

# Pra Desain Pabrik *Triple Superphosphate* (TSP) dari Batuan Fosfat

Immanuel Berin, Naufal Ahmad Murtadho, Siti Nurkhamidah, dan Fadlilatul Taufany  
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)  
*e-mail*: nmurtadho@gmail.com

**Abstrak**—Fosfat adalah salah satu unsur hara yang sangat dibutuhkan oleh semua jenis tanaman untuk memacu perkembangan akar, batang, bunga, dan buah menjadi lebih cepat. Kekurangan fosfat dapat menyebabkan tanaman akan tumbuh kerdil, daun berwarna hijau tua, anakan sedikit, pemasakan lambat dan sering tidak menghasilkan buah. Pupuk TSP (*Triple Superphosphate*) merupakan jenis pupuk anorganik multi-komponen yang memiliki kandungan komponen hara N atau P secara parsial yang lebih besar jika dibanding dengan pupuk NPK. Bahan baku utama yang digunakan untuk membuat pupuk TSP ini adalah batuan fosfat. Pemilihan proses untuk memproduksi pupuk TSP perlu dianalisis agar produksi yang dihasilkan lebih optimal. Pupuk TSP dapat diproduksi melalui dua macam proses, yaitu proses Odda dan Dorr-Oliver. Pada proses Odda, digunakan bahan baku berupa batuan fosfat dan asam nitrat atau asam klorida. Sedangkan pada proses Dorr-Oliver, digunakan bahan baku berupa batuan fosfat dan asam fosfat. Dari studi yang telah dilakukan, proses Odda lebih dipilih karena ditinjau dari aspek bahan baku, konversi, kondisi operasi, dan ekonomi, proses Odda lebih baik daripada proses Dorr-Oliver. Dengan desain umur pabrik selama 30 tahun, didapatkan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 18.6% yang dimana nilainya lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 9.18%. Kemudian didapatkan *Pay Out Time* (POT) sebesar 5.1 tahun dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 26%.

**Kata Kunci**-Batuan Fosfat, Odda, *Triple Superphosphate*.

## I. PENDAHULUAN

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 [1]. Untuk memenuhi kebutuhan pangan tersebut, maka hasil pertanian harus ditingkatkan dengan memerhatikan persediaan nutrisi pada tanahnya, yaitu dengan diberikan pupuk untuk menunjang ketersediaan nutrisi tersebut.

Berdasarkan Peraturan Menteri Pertanian No.47/Permentan/2018 [2], kebutuhan pupuk NPK subsidi di Indonesia pada tahun 2018 mencapai 2,36 juta ton. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut PT Pupuk Indonesia (Persero)

Tabel 1.

*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

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 [3].

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

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

### 2) Peraturan Menteri Perindustrian Nomor 26/M-IND/PER/4/2013 [4].

Peraturan Menteri Pertanian Nomor: Peraturan Menteri Pertanian Nomor: 43/Permentan/SR.140/8/2011 tentang Syarat dan Tata Cara Pendaftaran Pupuk Anorganik [5].

### 3) Peraturan Menteri Perdagangan Republik Indonesia

Peraturan Menteri Perdagangan Republik Indonesia Nomor 15 Tahun 2018 tentang Perubahan Atas Peraturan Menteri Perdagangan Nomor 24/M-DAG/PER/4/2016

Tabel 2.  
Estimasi Demand TSP di Indonesia pada tahun 2023

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

Tabel 3.  
Perbandingan proses *Odda* dan *Dorr-Oliver*

No.	Parameter	<i>Odda</i>	<i>Dorr-Oliver</i>
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 <i>solvent</i>	20%	45—55%
5.	Laju reaksi	Cepat	Cepat
6.	Jenis Reaktor	Tertutup ( <i>Tank Reactor</i> )	Terbuka ( <i>Vat Reactor</i> )
7.	Resiko <i>denning</i>	Tidak ada	Ada
8.	Tahapan proses	4	3
9.	Harga <i>solvent</i>	HNO <sub>3</sub> 60% ± 1.990.989 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 75%-85% ± 10.016.206,2 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)

Tentang Standardisasi Bidang Perdagangan bahwa Pupuk Triple Super Phosphate (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<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> [6]

1. 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.

## II. KAPASITAS PABRIK DAN SELEKSI PROSES

Dalam penentuan kapasitas pabrik TSP yang akan dibuat, maka diambil data *supply-demand* TSP dari BPS. Berdasarkan data *supply-demand* yang dapat dilihat pada Tabel 1. dari tahun 2014 hingga 2018 [7], tingginya *demand* dan tidak adanya *supply* menunjukkan bahwa ada potensi untuk pendirian pabrik dalam rangka pemenuhan kebutuhan TSP. Selain itu, adanya pertumbuhan sebesar 2,05% menunjukkan bahwa pasar TSP ini terus berkembang.

Pabrik TSP ini ditargetkan untuk mulai beroperasi pada tahun 2023. Berdasarkan data yang didapat sebelumnya, maka dilakukan proyeksi *demand* untuk menentukan kapasitas produksi pabrik. Dengan menggunakan persamaan *discounted* [8] sebagai berikut:

$$P_{2023} = P_{2018} \times (1 + i)^n \tag{1}$$

Dimana *i* adalah pertumbuhan rata-rata dan *n* adalah selisih waktu antara tahun 2023 dan 2018. Dengan perhitungan, proyeksi kebutuhan garam pada tahun 2023 dan rencana kapasitas pabrik yang akan dibangun dapat dilihat pada Tabel 2. Dari data proyeksi *demand* TSP di Indonesia pada tahun 2023, dapat ditentukan kapasitas produksi dari pabrik TSP yang akan dibangun. Pabrik TSP ini didesain untuk memenuhi kebutuhan nasional dengan mensubstitusi seluruh

Tabel 4.  
Perbandingan pelarut asam untuk proses *Odda*

No	Parameter	HNO <sub>3</sub>	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 atm
4.	Konsentrasi <i>solvent</i>	20%	10%
5.	Harga <i>solvent</i>	HNO <sub>3</sub> 60% ± 2.017.699 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)	HCl 31% ± 1.345.132 (sumber: rata-rata sampling di www.alibaba.com)
6.	% konversi	98-99%	92%
7.	% <i>impurities</i>	4,1%	5,4%
8.	Laju reaksi	Cepat	Cepat

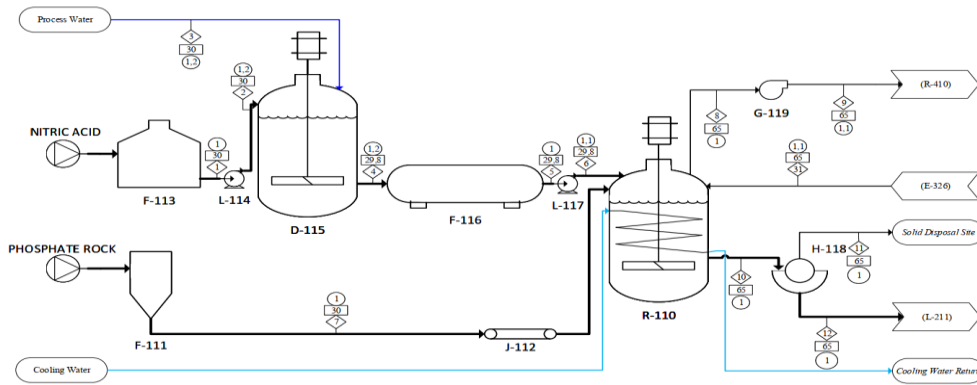
Tabel 5.  
Perbandingan Metode *leaching*

No.	Parameter	<i>In-situ leaching</i>	<i>Damp leaching</i>	<i>Tank leaching</i>
1.	Kebutuhan luas lahan	Luas	Sangat luas	Sedang
2.	Posisi operasi	Semi-permanen	Tidak permanen	Permanen
3.	Ukuran bahan baku	Besar	Kecil	Sangat kecil
4.	Kesulitan operasi	Tinggi	Sedang	Sangat tinggi
5.	Dampak Lingkungan	Besar	Besar	Kecil
6.	Pengendalian Polusi	Sulit	Sulit	Mudah
7.	Emergency Containment	Sulit	Mudah	Sulit

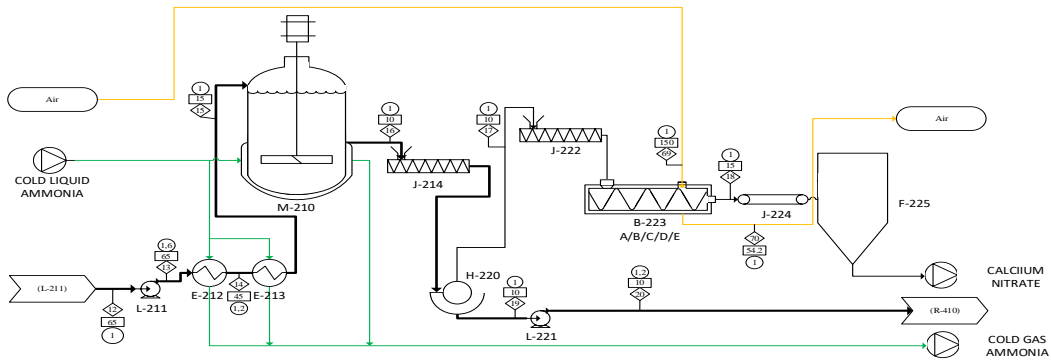
impur TSP di Indonesia. Berdasarkan data yang telah diproyeksikan, maka ditetapkan bahwa pabrik TSP yang akan dibangun ini memiliki kapasitas 750.000 MTPA.

Dalam penentuan lokasi pabrik ada 3 faktor utama yang dipertimbangkan yaitu faktor teknis, ekonomi, dan lingkungan. Ketiga faktor itu dibagi menjadi beberapa kriteria yaitu ketersediaan bahan baku dalam satuan *raw material transportation cost*, lokasi pemasaran, sumber energi listrik dan air, sumber tenaga kerja, aksesibilitas dan fasilitas transportasi, hukum dan peraturan, dan iklim dan topografi. Berdasarkan kriteria tersebut ditetapkan 2 alternatif yaitu Kawasan Industri Gresik di Gresik dan Kompleks Pupuk Sriwijaya di Palembang dan melalui pembobotan dengan *Analytical Hierarchy Process* (AHP), maka ditetapkan lokasi pendirian pabrik di Kawasan Industri Gresik di Gresik. Beberapa faktor penting yang membuat Gresik terpilih diantaranya adalah banyaknya pelabuhan jika dibandingkan dengan Palembang. Kedua adalah ketersediaan tenaga kerja yang lebih melimpah dan beragam daripada di Palembang. Ketiga adalah sumber daya listrik dan air di Gresik lebih banyak daripada di Palembang. Oleh karena itu hal tersebut membuat Kawasan Industri Gresik ideal sebagai lokasi pendirian pabrik.

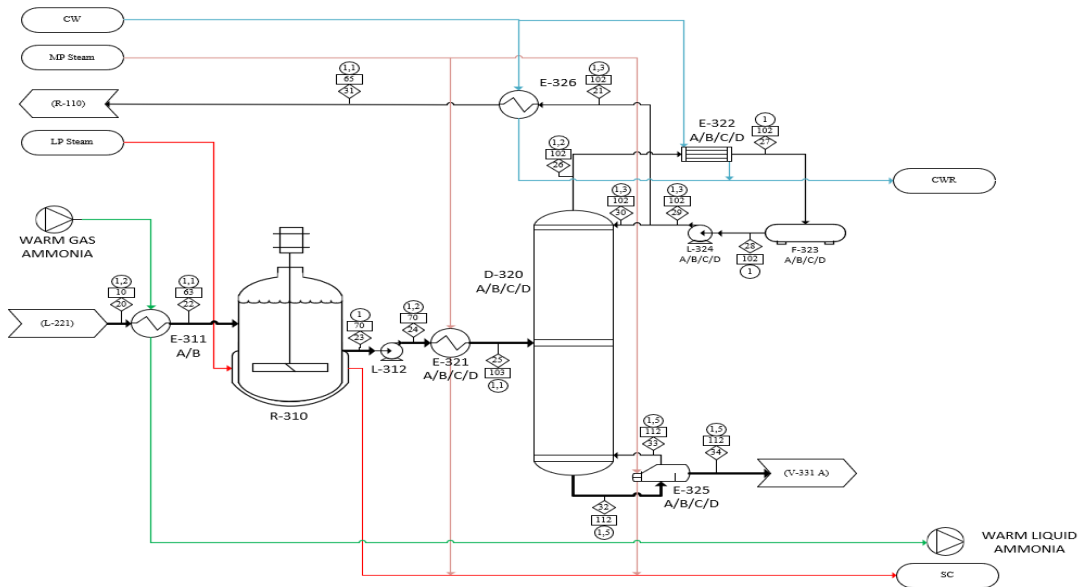
Untuk pemilihan proses, ada 2 macam proses yang bisa dipilih untuk membuat TSP yaitu proses *Odda* [9]–[13], dan *Dorr-Oliver* [14], [15]. Kemudian untuk proses *Odda* sendiri ada 2 macam pelarut asam yang bisa dipilih, yaitu HNO<sub>3</sub> dan HCl [12]. Setelah itu ada beberapa metode untuk proses *leaching* batuan fosfat, diantaranya adalah *in-situ leaching*, *damp leaching*, dan *tank leaching* [16], [17]. Perbandingan proses *odda* dan *dorr-oliver* dapat dilihat pada Tabel 3.



Gambar 1. Area Persiapan dan Acidulation.



Gambar 2. Area Pemisahan.



Gambar 3. Area Sintesis dan Pemurnian.

Perbandingan pelarut asam untuk proses *odda* dapat dilihat pada Tabel 4. Perbandingan metode *leaching* dapat dilihat pada Tabel 5.

### III. URAIAN PROSES

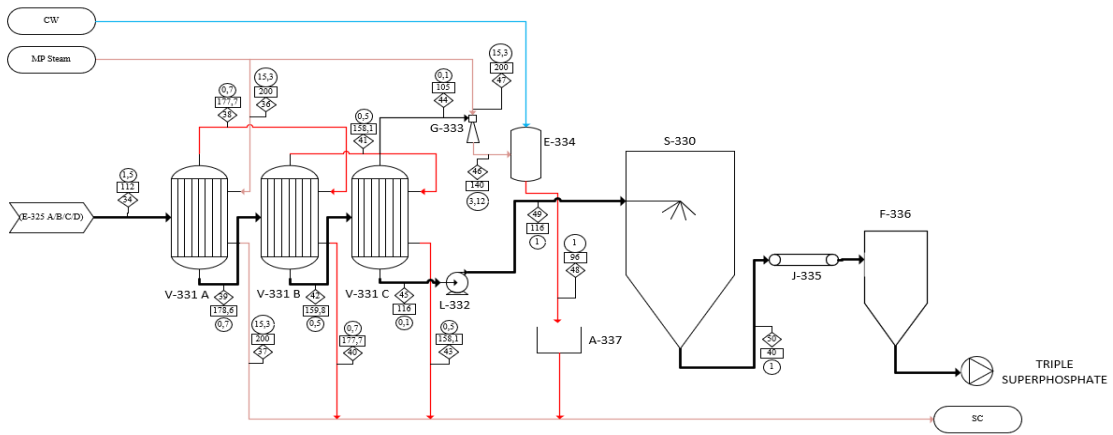
Dari seleksi proses yang telah dilakukan dengan metode *Analytical Hierarchy Process (AHP)* dipilih proses *Odda* dengan pelarut asam  $\text{HNO}_3$  dan jenis *leaching* adalah *Tank Leaching* [18]. Proses pembuatan TSP ini terbagi menjadi beberapa tahap, yaitu:

#### A. Tahap Persiapan

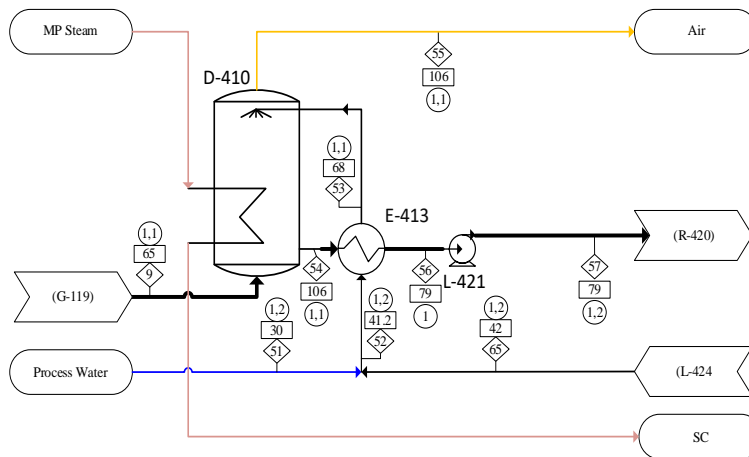
TSP diproduksi dengan mereaksikan batuan fosfat dengan

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)*.

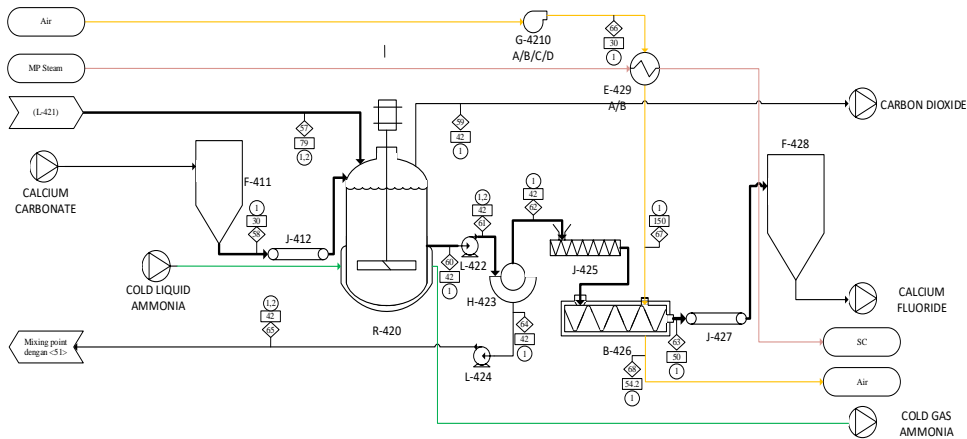
Selain persiapan batuan fosfat, persiapan larutan asam juga dilakukan. Larutan asam yang digunakan dalam proses *acidulation* adalah asam nitrat dengan konsentrasi 20%. Asam nitrat terlebih dahulu dilarutkan menggunakan air sampai konsentrasinya 20% pada *dilute nitric acid tank (D-115)*. Larutan yang telah dilarutkan kemudian disimpan di dalam *horizontal cylindrical storage (F-116)* yang kemudian akan dialirkan menggunakan *nitric acid pump (L-117)*



Gambar 4. Area Kristalisasi.



Gambar 5. Area Scrubbing HF.

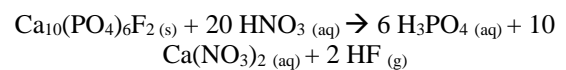


Gambar 6. Area Sintesis dan Separasi  $CaF_2$ .

menuju *acidulation reactor tank* (R-110) untuk direaksikan dengan batuan fosfat [13].

**B. Tahap Acidulation**

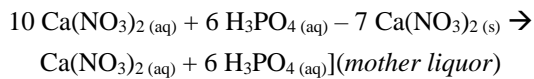
Pada tahap *acidulation* ini, batuan fosfat yang telah dihancurkan direaksikan (di-*leaching*) dengan menggunakan *solvent* asam nitrat dengan konsentrasi 20% di dalam *acidulation reactor tank* (R-110). Tekanan dan suhu operasi yang terjadi di dalam *acidulation reactor tank* (R-110) adalah 1 atm dan 65 °C. Pada *acidulation 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:



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 slurry pump* (L-211) menuju *chilled agitated tank* (M-210) untuk dilakukan proses kristalisasi. Area persiapan dan *acidulation* dapat dilihat pada Gambar 1.

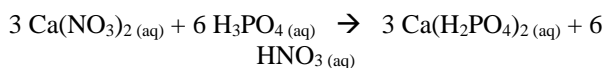
### C. Tahap Pemisahan

Pada tahap pemisahan, *mother liquor* didinginkan terlebih dahulu menggunakan amonia cair di dalam *1<sup>st</sup> stage chilled agitated tank cooler* (E-212) dan *2<sup>nd</sup> stage chilled agitated tank cooler* (E-213) sampai suhu 15 °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 [9]. Area pemisahan dapat dilihat pada Gambar 2. Proses kristalisasi kalsium nitrat tetrahidrat ini mengikuti reaksi berikut:



### D. 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:



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 fosfat 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). Area sintesis dan pemurnian dapat dilihat pada Gambar 3.

### E. Tahap Kristalisasi

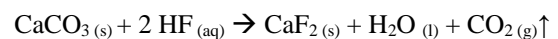
Pada tahap kristalisasi, larutan monokalsium fosfat akan dipekatkan sampai konsentrasinya 99% menggunakan *evaporator* (V-331 A/B/C). Di dalam *evaporator* (V-331 A/B/C) akan dikondisikan menjadi vakum sampai tekanan 0,1 atm agar mengurangi beban *evaporator* untuk menguapkan *solvent* yang tersisa pada *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. Area kristalisasi dapat dilihat pada Gambar 4.

### F. Pembentukan By-Product

#### 1) 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 dipanaskan 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 ( $\text{CaCO}_3$ ) dengan rasio berat antara  $\text{CaCO}_3$  dan HF sebesar 1:2 di dalam *calcium fluoride reactor tank* (R-420) dengan suhu 30 °C selama 2 jam sesuai reaksi berikut:



Kemudian produk yang terbentuk dipisahkan menggunakan *process continuous filter* (H-423) untuk memisahkan *liquid* dan kristal kalsium florida, sedangkan  $\text{CO}_2$  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 [19]. Area *scrubbing HF* dapat dilihat pada Gambar 5. dan area sintesis dan separasi  $\text{CaF}_2$  dapat dilihat pada Gambar 6.

#### 2) 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 dapat dilakukan proses pengemasan.

## IV. NERACA MASSA

Berdasarkan perhitungan neraca massa yang telah dilakukan pada pra-desain pabrik TSP dengan asumsi pabrik beroperasi 24 jam selama 330 hari per tahun, untuk dibutuhkan bahan baku batuan fosfat sebanyak 136.476 kg/jam untuk menghasilkan TSP sebanyak 94.696,98 kg/jam atau 750.000 MTPA.

## V. ANALISIS EKONOMI

Dengan desain umur pabrik selama 30 tahun, didapatkan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 18.6% yang dimana nilainya lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 9.18%. Kemudian didapatkan *Pay Out Time* (POT) sebesar 5.1 tahun dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 26%.

## VI. KESIMPULAN/RINGKASAN

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

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 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 Superphosphate* : 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.

## UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terimakasih kepada Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS dan Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, Teknik Kimia, FTIRS-ITS yang telah memberikan dukungan finansial dan teknis dalam proses pra-desain pabrik ini.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] BPS, "BPS - Proyeksi Pertumbuhan Penduduk." Jakarta, 2014.
- [2] Menteri Pertanian Republik Indonesia, "No 47/Permentan/SR.310/11/2018," *Kementeri. Pertan. Republik Indones.*, p. 21, 2018.
- [3] PIHC, "Transformasi untuk masa depan," *Lap. Tah. PT. Pupuk Indones.*, vol. 1, 2018.
- [4] Menteri Perindustrian Republik Indonesia, "Nomor 106/M-IND/PER/11/2015." Kementerian Perindustrian Republik Indonesia, Jakarta, p. 10, 2015.
- [5] Menteri Pertanian Republik Indonesia, "Nomor 43/Permentan/SR.140/8/2011." Kementerian Pertanian Republik Indonesia, Jakarta, p. 45, 2011.
- [6] Menteri Perdagangan Republik Indonesia, "Nomor 15/2018." Kementerian Perdagangan Republik Indonesia, Jakarta, p. 38, 2018.
- [7] [BPS] Badan Pusat Statistika, *Kompilasi import 2012-2019 BPS*. Jakarta: Badan Pusat Statistika, 2019.
- [8] S. P. Max, D. T. Klaus, and E. W. Ronald, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill Companies, 2003.
- [9] United Nations Industrial Development Organization, "Fertilizer manual in Oxford University," *Int. Fertil. Dev. Cent.*, vol. 1, p. 387, 1967.
- [10] R. S. Hansen, O. H. Lie, H. R. Nilsen, and T. Sandar, "Patent No. 4,043," 1984.
- [11] F. Habashi, "Phosphate fertiliser industry: processing technology," *Ind. Miner.*, p. 65, 1994.
- [12] F. Habashi and F. T. Awadalla, "In situ and dump leaching of phosphate rock," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 27, no. 11, pp. 2165–2169, 1988.
- [13] J. Hudson, "Patent No. 2,673," 1954.
- [14] L. H. Facer, "Patent No. 2,740," 1956.
- [15] R. A. MacDonald and Byram, "United States: United States Patent Office," 3,868, 1975.
- [16] C. Zambak and M. Ores, "Heap leaching technique in mining," vol. 1, pp. 1–33, 2012.
- [17] F. Habashi, "In-situ and dump leaching technology: application to phosphate rock," *Fertil. Res.*, vol. 18, no. 3, pp. 275–279, 1988.
- [18] R. W. Saaty, "The analytic hierarchy process—what it is and how it is used," *Math. Model.*, vol. 9, no. 3–5, pp. 161–176, 1987.
- [19] T. Zippies, K. Hintzer, T. Gerdes, A. Schmidt-Rodenkirchen, S. Seidl, and T. Berger, "Patent A1, No. 20150353372," 2015.