



### BAB III PROSES PRODUKSI

#### III.1 Bahan Baku dan Spesifikasinya

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan ZA II ini antara lain yaitu amonia, gipsum, karbon dioksida, dan asam sulfat. Adapun spesifikasi dari bahan-bahan tersebut yaitu sebagai berikut:

1. Amonia ( $\text{NH}_3$ )

- Bentuk : Cair dan gas
- Suhu :  $-33\text{ }^\circ\text{C}$  (cair),  $35\text{-}45\text{ }^\circ\text{C}$  (gas)
- Tekanan : Atmosferik (cair),  $1,2\text{-}1,3\text{ kg/cm}^2$  (gas)
- Kemurnian :  $99\text{-}99,5\%$
- Sumber : Departemen Produksi I (gas dan cair)

2. Fosfopgypsum ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )

- Bentuk : Padat
- Kemurnian : Min  $97\%$
- Kandungan F total : Min  $0,69\%$
- Kandungan  $\text{P}_2\text{O}_5$  total : Min  $0,33\%$
- Kandungan CaO : Min  $3,69\%$

3. Karbon Dioksida ( $\text{CO}_2$ )

- Bentuk : Gas
- Suhu :  $34\text{ }^\circ\text{C}$
- Tekanan :  $0,44\text{ kg/cm}^2$
- Kemurnian : Min  $99\%$
- Sumber : Departemen Produksi I

4. Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

- Bentuk : Cair



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PT. PETROKIMIA GRESIK  
DEPARTEMEN PRODUKSI III A (BAGIAN ZA II)  
PERIODE 01 OKTOBER – 31 DESEMBER 2024



PETROKIMIA  
GRESIK  
Solusi Agroindustri

- Suhu : 34 °C
- Tekanan : Atmosferik
- Kemurnian : 98,5%

Selain bahan baku utama, terdapat juga bahan baku pembantu yang berperan penting dalam memastikan produk yang dihasilkan sesuai yang diinginkan dengan spesifikasi sebagai berikut:

1. *Anti-caking Agent / Anti Free Flowing Agent (AFFA)*

- Bentuk : Padat
- Warna : Kuning-cokelat
- Berat jenis : 0,8-0,95 pada suhu 70 °C
- Viskositas : 50 cps pada 70 °C
- Titik leleh : 60 °C

Merupakan produk hasil produksi PT. Petrosida Gresik yang penggunaannya dilakukan dengan cara mencampurkan 1 liter larutan AFFA dengan 20 liter air di dalam tangki *anti-caking*.

2. Pewarna

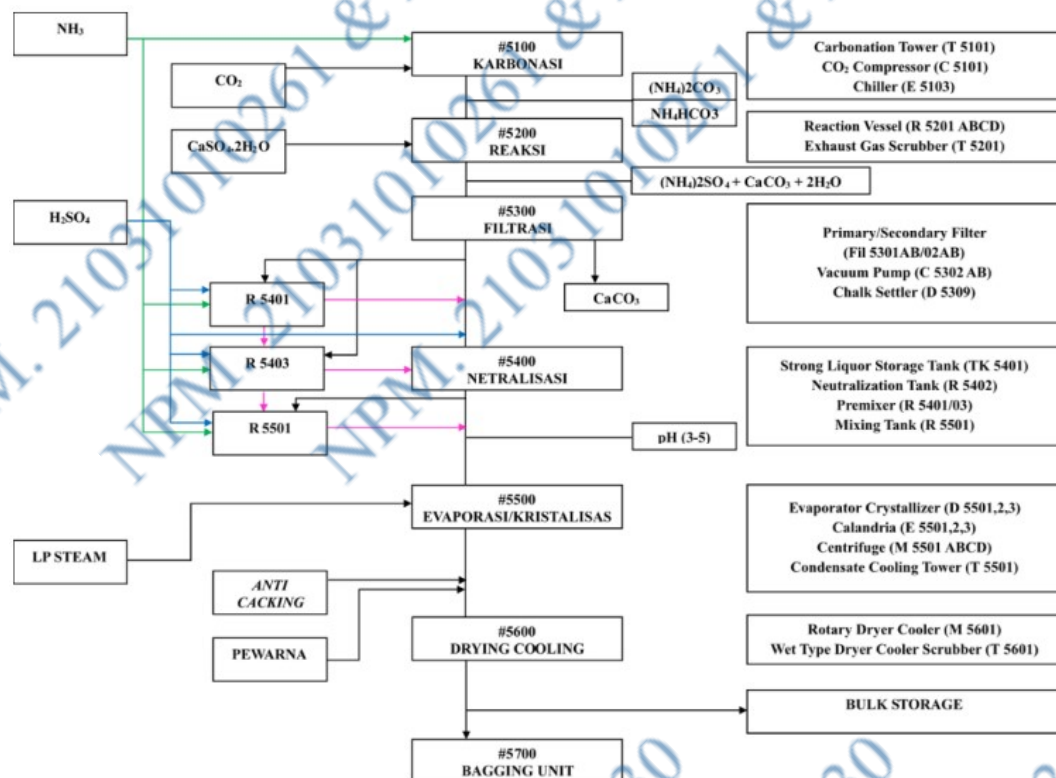
Penambahan zat pewarna dilakukan pada unit ZA II untuk membedakan antara produk ZA bersubsidi dengan yang non subsidi. Zat pewarna yang digunakan berwarna oranye yang merupakan produk PT. Petrosida Gresik.

Bahan-bahan tersebut adalah bahan yang digunakan untuk memproduksi pupuk ZA II / amonium sulfat dengan spesifikasi berikut:

- Bentuk : Padatan (kristal)
- Ukuran : 30 mesh min 55%
- Asam bebas : Maks 0,1%
- Nitrogen : 20,8%
- H<sub>2</sub>O : Maks 1%

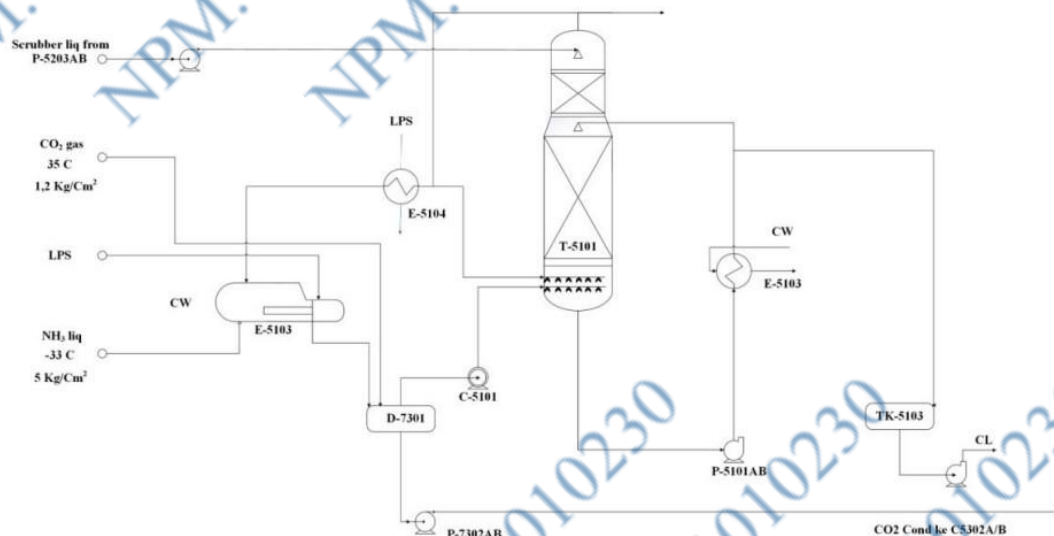
### III.2 Uraian Proses Produksi

Unit ZA II merupakan salah satu produksi utama di departemen produksi III dengan kapasitas yang lebih besar dibandingkan unit ZA I/III di departemen produksi I. Proses produksi ZA II melibatkan beberapa tahap penting yaitu karbonasi, reaksi, filtrasi, netralisasi, evaporasi & kristalisasi, pengeringan & pendinginan, hingga akhirnya pengemasan. Karena meningkatnya permintaan pasar yang signifikan membuat kapasitas ZA II ditingkatkan menjadi 1000 ton/hari dari yang awalnya 810 ton/hari. Untuk mendukung peningkatan kapasitas produksi maka dua reaktor tambahan telah ditambahkan yang berakibat tangki netralisasi yang ada saat ini berfungsi ganda yaitu juga sebagai tangki pemompaan. Proses produksi di unit ini menerapkan teknologi ICI (CHEMICO) untuk reaksi kimia dan SSIC untuk proses evaporasi. Berikut adalah alur proses produksi ZA II yang tampak pada gambar III.1.



Gambar III.1 Alur Proses Produksi di Unit ZA II

### III.2.1 Tahap Karbonasi



Gambar III.2 PFD Tahap Karbonasi

Pada tahap ini, uap amonia ( $\text{NH}_3$ ) direaksikan dengan uap karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) dan air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) yang berfungsi sebagai cairan *scrubber* untuk menghasilkan senyawa amonium karbonat [ $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ] yang juga dikenal dengan istilah *carbonat liquor* (CL). Reaksi ini berlangsung di dalam sebuah menara karbonasi khusus yang dirancang untuk mengoptimalkan kontak antara gas dan cairan. Reaksi kimia yang terjadi pada tahap ini adalah sebagai berikut:



Reaksi tersebut merupakan reaksi utama yang bersifat endotermik dengan entalpi perubahan ( $Q$ ) sebesar  $+22.08 \text{ kJ/mol}$ , menunjukkan bahwa proses ini membutuhkan energi untuk berlangsung.



Reaksi tersebut merupakan reaksi samping yang juga bersifat endotermik dengan entalpi perubahan sebesar  $+14.1 \text{ kJ/mol}$ , menghasilkan senyawa amonium bikarbonat ( $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ ).



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PT. PETROKIMIA GRESIK  
DEPARTEMEN PRODUKSI III A (BAGIAN ZA II)  
PERIODE 01 OKTOBER – 31 DESEMBER 2024



PETROKIMIA  
GRESIK  
Solusi Agroindustri

Untuk mendapatkan produk amonium karbonat sesuai yang diinginkan maka terdapat beberapa aspek yang harus diperhatikan yaitu sebagai berikut:

1. Kelebihan  $\text{NH}_3$  dan Rasio Umpan  $\text{CO}_2$  terhadap  $\text{NH}_3$

Amonia sengaja dipertahankan dalam kondisi kelebihan dengan rasio umpan  $\text{CO}_2$  terhadap  $\text{NH}_3$  dalam kisaran 1,3-1,35. Rasio ini krusial untuk memastikan pembentukan ammonium karbonat  $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3]$  sebagai produk utama. Jika jumlah  $\text{CO}_2$  yang digunakan terlalu banyak, maka reaksi akan cenderung membentuk ammonium bikarbonat ( $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ ) yang merupakan produk sampingan yang tidak diinginkan. Menjaga rasio ini dalam kisaran yang tepat dapat mencegah pembentukan produk sampingan yang berlebihan. Rasio yang lebih tinggi dari batas atas dapat meningkatkan tekanan parsial  $\text{CO}_2$  dalam menara karbonasi yang berpotensi menyebabkan terjadinya *foaming* atau pembentukan busa. Fenomena ini mirip dengan yang terjadi pada minuman berkarbonasi dimana tekanan gas yang meningkat dapat menyebabkan pelepasan gas yang cepat dan membentuk busa. *Foaming* dapat menyebabkan penyumbatan pada nozzle ventilasi yang mengganggu proses operasional. Sebaliknya, jika rasio  $\text{NH}_3$  lebih tinggi daripada  $\text{CO}_2$  maka akan terjadi peningkatan tekanan parsial  $\text{NH}_3$  yang dapat meningkatkan kandungan lime terlarut. Lime terlarut yang tinggi akan menyebabkan kesulitan dalam proses penguapan larutan karena meningkatkan titik didih larutan tersebut.

2. Tekanan Operasi

Tekanan operasi dalam menara karbonasi dijaga pada rentang tekanan atmosferik hingga  $1,3 \text{ kg/cm}^2$ . Menjaga tekanan dalam rentang ini adalah hal yang penting untuk memastikan kondisi reaksi yang stabil dan optimal.

3. Suhu Operasi

Perlu dilakukan pre-treatment terlebih dahulu sebelum bahan baku dimasukkan ke dalam menara karbonasi / *carbonation tower*. Bahan baku pertama adalah amonia ( $\text{NH}_3$ ) yang dipasok dari departemen produksi I pada suhu  $35\text{-}45 \text{ }^\circ\text{C}$  dengan tekanan  $1,2\text{-}1,3 \text{ kg/cm}^2$ . Amonia ini kemudian dapat



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PT. PETROKIMIA GRESIK  
DEPARTEMEN PRODUKSI III A (BAGIAN ZA II)  
PERIODE 01 OKTOBER – 31 DESEMBER 2024



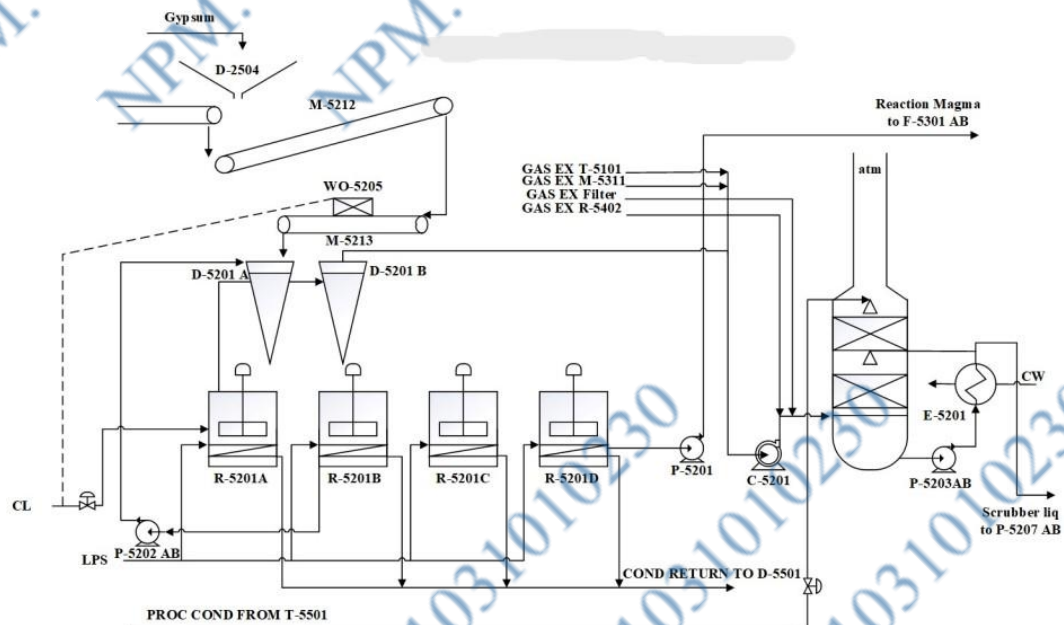
PETROKIMIA  
GRESIK  
Solusi Agroindustri

langsung diumpankan dari bagian bawah menara karbonasi, sementara sebagian lainnya dialirkan menuju reaktor R-5401, R-5403, dan R-5501. Jika amonia yang diperoleh berada dalam fase uap, maka perlu dikondensasikan terlebih dahulu. Amonia cair pada suhu  $-30^{\circ}\text{C}$  dari tangki TK 801 dipompa dengan menggunakan pompa P7301 A/B ke *shell side* dari alat penukar panas E 5103. Uap bertekanan rendah / *low pressure steam* (LPS) dengan tekanan  $2\text{ kg/cm}^2$  yang dialirkan melalui *tube side* dari E 5103 menyebabkan amonia menguap menjadi gas pada suhu sekitar  $4^{\circ}\text{C}$ . Gas amonia ini kemudian dipanaskan lebih lanjut menggunakan *steam* di E5104 (*ammonia superheater*) hingga mencapai suhu  $27^{\circ}\text{C}$  sebelum dimasukkan ke dalam T5101 *carbonation tower*.

Gas  $\text{CO}_2$  diperoleh dari pabrik amonia (departemen produksi I) yang sudah bebas air sehingga selanjutnya dikompresi menggunakan kompresor hingga mencapai tekanan  $1,2\text{ kg/cm}^2$  pada suhu sekitar  $80^{\circ}\text{C}$ . Gas  $\text{CO}_2$  yang telah mencapai tekanan ini kemudian dimasukkan ke dalam menara karbonasi. Air yang digunakan sebagai *scrubber liquor* berasal dari proses kondensat (hasil kondensasi dari evaporator II dan III) yang mengandung amonia dan  $\text{CO}_2$  terlarut. *Scrubber liquor* ini diperoleh dari unit *scrubber* T-5201 dimana terjadi proses *scrubbing* gas buangan dari berbagai unit menggunakan kondensat proses. Produk dari T-5201 dialirkan ke bagian atas menara karbonasi untuk direaksikan dengan amonia dan  $\text{CO}_2$ .

Cairan terkarbonasi / *carbonated liquor* (CL) berupa  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  keluar dari bagian bawah menara karbonasi pada suhu sekitar  $65^{\circ}\text{C}$ . CL ini kemudian didinginkan hingga mencapai suhu  $51^{\circ}\text{C}$  di E-5102. *Carbonated liquor* disirkulasi kembali ke dalam menara karbonasi setelah didinginkan tersebut, sementara sebagian lainnya dipompa menggunakan pompa P-5101 A/B menuju tangki penyimpanan TK-5103. Dari TK-5103, *carbonated liquor* kemudian dipompa menuju tahap reaksi untuk direaksikan dengan gipsum. Sementara itu gas  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NH}_3$ , dan uap air yang tidak tertangkap di T-5101 dialirkan ke *scrubber* untuk diolah lebih lanjut menggunakan proses kondensat.

### III.2.2 Tahap Reaksi



Gambar III.3 PFD Tahap Reaksi

Pada tahap ini, gipsum ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) akan direaksikan dengan *carbonated liquor*  $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3]$  yang disimpan di tangki TK-5103. Proses reaksi ini menghasilkan kapur dan larutan ammonium sulfat (ZA). Selain itu, tahap ini juga dilengkapi dengan *scrubber* T-5201 yang berfungsi untuk membersihkan gas buang dari berbagai unit.

#### 1. Reaksi

Gipsum yang digunakan dalam proses ini merupakan produk samping dari pabrik asam fosfat / *phosphoric acid* (PA). Kualitas gipsum yang baik ditandai dengan pH minimal 1,7 dimana jika pH kurang dari nilai tersebut maka dapat terjadi *foaming* yang menghambat aliran keluar dari reaktor. Gipsum dapat diumpankan ke reaktor baik langsung dari pabrik asam fosfat maupun dari tempat penyimpanan terbuka di ZA II. Gipsum dari PA diangkut melalui sistem konveyor menuju *damper* M7119-1-2 yang mengatur distribusi gipsum ke reaktor dan ke tempat penyimpanan terbuka. Beberapa konveyor yang



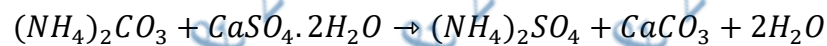
LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PT. PETROKIMIA GRESIK  
DEPARTEMEN PRODUKSI III A (BAGIAN ZA II)  
PERIODE 01 OKTOBER – 31 DESEMBER 2024



PETROKIMIA  
GRESIK  
Solusi Agroindustri

digunakan untuk pengiriman gipsum ke reaktor meliputi M7119-2, M5212, dan M5213.

Jika gipsum diambil dari penyimpanan terbuka, bahan ini akan dimasukkan ke *hopper* D5204 dengan menggunakan *payloader* yang terletak di atas M5212. M5213 dilengkapi dengan alat pengukur aliran gipsum / *weigher* WQ 5201. Di atas reaktor pertama (A atau B), terdapat *vortex mixer* D5201AB yang berfungsi mencampur gipsum dengan *slurry* dari pompa sirkulasi P5202. Aliran *carbonated liquor* (CL) diatur oleh FCV 5105 yang dikendalikan bersama dengan WQ 5201. Gipsum yang masuk ke dalam *vortex mixer* akan tercampur dengan *slurry* melalui gaya sentrifugal yang memfasilitasi masuknya bahan padat ke dalam reaktor. Pada saat ini, gipsum hanya dimasukkan ke reaktor A untuk efisiensi. *Carbonated liquor* akan diumpankan dari arah samping. Reaksi kimia yang terjadi dalam reaktor adalah:



$$Q = -2.7 \text{ kkal/mol} \dots \dots \dots (18)$$

Reaktor yang digunakan adalah tipe *continuous stirred-tank reactor* (CSTR) dan disusun secara seri dengan total konversi reaksi mencapai 30%. Produk keluaran dari reaktor ini disebut *slurry* magma. Untuk mencapai konversi yang lebih tinggi, ditambahkan *carbonated liquor* (CL) secara berlebih. Kelebihan CL diatur berdasarkan kandungan sisa  $NH_3$  dalam larutan yang keluar dari reaktor terakhir. Kelebihan CL dapat mempercepat atau memperlambat reaksi, tetapi jika CL terlalu basa (kandungan  $NH_3$  terlalu tinggi maka dapat menyebabkan *foaming* pada *slurry* magma yang dapat mengganggu operasi pompa.

Suhu di reaktor pertama dijaga sekitar 65 °C, sedangkan suhu di reaktor berikutnya antara 70-73°C. Penyesuaian suhu ini diperlukan karena reaksi bersifat endotermik dan membutuhkan penambahan energi. Suhu dijaga agar tetap konstan dengan memasukkan uap ke dalam koil pemanas yang terdapat di dalam reaktor. Waktu tinggal total untuk semua senyawa dalam reaktor adalah



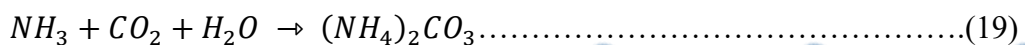


6 jam dengan kecepatan pengadukan 15 rpm. Waktu tinggal yang terlalu lama dapat menyebabkan kelebihan kapur dalam *slurry* magma yang membuatnya sulit dipompa. Aliran *slurry* magma dari reaktor pertama ke reaktor berikutnya menggunakan sistem *overflow* dengan memanfaatkan gaya gravitasi sehingga tidak memerlukan pompa tambahan. Awalnya sistem ini dirancang dengan lima reaktor, namun saat ini hanya tiga reaktor yang difungsikan. Reaktor R-5201D kini berfungsi sebagai tangki penampungan *slurry* magma yang dilengkapi dengan pompa P-5201 untuk mengirimkan *slurry* magma ke seksi filtrasi. Penggunaan hanya tiga reaktor yang dimaksudkan untuk mencegah pembentukan *chalk cake* yang terlalu halus yang dapat mengurangi efisiensi unit filtrasi.

2. *Scrubbing*

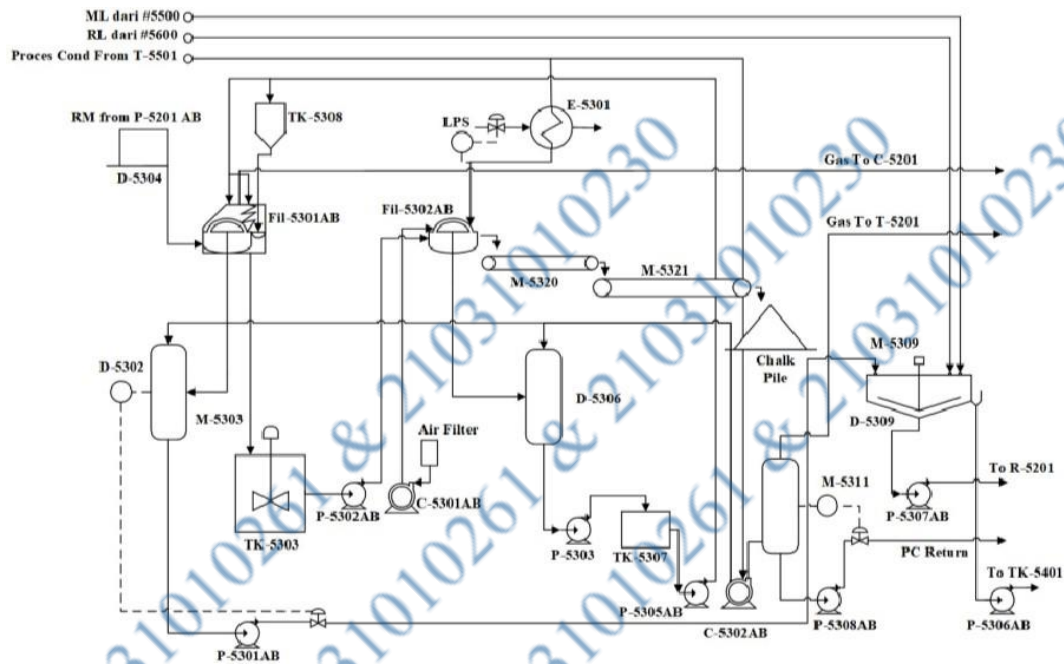
Proses *gass scrubbing* bertujuan untuk menangkap kembali gas-gas yang terlepas dari berbagai unit dalam sistem dan menggunakannya kembali pada unit lain, khususnya pada menara karbonasi. Gas yang ditangkap melalui proses *scrubbing* berasal dari menara karbonasi, pompa vakum, bagian netralisasi, reaktor, dan bagian filtrasi. Saat ini, gas buang / *exhaust gass* yang juga diserap untuk dialirkan ke *scrubber* berasal dari tahap netralisasi pada reaktor R-5401, R-5403, dan R-5501. *Exhaust gass* ini dimasukkan melalui bagian bawah *scrubber*, sedangkan larutan yang digunakan untuk menangkap gas tersebut yang merupakan kondensat dari proses evaporasi akan disemprotkan dari bagian atas.

Larutan yang telah berhasil menangkap gas-gas tersebut dikenal sebagai *scrubber liquor*, kemudian dialirkan melalui pendingin / *cooler*. Hal ini dilakukan karena meskipun reaksi eksotermis yang terjadi tidak dominan, reaksi tetap berlangsung dalam *scrubber* yaitu sebagai berikut:



Produk akhir dari *scrubber* adalah *scrubber liquor* dengan spesifikasi  $\text{NH}_3$  sebesar 1,9%,  $\text{CO}_2$  sebesar 2,4%, serta air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) sebagai sisa dengan *specific gravity* 1,04 dan suhu  $36^\circ\text{C}$ .

### III.2.3 Tahap Filtrasi



Gambar III.4 PFD Tahap Filtrasi

Dalam proses pemisahan yang dilakukan di reaktor, *slurry* magma akan diolah menjadi dua komponen utama yaitu *chalk cake* / endapan kapur dan filtrat yang berbentuk *strong liquor*. Proses ini melibatkan dua tahap filtrasi yaitu filtrasi primer dan filtrasi sekunder. Selain itu, terdapat langkah tambahan yang disebut tahap pengendapan / *settling* yang dilakukan di dalam alat yang dikenal sebagai *settler*.

#### 1. Primary Filter

*Primary filter* dilengkapi dengan dua *belt filter discharge* dan dilengkapi dengan *chalk repulper*. Reaksi magma memasuki *primary filter* melalui dua



portal yang berfungsi untuk mengatur aliran magma ke dalam filter. Pada tahap pembentukan, *cake* menempel pada kain filter akibat tekanan vakum yang diterapkan kemudian drum filter diputar. Langkah selanjutnya adalah proses *initial dry* dimana filtrat diambil melalui sistem vakum. Setelah *cake* mencapai tingkat kekeringan tertentu, *cake* tersebut disirami dengan *weak liquor* yaitu hasil filtrasi dari filtrasi sekunder untuk mencuci sisa-sisa larutan amonium sulfat yang mungkin masih tertinggal. Setelah *cake* terlepas dari kain filter melalui bagian *discharge*, kain filter dicuci dengan menggunakan *spray washer* dan filter kemudian berputar kembali. Hasil filtrasi dikumpulkan di *filtrate receiver* D-5302. Filtrat ini merupakan *strong liquor* yang selanjutnya dipompa ke *settler* D-5309.

## 2. Secondary Filter

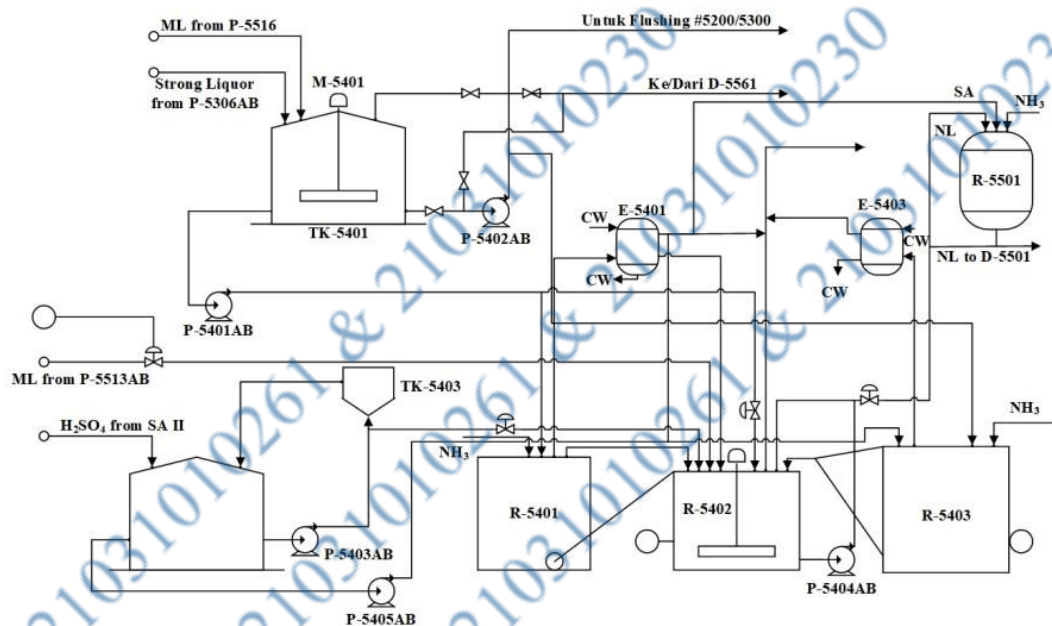
*Cake* yang terlepas dari *primary filter* kemudian diproses kembali pada *secondary filter*. Pada tahap ini, *secondary filter* menghasilkan *weak liquor* yang digunakan sebagai bahan pencuci pada *primary filter*. *Slurry cake* yang terpisah dialirkan ke tangki penampung TK5303, kemudian dipindahkan ke *secondary filter* Fil.5302A/B. Prinsip kerja filtrasi pada *secondary filter* serupa dengan *primary filter*, namun dengan jenis penyaring yang berbeda. Setelah *cake* terbentuk, pencucian dilakukan menggunakan kondensat yang dipanaskan dengan *steam* hingga mencapai suhu 95 °C untuk menghilangkan sisa-sisa amonium sulfat. *Cake* yang telah kering dalam bentuk  $\text{CaCO}_3$  kemudian dikirim melalui *belt conveyor* untuk dikemas menjadi kapur pertanian (kaptan). Sementara itu, *weak liquor* akan dialirkan kembali ke *primary filter* untuk digunakan sebagai bahan pencuci.

## 3. Settler

*Strong liquor* dari *primary filter* masih mengandung padatan dengan konsentrasi  $\pm 2000$  ppm dan ukuran partikel  $< 20$  mikron. Di dalam *settler*, padatan ini mengendap ke dasar tangki dan dikumpulkan oleh *settler rake* yang kemudian mengumpulkan padatan tersebut ke pusat dan dipompa ke reaktor

akhir sebagai *sludge* yang mengandung  $\pm 10\%$  padatan. *Overflow* dari *settler* mengandung padatan kurang dari 200 ppm. Produk *strong liquor* ini dipompa ke *strong liquor storage tank* TK 5401. *Settler* juga menerima *remelt liquor* dari tahap pengeringan dan pendinginan serta sebagian *mother liquor* dari tahap sistem vakum.

### III.2.4 Tahap Netralisasi

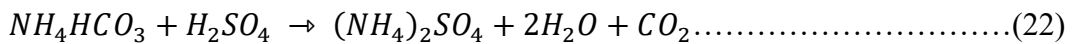
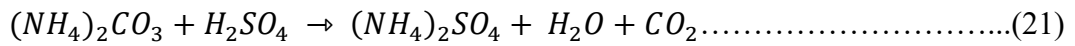
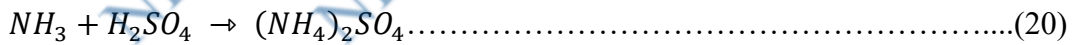


Gambar III.5 PFD Tahap Netralisasi

Tahap netralisasi bertujuan untuk menghilangkan sisa amonia ( $\text{NH}_3$ ) serta menurunkan pH dari larutan kuat / *strong liquor*. Untuk proses netralisasi kelebihan  $\text{NH}_3$ , dilakukan penambahan larutan asam sulfat. Penambahan asam sulfat ini berfungsi menurunkan pH larutan serta berpotensi meningkatkan hasil produksi amonium sulfat (ZA). Larutan yang dinetralisasi di unit ini berasal dari *settler* (*strong liquor*) serta dari *mother liquor* yang diproses pada tahap evaporasi dan kristalisasi. Asam sulfat yang digunakan memiliki kemurnian 98,5% dan diperoleh



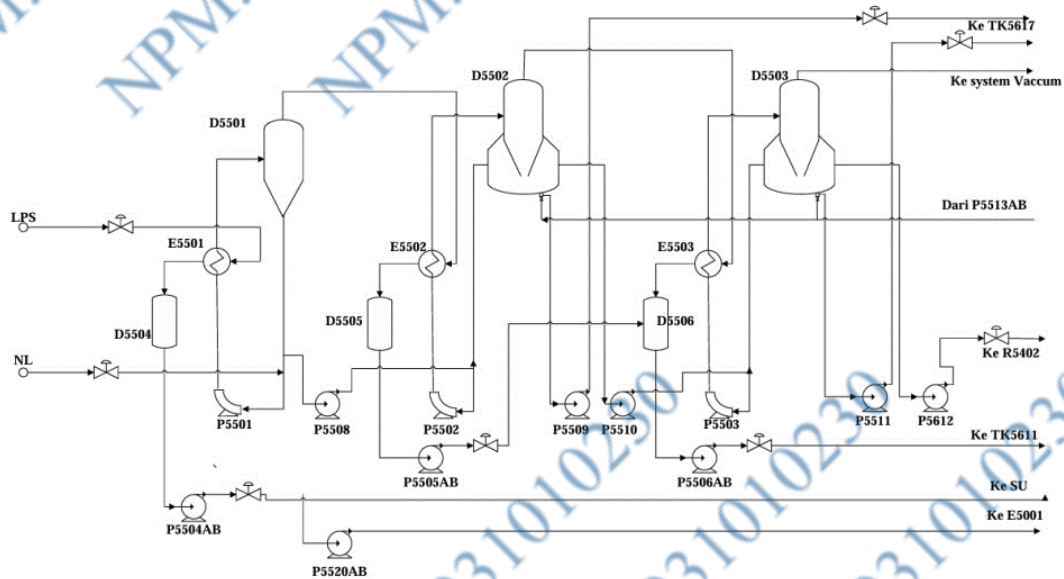
dari pabrik asam sulfat II. Reaksi kimia yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut:



Reaksi-reaksi ini menghasilkan amonium sulfat tambahan, sedangkan gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang terbentuk akan dihisap oleh sistem C5201 untuk kemudian dimasukkan ke dalam *scrubber* T5201. Larutan amonium sulfat hasil reaksi ini (NL) memiliki kondisi operasi yaitu pH 3-4, suhu 62 °C, dan *specific gravity* 1,21.

Seiring dengan adanya kebutuhan untuk meningkatkan kapasitas produksi, tahap netralisasi telah mengalami berbagai perubahan signifikan. Saat ini tahap tersebut dilengkapi dengan reaktor R-5401, R-5403, dan R-5501, yang berfungsi untuk mereaksikan reaktan murni NH<sub>3</sub> dan asam sulfat bersama dengan *strong liquor*. Tujuan utama dari proses ini adalah untuk meningkatkan konsentrasi ZA dalam larutan. Sebelum dilakukan penambahan reaktan murni, konsentrasi ZA dalam larutan hanya dapat mencapai 35%. Namun setelah diterapkannya inovasi penambahan reaktan murni pada *strong liquor*, konsentrasi ZA dalam larutan berhasil ditingkatkan menjadi sekitar 40-45%. Penambahan reaktan murni ini juga memicu terjadinya panas reaksi yang dapat menyebabkan penguapan *solvent* dalam reaktor. Oleh karena itu suhu di dalam reaktor dikontrol dan dijaga pada 100 °C untuk mencegah terbentuknya kristal di dalam reaktor tersebut. Kontrol suhu yang tepat sangat penting untuk menjaga kestabilan proses dan kualitas produk akhir.

### III.2.5 Tahap Evaporasi dan Kristalisasi



**Gambar III.6** PFD Tahap Evaporasi

Tahap evaporasi atau yang juga dikenal sebagai *evaporation and crystallization* bertujuan untuk memekatkan cairan *mother liquor* dan *neutralizer liquor* (NL) serta mengkristalkan amonium sulfat. Campuran kristal dan larutan yang dihasilkan kemudian dipisahkan menggunakan *centrifuge*. Pada pabrik ini menggunakan *multiple effect* evaporator yang merupakan serangkaian tiga evaporator yang disusun secara berurutan untuk membentuk sistem *triple-effects*. Sistem ini dirancang sedemikian rupa sehingga uap yang dihasilkan oleh evaporator pertama digunakan sebagai media pemanas untuk evaporator berikutnya, dan begitu seterusnya hingga evaporator ketiga. Sistem vakum dalam evaporator ini memanfaatkan *barometric condenser*.

#### 1. Evaporator Pertama

Evaporator pertama berfungsi untuk memekatkan *neutralization liquor* hingga mendekati titik jenuh. Proses ini melibatkan sirkulasi larutan melalui sisi tabung calandria I (*heat exchanger E 5501*) dengan bantuan pompa D5501. Sebagai sumber panas, uap LPS2 bertekanan  $2 \text{ kg/cm}^2$  dialirkan ke sisi *shell*



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PT. PETROKIMIA GRESIK  
DEPARTEMEN PRODUKSI III A (BAGIAN ZA II)  
PERIODE 01 OKTOBER – 31 DESEMBER 2024



PETROKIMIA  
GRESIK  
Solusi Agroindustri

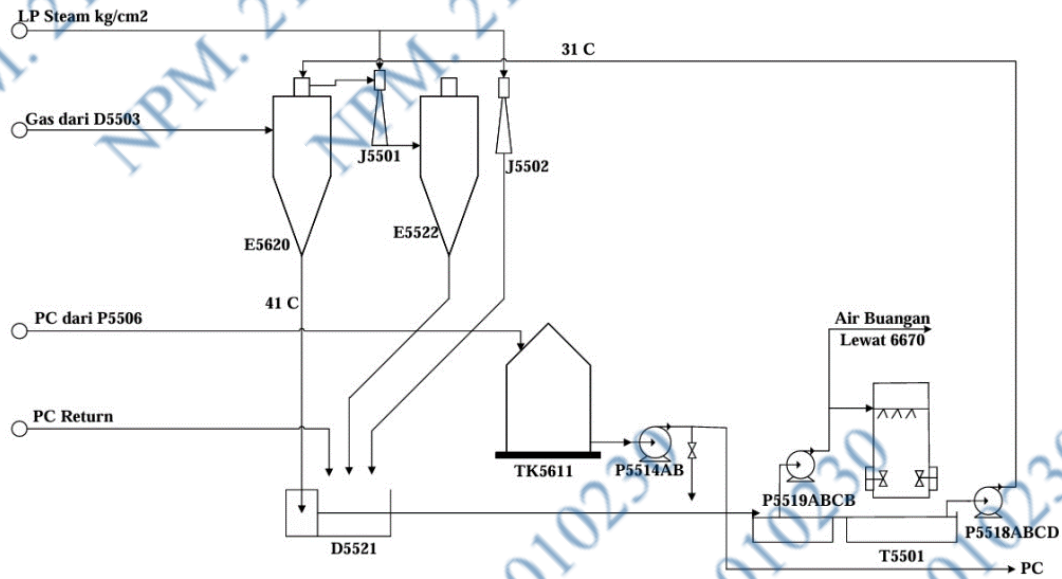
dari E 5501. *Neutralization liquor* dipompa ke dalam jalur sirkulasi menggunakan pompa sirkulasi pertama. Tekanan dalam pompa D5501 dijaga pada kondisi vakum sebesar 707 torr (0,93 kg/cm<sup>2</sup>A). Uap yang dihasilkan dari pompa dengan suhu 113,36 °C digunakan sebagai pemanas untuk evaporator kedua.

## 2. Evaporator Kedua

Evaporator kedua bertujuan untuk lebih memekatkan larutan yang telah diproses di evaporator pertama hingga mencapai kondisi lewat jenuh yang memungkinkan terbentuknya kristal. Sumber panas yang digunakan adalah uap dari evaporator pertama. Suhu larutan yang keluar dari calandria II (E5502) mencapai 85,5 °C. Tekanan dalam D5502 dijaga pada kondisi vakum sebesar 327 torr (0,43 kg/cm<sup>2</sup>A). Campuran kristal dan larutan dievakuasi dari *salt catcher* di bagian bawah D5502 menggunakan pompa, kemudian diarahkan ke *slurry tank*. Larutan yang tidak jenuh lagi mengalir ke bagian atas untuk disirkulasikan kembali menggunakan pompa. Larutan yang meluap / *overflow* dikirim ke evaporator ketiga.

## 3. Evaporator Ketiga

Evaporator ketiga berfungsi serupa dengan evaporator kedua, namun larutan yang diproses di sini memiliki konsentrasi yang lebih tinggi. Hal ini menghasilkan lebih banyak kristal. Keberadaan *vacuum condenser* mempercepat proses kristalisasi dengan menurunkan titik didih larutan. *Slurry* kristal amonium sulfat basah yang dihasilkan mengandung 99% (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan 1% H<sub>2</sub>O. Uap dari evaporator pertama dikirim ke sistem vakum, sedangkan kondensat yang terbentuk di E5503 dan E5502 dikumpulkan di tangki penyimpanan kondensat proses. Kondensat ini mengandung 300 ppm NH<sub>3</sub> dalam bentuk (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan dibuang melalui unit pengolahan limbah / *effluent treatment*.

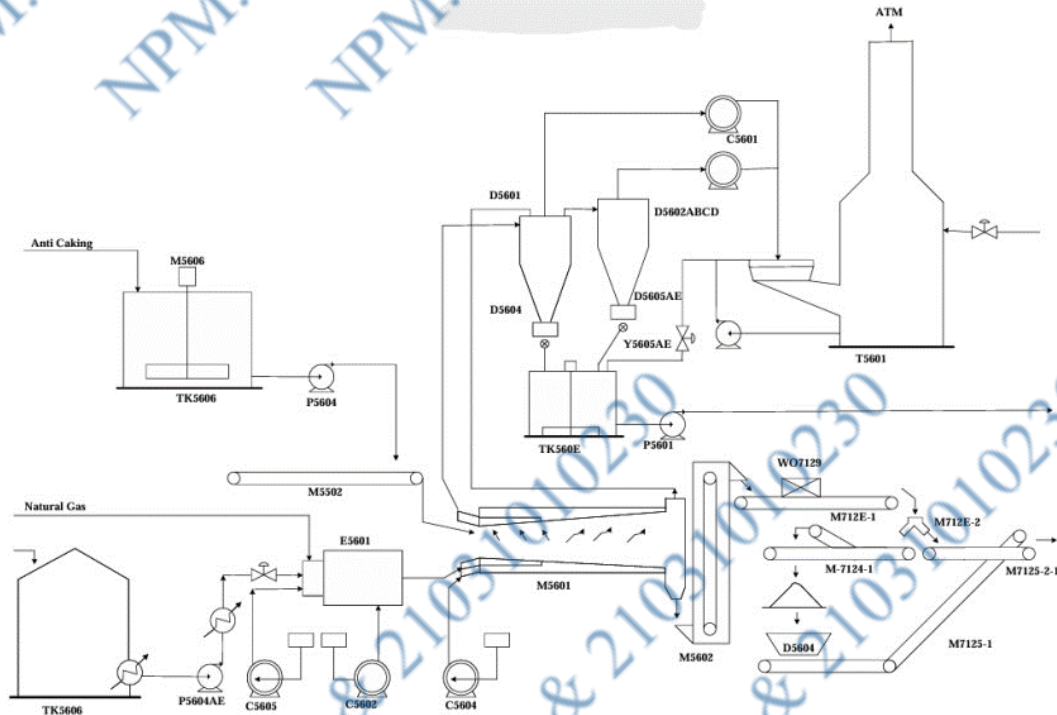


**Gambar III.7** PFD Sistem Vakum (Kristalisasi)

Sistem vakum berfungsi untuk mengeluarkan uap dari evaporator sehingga mempermudah pembentukan kristal. Proses ini terjadi karena sistem vakum mampu menurunkan titik didih suatu campuran yang mempercepat pembentukan kristal. Sistem vakum ini memanfaatkan uap dari evaporator ketiga yang kemudian diarahkan ke *barometric condenser* E-5220. Air pendingin dengan suhu 31 °C dan tekanan 3 kg/cm<sup>2</sup> dari *cooling tower* digunakan untuk mendinginkan kondensat. Kondensat yang terbentuk akan ditampung dalam *hot well* D-5521 kemudian dikirim kembali ke *condensate cooling tower* untuk didinginkan. Tekanan vakum diatur melalui pembukaan aliran udara yang diarahkan ke jalur uap menuju *ejector* J-5501. Setelah kristal yang diinginkan terbentuk, kristal tersebut dikirim ke *centrifuge*, namun sebelumnya dilewatkan ke *thickener* D-5511A/D untuk meningkatkan konsentrasi kristal dari 25% menjadi 40%. Di *centrifuge*, kristal dipisahkan dari larutannya. Kristal kemudian dikirim ke *dryer-cooler* M-5601, sedangkan larutannya disalurkan ke *mother liquor storage tank* untuk diolah kembali di evaporator.



### III.2.6 Tahap Pengeringan dan Pendinginan



**Gambar III.8** PFD Tahap Pengeringan dan Pendinginan

Pada tahap ini kristal amonium sulfat  $[(NH_4)_2SO_4]$  mengalami proses pengeringan untuk menghilangkan sisa air ( $H_2O$ ) yang masih menempel pada permukaannya. Proses pengeringan ini dilakukan dengan menggunakan mesin pengering / *dryer cooler*. Sebelum masuk ke dalam mesin tersebut, kristal dibawa oleh konveyor M-5502. Di atas konveyor ini, kristal diberi bahan *anti-caking agent* yang bertujuan untuk mencegah terjadinya penggumpalan akibat kandungan air yang masih ada pada kristal. Selain itu pada tahap ini, kristal amonium sulfat juga diberi pewarna. Pemberian pewarna ini dilakukan sesuai dengan ketentuan pemerintah yang mewajibkan pupuk ZA bersubsidi diberi warna oranye.

Udara panas yang digunakan sebagai media pemanas pada *dryer-cooler* berasal dari furnace dimana furnace tersebut menggunakan gas alam sebagai bahan bakar. Gas alam ini awalnya memiliki tekanan  $20 \text{ lbs/in}^2$  yang kemudian diturunkan menjadi  $1.2 \text{ lbs/in}^2$  sebelum dimasukkan ke dalam furnace. Udara untuk



pembakaran di furnace diperoleh dari *furnace combustion air fan* C-5605. Suhu pembakaran dalam furnace dapat mencapai 600 °C. Gas panas yang dihasilkan dari pembakaran dalam furnace kemudian didinginkan menggunakan udara yang disuplai oleh *furnace dilution air fan* C-5602 sehingga suhunya turun menjadi 162 °C. Udara panas ini kemudian dialirkan ke bagian *drying* pada *rotary dryer cooler* M-5601.

Kristal yang dihasilkan dari proses evaporasi masih dalam kondisi basah sehingga memerlukan proses pengeringan. Untuk mencegah kerusakan akibat panas, kristal-kristal tersebut perlu didinginkan. Pendinginan dilakukan dengan menggunakan udara yang dihasilkan oleh *cooler air feed fan* C-5604. Kedua proses baik pengeringan maupun pendinginan berlangsung dalam satu alat yang disebut *rotary dryer cooler* M-5601. Dalam alat ini partikel debu kristal yang halus ikut terbawa bersama udara keluar, sedangkan produk kristal utama diangkut oleh sistem konveyor menuju bagian pengantongan. Debu kristal yang terlepas kemudian ditangkap oleh *dryer cyclone* D-5601 untuk didaur ulang di *remelt tank* dimana residu debu tersebut diserap oleh kondensat proses.

### III.2.7 Tahap Pengemasan (Pengantongan)

Tahap ini merupakan tahap akhir dalam proses produksi di unit ZA II. Tahap pengantongan terdiri dari tiga mesin pengantong, tiga mesin jahit, konveyor, dan kompresor udara. Proses ini dimulai dengan kristal ZA yang diisi ke dalam kantong menggunakan mesin pengantong M-5701 A/C dimana setiap kantong berisi 50 kg kristal ZA. Setelah pengisian, kantong-kantong tersebut dijahit menggunakan mesin jahit untuk memastikan isi kantong tidak tumpah. Setelah dijahit, kantong-kantong tersebut dipindahkan ke gudang penyimpanan melalui konveyor untuk disimpan sebelum didistribusikan.

(Tim ZA II PT. Petrokimia Gresik, 2007)