunakan dalam proses *acidulation.*

Tabel III.4 Perbandingan HNO_3 dan HCl untuk proses *acidulation* batuan fosfat

No	Parameter	HNO_3	HCl
1.	Ukuran bahan baku	120 *mesh*	125-140 mesh
2.	Suhu operasi	60-70 ˚C	60-80 ˚C
3.	Tekanan operasi	1 atm	1 atam
4.	Konsentrasi *solvent*	20%	10%
5.	Harga *solvent*	HNO_3 60% ± 4.175.186,4 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)	HCl 31% ± 3.019.554,45 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)
6.	% konversi	98-99%	92%
7.	*% impurities*	4,1%	5,4%
8.	Laju reaksi	Cepat	Cepat

Berdasarkan perbandingan yang ada, dilakukan AHP untuk menentukan bobot dari setiap setiap aspek berdasarkan 2 aspek yang dipilih. Hasil pembobotan ditunjukkan di **Tabel III.5**.

Tabel III.5 Seleksi proses *acidulation* batuan fosfat dengan HNO_3 dan HCl

No	Aspek	Parameter		HNO_3	HCl
			Bobot		
1.	Ekonomi (0,667)	*% impurities*	0,160	0,069	0,035
2.		Ukuran bahan baku	0,095	0,041	0,021
3.		% konversi	0,467	0,203	0,068
4.		Harga *solvent*	0,277	0,060	0,120

5.	Teknis (0,333)	Tekanan operasi	0,160	0,035	0,035
6.		Konsentrasi *solvent*	0,467	0,051	0,101
7.		Laju reaksi	0,095	0,021	0,021
8.		Suhu operasi	0,277	0,060	0,060
Total				0,540	0,460

Dari 2 jenis *solvent* yang bisa digunakan sebagai *solvent* dalam *acidulation* batuan fosfat dengan proses *Odda* dan berdasarkan AHP, HNO_3 dipilih sebagai *solvent* yang akan digunakan dalam proses *acidulation.* HNO_3 dipilih karena % konversinya lebih tinggi daripada HCl dna harganya lebih terjangkau daripada HCl. Kemudian di dalam proses pembuatan pupuk, HNO_3 dapat memenuhi 2 unsur hara yaitu N dan P, hal ini merupakan nilai lebih ketimbang HCl. Untuk selanjutnya, proses *Odda* yang dimaksud dalam pra-desain pabrik kimia ini adalah proses *Odda* dengan pelarut HNO_3.

III.2.3. **Pemilihan Proses *Leaching* Batuan Fosfat**

Tabel III.6 Data kelebihan dan kekurangan 4 jenis proses *leaching*

No	Tipe Proses	Kelebihan	Kekurangan
1.	*In-situ leaching*	• *Raw material handling* lebih mudah karena *raw material* yang masuk pabrik sudah dalam bentuk *slurry/liquid* • Luas lahan di permukaan yang	• Pabrik harus dibuat di dekat tempat *leaching*

		dieksplorasi lebih kecil	
2.	*Damp leaching*	• Kapasitas *leaching* sangat fleksibel tergantung dari luas tanah • Proses *leaching* dengan peralatan paling sederhana	• Butuh lahan yang luas • Proses *leaching* berlangsung dalam sistem *batch* • Batuan harus dihancurkan secara merata
3.	*Vat leaching*	• Lahan yang dibutuhkan relatif lebih kecil daripada *in-situ* dan *damp leaching*	• Batuan harus dihancurkan secara merata • Rawan terjadi penyumbatan jika ukuran batuan tidak rata
4.	*Tank leaching*	• Membutuhkan lahan paling kecil • Proses *leaching* paling terkontrol	• Batuan fosfat harus dihancurkan hingga ukuran *200 mesh* agar *leaching* berjalan optimal

Tabel III.7 menampilkan perbandingan antara keempat pilihan proses *acidulation* yang akan dibandingkan.

Tabel III.7 Perbandingan proses *leaching* batuan fosfat dengan larutan asam

No.	**Parameter**	***In-situ leaching***	***Damp leaching***	***Vat leaching***	***Tank leaching***
1.	Kebutuhan luas lahan	Luas	Sangat luas	Luas	Sedang

2.	Posisi operasi	Semi-permanen	Tidak permanen	Permanen	Permanen
3.	Ukuran bahan baku	Besar	Kecil	Sedang	Sangat kecil
4.	Kesulitan operasi	Tinggi	Sedang	Tinggi	Sangat tinggi
5.	Dampak Lingkungan	Besar	Besar	Sedang	Kecil
6.	Pengendalian Polusi	Sulit	Sulit	Sedang	Mudah
7.	Emergency Containment	Sulit	Mudah	Sedang	Sulit

Kemudian, berdasarkan data perbandingan keempat proses pilihan *leaching*, dilakukan AHP *(Analytical Hierarchy Process)* untuk membobotkan setiap parameter dari 3 aspek yang dipilih dalam menentukan proses *acidulation* mana yang akan dipilih.

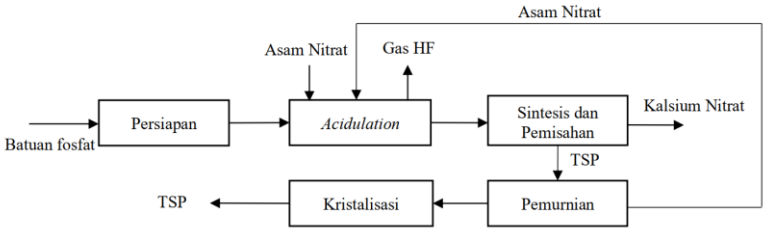
Tabel III.8 Seleksi proses *leaching* batuan fosfat dengan larutan asam

No.	**Aspek**	**Parameter**		***In-situ leaching***	***Damp leaching***	***Vat leaching***	***Tank leaching***
			Bobot				
1.	Ekonomi (0,54)	Kebutuhan luas lahan	0,667	0,06	0,042	0,093	0,161
2.		Posisi operasi	0,333	0,046	0,08	0,025	0,025
3.	Teknis (0,297)	Ukuran bahan baku	0,25	0,007	0,02	0,011	0,033
4.		Kesulitan operasi	0,75	0,053	0,1	0,053	0,29
5.	Lingkungan (0,163)	Dampak Lingkungan	0,54	0,012	0,012	0,023	0,039
6.		Pengendalian Polusi	0,297	0,007	0,007	0,013	0,022

7.		*Emergency Containment*	0,163	0,004	0,012	0,007	0,004
Total				0,189	0,273	0,225	0,313

Dari empat pilihan proses *leaching* yang ada dan berdasarkan AHP, proses *leaching* yang paling *feasible* adalah proses dengan *tank* leaching. Proses *tank leaching* juga menjadi proses yang paling mudah dikontrol karena ukuran batuan fosfat yang diproses sebesar *200 mesh*. Ukuran batuan fosfat yang telah dibuat menjadi bubuk membuat luas permukaan dan luas kontak antara bubuk fosfat dan larutan asam semakin besar. Meskipun resiko polusi udara karena *raw material* yang berukuran sangan kecil itu sangat tinggi, dengan *material handling* yang baik dan sistem yang terisolasi akan mengurangi resiko debu partikel yang melayang di sekitar area *leaching*. Selain itu, proses *tank leaching* yang menggunakan udara bertekanan yang dihembuskan melalui bagian bawah kolom membuat bubuk fosfat yang akan di-*leaching* akan sedikit terfluidisasi sehingga waktu tinggal dan waktu reaksi antara bubuk fosfat dan larutan asam akan semakin lama.

III.3. **Uraian Proses**



Gambar III.13 Blok Diagram Proses Produksi TSP

Secara garis besar, produksi TSP terbagi menjadi:

1. Tahap Persiapan
2. Tahap *Acidulation*
3. Tahap Sintesis dan Pemisahan
4. Tahap Pemurnian

5. Tahap Kristalisasi

III.3.1. **Tahap Persiapan**

TSP diproduksi dengan mereaksikan batuan fosfat dengan suatu asam. Sebelum direaksikan dengan asam, batuan fosfat yang akan digunakan harus terlebih dulu dihancurkan menjadi ukuran *A.S.T.M Standard Mesh Sieve no.120 (125 µm).* Batuan fosfat yang ukurannya sudah sesuai kemudian dipindahkan menuju *acidulation reactor tank* (D-110) dengan menggunakan *belt conveyor* (J-112).

Selain persiapan batuan fosfat, persiapan larutan asam juga dilakukan. Larutan asam yang digunakan dalam proses *acidulation* adalah asam nitrat dengan konsentrasi 20%. Asam nitrat terlebih dahulu dilarutkan menggunakan air sampai konsentrasinya 20% pada *dilute nitric acid tank* (D-115). Larutan yang telah dilarutkan kemudian disimpan di dilam *horizontal cylindrical storage* (F-116) yang kemudian akan dialirkan menggunakan *nitric acid pump* (L-117) menuju *acidulation reactor tank* (R-110) untuk direaksikan dengan batuan fosfat (Patent No. 2,673,795, 1954).

III.3.2. **Tahap Acidulation**

Pada tahap *acidulation* ini, batuan fosfat yang telah dihancurkan direaksikan (di-*leaching*) dengan menggunakan *solvent* asam nitrat dengan konsentrasi 20% di dalam *acidulation reactor tank* (R-110). Tekanan dan suhu operasi yang terjadi di dalam *acidulation reactor tank* (R-110) adalah 1 atm dan 65 ˚C. Pada *accidulation reactor tank* (R-110) terdapat jaket yang berisi *cooling water* yang bertujuan untuk menjaga suhu operasi pada 65 ˚C karena reaksi terjadi secara eksotermis. Reaksi yang terjadi adalah:

$$Ca_{10}(PO_4)_6F_{2\,(s)} + 20\ HNO_{3\,(aq)} \rightarrow 6\ H_3PO_{4\,(aq)} + 10\ Ca(NO_3)_{2\,(aq)} + 2\ HF_{\,(g)}$$

Hasil dari reaksi tersebut adalah *mother liquor* (asam fosfat dan kalsium nitrat) dan gas asam florida. Kemudian gas asam florida yang terbentuk dipisahkan dari *acidulation reactor tank* (R-110) dengan menggunakan *fluoride acid blower* (G-119) untuk dialirkan menuju unit pembentukan *by-product.* Sedangkan *mother liquor* dialirkan menggunakan *product slury pump* (L-211) menuju *chilled agitated tank* (M-210) untuk dilakukan proses kristalisasi.

III.3.3. **Tahap Pemisahan**

Pada tahap pemisahan, *mother liquor* didinginkan terlebih dahulu menggunakan amonia cair di dalam *1st stage chilled agitated tank cooler* (E-212) dan *2nd stage chilled agitated tank cooler* (E-213) sampai suhu 15 ^{o}C untuk meringankan beban *chilled agitated tank* (M-210). *Mother liquor* dikristalisasi di *chilled agitated tank* (M-210) dengan suhu 10 ˚C sehingga 70% *calcium nitrate* di dalam *mother liquor* mengkristal menjadi kalsium nitrat (United Nations Industrial Development Organization, 1967). Proses kristalisasi kalsium nitrat tetrahidrat ini mengikuti reaksi berikut:

$10\ Ca(NO_3)_{2\ (aq)} + 6\ H_3PO_{4\ (aq)} - 7\ Ca(NO_3)_{2\ (s)} \rightarrow [3\ Ca(NO_3)_{2\ (aq)} + 6\ H_3PO_{4\ (aq)}]$(*mother liquor*)
(Patent No. 1,856,187, 1932)

Untuk kristal kalsium nitrat yang telah terbentuk ini kemudian dipisahkan dari *mother liquor* yang konsentrasi asam fosfatnya telah ditingkatkan dengan menggunakan *continuous process filter* (H-220) sehingga bisa diproses lebih lanjut hingga menjadi *by-product* yaitu kalsium nitrat tetrahidrat. Sedangkan *mother liquor* yang tersisa dialirkan menggunakan *TSP pump* (L-312) menuju *triple superphosphate reactor tank* (R-310) untuk direaksikan agar terbentuk monokalsium fosfat dan asam nitrat.

III.3.4. **Tahap Sintesis dan Pemurnian**

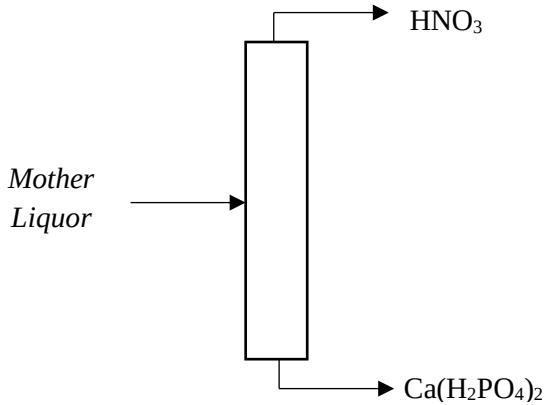
Pada tahap sintesis dan pemurnian, sebelum *mother liquor* memasuki *triple superphosphate reactor tank* (R-310), *mother liquor* terlebih dahulu dipanaskan dalam *TSP reactor tank preheater* (E-311 A/B) menggunakan *warm gas ammonia* sampai suhu 63 ˚C. Kemudian di dalam *triple superphosphate reactor tank* (R-310) terjadi proses pemanasan menggunakan *Low Pressure Steam* sampai suhu 70 ˚C, tekanan 1 atm, dan terjadi reaksi berikut:

$$3\ Ca(NO_3)_{2\ (aq)} + 6\ H_3PO_{4\ (aq)} \rightarrow 3\ Ca(H_2PO_4)_{2\ (aq)} + 6\ HNO_{3\ (aq)}$$

(Patent No. 1,856,187, 1932)

Setelah reaksi tercapai, larutan *mother liquor* tersebut dialirkan menggunakan *TSP pump* (L-312) menuju *distillation column* (D-320) untuk dilakukan pemurnian. *Mother liquor* akan dimurnikan agar menghasilkan monokalsium fosfat dan memisahkan asam nitrat dengan cara dipisahkan di dalam *distillation column* (D-320). Sebelum memasuki *distillation column* (D-320) *mother liquor* akan dipanaskan terlebih dahulu di dalam *pre heater distillation column* (E-321 A/B/C/D) sampai suhu 103 ˚C dan tekanan 1,1 atm.

Di dalam *distillation column* (D-320) terjadi proses pemisahan antara monokalsium fosat dan asam nitrat. Asam nitrat yang memiliki titik didih 83 ˚C akan menguap dan menjadi distilat dengan konsentrasi 20% yang akan di-*recycle* menuju *acidulation reactor tank* (R-110) untuk digunakan pada tahap *acidulation.* Sedangkan monokalsium fosfat akan menjadi *bottom product* akan dialirkan menuju *evaporator* (V-331 A/B/C).



Gambar III.14 Diagram alir proses distilasi *mother liquor*

III.3.5. **Tahap Kristalisasi**

Pada tahap kristalisasi, larutan monokalsium fosfat akan dipekatakan sampai konsentrasinya 99% menggunakan *evaporator* (V-331 A/B/C). Di dalam *evaporator* (V-331 A/B/C) akan dikondisikan menjadi vakum sampai tekanan 0,1 atm agar mengurangi beban evaporator untuk menguapkan *solvent* yang tersisa pada *mother liquor.* Dalam proses penguapan *solvent* ini, suhu dalam evaporator dijaga agar tidak melebihi 180 ˚C karena monokalsium fosfat akan menguap pada suhu 203 ˚C. Kemudian monokalsium fosfat yang konsentrasinya sudah mencapai 99% akan dialirkan menggunakan *concentrated TSP pump* (L-332) menuju *prilling tower* (S-330) untuk dilakukan proses kristalisasi.

Monokalsium fosfat yang bersuhu 116 ˚C akan didinginkan dan dikristalkan menggunakan *prilling tower* (S-330) sampai membentuk *prill* dengan ukuran 1—4 mm. Di dalam *prilling tower* (S-330), proses kristalisasi dibantu dengan udara yang dialirkan masuk menuju *prilling tower* (S-330). Produk keluaran *prilling tower* (S-330) diangkut menggunakan *TSP belt conveyor* (J-335) menuju *TSP storage* (F-336). Produk monokalsium fosfat siap untuk dikemas dan dipasarkan.

III.3.6. **Pembentukan *By-Product***

a) Kalsium Florida

Pada proses *acidulation*, gas HF (asam florida) yang terbentuk dipisahkan dari *acidulation reactor tank* (R-110) dengan menggunakan *fluoride acid blower* (G-119). Kemudian gas HF di-*scrubbing* di dalam *fluoride acid scrubber* (D-410) pada suhu 106 ˚C dan tekanan 1,1 atm menggunakan air yang sebelumnya dipasnaskan di dalam *hydrogen fluoride heat exchanger* (E-413) dengan menggunakan produk keluaran *fluoride acid scrubber* (D-410) yang akan membentuk larutan HF dengan konsentrasi 20 %. Larutan HF kemudian direaksikan dengan kalsium karbonat ($CaCO_3$) dengan rasio berat antara $CaCO_3$ dan HF sebesar 1:2 di dalam *calcium fluoride reactor tank* (R-420) dengan suhu 30 ^oC selama 2 jam sesuai reaksi berikut:

$$CaCO_{3\,(s)} + 2\,HF_{(aq)} \rightarrow CaF_{2\,(s)} + H_2O_{\,(l)} + CO_{2\,(g)}\uparrow$$

Kemudian produk yang terbentuk dipisahakan menggunakan *process continuous filter* (H-423) untuk memisahkan *liquid* dan kristal kalsium florida, sedangkan CO_2 yang terbentuk dibuang ke udara. *Liquid* yang telah dipisahkan dialirkan kembali menuju *hydrogen fluoride heat exchanger* (E-413) yang akan digunakan untuk *scrubbing* gas HF di dalam *fluoride acid scrubber* (D-410). Kristal kalsium florida yang telah dipisahkan dalam *process continuous filter* (H-423) kemudian dikeringkan menggunakan *calcium fluoride dryer* (B-426) sampai air yang terkandung mencapai 2% wt. Kalsium florida yang telah dikeringkan kemudian diangkut menggunakan *calcium fluoride belt conveyor* (J-427) menuju *calcium fluoride storage* (F-428) yang selanjutnya dapat dilakukan proses pengemasan (Patent No. 20150353372 A1, 2015).

b) Kalsium Nitrat Tetrahidrat

Kristal kalsium nitrat yang telah dipisahkan oleh *continuous process filter* (H-220) pada tahap pemisahan kemudian dikeringkan di dalam *calcium nitrate dryer* (B-223 A/B/C/D/E) sampai air yang terkandung di dalamnya mencapai 0,5% wt. Kalsium nitrat tetrahidrat yang telah terbentuk kemudian diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-224) menuju *calcium nitrate storage* (F-225) yang selanjutnya dapak dilakukan proses pengemasan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV
NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1. Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan:

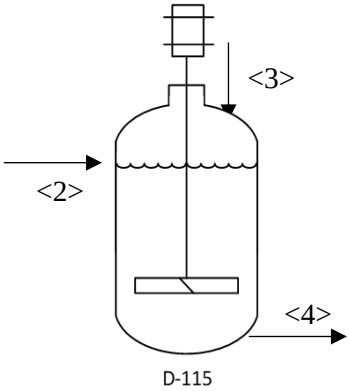
[Akumulasi] = [Aliran massa masuk] - [Aliran massa keluar] + [Generasi] – [Konsumsi]

Asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi massa sama dengan nol, neraca massa proses pembuatan pupuk *Triple Superphosphate* dapat dihitung sebagai berikut:

Waktu Operasi	= 1 tahun
	= 330 hari
	= 24 jam/ hari
Kapasitas Produksi	= 750.000 ton/ tahun
	= 94.696,97 kg/jam
Basis *fluorapatite* (batuan fosfat)masuk	= 136.476,02 kg/jam

1. **Dilute Nitric Acid Tank (D-115)**

   Tujuan : Mengencerkan asam nitrat (HNO_3)

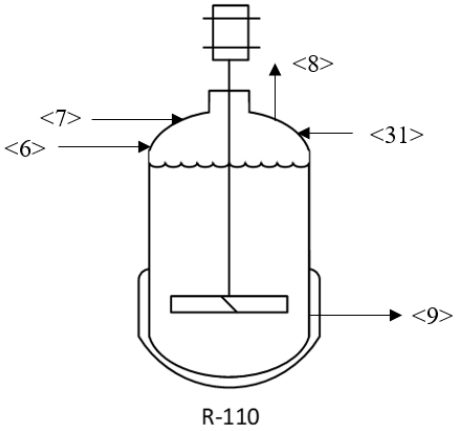


Gambar IV.1 Diagram alir *Dilute Nitric Acid Tank*

Tabel IV.1 Neraca massa *Dilute Nitric Acid Tank*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<2>**		**Komponen**	**<4>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$HNO_{3\ (l)}$	0.6	119,544.89	$HNO_{3\ (l)}$	0.2	119,544.89
$H_2O_{\ (l)}$	0.4	79,696.59	$H_2O_{\ (l)}$	0.8	481,540.29
Jumlah	**1**	**199,241.48**	**Jumlah**	**1**	**601,085.18**
Komponen	**<3>**				
	% m	**massa (kg)**			
$H_2O_{\ (l)}$	1	401,843.70			
Jumlah	**1**	**401,843.70**			
TOTAL	**601,085.18**		**TOTAL**	**601,085.18**	

2. **Acidulation Reactor Tank (R-110)**
   Tujuan : Mereaksikan fluorapatite (batuan fosfat) dengan asam nitrat (HNO_3)



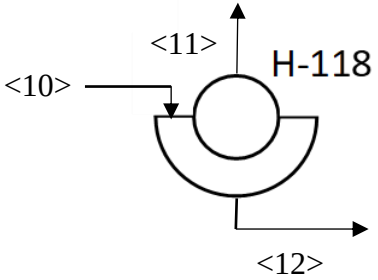
Gambar IV.2 Diagram alir *Acidulation Reactor Tank*

Tabel IV.2 Necara massa *Acidulation Reactor Tank*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<6>**		**Komponen**	**<10>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$HNO_{3\ (l)}$	0.1989	119,544.89	$H_3PO_{4\ (l)}$	0.0783	79,560.14
$H_2O_{\ (l)}$	0.8011	481,540.29	$Ca(NO_3)_{2\ (l)}$	0.2186	222,035.09
Jumlah	**1**	**601,085.18**	$H_2O_{\ (l)}$	0.6717	682,134.07
Komponen	**<7>**		Impurities	0.0313	31,805.14
	% m	**massa (kg)**	**Jumlah**	**1**	**1,015,534.43**
$Ca_{10}(PO_4)_6F_{2\ (s)}$	0.811	136,476.02	**Komponen**	**<8>**	
Impurities	0.189	31,805.14		**% m**	**massa (kg)**
Jumlah	**1**	**168,281.16**	$HF_{\ (g)}$	1	5,414.31
Komponen	**<31>**		**Jumlah**	**1**	**5,414.31**
	% m	**massa (kg)**			
$HNO_{3\ (l)}$	0.2027	50,988.63			
$H_2O_{\ (l)}$	0.7973	200,593.77			

Jumlah	**1**	**251,582.40**		
TOTAL	**1,020,948.75**		**TOTAL**	**1,020,948.75**

3. **Continuous Process Filter (H-118)**
Fungsi : Memisahkan *impurities* dari *mother liquor*



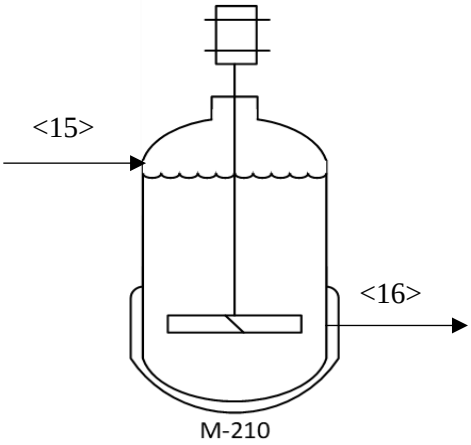
Gambar IV.3 Diagram alir *Continuous Process Filter*

Tabel IV.3 Neraca massa *Continuous Process Filter*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<10>**		**Komponen**	**<12>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
H_3PO_4 (l)	0.0783	79,560.14	H_3PO_4 (l)	0.08	79,534.16
$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.2186	222,035.09	$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.23	221,962.60
H_2O (l)	0.6717	682,134.07	H_2O (l)	0.69	681,171.40
Impurities (s)	0.0313	31,805.14	**Jumlah**	**1.00**	**982,668.16**
Jumlah	**1**	**1,015,534.43**	**Komponen**	**<11>**	
				% m	**massa (kg)**
			H_3PO_4 (l)	0.00	25.97
			$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.00	72.49
			H_2O (l)	0.03	962.67
			Impurities	0.97	31,805.14
			Jumlah	**0.00**	**32,866.27**

TOTAL	**1,015,534.43**	**TOTAL**	**1,015,534.43**

4. **Chilled Agitated Tank (M-210)**
   Fungsi : Mengristalkan $Ca(NO_3)_2$ agar bisa dipisahkan dari *mother liquor*

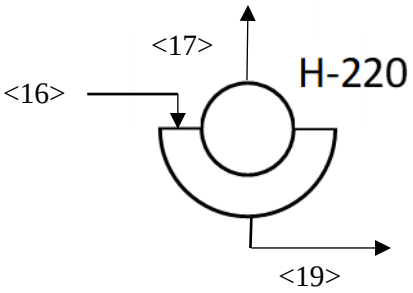


Gambar IV.4 Diagram alir *Chilled Agitated Tank*

Tabel IV.4 Neraca massa *Chilled Agitated Tank*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<15>**		**Komponen**	**<16>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
H_3PO_4 (l)	0.0809	79,534.16	H_3PO_4 (l)	0.0809	79,534.16
$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.2259	221,962.60	$Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(s)}$	0.2276	223,608.01
H_2O (l)	0.6932	681,171.40	$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.0678	66,588.78
Jumlah	**1**	**982,668.16**	H_2O (l)	0.6237	612,937.21
			Jumlah	**1**	**982,668.16**
TOTAL	**982,668.16**		**TOTAL**	**982,668.16**	

5. **Continuous Process Filter (H-220)**
Fungsi : Memisahkan kristal $Ca(NO_3)_2.4H_2O$ dari *mother liquor*

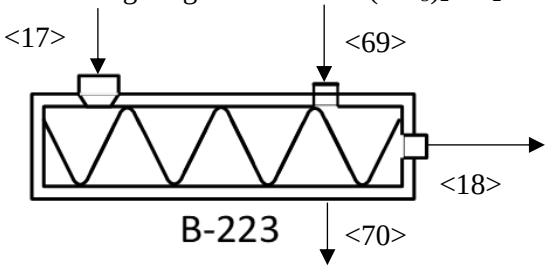


Gambar IV.5 Diagram alir *Continuous Process Filter*

Tabel IV.5 Neraca massa *Continuous Process Filter*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<16>**		**Komponen**	**<19>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
H_3PO_4 (l)	0.0809	79,534.16	H_3PO_4 (l)	0.1048	79,297.50
$Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(s)}$	0.2276	223,608.01	$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.0877	66,390.64
$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.0678	66,588.78	H_2O (l)	0.8075	611,113.35
H_2O (l)	0.6237	612,937.21	**Jumlah**	**1**	**756,801.49**
Jumlah	**1**	**982,668.16**	**Komponen**	**<17>**	
				% m	**massa (kg)**
			H_3PO_4 (l)	0.001	236.66
			$Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(s)}$	0.99	223,608.01
			$Ca(NO_3)_2$ (l)	0.0009	198.14
			H_2O (l)	0.0081	1,823.86
			Jumlah	**1.0000**	**225,866.68**
TOTAL	**982,668.16**		**TOTAL**	**982,668.16**	

6. **Calcium Nitrate Dryer (B-223 A/B/C/D/E)**
Fungsi : Mengeringkan kristal $CA(NO_3)_2.4H_2O$

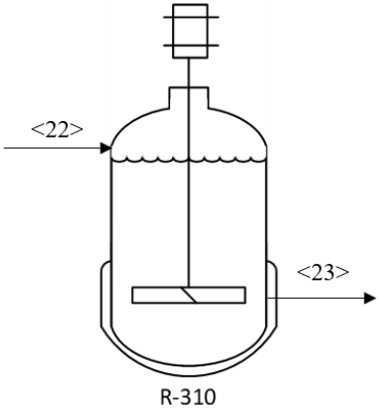


Gambar IV.6 Diagram alir *Calcium Nitrate Dryer*

Tabel IV.6 Neraca massa *Calcium Nitrate Dryer*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<17>**		**Komponen**	**<18>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$Ca(NO_3)_{2\ (l)}$	0.0009	39.63	$Ca(NO_3)_{2\ (l)}$	0.001	39.63
$H_3PO_{4\ (l)}$	0.0010	47.33	$H_3PO_{4\ (l)}$	0.001	47.33
$Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(l)}$	0.990	44,721.60	$Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(l)}$	0.991	44,721.60
$H2O_{(l)}$	0.008	364.77	$H2O_{(l)}$	0.007	336.37
Jumlah	**1.00**	**45,173.34**	**Jumlah**	**1.00**	**45,144.94**
Komponen	**<69>**		**Komponen**	**<70>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$H_2O_{(l)}$	0.004	308.05	$H_2O_{(l)}$	0.004	336.45
Udara Kering	0.996	81,929.43	Udara Kering	0.996	81,929.43
Jumlah	**1.00**	**82,237.48**	**Jumlah**	**1.00**	**82,265.88**
TOTAL	**127,410.82**		**TOTAL**	**127,410.82**	

7. **Triple Superphosphate Reactor Tank (R-310)**
Fungsi : Mereaksikan H_3PO_4 dan $Ca(NO_3)_2$ menjadi $Ca(H_2PO_4)_2$

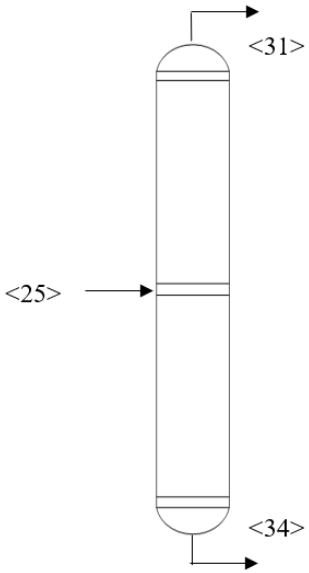


Gambar IV.7 Diagram alir *Triple Superphosphate Reactor Tank*

Tabel IV.7 Neraca massa *Triple Superphosphate Reactor Tank*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<22>**		**Komponen**	**<23>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$H_3PO_{4\ (l)}$	0.0781	79,297.50	$Ca(H_2PO_4)_{2\ (l)}$	0.10	94,696.97
$Ca(NO_3)_{2\ (l)}$	0.0654	66,390.64	$HNO_{3\ (l)}$	0.05	50,991.17
$H_2O_{\ (l)}$	0.6018	611,113.35	$H_2O_{\ (l)}$	0.62	611,113.35
Jumlah	**0.75**	**756,801.49**	**Jumlah**	**0.77**	**756,801.49**

8. **Triple Superphosphate Distillation Column (D-320 A/B/C/D)**
   Fungsi : Meningkatkan kemurnian $Ca(H_2PO_4)_2$ dengan cara memisahkan $Ca(H_2PO_4)_2$ dengan HNO_3



Gambar IV.8 Diagram alir Triple *Superphosphate Distillation Column*

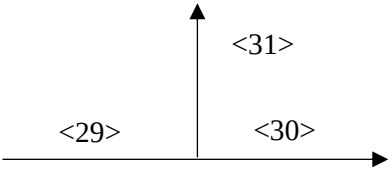
Tabel IV.8 Neraca massa *Triple Superphosphate Distillation Column*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<25>**		**Komponen**	**<31>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
HNO_3	0.0674	12,747.79	HNO_3	0.203	12,747.16
H_2O	0.8075	152,778.34	H_2O	0.797	50,148.44
$Ca(H_2PO_4)_2$	0.1251	23,674.24	$Ca(H_2PO_4)_2$	0.000	0.00
Jumlah	**1.00**	**189,200.37**	**Jumlah**	**1.00**	**62,895.60**
			Komponen	**<34>**	
				% m	**massa (kg)**
			HNO_3	0.000	0.64

		H_2O	0.813	102,629.89
		$Ca(H_2PO_4)_2$	0.187	23,674.24
		Jumlah	**1.00**	**126,304.77**
TOTAL	**189,200.37**	**TOTAL**	**189,200.37**	

9. **Refluks D-320**

Fungsi : *Splitting point* untuk aliran refluks <30> ke D-320 dan aliran *recycle* <31> ke R-110



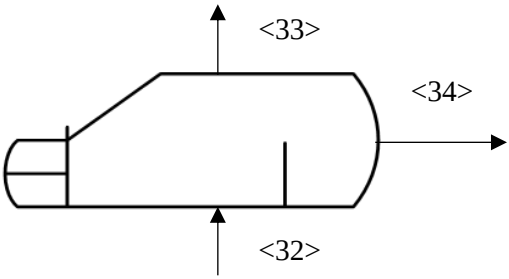
Gambar IV.9 Diagram alir *Refluks D-320*

Tabel IV.9 Neraca Massa *Refluks D-320*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<29>**		**Komponen**	**<30>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
HNO_3	0.2027	44,250.54	HNO_3	0.2027	31,503.39
H_2O	0.7973	174,085.55	H_2O	0.7973	123,937.11
Jumlah	**1.00**	**218,336.10**	**Jumlah**	**1.00**	**155,440.50**
			Komponen	**<31>**	
				% m	**massa (kg)**
			HNO_3	0.2027	12,747.16
			H_2O	0.7973	50,148.44
			Jumlah	**1.00**	**62,895.60**
TOTAL	**218,336.10**		**TOTAL**	**218,336.10**	

10. **Reboiler (E-325 A/B/C/D)**

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian aliran *bottom product* dan dialirkan Kembali ke *Triple Superphosphate Distillation Column* (D-320)



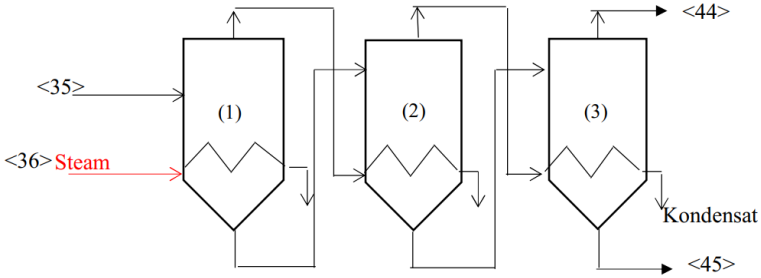
Gambar IV.10 Diagram alir *Reboiler*

Tabel IV.10 Neraca massa *Reboiler*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<32>**		**Komponen**	**<33>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
HNO_3	5E-06	0.93	HNO_3	6E-06	0.29
H_2O	0.8637	150,063.80	H_2O	1.000	47,433.91
$Ca(H_2PO_4)_2$	0.1363	23,674.24	**Jumlah**	**1.00**	**47,434.21**
Jumlah	**1.00**	**173,738.98**			
			Komponen	**<34>**	
				% m	**massa (kg)**
			HNO_3	5E-06	0.64
			H_2O	0.813	102,629.89
			$Ca(H_2PO_4)_2$	0.187	23,674.24
			Jumlah	**1.00**	**126,304.77**
TOTAL	**173,738.98**		**TOTAL**	**173,738.98**	

11. **Evaporator (V-332 A/B/C)**

Fungsi : Memekatkan larutan $Ca(H_2PO_4)_2$ menjadi 99%

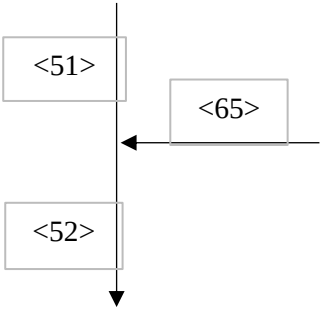


Gambar IV.11 Diagram alir *Evaporator*

Tabel IV.11 Neraca massa *Evaporator*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<35>**		**Komponen**	**<44>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
HNO_3	5E-06	0.64	HNO_3	6E-06	0.64
H_2O	0.8126	102,629.89	H_2O	1	102,390.76
$Ca(H_2PO_4)_2$	0.1874	23,674.24	**Jumlah**	**1.00**	**102,391.40**
Jumlah	**1.00**	**126,304.77**			
			Komponen	**<45>**	
				% m	**massa (kg)**
			H_2O	0.010	239.13
			$Ca(H_2PO_4)_2$	0.990	23,674.24
			Jumlah	**1.00**	**23,913.38**
TOTAL	**126,304.77**		**TOTAL**	**126,304.77**	

12. **Mixing point aliran <51> dan <65>**

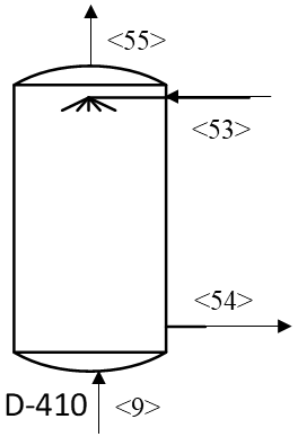


Gambar IV.12 Diagram alir *Mixing Point* aliran <51> dan <65>

Tabel IV.12 Neraca massa *Mixing Point* aliran <51> dan <65>

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<51>**		**Komponen**	**<52>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$H_2O_{(l)}$	1.00	377.06	$HF_{(l)}$	0.02	424.48
Jumlah	**1**	**377.06**	$H_2O_{(l)}$	0.98	24,410.89
Komponen	**<65>**		**Jumlah**	**1**	**24,835.37**
	% m	**massa (kg)**			
$HF_{(l)}$	0.02	424.48			
$H_2O_{(l)}$	0.98	24,033.83			
Jumlah	**1.00**	**24,458.31**			
TOTAL	**24,835.37**		**TOTAL**	**24,835.37**	

13. **Fluoride Acid Scrubber *(D-410)***
Fungsi : Men-*scrub* gas HF yang terbentuk dari reaksi dengan *process water*

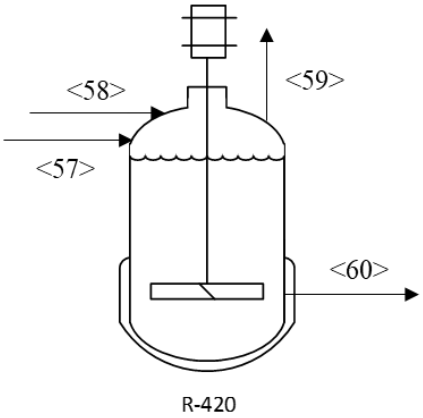


Gambar IV.13 Diagram alir *Fluoride Acid Scrubber*

Tabel IV.13 Neraca massa *Fluoride Acid Scrubber*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<9>**		**Komponen**	**<54>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$HF_{(g)}$	1	5,414.31	$HF_{(l)}$	0.2	5,730.51
Jumlah	**1**	**5,414.31**	$H_2O_{(l)}$	0.8	22,922.03
Komponen	**<53>**		**Jumlah**	**1**	**28,652.54**
	% m	**massa (kg)**	**Komponen**	**<55>**	
$HF_{(l)}$	0.0171	424.48		**% m**	**massa (kg)**
$H_2O_{(l)}$	0.9829	24,410.89	$HF_{(g)}$	0.0678	108.29
Jumlah	**1**	**24,835.37**	$H_2O_{(g)}$	0.9322	1,488.86
			Jumlah	**1**	**1,597.14**
TOTAL	**30,249.69**		**TOTAL**	**30,249.69**	

14. **Calcium Fluoride Reactor Tank *(R-420)***
Fungsi : Mereaksikan larutan HF dengan $CaCO_3$ menjadi larutan CaF_2

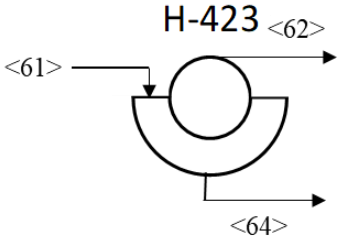


Gambar IV.14 Diagram alir *Calcium Fluoride Reactor Tank*

Tabel IV.14 Neraca massa *Calcium Fluoride Reactor Tank*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<58>**		**Komponen**	**<60>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$CaCO_{3\ (s)}$	0.99	14,335.18	$CaCO_{3\ (s)}$	0.03	1,061.87
$MgCO_{3\ (s)}$	0.01	78.47	$HF_{\ (l)}$	0.01	424.48
Jumlah	1	14,413.65	$CaF_{2\ (s)}$	0.28	10,354.27
Komponen	**<57>**		$H_2O_{\ (l)}$	0.68	25,311.01
	% m	**massa (kg)**	$MgCO_{3\ (s)}$	0.00	78.47
$HF_{\ (l)}$	0.20	5,730.51	**Jumlah**	1	37,230.10
$H_2O_{\ (l)}$	0.80	22,922.03	**Komponen**	**<59>**	
Jumlah	1	28,652.54		**% m**	**massa (kg)**
			$CO_{2\ (g)}$	1	5,836.09
			Jumlah	1	5,836.09
TOTAL	**43,066.20**		**TOTAL**	**43,066.20**	

15. **Continuous Process Filter *(H-423)***
Fungsi : Memisahkan kristal CaF_2 dari larutan yang tidak bereaksi

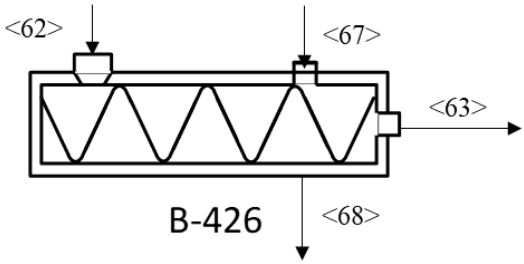


Gambar IV.15 Diagram alir *Continuous Process Filter*

Tabel IV.15 Neraca massa *Continuous Process Filter*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<61>**		**Komponen**	**<62>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$CaCO_{3\ (s)}$	0.0285	1,061.87	$CaF_{2\ (s)}$	0.8107	10,354.27
$HF_{\ (aq)}$	0.0114	424.48	$CaCO_{3\ (s)}$	0.0831	1,061.87
$CaF_{2\ (s)}$	0.2781	10,354.27	$MgCO_{3\ (s)}$	0.0061	78.47
$H_2O_{\ (l)}$	0.6799	25,311.01	$H_2O_{\ (l)}$	0.1	1,277.18
$MgCO_{3\ (s)}$	0.0021	78.47	**Jumlah**	1	12,771.79
Jumlah	0.9601	37,230.10	**Komponen**	**<64>**	
				% m	**massa (kg)**
			$HF_{\ (aq)}$	0.0174	424.48
			$H_2O_{\ (l)}$	0.9826	24,033.83
			Jumlah	1	24,458.31
TOTAL	**37,230.10**		**TOTAL**	**37,230.10**	

16. **Calcium Fluoride Dryer *(B-426)***
Fungsi : Mengeringkan kristal CaF_2



Gambar IV.16 Diagram alir *Calcium Fluoride Dryer*

Tabel IV.16 Neraca massa *Calcium Fluoride Dryer*

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**<62>**		**Komponen**	**<63>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$CaF_{2\ (s)}$	0.81	10,354.27	$CaF_{2\ (s)}$	0.88	10,354.27
$CaCO_{3\ (s)}$	0.08	1,061.87	$CaCO_{3\ (s)}$	0.09	1,061.87
$MgCO_{3\ (s)}$	0.01	78.47	$MgCO_{3\ (s)}$	0.01	78.47
$H2O_{(l)}$	0.10	1,277.18	$H_2O_{(l)}$	0.02	234.58
Jumlah	**1.00**	**12,771.79**	**Jumlah**	**1.00**	**11,729.19**
Komponen	**<67>**		**Komponen**	**<68>**	
	% m	**massa (kg)**		**% m**	**massa (kg)**
$H_2O_{(l)}$	0.02	1,143.73	$H_2O_{(l)}$	0.03	2,186.32
Udara Kering	0.98	60,836.56	Udara Kering	0.97	60,836.56
Jumlah	**1.00**	**61,980.28**	**Jumlah**	**1.00**	**63,022.88**
TOTAL	**74,752.07**		**TOTAL**	**74,752.07**	

IV.2. **Neraca Energi**

Setelah perhitungan neraca massa dilakukan, selanjutnya adalah perhitungan neraca energi dimana berlaku persamaan berikut:

$$\Delta E = \Delta(U + E_K + E_P) = Q + W$$

Sumber : Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 7th ed. , 2004, hal 649, David M. Himmelblau

Dengan asumsi bahwa perhitungan didasarkan pada prinsip *open system, steady state*, tidak ada perubahan v dan h, adiabatis, dan tidak ada kerja, maka $\Delta E_K = \Delta E_P = \Delta E = Q = W = 0$. Kemudian $\Delta E = \Delta U \approx \Delta H$, maka:

$$\Delta H = 0$$

$$\Delta H = \Delta H_{output} - \Delta H_{input}$$

$$\Delta H = m \times C_P \int_{T_{ref}}^{T_{out}} dT - m \times C_P \int_{T_{ref}}^{T_{in}} dT$$

$$\Delta H = m \times C_P \int_{T_{ref}}^{T_{out}} dT + m \times C_P \int_{T_{in}}^{T_{ref}} dT$$

$$\Delta H = \Delta H_{input} + \Delta H_{output}$$

Perhitungan neraca energi untuk mencari C_P campuran:

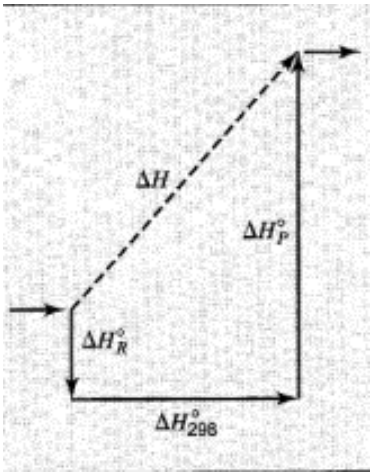
$$C_{P\,mix} = \Sigma \left(fraksi\ mol_i \times \int_{T_{ref}}^{T_i} C_p\ dT \right)$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi:

Menentukan $\Delta H_{rxn\ 298.15K}$

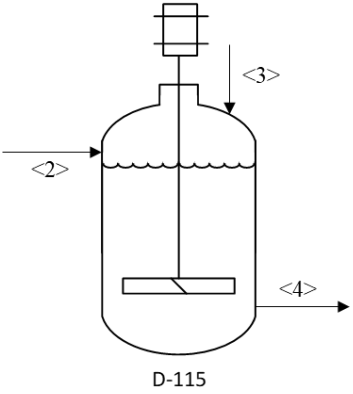
$$\Delta H_{rxn\ 298.15K} = \Delta H_{f\ 298.15K}\ produk + \Delta H_{f\ 298.15K}\ reaktan$$

$$\Delta H = \Delta H_{input} + \Delta H_{rxn\ 298.15K} + \Delta H_{output}$$



Basis perhitungan = kJ/jam
Suhu *reference* = 25°C

1. **Dilute Nitric Acid Tank *(D-115)***
   Fungsi : Mengencerkan HNO_3 hingga konsentrasinya 20 %wt



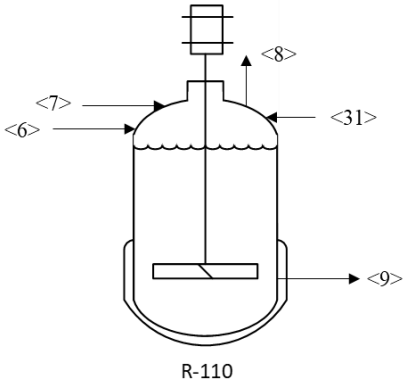
Gambar IV.17 Diagram alat *Dilute Nitric Acid Tank*

Tabel IV.17 Neraca energi *Dilute Nitric Acid Tank*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	ΔH Aliran Masuk	9,471,118.44	ΔH Aliran Keluar	9,186,984.89
2			Q_{loss}	284,133.55
	TOTAL	**9,471,118.44**		**9,471,118.44**

2. **Acidulation Reactor Tank *(R-110)***

Fungsi : Mereaksikan batuan fosfat dengan HNO_3 20 %wt



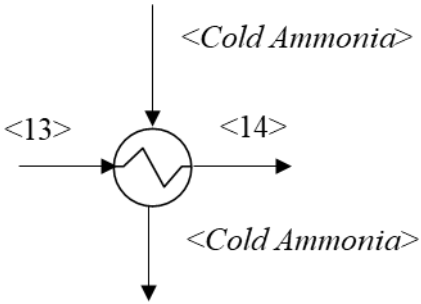
Gambar IV.18 Diagram alir *Acidulation Reactor Tank*

Tabel IV.18 Neraca energi *Acidulation Reactor Tank*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	$\Delta H_{reaktan}$	46,431,688.65	ΔH_{produk}	140,014,359.76
2	ΔH_{rxn}	114,393,249.26	Q_{loss}	1,040,528.91
3			Q_{CW}	19,770,049.25
	TOTAL	**160,824,937.92**		**160,824,937.92**

3. **1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler *(E-212)***

Fungsi : Mendinginkan larutan hasil reaksi dari *Acidulation Reactor Tank* sebelum masuk ke *2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

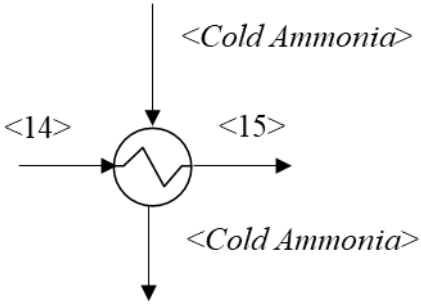


Gambar IV.19 Diagram alir *1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

Tabel IV.19 Neraca energi *1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	148,054,555.52	ΔH Aliran Keluar	55,564,805.56
2			$Q_{Cold\ Ammonia}$	92,489,749.97
	TOTAL	**148,054,555.52**		**148,054,555.52**

4. **2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler *(E-213)***
   Fungsi : Mendinginkan larutan dari *1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler* sebelum masuk ke *Chilled Agitated Tank*



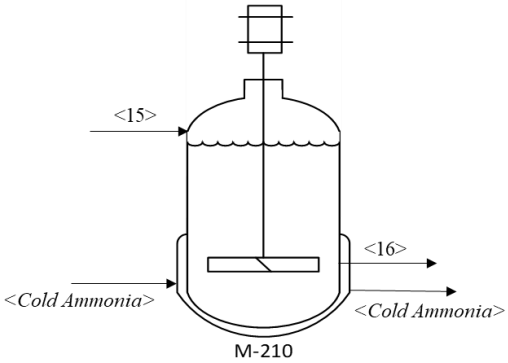
Gambar IV.20 Diagram alir *2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

Tabel IV.20 Neraca energi *2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	ΔH Aliran Masuk	55,564,805.56	ΔH Aliran Keluar	-37,117,711.22
2			$Q_{Cold\ Ammonia}$	92,682,516.78
	TOTAL	**55,564,805.56**		**55,564,805.56**

5. **Chilled Agitated Tank *(M-210)***

Fungsi : Memisahkan $Ca(NO_3)_2$ berlebih dengan cara mengristalkan 70 %wt $Ca(NO_3)_2$



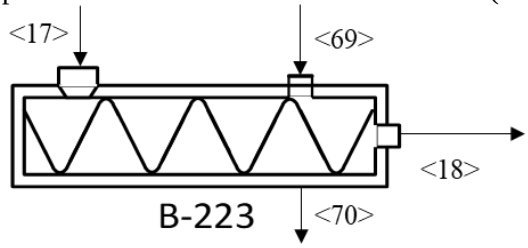
Gambar IV.21 Diagram alir *Chilled Agitated Tank*

Tabel IV.21 Neraca energi *Chilled Agitated Tank*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	ΔH Aliran Masuk	-37,117,711.22	ΔH Aliran Keluar	-48,562,334.30
2			Q_{loss}	572,231.15
3			$Q_{Cold\ Ammonia}$	10,872,391.92
	TOTAL	**-37,117,711.22**		**-37,117,711.22**

6. **Calcium Nitrate Dryer *(B-223 A/B/C/D/E)***

Fungsi : Mengeringkan kristal $Ca(NO_3)_2.4H_2O$ (s) yang telah dipisahkan oleh *Process Continuous Filter* (H-220)



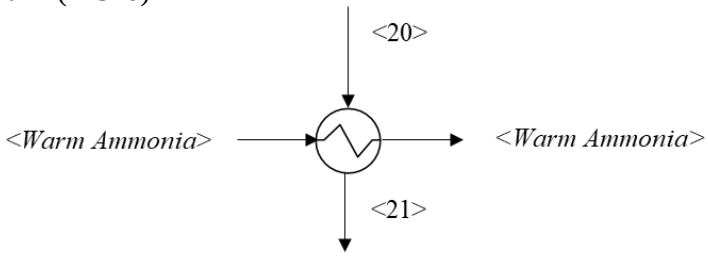
Gambar IV.22 Diagram alir *Calcium Nitrate Dryer*

Tabel IV.22 Neraca energi *Calcium Nitrate Dryer*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	22,890,462.86	ΔH Aliran Keluar	22,890,462.86
2			Q_{loss}	0.00
	TOTAL	**22,890,462.86**		**22,890,462.86**

7. **TSP Reactor Tank Preheater *(E-311 A/B)***

Fungsi : Memanaskan larutan $Ca(NO_3)_2$ dan H_3PO_4 dengan *warm ammonia* sebelum bereaksi di *TSP Reactor Tank* (R-310)

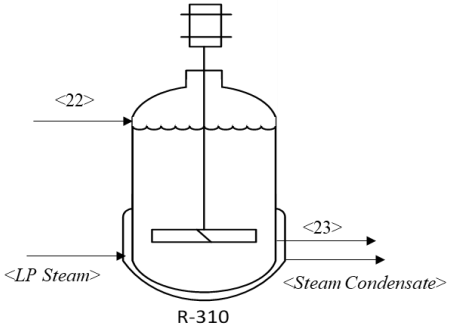


Gambar IV.23 Diagram alir *TSP Reactor Tank Preheater*

Tabel IV.23 Neraca energi *TSP Reactor Tank Preheater*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	ΔH Aliran Masuk	-21,969,258.72	ΔH Aliran Keluar	59,690,978.11
2	$Q_{Warm\ Ammonia}$	81,660,236.83		
	TOTAL	**59,690,978.11**		**59,690,978.11**

8. **Triple Superphosphate Reactor Tank *(R-310)***
Fungsi : Mereaksikan H_3PO_4 dan $Ca(NO_3)_2$ menjadi $Ca(H_2PO_4)_2$

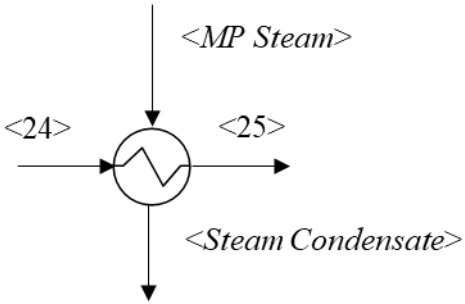


Gambar IV.24 Diagram alir *Triple Superphosphate Reactor Tank*

Tabel IV.24 Neraca energi *Triple Superphosphate Reactor Tank*

	Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
1	$\Delta H_{reaktan}$	119,381,956.22	ΔH_{produk}	119,757,008.13
2	$Q_{LP\ Steam}$	32,773,015.24	Q_{loss}	1,638,650.76
3			ΔH_{rxn}	30,759,312.57
	TOTAL	**152,154,971.46**		**152,154,971.46**

9. **Triple Superphosphate Preheater *(E-321 A/B/C/D)***
Fungsi : Memanaskan *feed* sebelum masuk ke *Distillation Column* (D-320)



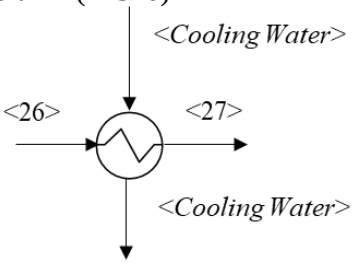
Gambar IV.25 Diagram alir *Triple Superhosphate Preheater*

Tabel IV.25 Neraca energi *Triple Superphosphate Preheater*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	28,664,390.95	ΔH Aliran Keluar	374,446,048.1
2	Q_{steam}	356,475,935.2	Q_{loss}	10,694,278.06
	TOTAL	**385,140,326.13**	**TOTAL**	**385,140,326.13**

10. **Condenser *(E-322)***

Fungsi : Mengondensasi distilat dari *top outlet Distillation Column* (D-320)



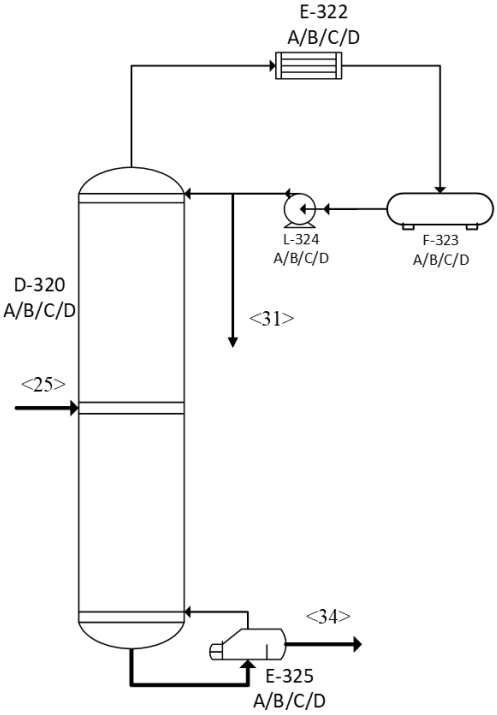
Gambar IV.26 Diagram alir *Condenser*

Tabel IV.26 Neraca energi *Condenser*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	424,897,534.4	ΔH Aliran Keluar	0
2			Q_{CW}	424,897,534.4
	TOTAL	**424,897,534.41**	**TOTAL**	**424,897,534.41**

11. **Distillation Column *(D-320 A/B/C/D)***

Fungsi : Memisahkan $Ca(H_2PO_4)_2$ dari HNO_3



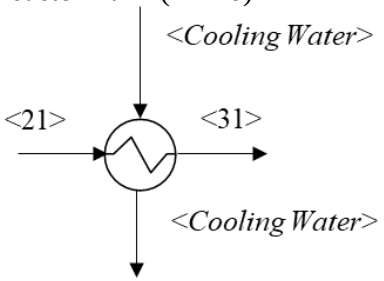
Gambar IV.27 Diagram alir *Distillation Column*

Tabel IV.27 Neraca energi *Distillation Column*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	374,446,048.1	ΔH Aliran Keluar	54,023,203.9
2	Q_{Steam}	107,705,866.25	Q_{loss}	3,231,176.0
3			Q_{CW}	424,897,534.4
	TOTAL	**482,151,914.32**	**TOTAL**	**482,151,914.32**

12. **Recycle Cooler *(E-326)***

Fungsi : Mendinginkan larutan yang akan di-*recycle* ke *Acidulation Reactor Tank* (R-110)



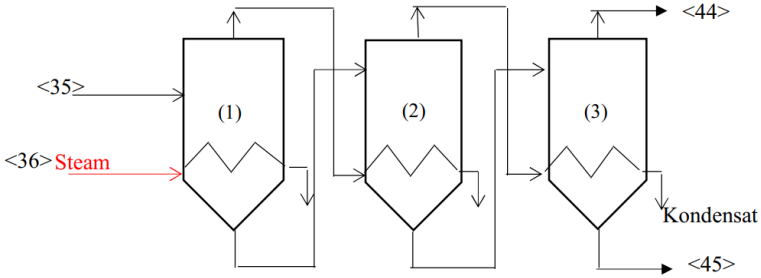
Gambar IV.28 Diagram alir *Recycle Cooler*

Tabel IV.28 Neraca energi *Recycle Cooler*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	76,976,775.72	ΔH Aliran Keluar	39,814,506.95
2			Q_{CW}	37,162,268.77
	TOTAL	**76,976,775.72**		**76,976,775.72**

13. **Evaporator (V-332 A/B/C)**

Fungsi : Memekatkan larutan *Triple Superphosphate* menjadi 99%



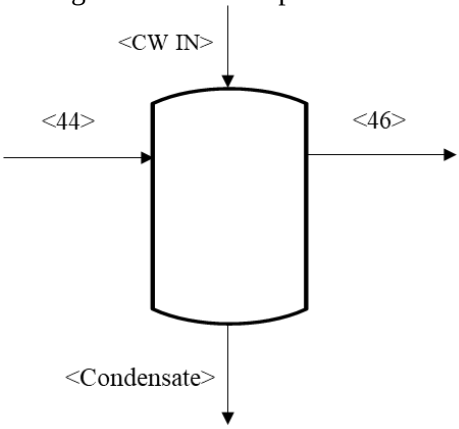
Gambar IV.29 Diagram alir *Evaporator*

Tabel IV.29 Neraca energi *Evaporator*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH_{feed}	75,437,211.96	$\Delta H_{product}$	5,029,262.07
2	ΔH_{steam}	202,826,199.68	ΔH_{vapor}	141,932,573.72
3			ΔH kondensat 1	35,715,705.36
4			ΔH kondensat 2	33,547,709.84
5			ΔH kondensat 3	61,900,040.78
6			Q_{loss}	138,119.87
	TOTAL	**278,263,411.64**	**TOTAL**	**278,263,411.64**

14. **Barometric Condenser *(E-334)***

Fungsi : Mengondensasikan uap dari *Steam Jet Ejector*



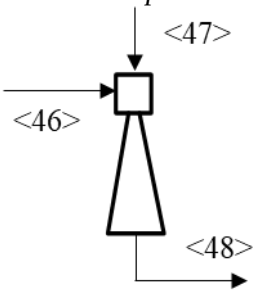
Gambar IV.30 Diagram alir *Barometric Condenser*

Tabel IV.30 Neraca energi *Barometric Condenser*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH_{in}	141,153,893.83	ΔH_{out}	37,310,111.94
2			Q_{CW}	103,843,781.88
	Total	**141,153,893.83**	Total	**141,153,893.83**

15. **Steam Jet Ejector *(G-335)***

Fungsi : Memvakumkan *Evaporator*



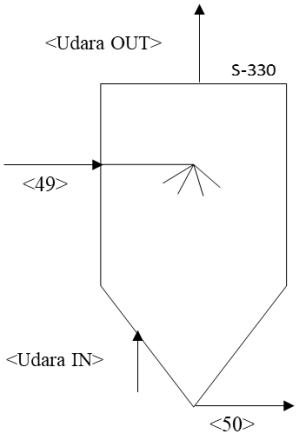
Gambar IV.31 Diagram alir *Steam Jet Ejector*

Tabel IV.31 Neraca energi *Steam Jet Ejector*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH_{udara}	1,153.69	ΔH_{cond}	464,085.18
2	ΔH_{steam}	487,296.30	Q_{loss}	24,364.82
	TOTAL	**488,449.99**	**TOTAL**	**488,449.99**

16. **Prilling Tower *(S-330)***

Fungsi : Mengristalkan larutan *Triple Superphosphate* yang sudah dipekatkan dengan *Evaporator*

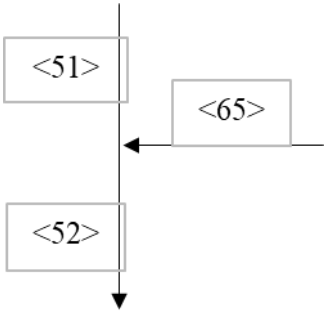


Gambar IV.32 Diagram alir *Prilling Tower*

Tabel IV.32 Neraca energi *Prilling Tower*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	22,743,212.78	ΔH Aliran Keluar	17,057,409.58
2			Q_{udara}	5,685,803.19
	TOTAL	**22,743,212.78**		**22,743,212.78**

17. **Mixing Point aliran <51> dan <65>**

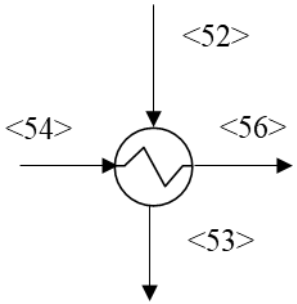


Gambar IV.33 Diagram alir *Mixing Point* aliran <51> dan <65>

Tabel IV.33 Neraca energi *Mixing Point* aliran <51> dan <65>

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	1,728,716.73	ΔH Aliran Keluar	1,676,855.23
2			Q_{loss}	51,861.50
	TOTAL	**1,728,716.73**		**1,728,716.73**

18. **Hydrogen Fluoride Heat Exchanger *(E-413)***
Fungsi : Mendinginkan larutan HF hasil dari *Scrubber* dengan menukar panas dengan aliran *recycle* yang akan menjadi *feed Scrubber*



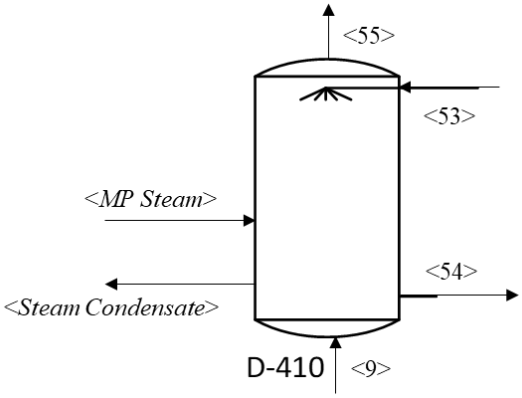
Gambar IV.34 Diagram alir *Hydrogen Fluoride Heat Exchanger*

Tabel IV.34 Neraca energi *Hydrogen Fluoride Heat Exchanger*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	10,849,073.67	ΔH Aliran Keluar	10,849,073.67
	TOTAL	**10,849,073.67**		**10,849,073.67**

19. **Fluoride Acid Scrubber *(D-410)***

Fungsi : Men-*scrub* gas HF yang terbentuk dari reaksi dengan *process water*



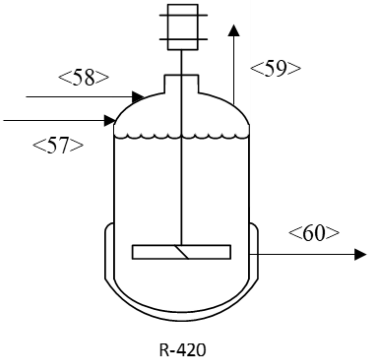
Gambar IV.35 Diagram alir *Fluoride Acid Scrubber*

Tabel IV.35 Neraca energi *Fluoride Acid Scrubber*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	5,011,045.32	ΔH Aliran Keluar	12,769,860.99
2	$Q_{MP\ Steam}$	8,167,174.39	Q_{loss}	408,358.72
	TOTAL	**13,178,219.71**		**13,178,219.71**

20. **Calcium Fluoride Reactor Tank *(R-420)***

Fungsi : Mereaksikan larutan HF dan $CaCO_3$ menjadi larutan CaF_2



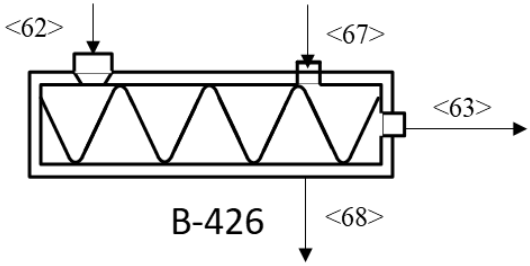
Gambar IV.36 Diagram alir *Calcium Fluoride Reactor Tank*

Tabel IV.36 Neraca energi *Calcium Fluoride Reactor Tank*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	$\Delta H_{reaktan}$	6,223,125.07	ΔH_{produk}	2,056,769.01
2	ΔH_{rxn}	4,366,205.42	Q_{loss}	426,628.07
3			$Q_{Cold\ Ammonia}$	8,105,933.40
	TOTAL	**10,589,330.48**		**10,589,330.48**

21. **Calcium Fluoride Dryer *(B-426)***

Fungsi : Mengeringkan kristal CaF_2 yang terbentuk dari *Calcium Fluoride Reactor Tank*



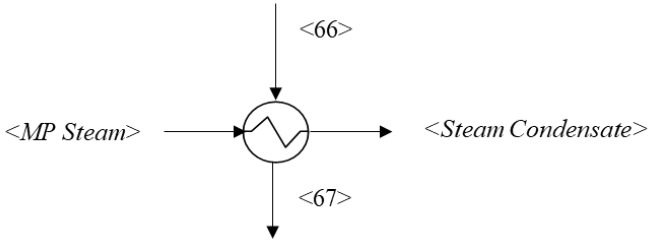
Gambar IV.37 Diagram alir *Calcium Fluoride Dryer*

Tabel IV.37 Neraca energi *Calcium Fluoride Dryer*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	13,827,389.40	ΔH Aliran Keluar	13,827,389.40
2			Q_{loss}	0.00
	TOTAL	**13,827,389.40**		**13,827,389.40**

22. **Air Preheater *(E-429 A/B)***

Fungsi : Memanaskan udara untuk mengeringkan kristal CaF_2



Gambar IV.38 Diagram alir *Air Preheater*

Tabel IV.38 Neraca energi *Air Preheater*

	Energi Masuk (kJ)		**Energi Keluar (kJ)**	
1	ΔH Aliran Masuk	1,181,855.03	ΔH Aliran Keluar	29,669,877.67
2	$Q_{MP\ Steam}$	29,987,392.25	Q_{loss}	1,499,369.61
	TOTAL	**31,169,247.28**		**31,169,247.28**

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra-Desain Pabrik *Triple Superphosphate* dari batuan fosfat ini adalah sebagai berikut:

1. Acidulation Reactor Tank *(R-110)*

Tabel V.1 Spesifikasi *Acidulation Reactor Tank*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	*Acidulation Reactor Tank* (R-110)			
Fungsi	Mereaksikan $HNO_{3\,(l)}$ dengan batuan fosfat			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas dan tutup bawah *flanged and standard dished* dan agitator tipe *three-blade propeller* dan berpendingin jaket			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	1,020,948.75			
Tekanan desain	46.58	psia	3.17	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	42,728.98	ft^3	1,209.95	m^3
Tinggi total	58.18	ft	17.73	m
Diameter Silinder	31.65	ft	9.65	m
Tebal silinder	0.38	in	0.95	cm
Tebal Tutup Atas	0.63	in	1.59	cm

Tebal Tutup Bawah	1.25	in	3.18	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	1,296.30			
Waktu pencampuran (t)	1.81			
Diameter agitator	9.50	ft	2.89	m
Lebar agitator	1.90	ft	0.58	m
Lebar *Baffle*	2.64	ft	0.80	m
Jarak agitator dari dasar	10.55	ft	3.22	m
Koil				
NPS	6.00			
Diameter luar (OD)	6.63	in	16.83	cm
Diameter dalam (ID)	6.07	in	15.41	cm
Sch. number	40.00			
Panjang koil	290.80	ft	88.64	m
Jumlah lilitan koil	4.18			
Pressure drop	7.02	psi	0.48	atm
Jumlah (Unit)	1.00			
Harga alat	Rp 54,544,799,325.26			

2. **Phosphate Rock Storage *(F-111)***

Tabel V.2 Spesifikasi *Phosphate Rock Storage*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Phosphate Rock Storage* (F-111)
Fungsi	Menyimpan *raw material* yang berupa batuan fosfat
Bentuk Tangki	

	Bejana silinder dengan tutup atas *flanged and standard dished* dan tutup bawah *conical* 120^o			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ hari)	4,038,747.90			
Tekanan desain	110.32	psia	7.51	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	55,713.69	ft^3	1,577.64	m^3
Tinggi total	67.85	ft	20.68	m
Diameter Silinder (ft)	34.66	ft	10.56	m
Tebal silinder (in)	0.38	in	0.95	cm
Tebal Tutup Atas (in)	0.63	in	1.59	cm
Tebal Tutup Bawah (in)	2.00	in	5.08	cm
Jumlah (Unit)	1			
Harga Alat	Rp 3.810.561.414.0			

3. **Belt Conveyor *(J-112)***

Tabel V.3 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	Belt Conveyor (J-112)
Fungsi	Mengangkut batuan fosfat dari F-111 ke R-110
Tipe	Through belt idler 10^o
Kapasitas (kg/jam)	269,249.86
Lebar belt (in)	14
Panjang Conveyor (ft)	50

Jarak conveyor (ft)	49.21
Inclination (º)	10
Belt Speed (ft/menit)	815.91
Power (hp)	3.860
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 265,546,202.31

4. **Nitric Acid Storage Tank *(F-113)***

Tabel V.4 Spesifikasi *Nitric Acid Storage Tank*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Nitric Acid Storage Tank* (F-113)			
Fungsi	Menyimpan raw material yang berupa $HNO_{3\,(l)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah *flanged and standard dished*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ hari)	4,781,795.55			
Tekanan desain	72.72	psia	4.95	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	139,790.99	ft^3	3,958.44	m^3
Tinggi total	86.36	ft	26.32	m
Diameter Silinder	46.99	ft	14.32	m
Tebal silinder	0.50	in	1.27	cm
Tebal Tutup Atas	0.63	in	1.59	cm
Tebal Tutup Bawah	2.75	in	6.99	cm

Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 17,194,518,942.26

5. **Nitric Acid Pump *(L-114)***

Tabel V.5 Spesifikasi *Nitric Acid Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Nitric Acid Pump* (L-114)
Fungsi	Memompa HNO_3 menuju *Dilute Nitric Acid Tank* (D-115)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	170,348.48
Daya Pompa (hp)	8.92 ≈ 10
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 12 in Sch. 40
Panjang Pipa (m)	165.24
Beda Ketinggian (m)	8
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 218,874,445.54

6. **Dilute Nitric Acid Tank *(D-115)***

Tabel V.6 Spesifikasi *Dilute Nitric Acid Tank*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Dilute Nitric Acid Tank* (D-115)
Fungsi	Mengencerkan HNO_3 hingga 20 % wt
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas dan tutup bawah

	flanged and standard dished dan agitator tipe *three-blade propeller*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	601,085.18			
Tekanan desain	22.98	psia	1.56	atm
Tekanan operasi	19.10	psia	1.30	atm
Dimensi Tangki				
Volume	26,492.86	ft^3	750.19	m^3
Tinggi total	49.61	ft	15.12	m
Diameter Silinder	26.99	ft	8.23	m
Tebal silinder	0.38	in	0.95	cm
Tebal Tutup Atas	0.67	in	1.69	cm
Tebal Tutup Bawah	1.00	in	2.54	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	1,227.70			
Waktu pencampuran (t)	2.03			
Diameter agitator	8.10	ft	2.47	m
Lebar agitator	1.62	ft	0.49	m
Lebar *Baffle*	2.25	ft	0.69	m
Jarak agitator dari dasar	9.00	ft	2.74	m
Jumlah (Unit)	1			
Harga alat	Rp 43,060,328,418.11			

7. **Horizontal Cylindrical Storage *(F-116)***

Tabel V.7 Spesifikasi *Horizonal Cylindrical Storage*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Horizontal Cylindrical Storage* (F-116)

Fungsi	Sebagai *buffer tank* larutan $HNO_{3\ (l)}$ 20 % wt			
Bentuk Tangki	Bejana silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan *flanged and standard dished*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	601,085.18			
Dimensi Tangki				
Volume	24,837.05	ft^3	703.31	m^3
Tinggi total	48.55	ft	14.80	m
Diameter Silinder	26.42	ft	8.05	m
Tebal silinder	0.44	in	1.11	cm
Tebal Tutup Atas	0.44	in	1.11	cm
Tebal Tutup Bawah	0.44	in	1.11	cm
Jumlah (Unit)	1			
Harga alat	Rp 8,070,995,179.28			

8. **Dilute Nitric Acid Pump *(L-117)***

Tabel V.8 Spesifikasi *Dilute Nitric Acid Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Dilute Nitric Acid Pump* (L-117)
Fungsi	Memompa HNO3 20% menuju *Acidulation Reactor Tank* (R-110)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Comercial steel*
Kapasitas (kg/ jam)	851,742.41
Daya Pompa (hp)	31.38 ≈ 40
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 18 in sch 40

Panjang Pipa (m)	238.08
Beda Ketinggian (m)	7
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 289,686,766.16

9. **Process Continuous Filter *(H-118)***

Tabel V.9 Spesifikasi *Process Continuous Filter*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	*Process Continuous Filter* (H-118)			
Fungsi	Memisahkan impurities yang terbentuk dari *Acidulation Reactor Tank* (R-110)			
Bentuk Tangki	Filter dengan tipe *continuous* dan jenis *rotary drum vacuum filter*			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	1,015,534.43			
Tekanan operasi	-11.07	psig	0.75	atm
Submergence level (%)	0.375			
Mekanisme solid discharge	Scraper Knife			
Kecepatan angular (rpm)	1.00			
Jenis kain penyaring	Plain dutch woven wire (sintered mesh)			
Absolute micron retention	50-63			
Luas filtrasi	141.29	ft^2	13.13	m^2
Harga alat	Rp 3,236,444,926.33			

10. **Fluoride Acid Blower *(G-119)***

Tabel V.10 Spesifikasi *Fluoride Acid Blower*

Spesifikasi	Keterangan

Nama Alat	*Fluoride Acid Blower* (G-119)
Fungsi	Memindahkan gas HF menuju *Fluoride Acid Srubber* (D-410)
Tipe	*Centrifugal fan* dengan *backward - curved*
Kapasitas (kg/ jam)	5,414.31
Power (kW)	172.46
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 119,093,448.31

11. **Chilled Agitated Tank *(M-210)***

Tabel V.11 Spesifikasi *Chilled Agitated Tank*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Chilled Agitated Tank* (M-210)			
Fungsi	Memisahkan *mother liquor* dengan $Ca(NO_3)_{2\,(l)}$ dengan cara mengristalkan $Ca(NO_3)_2.4H_2O_{\,(s)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas dan tutup bawah *flanged and standard dished* dan agitator tipe *three-blade propeller*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	982,668.16			
Dimensi Tangki				
Volume	41,125.69	ft^3	1,164.55	m^3
Tinggi total	57.44	ft	17.51	m
Diameter Silinder	336.38	ft	9.53	m
Tebal silinder	0.31	in	0.79	cm
Tebal Tutup Atas	0.50	in	1.27	cm

Tebal Tutup Bawah	1.25	in	3.18	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	360.38			
Waktu pencampuran (t)	1.83			
Diameter agitator	9.38	ft	2.86	m
Lebar agitator	1.88	ft	0.57	m
Lebar *Baffle*	2.60	ft	0.79	m
Jarak agitator dari dasar	10.42	ft	3.18	m
Desain *Jacket*				
Luas jaket pendingin	321.26	ft^2	29.85	m^2
Jumlah (Unit)	1			
Harga alat	Rp 53,489,051,999.71			

12. **Product Slurry Pump *(L-211)***

Tabel V.12 Spesifikasi *Product Slurry Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Product Slurry Pump* (L-211)
Fungsi	Memompa produk slurry dari *Continuous Process Filter* (H-118) menuju *Chilled Agitated Tank Cooler* (E-212)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	982,391.23
Daya Pompa (hp)	27.64 ≈ 30
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 18 in sch. 40
Panjang Pipa (m)	36.51

Beda Ketinggian (m)	0.51
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 289,686,766.16

13. 1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler *(E-212)*

Tabel V.13 Spesifikasi *1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama alat	*1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler* (E-212)			
Fungsi	Mendinginkan larutan dari *Acidulation Reaction Tank* (R-110) sebelum masuk ke *2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler* (E-213)			
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*			
Dimensi *Shell*				
Shell ID	29.00	in	0.74	m
Baffle space	19.00	in	0.48	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	1.34	psi	0.09	bar
Dimensi *Tube*				
Jumlah *tube*	376			
Panjang *tube*	20.00	ft	6.10	m
Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	2			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m

Jenis *tube*	18 BWG			
Tube pressure drop	8.96	psi	0.617	bar
Harga alat	Rp 1,656,042,679.86			

14. 2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler *(E-213)*

Tabel V.14 Spesifikasi *2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama alat	*2nd Stage Chilled Agitated Tank Cooler* (E-213)			
Fungsi	Mendinginkan larutan dari *1st Stage Chilled Agitated Tank Cooler* (E-212) sebelum masuk ke *Chilled Agitated Tank (M-210)*			
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*			
Dimensi Shell				
Shell ID	33.00	in	0.84	m
Baffle space	10.00	in	0.25	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	3.72	psi	0.26	bar
Dimensi Tube				
Jumlah *tube*	522			
Panjang *tube*	20.00	ft	6.10	m
Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	2			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m

Jenis *tube*	18 BWG			
Tube pressure drop	5.69	psi	0.392	bar
Harga alat	Rp 1,163,575,177.39			

15. **Screw Conveyor *(J-214)***

Tabel V.15 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Screw Conveyor* (J-214)
Fungsi	Mengangkut produk *slurry* dari *Chilled Agitated Tank* (M-210) menuju *Continuous Process Filter* (H-220)
Tipe	*Screw Conveyor Pipe-Mouted Spiral Flights*
Kapasitas (ton/jam)	982.67
Panjang *screw* (ft)	75.00
Diameter *shaft (in)*	3.00
Kecepatan *belt* (r/min)	1,228.34
Power Motor (hp)	245.67
Jumlah (Unit)	1.00
Harga alat	Rp 56,327,982.31

16. **Process Continuous Filter *(H-220)***

Tabel V.16 Spesifikasi *Process Continuous Filter*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Process Continuous Filter* (H-220)
Fungsi	Memisahkan kristal $Ca(NO_3)_2.4H_2O_{(s)}$ dari *mother liquor*

Bentuk Tangki	Filter dengan tipe *continuous* dan jenis *rotary drum vacuum filter*			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	982,668.16			
Tekanan operasi	-11.07	psig	0.75	atm
Submergence level (%)	0.375			
Mekanisme solid discharge	Scraper Knife			
Kecepatan angular (rpm)	1.00			
Jenis kain penyaring	Plain dutch woven wire (sintered mesh)			
Absolute μ retention	50-63			
Luas filtrasi	562.18	ft^2	52.23	m^2
Harga alat	Rp 5,933,750,593.42			

17. **Mother Liquor Pump *(L-221)***

Tabel V.17 Spesifikasi *Mother Liquor Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Mother Liquor Pump* (L-221)
Fungsi	Memompa *mother liquor* dari *Continuous Process Filter* (H-220) menuju *Condenser* (E-226)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial steel*
Kapasitas (kg/ jam)	756,801.49
Daya Pompa (hp)	17.22 ≈ 20
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 16 in Sch. 40
Panjang Pipa (m)	36.60
Beda Ketinggian (m)	2

Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 267,155,573.23

18. **Screw Conveyor *(J-222)***

Tabel V.18 Spefikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Screw Conveyor* (J-222)
Fungsi	Mengangkut kristal $Ca(NO_3)_{2\,(s)}$ dari *Process Continuous Filter* (H-220) menuju *Rotary Dryer* (B-223)
Tipe	*Screw Conveyor Pipe-Mouted Spiral Flights*
Kapasitas (ton/jam)	1.57
Panjang *screw* (ft)	75
Diameter *shaft (in)*	2
Kecepatan *belt* (r/min)	12.52
Power Motor (hp)	0.66
Jumlah (Unit)	5
Harga alat	Rp 48,281,127.69

19. **Calcium Nitrate Dryer *(B-223 A/B/C/D/E)***

Tabel V.19 Spesifikasi *Calcium Nitrate Dryer*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Calcium Fluoride Dryer* (B-223 A,B,C,D,E)
Fungsi	

	Mengeringkan Kristal $Ca(NO_3)_2.4H_2O$ setelah melewati *Process Continuous Filter* (H-220)			
Tipe	*Counter-current Rotary Dryer*			
Bahan	*Carbon Steel SA-285 Grade C*			
Diameter dalam	22.8427	ft	6.9625	m
Panjang *dryer*	70.76	ft	21.5684	m
Kecepatan radial (rpm)	3.28			
Jumlah *flight*	152.00			
Tinggi radial *flight*	76	in	191.7700	cm
Diameter luar	22.9677	ft	7.0006	m
Tebal *shell*	0.75	in	1.9050	cm
Power dryer (kW)	1,117.85			
Jumlah (Unit)	5			
Harga alat	Rp 89,281,461,329.16			

20. **Belt Conveyor *(J-224)***

Tabel V.20 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Belt Conveyor* (J-224)
Fungsi	Mengangkut Kristal $Ca(NO_3)_2.4H_2O$ menuju *Calcium Nitrate Storage* (F-225)
Tipe	*Through belt idler 10º*
Kapasitas (kg/jam)	357,772.82
Lebar belt (in)	14
Panjang Conveyor (ft)	100
Jarak conveyor (ft)	98.42

Inclination (º)	10
Belt Speed (ft/menit)	1084.16
Power (hp)	7.328
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 529,483,033.70

21. **Calcium Nitrate Storage *(F-225)***

Tabel V.21 Spesifikasi *Calcium Nitrate Storage*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Calcium Nitrate Storage* (F-225)			
Fungsi	Menyimpan *by-product* kristal $Ca(NO3)_2.4H_2O_{(s)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder dengan tutup atas *flanged and standard dished* dan tutup bawah *conical* 60º			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	5,417,392.54			
Tekanan desain	45.74	psia	3.11	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	3,133.41	ft^3	88.73	m^3
Tinggi total	35.97	ft	10.96	m
Diameter Silinder	11.85	ft	3.61	m
Tebal silinder	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Atas	0.31	in	0.79	cm
Tebal Tutup Bawah	0.38	in	0.95	cm

Jumlah (Unit)	1.00
Harga alat	Rp 605,123,467.08

22. **Triple Superphosphate Reactor Tank *(R-310)***

Tabel V.22 Spesifikasi *Triple Superphosphate Reactor Tank*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Triple Superphosphate Reactor Tank* (R-310)			
Fungsi	Mereaksikan $Ca(NO_3)_{2\,(l)}$ dengan $H_3PO_{4\,(l)}$ menjadi $Ca(H_2PO_4)_{2\,(l)}$ dan $HNO_{3\,(l)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas dan tutup bawah *flanged and standard dished* dan agitator tipe *three-blade propeller* dan berpendingin jaket			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	756,801.49			
Tekanan desain	42.20	psia	2.87	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	34,429.69	ft^3	974.94	m^3
Tinggi total	54.14	ft	16.50	m
Diameter Silinder	0.00	ft	8.98	m
Tebal silinder	0.31	in	0.79	cm
Tebal Tutup Atas	0.44	in	1.11	cm

Tebal Tutup Bawah	1.13	in	2.86	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	2,163.72			
Waktu pencampuran (t)	1.24			
Diameter agitator	8.84	ft	2.69	m
Lebar agitator	1.77	ft	0.54	m
Lebar *Baffle*	2.95	ft	0.90	m
Jarak agitator dari dasar	9.82	ft	2.99	m
Desain *Jacket*				
Luas jaket pendingin	1,034.25	ft^2	96.08	m^2
Jumlah (Unit)	1			
Harga alat	Rp 31,183,171,005.73			

23. **Triple Superphosphate Reactor Tank Preheater *(E-311 A/B)***

Tabel V.23 Spesifikasi *Triple Superphosphate Reactor Tank Preheater*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*TSP Reactor Tank Preheater* (E-311 A/B)
Fungsi	Memanaskan larutan $Ca(NO_3)_{2\ (l)}$ dan $H_3PO_{4\ (l)}$ dengan *warm ammonia* sebelum bereaksi di *TSP Reactor Tank* (R-310)
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*
Dimensi *Shell*	

Shell ID	39.00	in	0.99	m
Baffle space	19.00	in	0.48	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	0.12	psi	0.01	bar
Dimensi *Tube*				
Jumlah *tube*	736			
Panjang *tube*	20.00	ft	6.10	m
Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	2			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m
Jenis *tube*	18 BWG			
Tube pressure drop	0.45	psi	0.031	bar
Harga alat	Rp 1,660,870,792.63			

24. **Triple Superphosphate Pump *(L-312 A/B/C/D)***

Tabel V.24 Spesifikasi *Triple Superphosphate Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*TSP Pump* (L-312 A/B/C/D)
Fungsi	Memompa larutan TSP dari *Triple Superphosphate Reactor Tank* (R-310) menuju *Preheater Distillation Column* (E-321 A/B/C/D)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	189,355.81
Daya Pompa (hp)	17.93 ≈ 20

Ukuran Pipa	Nominal pipe size 14 in sch 40
Panjang Pipa (m)	159.90
Beda Ketinggian (m)	9
Jumlah (unit)	4
	Rp 267,155,573.23

25. Distillation Column *(D-320 A/B/C/D)*

Tabel V.25 Spesifikasi *Distillation Column*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Distillation Column* (D-320 A/B/C/D)
Fungsi	Meningkatkan kemurnian $Ca(H_2PO_4)_2$
Tipe plate	*Sieve-Tray*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* SA 283 *Grade* C
Kapasitas (kg/ jam)	189,352.57
Diameter (m)	4.68
Jumlah Tray	33
Tray Spacing (m)	0.914
Tebal Shell (inch)	0.875
Tebal Tutup (inch)	0.875
Tinggi (m)	32
Jumlah (Unit)	4
Harga alat	Rp450,226,975.96

26. Preheater Distillation Column *(E-321 A/B/C/D)*

Tabel V.26 Spesifikasi *Preheater Distillation Column*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Preheater Distillation Column* (E-321 A/B/C/D)

Fungsi	Memanaskan feed masukan *Distillation Column* (E-320)	
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*	
Jumlah	*4*	
Dimensi Shell		
Shell ID (in)	35.00	
Baffle space (in)	21	
Shell pass	1.00	
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*	
Shell pressure drop (psi)	1.35	
Dimensi Tube		
Jumlah *tube*	592.00	
Panjang tube (ft)	20	
Tube OD (in)	1.00	
Tube ID (in)	0.902	
Tube pass	2	
Jenis *Pitch*	*triangular pitch*	
Pitch	1.25	
Jenis *tube* (BWG)	18.00	
Tube pressure drop (psi)	9.28	(Diabaikan)
Harga alat	Rp 1,450,043,201.70	

27. **Condenser Distillation Column *(E-322 A/B/C/D)***

Tabel V.27 Spesifikasi *Condenser Distillation Column*

Spesifikasi	Keterangan

Nama alat	*Condenser Distillation Column* (E-322 A/B/C/D)
Fungsi	Mengondensasikan *top product Distillation Column* (D-320)
Bentuk	*1-1 Shell & Tube Heat Exchanger*
Jumlah	*4*
Dimensi Shell	
Shell ID (in)	39.00
Baffle space (in)	35
Shell pass	1.00
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*
Shell pressure drop (psi)	0.83
Dimensi Tube	
Jumlah *tube*	307.00
Panjang tube (ft)	32
Tube OD (in)	1.50
Tube ID (in)	1.400
Tube pass	1
Jenis *Pitch*	*triangular pitch*
Pitch	1.88
Jenis *tube* (BWG)	18.00
Tube pressure drop (psi)	9.63
Harga alat	Rp 1,561,089,795.39

28. **Distillate Accumulator *(F-323 A/B/C/D)***

Tabel V.28 Spesifikasi *Distillate Accumulator*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	*Distillate Accumulator* (F-323 A/B/C/D)			
Fungsi	Sebagai *buffer tank* larutan $HNO_{3\,(l)}$ dan $H_2O_{(l)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan *flanged and standard dished*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	392,421.65			
Dimensi Tangki				
Volume	14,729.90	ft^3	417.10	m^3
Tinggi Total	60.50	ft	18.44	m
Diameter Silinder	13.95	ft	4.25	m
Tebal Silinder	0.25	in	0.64	cm
Tebal Tutup Atas	0.31	in	0.79	cm
Tebal Tutup Bawah	0.31	in	0.79	cm
Jumlah (unit)	1			
Harga alat	Rp 1,306,809,189.55			

29. **Distillate Pump (L-324 A/B/C/D)**

Tabel V.29 Spesifikasi *Distillate Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Distillate Pump* (L-324 A/B/C/D)
Fungsi	Memompa distilat dari *Distillate Accumulator* (F-323 A/B/C/D) menuju *Distillation Column* (D-320 A/B/C/D)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*

Kapasitas (kg/ jam)	62,819.78
Daya Pompa (hp)	5.53 ≈ 6
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 6 in., Sch 40
Panjang Pipa (m)	26.25
Beda Ketinggian (m)	17
Jumlah (unit)	4
Harga alat	Rp 133,577,786.62

30. **Reboiler Distillation Column *(E-325 A/B/C/D)***

Tabel V.30 Spesifikasi *Reboiler Distillation Column*

Spesifikasi	**Keterangan**
Nama alat	*Reboiler Distillation Column* (E-325 A/B/C/D)
Fungsi	Memanaskan *bottom product* dari *Distillation Column* (E-320)
Bentuk	*Kettle Reboiler*
Jumlah	*4*
Dimensi Shell	
Shell ID (in)	39.00
Baffle space (in)	23
Shell pass	1.00
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*
Shell pressure drop (psi)	Diabaikan
Dimensi Tube	
Jumlah *tube*	736.00
Panjang tube (ft)	40
Tube OD (in)	1.00

Tube ID (in)	0.902	
Tube pass	2	
Jenis *Pitch*	*Square pitch*	
Pitch	1.25	
Jenis *tube* (BWG)	18.00	
Tube pressure drop (psi)	1.63	(Diabaikan)
Harga alat	Rp 2,711,790,005.40	

31. **Recycle Cooler *(E-326)***

Tabel V.31 Spesifikasi *Recycle Cooler*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama alat	*Recycle Cooler* (E-326)			
Fungsi	Mendinginkan larutan yang akan di-*recycle* ke *Acidulation Reactor Tank* (R-110)			
Bentuk	*1-4 Shell & Tube Heat Exchanger*			
Dimensi *Shell*				
Shell ID	29.00	in	0.74	m
Baffle space	24.00	in	0.61	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	4.22	psi	0.29	bar
Dimensi *Tube*				
Jumlah *tube*	338			
Panjang *tube*	16.00	ft	4.88	m

Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	4			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m
Jenis *tube*	18 BWG			
Tube pressure drop	0.25	psi	0.017	bar
Harga alat	Rp1,087,934,744.01			

32. **Prilling Tower *(S-330)***

Tabel V.32 Spesifikasi *Prilling Tower*

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	*Prilling Tower* (S-330)	
Fungsi	Untuk membentuk TSP menjadi granular	
Bahan Konstruksi	*Reinforced Concrete*	
Jumlah	1	unit
Tinggi Tower	88.15	m
Diameter Tower	18.6766	m
Air Flow	986249.6	m^3/h
Harga Alat	Rp 42,035,400,000	

33. **Evaporator (V-331 A/B/C)**

Tabel V.33 Spesifikasi *Evaporator A*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Evaporator A (V-331 A)
Fungsi	Memekatkan larutan TSP menjadi 99%

Tipe	Long Tube Vertical Evaporator	
Bahan Konstruksi	High-alloy Steel SA-240 grade M	
Spesifikasi shell		
Diameter (ID)	0.889	m
Luas perpindahan panas (A)	5191.742	ft^2
Jumlah baffle	14	buah
Spesifikasi tube		
Panjang tube	7.3152	m
Diameter luar tube (OD)	0.75	in
Diameter dalam tube (ID)	0.62	in
BWG	16	
Pitch	*triangular pitch*	
Jumlah tube	1102	buah
Harga Alat	Rp 166,456.,207,451.16	

Tabel V.34 *Spesifikasi Evaporator B*

Spesifikasi	**Keterangan**	
Nama Alat	Evaporator B (V-331 B)	
Fungsi	Memekatkan larutan TSP menjadi 99%	
Tipe	Long Tube Vertical Evaporator	
Bahan Konstruksi	High-alloy Steel SA-240 grade M	
Spesifikasi shell		
Diameter (ID)	0.8382	m
Luas perpindahan panas (A)	5353.494	ft^2

Jumlah baffle	17	buah
Spesifikasi tube		
Panjang tube	8.5344	m
Diameter luar tube (OD)	0.75	in
Diameter dalam tube (ID)	0.62	in
BWG	16	
Pitch	*triangular pitch*	
Jumlah tube	974	buah
Harga Alat	Rp 169,955,152,878.72	

Tabel V.35 Spesifikasi *Evaporator C*

Spesifikasi	**Keterangan**	
Nama Alat	Evaporator C (V-331 C)	
Fungsi	Memekatkan larutan TSP menjadi 99%	
Tipe	Long Tube Vertical Evaporator	
Bahan Konstruksi	High-alloy Steel SA-240 grade M	
Spesifikasi shell		
Diameter (ID)	0.889	m
Luas perpindahan panas (A)	5191.742	ft^2
Jumlah baffle	41	buah
Spesifikasi tube		
Panjang tube	7.3152	m
Diameter luar tube (OD)	0.75	in

Diameter dalam tube (ID)	0.62	in
BWG	16	
Pitch	*triangular pitch*	
Jumlah tube	1102	buah
Harga Alat	Rp 166,456,207,451.16	

34. **Concentrated Triple Superphosphate Pump *(L-332)***

Tabel V.36 Spesifikasi *Concentrated Triple Superphosphate Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Concentrated TSP Pump* (L-332)
Fungsi	Memompa TSP pekat dari *Evaporator* (V-331 C) menuju *Prilling Tower* (S-330)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Pump*
Kapasitas (kg/ jam)	23,913.38
Daya Pompa (hp)	10.58 ≈ 15
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 3 in sch 40
Panjang Pipa (m)	120.83
Beda Ketinggian (m)	88
Jumlah (unit)	4
Harga alat	Rp 82,077,917.08

35. **Steam Jet Ejector *(G-333)***

Tabel V.37 Spesifikasi *Steam Jet Ejector*

Spesifikasi	Keterangan

Nama Alat	*Steam Jet Ejector* (G-333)	
Fungsi	Memvakumkan *Evaporator*	
Tipe	*Single-Stage Jet Ejector*	
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel SA 283 Grade C*	
Jumlah	1	unit
Kebutuhan steam	1382.463	lb/jam
Harga alat	Rp 40,234,273.08	

36. **Barometric Condenser *(E-334)***

Tabel V.38 Spesifikasi *Barometric Condenser*

Spesifikasi	**Keterangan**	
Nama Alat	*Barometric Condenser (E-334)*	
Fungsi	Mengkondensasikan uap air yang keluar dari Steam Jet Ejector (G-333)	
Tipe	*Counter-current barometic condenser*	
Bahan Konstruksi	*Carbon steel SA 283 grade B*	
Jumlah	1	unit
Rate Uap	52594.79	kg/jam
Luas penampang kondensor	8.3066	m^2
Diameter kondensor	11.0	m
Jumlah air pendingin	347029.0	kg/jam
P_{vacuum} maksimum	3.0	inHg
Diameter kolom *barometric*	0.324	m
Tinggi kolom barometric	2.12	m

Tinggi badan kondensor	6.10	m
Harga alat	Rp 334,749,152.00	

37. **Triple Superphosphate Belt Conveyor *(J-335)***

Tabel V.39 Spesifikasi *Triple Superphosphate Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	TSP Belt Conveyor (J-335)
Fungsi	Mengangkut TSP dari Prilling Tower (S-330) ke TSP Storage Tank (F-336)
Tipe	*Through belt idler 10º*
Kapasitas (kg/jam)	153,045.61
Lebar belt (in)	18
Panjang Conveyor (ft)	199.88
Jarak conveyor (ft)	196.85
Inclination (º)	10.00
Belt Speed (ft/menit)	255.08
Power (hp)	5.22
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 1,359,918,430.01

38. **Triple Superphosphate Storage *(F-336)***

Tabel V.40 Spesifikasi *Triple Superphosphate Storage*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	TSP Storage (F-336)
Fungsi	Menyimpan product TSP (s)

Bentuk Tangki	Bejana silinder dengan tutup atas *flanged and standard dished* dan tutup bawah *conical* 60^o			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	2,295,684.11			
Tekanan desain	49.81	psia	3.39	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	1,327.82	ft^3	37.60	m^3
Tinggi Total	24.40	ft	7.44	m
Diameter Silinder	9.62	ft	2.93	m
Tebal Silinder	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Atas	0.25	in	0.64	cm
Tebal Tutup Bawah	0.38	in	0.95	cm
Jumlah (Unit)	1.00			
Harga alat	Rp 1,527,293,006.01			

39. **Hotwell (A-337)**

Tabel V.41 Spesifikasi *Hotwell*

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	*Hot Well (A-337)*	
Fungsi	Untuk menampung kondensat dari *Barometric Condensor* dan *Steam Jet Ejector*	
Bentuk	Balok	
Bahan Konstruksi	*Reinforced Concrete*	
Jumlah	1	unit
Panjang	3.7457	m
Lebar	1.8728	m
Tinggi	1.8728	m
Harga alat	Rp 185,077,656.15	

40. **Fluoride Acid Scrubber *(D-410)***

Tabel V.42 Spesifikasi *Fluoride Acid Scrubber*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Fluoride Acid Scrubber* (D-410)			
Fungsi	Mengabsorb gas HF yang terbentuk dari reaksi *acidulation* hingga mendapatkan konsentrasi larutan HF 20 % wt			
Bentuk Tangki	*Wet scrubber* vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished*			
Bahan Konstruksi	SA-334, *Grade C*			
Kapasitas top (kg/jam)	1,597.14			
Kapasitas bottom (kg/jam)	28,626.23			
Tekanan desain	19.23	psia	1.31	atm
Tekanan operasi	16.17	psia	1.10	atm
Dimensi Tangki				
Volume	39.76	ft^3	1.13	m^3
Tinggi total	10.76	ft	3.28	m
Diameter Silinder	2.25	ft	0.69	m
Tebal silinder	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Atas	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Bawah	0.19	in	0.48	cm
Jumlah	1.00			
Koil				
NPS	3.00			
Diameter luar (OD)	3.50	in	8.89	cm
Diameter dalam (ID)	3.07	in	7.79	cm

Sch. number	40.00			
Panjang koil	61.33	ft	18.69	m
Jumlah lilitan koil	10.85			
Pressure drop	9.02	psi	0.61	atm
Harga alat	Rp 165,765,205.08			

41. Calcium Carbonate Storage Tank *(F-411)*

Tabel V.43 Spesifikasi *Calcium Carbonate Storage Tank*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Calcium Carbonate Storage Tank* (F-411)			
Fungsi	Menyimpan *raw material* $Ca(CO)_{3\,(s)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder dengan tutup atas *flanged and standard dished* dan tutup bawah *conical*			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	348,752.57			
Tekanan desain	53.42	psia	3.63	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	5,680.85	ft^3	160.86	m^3
Tinggi Total	31.70	ft	9.66	m
Diameter Silinder	0.00	ft	4.94	m
Tebal Silinder	0.25	in	0.64	cm
Tebal Tutup Atas	0.31	in	0.79	cm
Tebal Tutup Bawah	0.63	in	1.59	cm

Jumlah (Unit)	1.00
Harga alat	Rp 873,888,411.24

42. **Belt Conveyor *(J-412)***

Tabel V.44 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Belt Conveyor* (J-412)
Fungsi	Mengangkut $CaCO_3$ dari *Calcium Carbonate Storage* (F-411) ke Calcium *Fluoride Reactor Tank* (R-420)
Tipe	*Through belt idler 10º*
Kapasitas (kg/jam)	23,250.17
Lebar belt (in)	14
Panjang Conveyor (ft)	49.97
Jarak conveyor (ft)	49.21
Inclination (º)	10.00
Belt Speed (ft/menit)	70.46
Power (hp)	0.33
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 265,546,202.31

43. **Hydrogen Fluoride Heat Exchanger *(E-413)***

Tabel V.45 Spesifikasi *Hydrogen Fluoride Heat Exchanger*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Hydrogen Fluoride Heat Exchanger* (E-413)

Fungsi	Mendinginkan larutan HF hasil dari *scrubber* dengan menukar panas dengan aliran *recycle* yang akan menjadi *feed scrubber*			
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*			
Dimensi *Shell*				
Shell ID	10.00	in	0.25	m
Baffle space	5.00	in	0.13	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	6.66	psi	0.46	bar
Dimensi *Tube*				
Jumlah *tube*	32			
Panjang *tube*	12.00	ft	3.66	m
Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	2			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m
Jenis *tube*	10 BWG			
Tube pressure drop	1.86	psi	0.129	bar
Harga alat	Rp 514,998,695.39			

44. Calcium Fluoride Reactor Tank *(R-420)*

Tabel V.46 Spesifikasi *Calcium Fluoride Reactor Tank*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Calcium Fluoride Reactor Tank* (R-420)
Fungsi	

	Membuat larutan CaF_2 dengan mereaksikan larutan HF dan padatan $CaCO_3$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder vertikal berpengaduk dan berpendingin jaket dengan tutup atas dan tutup bawah *flanged and standard dished* dan agitator tipe *three-blade propeller*			
Bahan Konstruksi	SA-240, *Grade M, type 316*			
Kapasitas (kg/ jam)	43,066.20			
Tekanan desain	27.09	psia	1.84	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	1,719.21	ft^3	48.68	m^3
Tinggi total	19.93	ft	6.08	m
Diameter Silinder	0.00	ft	3.31	m
Tebal silinder	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Atas	0.25	in	0.64	cm
Tebal Tutup Bawah	0.31	in	0.79	cm
Desain Agitator				
Daya Agitator (hp)	237.78			
Waktu pencampuran (t)	2.47			
Diameter agitator	3.25	ft	0.99	m
Lebar agitator	0.65	ft	0.20	m
Lebar *Baffle*	1.08	ft	0.33	m
Jarak agitator dari dasar	3.62	ft	1.10	m
Desain *Jacket*				
Luas jaket pendingin	125.62	ft^2	11.67	m^2
Jumlah (Unit)	1			

Harga alat	Rp9,216,867,276.52

45. **Fluoride Acid Solution Pump *(L-421)***

Tabel V.47 Spesifikasi *Fluoride Acid Solution Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Fluoride Acid Solution Pump* (L-421)
Fungsi	Memompa larutan HF menuju *Calcium Fluoride Reactor Tank* (R-420)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	26,961.10
Daya Pompa (hp)	0.93 ≈ 1
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 4 in sch 40
Panjang Pipa (m)	49.74
Beda Ketinggian (m)	5
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 101,390,368.15

46. **Calcium Fluoride Pump *(L-422)***

Tabel V.48 Spesifikasi *Calcium Fluoride Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Calcium Fluoride Pump* (L-422)
Fungsi	Memompa larutan dari *Calcium Fluoride Reactor Tank* (R-420) menuju *Process Continuous Filter* (H-423)
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	37,195.27

Daya Pompa (hp)	0.43 ≈ 1
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 4 in sch 40
Panjang Pipa (m)	48.54
Beda Ketinggian (m)	0.2
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp101,390,368.15

47. **Process Continuous Filter *(H-423)***

Tabel V.49 Spesifikasi *Process Continuous Filter*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Process Continuous Filter* (H-423)			
Fungsi	Memisahkan kristal CaF_2 yang terbentuk dari *Calcium Fluoride Reactor Tank* (R-420)			
Bentuk Tangki	Filter dengan tipe *continuous* dan jenis *rotary drum vacuum filter*			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/ jam)	37,347.81			
Tekanan operasi (psig)	-11.07	psig	0.75	atm
Submergence level (%)	0.375			
Mekanisme solid discharge	Scraper Knife			
Kecepatan angular (rpm)	1.00			
Jenis kain penyaring	Plain dutch woven wire (sintered mesh)			
Absolute micron retention	50-63			
Luas filtrasi (ft_2)	512.13	ft^2	47.58	m^2
Harga alat	Rp 5,899,953,804.04			

48. **Liquid Recycle Pump *(L-424)***

Tabel V.50 Spesifikasi *Liquid Recycle Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Recycle Pump* (L-424)
Fungsi	Memompa liquid hasil *centrifuge* untuk di-*recycle*
Tipe	*Centrifugal Pump*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*
Kapasitas (kg/ jam)	29,659.47
Daya Pompa (hp)	0.58 ≈ 1
Ukuran Pipa	Nominal pipe size 4 in., Sch. 40
Panjang Pipa (m)	46.74
Beda Ketinggian (m)	2
Jumlah (unit)	1
Harga alat	Rp 101,390,368.15

49. **Screw Conveyor *(J-425)***

Tabel V.51 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Screw Conveyor* (J-425)
Fungsi	Mengangkut produk slury dari *Process Continuous Filter* (H-423) menuju *Calcium Fluoride Dryer* (B-426)
Tipe	*Screw Conveyor Pipe-Mouted Spiral Flights*
Kapasitas (ton/jam)	12.785
Panjang *screw* (ft)	45
Diameter *shaft (in)*	3
Kecepatan *belt* (r/min)	38.355
Power Motor (hp)	2.519

Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 41,843,644.00

50. Calcium Fluoride Dryer *(B-426)*

Tabel V.52 Spesifikasi *Calcium Fluoride Dryer*

Spesifikasi	Keterangan			
Nama alat	*Calcium Fluoride Dryer* (B-426)			
Fungsi	Mengeringkan Kristal CaF_2 setelah melewati *Process Continuous Filter* (H-423)			
Tipe	*Counter-current Rotary Dryer*			
Bahan	*Carbon Steel SA-285 Grade C*			
Diameter dalam	21.7817	ft	6.6391	m
Panjang *dryer*	64.90	ft	19.7808	m
Kecepatan radial (rpm)	3.44			
Jumlah *flight*	63.00			
Tinggi radial *flight*	36	in	90.1700	cm
Diameter luar	21.7869	ft	6.6406	m
Tebal *shell*	0.31	in	0.7938	cm
Power dryer (kW)	65.09			
Jumlah (Unit)	1			
Harga alat	Rp 2,919,398,854.48			

51. Calcium Fluoride Belt Covneyor *(J-427)*

Tabel V.53 Spesifikasi *Calcium Fluoride Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
Nama alat	*Calcium Fluoride Belt Conveyor* (J-427)
Fungsi	

	Mengangkut by-product $CaF_{2\,(s)}$ ke dalam *Calcium Fluoride Storage* (F-428)
Tipe	*Through belt idler 10º*
Kapasitas (kg/jam)	18,955.04
Lebar belt (in)	14.00
Panjang Conveyor (ft)	49.97
Jarak conveyor (ft)	49.21
Inclination (º)	10
Belt Speed (ft/menit)	57.44
Power (hp)	0.27
Jumlah (Unit)	1
Harga alat	Rp 265,546,202.31

52. **Calcium Fluoride Storage *(F-428)***

Tabel V.54 Spesifikasi *Calcium Fluoride Storage*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama Alat	*Calcium Fluoride Storage* (F-428)			
Fungsi	Menyimpan *by-product* kristal $CaF_{2\,(s)}$			
Bentuk Tangki	Bejana silinder dengan tutup atas *flanged and standard dished* dan tutup bawah *conical* 60º			
Bahan Konstruksi	SA-299, *Carbon Steel*			
Kapasitas (kg/hari)	284,325.54			
Tekanan desain	32.94	psia	2.24	atm
Tekanan operasi	14.70	psia	1.00	atm
Dimensi Tangki				
Volume	164.45	ft^3	4.66	m^3
Tinggi total	12.16	ft	3.71	m

Diameter Silinder	4.80	ft	1.46	m
Tebal silinder	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Atas	0.19	in	0.48	cm
Tebal Tutup Bawah	0.19	in	0.48	cm
Jumlah (Unit)	1.00			
Harga alat	Rp 112,655,964.62			

53. **Air Preheater *(E-429 A/B)***

Tabel V.55 Spesifikasi *Air Preheater*

Spesifikasi	**Keterangan**			
Nama alat	*Air Pre-Heater* (E-429 A,B)			
Fungsi	Memanaskan udara untuk mengeringkan kristal $CaF_{2\,(s)}$			
Bentuk	*1-2 Shell & Tube Heat Exchanger*			
Jumlah alat	*2*			
Dimensi *Shell*				
Shell ID	39.00	in	0.99	m
Baffle space	5.00	in	0.13	m
Shell pass	1			
Jenis *baffle*	*25% segmental cut baffles*			
Shell pressure drop	7.88	psi	0.54	bar
Dimensi *Tube*				
Jumlah *tube*	736			
Panjang *tube*	20.00	ft	6.10	m
Tube OD	1	in	0.0254	m
Tube ID	0.902	in	0.0229	m
Tube pass	2			
Jenis *Pitch*	*Triangular pitch*			
Pitch	1.25	in	0.0318	m

Jenis *tube*	*18 BWG*			
Tube pressure drop	1.38	psi	0.095	bar
Harga alat	Rp1,561,089,795.39			

54. **Gas Blower *(G-4210)***

Tabel V.56 Spesifikasi Gas Blower

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Gas Blower* (G-4210 A,B,C,D)
Fungsi	Menghisap udara sebelum dipanaskan dengan *Air Pre-heater* (Q-429 A/B)
Tipe	*Centrifugal fan* dengan *backward-curved*
Kapasitas (kg/ jam)	119,915.25
Power (kW)	3,819.71
Jumlah (Unit)	4
Harga alat	Rp 1,784,792,353.70

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI
ANALISIS EKOMONI

Analisa ekonomi dapat dijadikan sebagai salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum pada appendiks A. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum pada appendiks C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan neraca energi. Selain yang disebut di atas, juga diperlukan analisa biaya untuk operasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik. Parameter yang perlu ditinjau dalam Analisa ekonomi antara lain:

- Laju Pengembalian Modal (Rate of Return)
- Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time)
- Titik Impas (Break Even Point / BEP)

VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1. Umum

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha : Pabrik *Triple Superphosphate* dari batuan fosfat
Lokasi Pabrik : Kawasan Industri Gresik, Gresik, Jawa Timur
Kapasitas Produksi : 750.000 ton/tahun

Pabrik TSP ini memiliki banyak karyawan yang masing-masing memiliki tugas dan tanggung jawab masing-masing demi mencapai tujuan berdirinya pabrik. Agar tugas dan tanggung jawab tersebut dapat berjalan secara efektif dan efisien, diperlukan suatu struktur organisasi agar seluruh karyawan perusahaan memiliki koordinasi yang baik terhadap setiap aktivitas perusahaan yang telah ditetapkan. Secara fisik, struktur organisasi suatu perusahaan dapat dinyatakan dalam gambaran grafik atau bagan yang

memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis wewenang yang ada.

VI.1.2. **Bentuk Badan Perusahaan**

Bentuk badan perusahaan dari Pabrik TSP ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan perserikatan beberapa pengusaha swasta menjadi satu kesatuan untuk mengelola usaha bersama, dimana perusahaan memberikan kesempatan kepada masyarakat luas untuk menyertakan modalnya ke perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan.

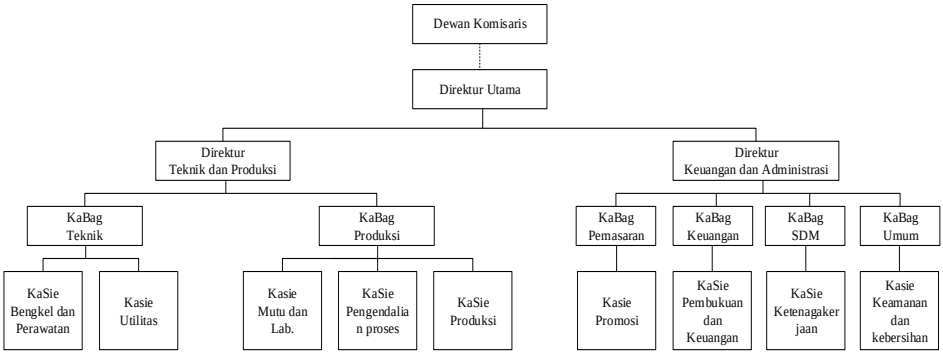
Selain itu, Undang – Undang No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas mendefinisikan perseroan terbatas (PT) sebagai berikut: "Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian yang melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam undang-undang ini serta peraturan pelaksanaannya." Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Bahwa Perseroan Terbatas merupakan suatu badan hukum perusahaan untuk melakukan suatu kegiatan.
2. Pendirian Perseroan Terbatas dilakukan atas dasar suatu perjanjian antara pihak-pihak yang ikut terlibat di dalamnya.
3. Pendirian Perseroan Terbatas didasarkan atas kegiatan atau ada usaha tertentu yang akan dijalankan.
4. Pendirian Perseroan Terbatas dengan modal yang terbagi dalam bentuk saham.
5. Perseroan Terbatas harus mematuhi persyaratan yang telah ditetapkan dalam undang-undang serta peraturan pemerintah lainnya.
6. Pemilik modal adalah pemegang saham, sedangkan pelaksananya adalah dewan komisaris.
7. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.

VI.1.3. **Bentuk Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan staff. Organisasi garis dan staff adalah suatu bentuk organisasi dimana pelimpahan wewenang berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari pucuk pimpinan ke kepala bagian dibawahnya serta masing – masing pejabat, manajer atau direktur ditempatkan satu atau lebih pejabat staff yang tidak mempunyai wewenang memerintah tapi hanya sebagai penasihat. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Ada pembagian tugas yang jelas.
- Kerjasama dan koordinasi dapat dilaksanakan dengan jelas.
- Pengembangan bakat segenap anggota organisasi terjamin.
- Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip the right man on the right place.
- Bentuk organisasi ini fleksibel untuk diterapkan.
- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian/direktur secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staff, yaitu:

1. Pimpinan

   Tugas pimpinan secara garis besar adalah:

   a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staff.

   b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.

   c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.

   d. Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.

   e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

2. Staff (Pembantu Pimpinan)

   a. Terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.

   b. Staff merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

   Macam–macam staf antara lain:

   a. Staff koordinasi

      Biasanya disebut staff umum, yaitu kelompok staff yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

   b. Staff teknik

      Biasanya disebut staff khusus, yaitu kelompok staff yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.

   c. Staff ahli

      Staff ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.4. Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

   Dewan Komisaris bertindak untuk melakukan pengawasan secara umum serta memberi nasihat kepada Direksi

   Tugas dewan komisaris :

   - Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
   - Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
   - Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
   - Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

   Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

   Tugas direktur utama adalah :

   - Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
   - Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
   - Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
   - Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
   - Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
   - Menentukan kebijakan keuangan.
   - Mengawasi jalannya perusahaan.

   Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur
   Direktur bertanggung jawab ke direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi.
   Tugas Direktur :
   - Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
   - Bertanggung jawab atas kelancaran, pengaturan, serta pemeliharaan pada bidang yang dibawahi.
   - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
4. Kepala Bagian Pembukuan
   Kepala Bagian Pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.
5. Kepala Bagian Pengelolaan Dana
   Kepala Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian.
6. Kepala Bagian *Quality Control*
   Kepala Bagian ini bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi. Bagian ini juga bertugas mengontrol kualitas produk.
7. Kepala Bagian Proses
   Kepala Bagian ini bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
8. Kepala Bagian Promosi
   Kepala Bagian Promosi bertanggung jawab atas kesuksesan pemasaran dengan melakukan berbagai promosi ke konsumen
9. Kepala Bagian Penjualan

Kepala Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.

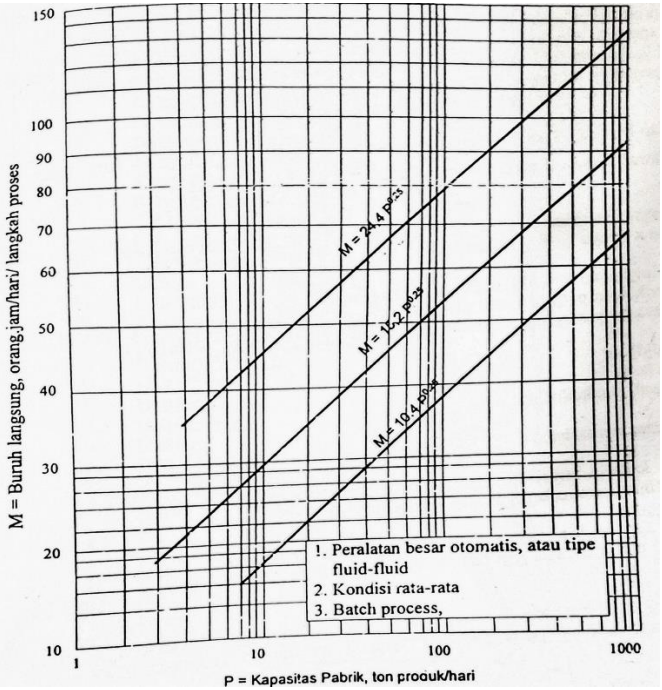
10. Kepala Bagian Kepegawaian
    Kepala Bagian kepegawaian bertugas mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

VI.1.5. **Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi pabrik TSP diuraikan sebagai berikut :

1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional
   Jumlah karyawan operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi pabrik TSP sebagai berikut:

   Kapasitas produksi pabrik TSP = 750.000 ton/tahun
   = 750.000 ton / 330 hari
   = 2.272,72 ton/hari



Gambar VI.2 Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia

Berdasarkan *figure 6-8 Timmerhaus 5th ed.*, hal. 198 untuk peralatan besar otomatis (1), maka pada kapasitas 2.272,72 ton/hari diperoleh 169 orang.jam/(hari)/(tahapan proses), dimana dalam pabrik TSP ini terdiri dari 5 tahapan proses sehingga jumlah karyawan proses sebanyak 845 orang.jam/(hari)/(tahapan proses). Karena pabrik berjalan 24 jam dengan masing-masing shift 8 jam kerja, sehingga total karyawan proses per *shift* adalah 36 orang. Karena dalam 1 hari ada 4 regu *shift*, maka total karyawan proses per harinya adalah 144 orang.

Tabel VI.1 Kebutuhan dan kualifikasi karyawan untuk pabrik TSP

Golongan	Ijazah	Jumlah
Dewan Komisaris	S2	3
Direktur Utama	S2	1
Direktur Teknik dan Produksi	S2	1
Direktur Administrasi dan Keuangan	S2	1
Kabag Teknik	S1	1
Kabag Produksi	S1	1
Kabag Pemasaran	S1	1
Kabag Keuangan	S1	1
Kabag SDM	S1	1
Kabag Umum	S1	1
Sekretaris	S1	1
Kasie Bengkel dan Perawatan	S1	1
Kasie Utilitas	S1	1
Kasie QA dan QC	S1	1
Kasie K3	S1	1
Kasie Proses Produksi	S1	1
Kasie Promosi	S1	1
Kasie Pembukuan dan Keuangan	S1	1
Kasie Ketenagakerjaan	S1	1
Kasie Keamanan dan Kebersihan	S1	1
Staff Bengkel dan Perawatan	S1	4
Staff Bengkel dan Perawatan	D3	16
Staff Bengkel dan Perawatan	SMK	16
Staff Utilitas	S1	4
Staff Utilitas	D3	20

Golongan	Ijazah	Jumlah
Staff QA dan QC	S1	4
Staff QA dan QC	D3	16
Staff K3	S1	4
Staff K3	D3	20
Staff Proses	S1	16
Staff Proses	D3	24
Staff Promosi	S1	4
Staff Promosi	D3	8
Staff Pembukuan dan Keuangan	S1	8
Staff Pembukuan dan Keuangan	D3	10
Staff Ketenagakerjaan	S1	4
Staff Ketenagakerjaan	D3	8
Satpam	SMA	6
Dokter	S1	2
Perawat	D3	2
Office Boy	SMA	6
Driver	SMA	7
IT Staff	S1	3
Total		234

2. Jadwal Jam Kerja

   Dalam menjalankan kegiatan sehari-harinya, pembagian jam kerja berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *day shift* dan karyawan *shift*.

   a. Karyawan *Day Shift*

      Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *day shift* adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain.

Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :
Senin – Kamis: 08.00 – 16.00 (Istirahat 12.00 – 13.30)
Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat 11.00 – 13.30)
Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah staff bengkel dan perawatan, staff utilitas,staff QA dan QC, staff K3, dan staff proses. Jam kerja karyawan *shift* diatur sebagai berikut:

Shift malam : 00.00 - 08.00
Shift pagi : 08.00 - 16.00
Shift sore : 16.00 - 24.00

Tabel VI.2 Jadwal Pergantian *Shift*

Hari ke-	Regu			
	I	II	III	IV
1	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
2	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
3	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
4	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
5	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
6	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
7	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
8	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
9	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
10	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
11	Sore	**Libur**	Malam	Pagi

12	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
13	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
14	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
15	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
16	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
17	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
18	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
19	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
20	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
21	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
22	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
23	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
24	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
25	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
26	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
27	Sore	**Libur**	Malam	Pagi
28	**Libur**	Malam	Pagi	Sore
29	Malam	Pagi	Sore	**Libur**
30	Pagi	Sore	**Libur**	Malam
31	**Libur**	Sore	Pagi	Malam

VI.1.6. **Status Karyawan dan Jaminan Sosial**

1. Karyawan Tetap
   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

3. Pekerja Borongan
   Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya: tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan meliputi :

1. Tunjangan
   - Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang dilakukan
   - Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja diluar jam kerja (khusus untuk tenaga kerja shift)
2. Fasilitas
   - Disediakan kendaraan Dinas berupa:
     - Kendaraan roda empat bagi Direktur dan Kepala bagian
     - Disediakan kendaraan antar jemput bagi kepala seksi dan karyawan bawahannya, atau diganti dengan uang transport yang sesuai
   - Setiap karyawan diberi dua pasang pakaian kerja, perlengkapan penunjang keselamatan kerja yang sesuai dengan bidang yang ditanganinya
3. Pengobatan
   - Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan
   - Untuk pengobatan berat diberikan penggantian ongkos sebesar 50 % secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotek yang bersangkutan yang ditentukan oleh perusahaan

- Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya

4. Cuti
   - Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya
   - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
   - Cuti hamil selama dua bulan bagi tenaga kerja wanita
   - Cuti untuk keperluan dinas atau perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu.

Mengingat akan disiplin karyawan untuk menunjang lancarnya produksi maka perlu diadakan suatu peraturan absensi berupa cuti yang terditi dari :

- Cuti selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan selama satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan lagi.
- Cuti hamil bagi karyawan wanita satu bulan sebelum melahirkan dan satu bulan setelah melahirkan.
- Keperluan dinas atas perintah atasan mengingat pertimbangan kondisi perusahaan tertentu.

VI.2. **Utilitas**

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses.

Sarana utilitas pada pabrik TSP dari batuan fosfat ini meliputi:

1. Unit Pengolahan Air
2. Unit Pendingin dengan Amonia
3. Unit Pembangkit Steam
4. Unit Pembangkit Listrik
5. *Instrument Air* dan *Plant Air* (IA/PA)

VI.2.1. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, di mana sebelum digunakan, air laut perlu diolah dahulu dengan proses *sea water desalination*, yaitu proses pengolahan air laut menjadi air tawar dengan cara penguapan (distilasi), dan penekanannya pada penghilangan garam- garam dan mineral yang terkandung dalam air laut.

Air pada pabrik TSP dari batuan fosfat ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.
- Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler
- Air pemadam kebakaran (*hydrant*)
  Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : *Premix tank, clarifier, clear well tank, sand filter, filter press, filtered water storage, portable water storage, active carbon filter, boiler, condenser*.

VI.2.2. Unit Pendingin dengan Amonia

Unit penyediaan air dan rerigerant bertugas untuk memenuhi kebutuhan pendingin ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut :

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

a. hardness : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
b. besi : penyebab korosi

c. silika : penyebab kerak
d. minyak transfer : dapat menyebabkan turunnya heat

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

Penggunaan amonia sebagai media pendingin dikarenakan beberapa faktor berikut:

- Tekanan penguapan cukup tinggi.
- Konduktifitas *thermal* yang tinggi.
- Viskositas yang rendah dalam fasa cair atau gas.
- Rentang suhu pada fasa cair dan tekanan operasi yang dibutuhkan sangat besar
- Mudah dideteksi jika terjadi kebocoran.
- Ketersediaan yang tinggi, biaya yang rendah.
- Tidak merusak lingkungan untuk jangka waktu yang pendek ataupun panjang.

VI.2.3. **Unit Penyediaan *Steam***

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler* dan dari *waste heat boiler*. Kebutuhan *steam* digunakan sebagai pemanas di *reboiler*, pemanas di reaktor, dan dipakai untuk menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik, karena kebutuhan *back-up* jika sewaktu-waktu suplai listrik dari PLN terhambat. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *Boiler*.

VI.2.4. **Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik TSP dari batuan fosfat ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator

VI.2.5. Unit Instrument Air dan Plant Air (IA/PA)

Plant Air merupakan udara yang diperoleh dari udara sekitar dengan kompresor lalu dialirkan menuju *Plant Air Receiver*. Dari sini, nantinya akan dialirkan untuk digunakan pada proses pengeringan pupuk, pembersihan peralatan, dan perpipaan.

Instrument Air merupakan udara dengan *treatment* lebih lanjut dari *plant air*. *Instrument Air* ini akan digunakan sebagai udara untuk menggerakkan instrumen yang bekerja secara *pneumatic.*

VI.3. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra desain pabrik metanol ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju Pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time*, POT)
3. Titik Impas (*Break Event Point*, BEP)

VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return*, IRR)

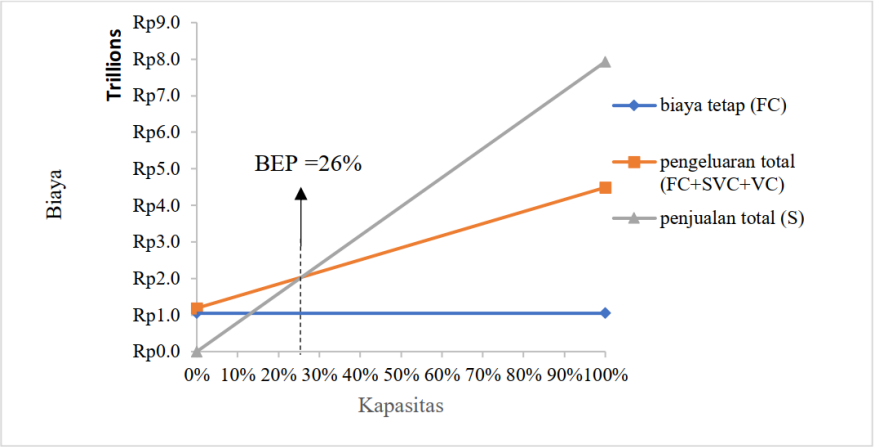
Dari hasil perhitungan appendiks D, didapat nilai IRR (i) sebesar 18,6%. Nilai i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu 9,18% per tahun. Dari segi IRR, pabrik ini layak untuk didirikan.

VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada appendiks D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,1 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada appendiks D didapatkan bahwa titik impas (BEP) = 26%.



Gambar VI.3 Grafik *Break Even Point*

BAB VII
KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas Produksi : 750.000 ton/tahun
3. Bahan Baku
   Batuan Fosfat : 1.070.890 ton/tahun
   Asam Nitrat : 946.796 ton/tahun
   Kalsium Karbonat : 114.983 ton/tahun
4. Produk
   Triple Superphospate : 750.000 ton/tahun
   Kalsium Florida : 92.810 ton/tahun
   Kalsium Nitrat : 357.547 ton/tahun
5. Umur Pabrik : 30 tahun
6. Masa Konstruksi : 3 tahun
7. Analisa Ekonomi:
   a) Pembiayaan
      - Modal Tetap (FCI) : Rp8.446.654.510.683,31
      - Modal Kerja (WCI) : Rp1.490.586.090.120,58
      - Investasi Total (TCI) : Rp9.937.240.600.803,89
      - Biaya Produksi Total : Rp4.325.270.939.448,6
   b) Penerimaan
      - Hasil Penjualan : Rp 7.929.941.203.716,03
   c) Rehabilitasi Perusahaan
      - Laju Pengembalian Modal (IRR): 18,6%
      - Waktu Pengembalian Modal (POT): 5,1 tahun
      - *Break Even Point* (BEP) : 26%

Dari hasil uraian diatas, dari segi teknis dan ekonomis terlihat bahwa IRR sebesar 18,6% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 9,18%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) selama 5,1 tahun, lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 20 tahun. Berdasarkan kondisi

seperti ini, pabrik *triple super phosphate* (TSP) dari batuan fosfat ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Angell, C. A., & Tucker, J. C. (1974). Heat Capacities and Fusion Entropies of the Tetrahydrates of Calcium Nitrate, Cadmium Nitrate, and Magnesium Acetate. Concordance of Calorimetric and Relaxational "ideal" Glass Transition Temperatures. *Journal of Physical Chemistry*, *78*(3), 278–281. https://doi.org/10.1021/j100596a018

Biggs, R. D. (1963). Mixing rates in stirred tanks. *AIChE Journal*, *9*(5), 636–640. https://doi.org/10.1002/aic.690090513

BPS. (2014). *BPS - Proyeksi Pertumbuhan Penduduk*. Jakarta.

BPS. (2019). *Kompilasi import 2012-2019 BPS*. Jakarta: Badan Pusat Statistik.

Branan, C. R. (2005). Rules of Thumb for Chemical Engineers. In *Rules of Thumb for Chemical Engineers* (4th ed.). https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-7856-8.X5000-2

Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design* (1st ed.). New York: John Wiley & Sons, Inc.

BSN. (1992a). *Asam Nitrat Teknis*. Retrieved from http://makalahbioproses.blogspot.co.id/2013/06/makalah-bioproses-asam-sitrat.html

BSN. (1992b). *Pupuk Kalsium Nitrat Tetrahidrat*. Jakarta.

BSN. (2005). *Pupuk Tripel Super Fosfat*. Jakarta, Indonesia.

Case, E. N., Behringer, J. W., Bernard, E. L., Brown, M. J., Dresser, J. N., Morton, W. B., … Sutherland, M. S. (1971). *Patent No. 3,619,136*. United States: United States Patent Office.

Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1999). Coulson & Richardson's Chemical Engineering. In *Journal of Chemical Education* (6th ed., Vol. 1). https://doi.org/10.1021/ed032p235.1

Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2012). Chemical Process Equipmet Selection. In *Journal of Chemical Information and Modeling* (3rd ed., Vol. 53). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Douglas, J. M. (1988). *Conceptual Design Of Chemical Processes* (Internatio; B. J. Clark & J. W. Bradley, Eds.). Singapore: McGraw-Hill Book Company.

Dumitrescu, R., Ilie, A., Drughean, L., Calotă, R., & Girip, A. (2017). Experimental Study on Heat and Mass Transfer in Ammonia Evaporative Condensers. *Energy Procedia*, *112*(October 2016), 126–133. https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1073

Edwards, O. W., & Huffman, E. O. (1946). Viscosiy of Aqueous Solutions of Phosporic Acid at 25 C. *Industrial and Engineering Chemistry*, *3*, 145–146.

Egan, E. P., Wakefield, Z. T., & Elmore, K. L. (1956). Low Temperature Heat Capacity, Entropy and Heats of Formation and Hydration of Monocalcium Phosphate. *Journal of the American Chemical Society*, *78*(9), 1811–1813. https://doi.org/10.1021/ja01590a009

Facer, L. H. (1956). *Patent No. 2,740,115*. https://doi.org/10.1145/178951.178972

Firmansyah, I., Syakir, M., & Lukman, L. (2017). Pengaruh Kombinasi Dosis Pupuk N, P, dan K Terhadap Pertumbuhan dan Hasil Tanaman Terung (Solanum melongena L.). *Jurnal Hortikultura*, *27*(1), 69. https://doi.org/10.21082/jhort.v27n1.2017.p69-78

Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations* (3rd ed.). London: Prentice Hall International, Inc.

Gresik. (2011). *Perda Kabupaten Gresik No 8 Tahun 2011*. Gresik.

Habashi, F. (1989). In-situ and Dump Leaching Technology: Application to Phosphate Rock. *Fertilizer Research*, *18*(3), 275–279. https://doi.org/10.1007/BF01049577

Habashi, F. (1994). *Phosphate Fertiliser Industry Processing Technology*. (318), 65–69.

Habashi, F., & Awadalla, F. T. (1988). In Situ and Dump Leaching of Phosphate Rock. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, *27*(11), 2165–2169.

https://doi.org/10.1021/ie00083a035

Hansen, R. S., Lie, O. H., Nilsen, H. R., & Sandar, T. (1984). *Patent No. 4,043,789*. Norway: United States Patent Office.

Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. In *Prentice Hall* (8th ed., Vol. 53). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Hollingsworth, C. A. (1968). *Patent No. 3,376,124*. https://doi.org/10.1145/178951.178972

Hudson, J. H. I. C. I. L. (1954). *Patent No. 2,673,795*. https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Hugot, E. (1986). *Handbook of Cane Sugar Engineering* (3rd ed.; G. H. Jenkins, Ed.). New York: Elsevier B.V.

IPNI. (2007). Calcium Nitrate. In *Hawley's Condensed Chemical Dictionary*. https://doi.org/10.1002/9780470114735.hawley02768

Jain, S. K., Kuishrestha, N. P., & Singh, V. V. (1984). *Densities and Viscosities of Urea-Calcium Nitrate Tetrahydrate Melts*. *29*(2), 14–16.

Jemal, M. (2012). Thermochemistry and Kinetics of the Reaction of Apatite Phosphates with Acid Solution (II). *Intech*, *i*(tourism), 13. https://doi.org/10.1016/j.colsurfa.2011.12.014

Jemal, M. (2017a). Thermochemistry and Kinetics of the Reactions of Apatite Phosphates with Acid Solutions. *Phosphoric Acid Industry - Problems and Solutions*, *10*. https://doi.org/10.5772/68087

Jemal, M. (2017b). Thermochemistry and Kinetics of the Reactions of Apatite Phosphates with Acid Solutions (II). *Phosphoric Acid Industry - Problems and Solutions*, *10*. https://doi.org/10.5772/68087

Johnson, E. (1931). *Patent No. 1,816,285*. https://doi.org/10.1111/2047-8852.12112

Johnson, E., & Odda. (1932). *Patent No. 1,856,187*. https://doi.org/10.1145/178951.178972

Kasno, A., Rochayati, S., & Prasetyo, B. H. (1980). *Deposit*,

penyebaran dan karakteristik fosfat alam. *3*, 21. Retrieved from http://balittanah.litbang.pertanian.go.id/ind/index.php/publikasi-mainmenu-78/buku-mainmenu-85/269-fosfat25

Kern, D. Q. (1983). *Process Heat Transfer* (Internatio). https://doi.org/10.1615/ihtc9.2000

King, Z. D. (2014). *Aspen Simulation of Furfural and Hydroxymethylfurfural Production from Biomass* (Missouri University of Science and Technology). Retrieved from http://www.zachking.com/zachking/sites/default/files/ASPEN Simulation of Furfural and HMF from Biomass.pdf

Kirk, & Othmer. (1995). Encyclopedia of Chemical Technology: Vol 11 Flavor Characterization of Fuel Cells. In *Encyclopedia of Chemical Technology* (4th ed.). Watcher.

Koyama, K., Chiyoda, H., Arima, H., Okamoto, A., & Ikegami, Y. (2014). Measurement and prediction of heat transfer coefficient on ammonia flow boiling in a microfin plate evaporator. *International Journal of Refrigeration*, *44*, 36–48. https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2014.05.005

Land, C. M. V. (2005). *Industrial Crystallization of Melts* (1st ed.). New York: Marcel Dekker.

Lehne, R. W. (2006). Treatment and Microscopy of Gold and Base Metal Ores. *Microscopy*, *1*, 36.

Ludwig, E. E. (1997). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* (3rd ed.). Houston: Butterworth-Heinemann.

Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* (3rd ed., Vol. 1). Retrieved from https://darmansyah1982.files.wordpress.com/2011/08/applied_process_design_volume1_3e.pdf

Ludwig, E. E. (2001). Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants. In *Engineer* (3rd ed., Vol. 3). Houston: Butterworth-Heinemann.

MacDonald, R. A., & Byram. (1975). *Patent No. 3,868,243*. United States: United States Patent Office.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering* (5th ed.; B. J. Clark & E. Castellano, Eds.). Singapore: McGraw-Hill Book Company.

Menteri Perdagangan Republik Indonesia. (2018). *Nomor 15/2018* (p. 38). p. 38. Jakarta: Kementerian Perdagangan Republik Indonesia.

Menteri Perindustrian Republik Indonesia. (2015). *Nomor 106/M-IND/PER/11/2015* (p. 10). p. 10. Jakarta: Kementerian Perindustrian Republik Indonesia.

Menteri Pertanian Republik Indonesia. (2011). *Nomor 43/Permentan/SR.140/8/2011* (p. 45). p. 45. Jakarta: Kementerian Pertanian Republik Indonesia.

Menteri Pertanian Republik Indonesia. (2018). *No 47/Permentan/SR.310/11/2018* (p. 21). p. 21. Jakarta: Kementerian Pertanian Republik Indonesia.

Miki, N. (1990). Vapor-Liquid Equilibrium of the Binary System HF-H2O Extending to Extremely Anhydrous Hydrogen Fluoride. *Journal of The Electrochemical Society*, *137*(3), 787. https://doi.org/10.1149/1.2086555

Moldovan, J. Vi. F., Suciu, M., & Tomescu, E. (1977). *Patent No. 4,008,309*. Retrieved from https://patents.google.com/patent/US4003160A/en

Mujumdar, A., & Mujumdar, A. (2014). Superheated Steam Drying. *Handbook of Industrial Drying, Fourth Edition*, (November), 421–432. https://doi.org/10.1201/b17208-23

Mullin, J. W. (1975). *Industrial Crystalization* (1st ed., Vol. 369). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

NPTEL Chemical Engineering. (n.d.). *Module 4: Design of Dryers*. Madras: NPTEL, Chemical Engineering Design.

Palembang. (2012). *Perda Kota Palembang No 15 Tahun 2012*. Palembang: Pemerintah Kota Palembang.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Internatio; B. J. Clark & J. M. Morriss, Eds.). Singapore: McGraw-Hill, Inc.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. In E. D. Glandt, M. T. Klein, & T. F. Edgar (Eds.), *Journal of Petrology* (5th ed.). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

PIHC. (2018). Transformasi Untuk Masa Depan. In *Laporan Tahunan PT. Pupuk Indonesia* (Vol. 1). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Poling, B. E., Thomson, G. H., G., F. D., Rowley, R. L., & Wilding, W. V. (2008). Perry's Chemical Engineers' Handbook. In *Journal of Petrology* (8th ed., Vol. 369). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Richardson, J. F., & Harker, J. H. (2002). Coulson & Richardson's Chemical Engineering. In *Journal of Chemical Education* (5th ed., Vol. 2). https://doi.org/10.1021/ed027p49.1

Roidah, I. S. (2014). Manfaat Penggunaan Pupuk Organik Untuk Kesuburan Tanah. *Jurnal BONOROWO*, *1*(1), 30–43.

Saaty, R. W. (1987). The Analytic Hierarchy Process-What It Is and How It Is Used. *Mathematical Modelling*, *9*(3–5), 161–176. https://doi.org/10.1016/0270-0255(87)90473-8

Saleh, S. N., Ahmed, S. M., Al-mosuli, D., & Barghi, S. (2015). Basic design methodology for a prilling tower. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, *93*(8), 1403–1409. https://doi.org/10.1002/cjce.22230

Simanungkalit, R. D. M., Suriadikarta, D. A., Saraswati, R., Setyorini, D., & Hartatik, W. (2006). Pupuk Organik dan Pupuk Hayati (Organic Fertilizer and Biofertilizer). *Balai Besar Litbang Sumberdaya Lahan Pertanian*, 283. https://doi.org/10.1103/PhysRevE.56.6118

Sinnott, R. K. (2005). Coulson & Richardson's Chemical Engineering. In *Journal of Petrology* (4th ed., Vol. 369). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (2018). Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. In *Journal of Chemical Education* (8th ed.,

Vol. 27). https://doi.org/10.1021/ed027p584.3

Smith, R. (2005). Chemical Process Design and Integration. In *John Wiley & Sons, Ltd* (1st ed.). https://doi.org/10.1529/biophysj.107.124164

Svarovsky, L. (2001). Introduction to Solid-Liquid Separation. In *Solid-Liquid Separation* (pp. 1–29). https://doi.org/10.1016/b978-075064568-3/50025-0

Ulrich, G. D. (1984). *Chemical Engineering Process Design and Economics Pratical Guide*. New York: John Wiley & Sons.

United Nations Industrial Development Organization. (1967). Fertilizer Manual. In *Oxford University* (Vol. 1, p. 387). International Fertilizer Development Center.

V., S. B. P., C., M. A., Mahin, S., & Kumaran, A. B. (2018). Design of Air Pre-Heater to Improve the Efficiency of Boiler in TCC Plant. *International Research Journal of Engineering and Technology (IRJET)*, *05*(04), 2157–2163.

Vieillard, P., & Tardy, Y. (1984). Thermochemical Properties of Phosphates. In *Phosphate Minerals* (pp. 171–198). https://doi.org/10.1007/978-3-642-61736-2_4

Walas, S. M. (1990). Chemical Process Equipment. In H. Brenner (Ed.), *Journal of Petrology* (1st ed., Vol. 369). https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004

Wierzchowski, S. J., & Kofke, D. A. (2004). Liquid-Phase Activity Coefficients for Saturated HF/H2O Mixtures with Vapor-Phase Nonidealities Described by Molecular Simulation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, *43*(1), 218–227. https://doi.org/10.1021/ie030437q

Zanbak, C., & Ores, M. (2012). *Heap Leaching Technique in Mining*. *1*, 33.

Zipplies, T., Hintzer, K., Gerdes, T., Schmidt-Rodenkirchen, A., Seidl, S., & Berger, T. (2015). *Patent No. 20150353372 A1*. United States: United States Patent Office.

Halaman ini sengaja dikosongkan

RIWAYAT HIDUP PENULIS

Imanuel Berin, penulis dilahirkan di Malang pada tanggal 28 April 1998. Penulis telah menempuh pendidikan formal diantaranya SD Taman Harapan, SMP Negeri 5 Malang, SMA Negeri 3 Malang. Selanjutnya penulis menempuh pendidikan S-1 di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Semasa perkuliahan, penulis aktif dalam beberapa organisasi kemahasiswaan diantaranya di ITS *International Office* dan AIChE ITS *Student Chapter*. Penulis pennah melaksanakan kerja praktik di PT Pupuk Kujang Cikampek pada tahun 2019. Penulis mengambil penelitian di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, serta telah menyelesaikan tugas pra desain pabrik dengan judul "Pra Desain Pabrik *Triple Superphosphate* (TSP) dari Batuan Fosfat" dan penelitian dengan judul "Pengaruh Penambahan Kombinasi Nanopartikel terhadap Membran *Cellulose Acetate* (CA)/*Polyethylene Glycol* (PEG) untuk Desalinasi.

Email penulis: imanuelberin@gmail.com

Halaman ini sengaja dikosongkan

RIWAYAT HIDUP PENULIS

Naufal Ahmad Murtadho, penulis dilahirkan di Tuban pada tanggal 26 Juni 1997. Penulis telah menempuh pendidikan formal diantaranya SD Negeri Kebonsari II Tuban, SMP Negeri 1 Tuban, SMA Negeri 3 Malang. Selanjutnya penulis menempuh pendidikan S-1 di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Semasa perkuliahan, penulis aktif dalam beberapa organisasi kemahasiswaan diantaranya di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK FTI-ITS), Pemandu ITS dan AIChE ITS *Student Chapter*. Penulis pennah melaksanakan kerja praktik di PT Pupuk Kujang Cikampek pada tahun 2019. Penulis mengambil penelitian di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, serta telah menyelesaikan tugas pra desain pabrik dengan judul "Pra Desain Pabrik *Triple Superphosphate* (TSP) dari Batuan Fosfat" dan penelitian dengan judul "Pengaruh Penambahan Kombinasi Nanopartikel terhadap Membran *Cellulose Acetate* (CA)/*Polyethylene Glycol* (PEG) untuk Desalinasi.

Email penulis: nmurtadho@gmail.com

Halaman ini sengaja dikosongkan

(Himmelblau & Riggs, 2012)(Angell & Tucker, 1974)(Biggs, 1963)(BPS, 2014)(BPS, 2019)(Brownell & Young, 1959)(BSN, 1992b)(BSN, 2005)(BSN, 1992a)(Patent No. 3,619,136, 1971)(Coulson & Richardson, 1999)(Couper, Penney, Fair, & Walas, 2012)(Douglas, 1988)(Dumitrescu, Ilie, Drughean, Calotă, & Girip, 2017)(Edwards & Huffman, 1946)(Egan, Wakefield, & Elmore, 1956)(Firmansyah et al., 2017)(Geankoplis, 1993)(Gresik, 2011)(Habashi, 1994)(Habashi, 1989)(Habashi & Awadalla, 1988)(Patent No. 4,043,789, 1984)(Himmelblau & Riggs, 2012)(Patent No. 3,376,124, 1968)(Patent No. 2,673,795, 1954)(IPNI, 2007)(Jain, Kuishrestha, & Singh, 1984)(Jemal, 2017b)(Jemal, 2012)(Jemal, 2017a)(Patent No. 1,816,285, 1931)(Patent No. 1,856,187, 1932)(Kasno et al., 1980)(Kern, 1983)(King, 2014)(Kirk & Othmer, 1995)(Koyama, Chiyoda, Arima, Okamoto, & Ikegami, 2014)(Land, 2005)(Lehne, 2006)(McCabe, Smith, & Harriott, 1993)(Menteri Perdagangan Republik Indonesia, 2018)(Menteri Perindustrian Republik Indonesia, 2015)(Menteri Pertanian Republik Indonesia, 2011)(Miki, 1990)(Patent No. 4,008,309, 1977)(Mujumdar & Mujumdar, 2014)(Mullin, 1975)(NPTEL Chemical Engineering, n.d.)(Palembang, 2012)(Peters & Timmerhaus, 1991)(Peters et al., 2003)(PIHC, 2018)(Poling, Thomson, G., Rowley, & Wilding, 2008)(Richardson & Harker, 2002)(Roidah, 2014)(Saleh, Ahmed, Al-mosuli, & Barghi, 2015)(Simanungkalit et al., 2006)(Sinnott, 2005)(J. M. Smith, Van Ness, Abbott, & Swihart, 2018)(R. Smith, 2005)(Svarovsky, 2001)(Ulrich, 1984)(United Nations Industrial Development Organization, 1967)(V., C., Mahin, & Kumaran, 2018)(Vieillard & Tardy, 1984)(Walas, 1990)(Wierzchowski & Kofke, 2004)(Zanbak & Ores, 2012)(Ludwig, 1999)(Ludwig, 1997)(Ludwig, 2001)(Land, 2005)(Saleh et al., 2015)(Hugot, 1986)(Branan, 2005)(Menteri Pertanian Republik Indonesia, 2018)(Patent No. 3,868,243, 1975)(Patent No. 2,740,115, 1956)(Patent No. 20150353372 A1, 2015)