



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Uraian Proses

Unit Produksi III merupakan unit dari PT. Petrokimia Gresik yang memproduksi sebagai bahan baku pupuk ZA dan TSP serta hasil sampingnya, terdiri dari :

1. Pabrik Asam Phosphate dengan kapasitas 171.450 ton/tahun
2. Pabrik Asam Sulfat II yang berkapasitas 510.000 ton/tahun
3. Pabrik Aluminium Flourida berkapasitas 12.653 ton/tahun
4. Pabrik Purifikasi dengan kapasitas 478.476 ton/tahun
5. Pabrik Batubara dengan kapasitas sebesar 25 MW.

II.1.1 Pabrik Asam Phospate (H_3PO_4)

Proses pembuatan Asam Phosphate di pabrik Asam Phosphate di Departemen Produksi III di PT. Petrokimia Gresik terdiri dari beberapa tahap, yaitu :

1. Unit Handling

Fungsi :

Menyimpan Phospate Rock untuk dijadikan serbuk setelah sampai dari pelabuhan.

Uraian Proses :

Setelah Phospate Rock tiba di pelabuhan kemudian diangkut menuju ke handling unit untuk mengubah dari ukuran besar menjadi ukuran kecil (serbuk) yang dimasukkan ke dalam conveyer setelah ini siap dikirim ke grinding unit untuk jadikan phospate rock menjadi butiran ukran mesh.





2. Unit Grinding

Fungsi :

- Menghaluskan Phosphate Rock dengan ukuran butiran (mesh) yang sesuai untuk proses selanjutnya.
- Menurunkan moisture content dalam Phosphate Rock.

Alat :

Raw Rock Hopper (D2201 A/B), Raw Rock Rotary (V2206 A/B), Screen (F2202 A/B), Over Size Rock Bucket Elevator (M2202), Under Size Rock Conveyor (M2204), Ground Rock Conveyor (M2203), Rock Feed Bucket Elevator (M2205), Ball Mill (Q2204), Underground Rock Feed Bin (M2209), Furnace (B2201), Bag Filter (Fil2201), Exhaust Fan (C2202), Natural Gas Tank (TK2201), Combustion Air Fan (C2201) dan Natural Gas Pump (P2205 A/B).

Uraian Proses :

Phosphate Rock yang akan dihaluskan, dibawa oleh Belt Conveyor dari storagennya, masuk D220 A/B menuju F2202 A/B dengan melewati V2206 A/B untuk dilakukan pemilihan ukuran yang sesuai proses.

Under Size Phosphate Rock akan lolos, langsung masuk ke M2204. Sedangkan *over size* Phosphate Rock, termasuk juga butiran-butiran yang menggumpal karena *moisture content*, dibawa M2201 masuk ke M2209 dengan bantuan alat angkut M2202. Dari M2209, *Over Size* Phosphate Rock melewati M2207 menuju Q2204 untuk dihaluskan. Untuk mengurangi kadar H₂O dalam *Over Size*, maka Q2204 dimasukkan udara panas. Udara panas ini berasal dari B2201 dengan bahan bakar lpg dan udara atmosfer yang diinjeksikan kedalamnya





dengan bantuan C2201. Phosphate Rock yang keluar dari Q2204 dikirim melalui M2203. Dari proses yang berlangsung pada F2202 A/B dan Q2204, dihasilkan pula debu Phosphate Rock. Debu ini akan ditangkap oleh Fil2201, terdapat kantong-kantong yang menangkap debu, sedangkan udara, akan menmbus keluar. Dengan getaran *Vibro Arm*, debu-debu akan jatuh ke bawah ke bagian M2204. Dari M2203, butiran Phosphate Rock diangkut M2205 masuk ke D2302. Setelah melalui M2306 untuk dilakukan penimbangan, lalu masuk ke M2305. Dari M2305, Phosphate Rock diumpankan ke Unit Reaksi dan Filtrasi Kalsium Sulfat Hemihidrat, sedangkan *over flow* D2302 masuk ke D2301 dan disirkulasi kembali ke M2205 melalui M2309 dan V2308.

3. Unit Reaksi dan Filtrasi Kalsium Sulfat Hemihidrat

Fungsi :

- Mereaksikan Phosphate Rock dengan Asam Sulfat encer sehingga membentuk kristal Hemidrat.
- Memisahkan kristal Hemidrat dengan Asam Posfat.

Alat :

○ Unit Reaksi

Terdiri atas *Rock Weigher* (M2305), *Rock Feed Belt Conveyor* (M2305; M2309), *Rock Feed Hopper* (D2301), *Premixer* (R2301), *Pump Tank* (R2304), *Digester I/II* (R2302 A/B), *Vacum Cooler* (D2311), *Seal Tank* (R2303), *Hemidrat Slurry Pump* (P2301 A/B), *Vacum Cooler Pump* (P2303), *Hemidrat Recycle Pump* (P2302 A/B) dan *Return Acid Pump* (P2334).

○ Unit Filtrasi Kalsium Sulfat Hemidrat

Terdiri atas *Filter I* (Fil2301), *Filter Separator* (D2321 A/B), *Filter*





Acid Storage Tank (TK2351), First Filtrate Pump (P2331 A/B), Sludge Recycle Pump (P2353), Third Filtrate Pump (P2431), Return Acid Tank (TK2424), Cake Blower (C2321), Hydrate Tank (R2401 A/B), Spray Acid Tank (TK2424), Cloth Drying Fan (P2322), Spray Acid Pump (P2434), Cleaning Water Separator (D2324), Filter Mist Separator (D2322), Cleaning Water Tank (TK2335) dan Cleaning Water Pump (P2335 A/B).

o Unit Reaksi

Phosphate Rock dari unit G2204, melalui Conveyor M2205, Hopper D2302, masuk Premixer R2301 yang dikontrol oleh Weigher M2306. Dalam R2301, Phosphate Rock dicampur dengan Recycle Hemihidrat Slurry yang berasal dari Pump Tank R2304 dengan bantuan P2302 dan Return Acid yang berasal TK2334 A/B untuk memperbaiki ratio dari Phosphate Rock.

Untuk Return Acid (RA), kadar P_2O_5 dalam RA berpengaruh langsung pada kadar P_2O_5 produk acid, sehingga batasana kadar P_2O_5 45 – 46 %. Pada R2301 hanya terjadi pengadukan biasa dan hanya sedikit reaksi yang terjadi. Temperatur pada R2301 sangat dipengaruhi oleh recycle dari R2304 dan TK2334 yaitu sekitar $80^{\circ}C$. Di samping itu juga dihindari debu rock yang berhamburan keluar akibat pencampuran dan pengadukan agar didapat hasil Floucilicid Acid dengan kadar tinggi. Produk dari R2301 adalah slurry dengan komposisi 5% $CaSO_4$ dan 10% $Ca(H_2PO_4)$.

Dari premixer R2301, slurry dialirkan secara overflow ke Digester I R2302 A. Dalam R2302, slurry ditambah Asam Sulfat 98,5% yang sudah diencerkan dengan Return Acid sampai kadar 60% dan juga ditambahkan Defoaming Agent. Pengenceran Asam Sulfat dapat dilakukan dengan penambahan Return Acid H_3PO_4 45% dari TK2334 dalam *Mixing Point* sebelum masuk Digester I dan II.

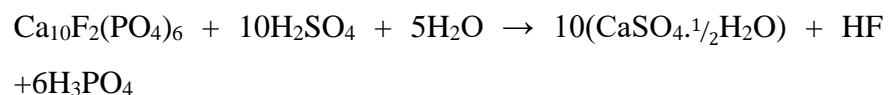




Asam Sulfat harus diencerkan hingga 60% karena konsentrasi yang tinggi akan menyebabkan kadar Asam Sulfat dalam digester tidak merata sehingga terbentuk Gypsum Anhidrate yang akan menutup permukaan Phosphate Rock, sehingga dengan reaksi asam Sulfat tidak sempurna, dan ini menyebabkan kualitas produk Gypsum jelek. Penambahan Asam Sulfat harus dilakukan secara hati-hati agar tidak berlebih atau kekurangan.

Penambahan di atur sedemikian rupa sehingga kadar CaO dalam fasa liquid dari slurry mendekati atau setara dengan 2,5% (minus H₂SO₄ bebas). Ini dimaksudkan untuk mengatur saturasi pekatan sekaligus untuk memperoleh bentuk kristal yang baik.

Reaksi yang terjadi pada R2302 A adalah sebagai berikut :



R2302 A dilengkapi dengan pengaduk agar reaksi lebih sempurna dan kristal Hemihidrat (CaSO₄ · 1/2H₂O) tidak mengendap. Dekomposisi sebesar 64 – 70% menjadi hemihidrat dan 20% Ca(H₂PO₄)₂ tidak mengendap. Karena reaksi eksotermis, temperatur naik menjadi 100°C. Dari R2302 A slurry dialirkan ke Digester II R2302 sehingga dekomposisi total menjadi 64%. Digester II mempunyai temperatur 90°C yang dipengaruhi oleh suhu slurry dari R2302 yaitu 75°C. Seperti Digester I, di dalam Digester II ini ditambah Asam Sulfat dan Return Acid H₃PO₄. Penambahan Asam Sulfat ini diatur hingga mencapai +2,5% (positif H₂SO₄ bebas). Apabila kadar Asam Sulfat di Digester II ini rendah, maka dekomposisi dari batuan fosfat dan filterabilitas dari pekatan Hemihidrat akan menurun, sedangkan apabila Asam Sulfat terlalu tinggi, maka akan terlalu sulit mengatur kadarnya dari tiap-tiap reaktor.





Di Digester II ini, harus sering dilakukan analisa kadar H_2SO_4 (biasanya satu jam sekali). Dari Digester II ini, pekatan di pompa ke Vacuum Cooler D2311 dan sebagian ke Pump tank 2304 untuk selanjutnya direcycle ke R2301 dengan ratio tertentu. Supaya tidak terjadi Foaming karena adanya kandungan CO_2 , maka pada R2302 A/B ditambahkan Trimin DF 500 sebagai Defoaming Agent. Slurry dipompakan ke Vacuum Cooler pertama D2311 dengan tujuan untuk menurunkan suhu dari $90^\circ C$ menjadi $75^\circ C$, mengurangi panas yang terjadi karena reaksi, dan untuk mempertahankan suhu pekatan agar tidak terjadi kristal $CaSO_4$ anhidrat, serta untuk mempertahankan suhu slurry menuju filter. Kerja dari D2311 adalah menyerap uadar panas yang disebabkan reaksi eksotermis. Dari D2311, slurry ditampung di R2303, dan dipompa ke Fil.2321 dengan P2301 A/B, sebagian sisanya dimasukkan kembali ke R2302 B untuk mempertahankan suhu $90^\circ C$ dalam Digester II tersebut. Sedangkan slurry yang ke Pump Tank 2304, dipompakan kembali ke Premixer yang berfungsi sebagai mother liquor.

o Unit Filtrasi Hemihidrat

Slurry Hemihidrat di pompa ke Fil2321 yang bertype Horizontal Titling Filter, yang dilengkapi Pan dengan Wash Acid dan memiliki 30 buah pan.

Filter ini terdiri atas empat bagian, yaitu :

a. Bagian *First Filtrat*

Slurry yang baru masuk ke filter suhunya $75^\circ C$ diletakkan pada bagian cake ini. Cake $CaSO_4 \cdot \frac{1}{2} H_2O$ (Kalsium Sulfat Hemihidrat) tertahan di Filter Cloth dan filtratnya (*first filtrat*) dengan kadar 45% P_2O_5 menuju D2321 A, dan terjadi pemisahan antara gas dengan *first filtrat* (produk *acid*) menuju TK2351 dengan bantuan P2331 A/B.



b. Bagian *Second Filtrat*

Cake Hemihidrat dari bagian pertama, berpindah ke bagian kedua. Disini dilakukan pengambilan P_2O_5 dan pencucian dengan *third filtrat* hasil Fil2421 dengan bantuan P2431, sehingga P_2O_5 pada cake akan terambil sebagai second filtrat dengan kadar P_2O_5 36%.

Setelah keluar dari filter, *second filtrat* masuk ke dalam D2321 B untuk memisahkan gas dengan produk filtratnya. Produk filtrat ditampung dalam TK2334 sebagai *Return Acid* yang kemudian di recycle ke R2301 dan R2302 A/B untuk membantu kesempurnaan reaksi. Selain itu, agar konsentrasi pada TK2334 stabil diperlukan penambahan dari *first filtrat* dari TK2351 dengan bantuan P2353. Pada second filtrat sering terjadi kerak yang akan mengganggu filtrasi pada pan karena adanya Na_2SiF_6 dan K_2SiF_6 . Timbulnya kerak diindikasikan dengan menurunnya *solubility* Na_2SiF_6 dan K_2SiF_6 karena temperatur turun dan kadar P_2O_5 meningkat. Untuk mencegah hal itu, maka perlu diinjeksikan steam.

c. Bagian Disposal (Pembuangan Cake)

Cake dengan kadar P_2O_5 sangat rendah dan sudah kering, harus dikeluarkan dari pan dengan cara dibalik, bersamaan dengan penghembusan udara bertekanan C2321 untuk membersihkan sisa-sisa cake. Cake dimasukkan R2401 A. Sisa cake yang masih menempel dicuci bersih dengan *Spray Acid* dari TK2434 dengan bantuan P2434, yang merupakan campuran antara *fifth* dan *fourth filtrat* (filtrat kelima dan keempat).

Agar filter tidak buntu, maka disemprotkan pula *Recycle Dihidrat* di R2401 B. Cake, *Spray Acid* dan *Recycle Dihidrat* mengalir ke R2401 A.





d. Bagian *Wash Acid*

Setelah cake keluar semuanya, maka Pan pun dibalik dan dilakukan pencucian pada Filter Cloth sebelum digunakan kembali untuk filtrasi, Pencuci adalah *Fifth Filtrat* dari Fil2421, kemudian dengan *Hot Water* 80°C. Difth Filtrat dan *Hot Water* diserap menuju D2324 dengan C2322 untuk pengeringan Filter Cloth. Dalam D2324 udara dikeluarkan, lalu cairannya ditampung pada TK2335 dan kemudian dipompakan oleh P2335 A/B menuju ke Fil2421 sebagai pencuci.

4. Unit Hidrasi dan Filtrasi Kalsium Sulfat Dihidrat

Fungsi :

- Mereaksikan Hemihidrat dengan Asam Sulfat encer sehingga menjadi Dihidrat dengan proses Hidrasi.
- Mengambil P_2O_5 yang masih tersisa dalam Cake Dihidrat.

Alat :

o Unit Hidrasi

Terdiri atas *Hydration Tank* (R2401 A/B); *Dihidrat Slurry Pump* (P2401 A/B); *Washing Acid Tank* (TK2512); *Silicat Tank Pump* (P2346); *Vacuum Cooler* (D2411); *Vacuum Cooler Pump* (P2403); *Recycle Slurry Dihidrat Recycle Pump* (P2402); *Washing Acid Tank* (TK2512).

o Unit Filtrasi Kalsium Sulfat Dihidrat

Terdiri atas *Filter II* (Fil2421); *Filter Separator* (D2421 A/B/C); *Cloth Drying Separator* (D2424); *Third Filtrate Seal Tank* (TK2431); *Spray Acid Tank* (TK2434); *Cleaning Water Separator* (D2324);



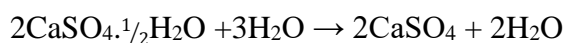


Cleaning Water Tank (TK235); Cake Blower (C2421); Wash Water Tank (TK2435); Gypsum Conveyor (M2431); Filter Mist Separator (D2422); Cloth Drying Fan (C2422); Fourth Filtrate Pump (P2433); Wash Water Tank (TK2435); Cake Washing Pump (P2435).

Uraian Proses :

o Unit Hidrasi

Dalam Unit Hidrasi, larutan H_2SO_4 98,5% yang sebelumnya telah ditambah Circulation Water, dikirim dari TK2512 dengan bantuan P2512 menuju R2401 A disertai dengan pendinginan larutan yang mengandung $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$ hingga mencapai temperatur lebih rendah dari titik transisi Hemihidrat-Dihidrat secara umum, sehingga beda kelarutan CaSO_4 dalam Hemihidrat dan Dihidrat bertambah besar, dan ini akan mempercepat perubahan kristal dari Hemihidrat menjadi Dihidrat. Reaksi yang terjadi :



Kadar free H_2SO_4 dalam slurry sebesar 6%. Bila terlalu tinggi, menyebabkan kadar H_2SO_4 terlalu rendah, proses hidrasi akan berjalan lambat karena ada Phosphate Rock yang belum terdekomposisi secara sempurna. Kadar P_2O_5 dalam R2401 A/B sebesar 15%. Bentuk kristal yang besar dan stabil dikehendaki dalam proses hidrasi. Bentuk ini dapat diperoleh karena adanya Rekrystalisasi dari slurry yang terhidrasi. Kadar free H_2SO_4 merupakan faktor yang sangat penting untuk mendapatkan ukuran dan bentuk kristal. Selain itu, k impurities yang berada dalam Phosphate Rock juga berpengaruh, terutama dengan bertambahnya kadar HF dalam liquid yang dapat mengganggu Hemihidrat. Untuk mengatasi hal ini, maka dipompakan SiO_2 dari TK2346 oleh P2346 menuju R2401 sehingga terbentuk H_2SiF_6 .





Panas yang timbul dalam R2401 A karena reaksi eksotermis dari hidrasi dan dekomposisi Phosphate Rock dapat menyebabkan rusaknya bentuk kristal. Oleh karena itu, slurry didinginkan terlebih dulu dalam D2411, dimana slurry masuk pada 60°C dan keluar pada 55°C. Selanjutnya, produk D2411 dikembalikan ke dalam R2401 A dengan bantuan P2403 agar temperatur tetap terjadi pada 60°C. Slurry Dihidrat dari R2401 A, *overflow* masuk ke R2401 B, kemudian dipompa ke Fil2421 dengan bantuan P2421 A, dan sebagian slurry dari R2401 B di recycle ke pembuangan cake pada Fil2321 dengan bantuan P2402 sebagai pengencer cake.

o Unit Filtrasi Dihidrat

Slurry dihidrat di pompa dari R2401 B ke Fil2421 yang memiliki 24 Pan. Disini kadar P_2O_5 sangat rendah. Filter ini terdiri atas 5 bagian :

1) Bagian *Third Filtrate*

Slurry yang baru saja masuk berada pada bagian ini. Cakenya tertahan dan filtratnya menuju D2421 A untuk memisahkan antara liquid dengan gasnya. Filtratnya, yang disebut sebagai *Third Filtrate* ditampung dalam TK2431, yang kemudian di recycle ke Fil2321 dengan bantuan P2431 sebagai pencuci cake bagian kedua, dan sebagian lagi di recycle ke TK2434 dengan ratio tertentu. Pada bagian ini juga timbul kerak, sehingga untuk mengatasinya maka diinjeksikan *Low Pressure Steam*.

2) Bagian *Fifth Filtrate*

Pada bagian ini, cake dicuci dengan liquid yang berasal dari TK2425 dengan bantuan P2435 yang punya suhu 54°C. Produk filtratnya disebut *Fifth Filtrate*. Produk ini kemudian dialirkan ke D2421 C langsung di pompa oleh P2433 menuju Fil2321 sebagai pencuci filter pada bagian *Wash Acid*.





3) Bagian Pembuangan Cake

Pada bagian ini, pan filter dibalik untuk dibuang cakenya sambil dihembuskan udara bertekanan dari C2421 untuk membersihkan sisa-sisa cake. Cake hidrat yang sudah kering kemudian dijatuhkan ke M2431 sebagai Gypsum.

4) Bagian *Wash Water*

Pada filter dibalik kembali, kemudian filter cloth dicuci dengan hot water pada suhu 80°C, lalu ditampung pada TK2435 melalui dua aliran. Aliran satu langsung menuju TK2435, sedangkan yang kedua dilewatkan dahulu ke D2424 oleh C2422 untuk menghembuskan kandungan gas ke udara dan mengeringkan filter cloth. *Wash Water* selanjutnya digunakan sebagai pencuci *Fifth Filtrate*. Pada TK2433 ditambah LPS untuk stabilisasi temperatur 54°C.

5. Unit Pemekatan Asam Fosfat (Unit Konsentrasi)

Fungsi :

Memekatkan kadar produk Asam Fosfat

Alat :

○ Unit Penguapan

Terdiri atas *Filtered Acid Storage Tank* (TK2351); *Concentrator Feed Pump* (P2351); *Heater* (E2501); *Circulation Pump* (D2501); *Product Acid Pump* (P2502 A/B).

○ Unit Pendinginan

Terdiri atas *Acid Cooler Tank* (TK2511); *Acid Cooler* (E2502); *Acid Cooler Pump* (P2511 A/B); *Cooler Acid Pump* (P2503 A/B).

○ Unit Flourine Recovery

Terdiri atas *Mist Separator* (D2502); *Flourine Scrubber* (D2541);





Flourine Scrubber Tank (TK2542); Flourine Scrubber Pump (P2541); H₂SiF₆ Holding Tank (TK2345); Pre-Condensor (E2503); Booster Condensor (E2504); Inter Condensor (E2505); Booster (J2501); High Vacuum Exhauster (J2502); Low Vacuum Exhauster (J2503); Hot Well (D2506).

Uraian Proses :

Selama Operasi, impurities yang terkandung dalam Asam Fosfat yang cenderung mengendap di permukaan Heater sehingga menyebabkan *Performance Heater Heat Transfer* akan menurun. Oleh karena itu, agar kapasitas produksi optimal maka dalam masa operasi dari Unit Konsentrasi ada waktu untuk *cleaning*.

○ Unit Penguapan

Asam Fosfat 45% P₂O₅ dari TK2351, di pompa oleh P2351 yang dilewatkan dulu pada E2501 yang dilengkapi dengan pemanas steam dengan bantuan P2501, sehingga feed sebelum masuk D2501 bersuhu 90°C. Dari hasil Vaporizer, produk Asam Fosfat keluar dengan konsentrasi 54% P₂O₅, sebagian di recycle lewat Heater sebagai pencampur feed, sebagian lagi di pompa menuju Unit Pendingin.

○ Unit Pendinginan

Asam Fosfat 54% P₂O₅ keluar dari D2501 dengan temperatur 88°C di pompa oleh P2502 A/B ke TK2511 dan suhunya menjadi 70°C. Kemudian produk di pompa oleh P2511 A/B menuju E2502 dengan media pendingin Circulation Water, sehingga suhu produk menjadi 65°C. Sebagian produk di recycle kembali ke TK2511 supaya temperatur tetap 70°C, dan sebagian lagi di pompa oleh P2503 A/B sebagai produk akhir unit Asam Fosfat.





○ Unit Flourine Scrubber

Uap keluar dari D2502 mengandung flourine yang kemudian dikirim ke D2541 untuk menangkap gas flourine oleh *Water Process*. Larutan H_2SiF_6 yang terjadi ditampung dalam TK2542 kemudian di pompa oleh P2541 menjadidua aliran, yang pertama direcycle ke D2541 sebagai penyerap gas flourine, yang kedua dikirim ke Flourine Recovery Unit pada TK2345.

Sisa suap dari D2541 dimasukkan ke *Vacuum System* yang terdiri atas tiga Condensor (E2503; E2504; E2505) dan tiga Steam Ejector (J2501; J2502; J2503) dimana uap tersebut dikondensasikan dan ditampung dalam D2506 bersama dengan air yang dimasukkan ke dalam ketiga Condensor tersebut. Kemudian *Hot Water* disirkulasikan ke Cooling Tower.

6. Unit Flourine Recovery

Fungsi :

Membebaskan gas buang dari kandungan Flourine (gas pencemar) sebelum diemisikan ke udara bebas.

Alat :

○ Unit pemurnian dan Pembersihan Gas

Mist Separator (F2341; F2356); *Fume Scrubber* (T2341); *Silicate Tank* (T2364); *Fume Scrubber II* (T2342); *Exhaust Fan* (C2341); *Flourine Scrubber Tank* (TK2342); *Fume Scrubber Pump I/II* (P2342 A/B); *Vacuum Receiver* (D2347); *Vacuum Washer* (D2348); *Vacuum Pump* (C2340); *Vacuum Washer Tank* (TK2349); *Vacuum Washer Pump* (P2349); H_2SiF_6 *Pump* (P2345; P2350); *Silicate Pump* (P2346); *Filter III* (Fil2341); H_2SiF_6 *Storage Tank* (TK2352).



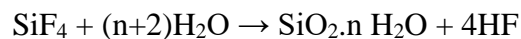


Uraian Proses :

Untuk ini terdiri dari dua unit utama yakni unit pembersihan/ pemurnian gas dan unit penyerapan gas Flourine.

o Unit Pemurnian dan Pembersihan Gas

Gas-gas yang keluar dari Digester, Hydration Tank, Filter I diminimalkan kadar Flourinanya. *Exhaust Gas* yang keluar dari Digester (R2302 A/B) mengandung kadar Flourine dalam bentuk SiF_4 paling banyak, maka diperlukan *pretreatment* yaitu usaha untuk menanggulangi silika-silika yang mengendap sesuai reaksi :



Untuk itu pipa anatar Mist Separator (F2341) harus dirancang sependek mungkin dan diisolasi.

Exhaust Gas dan debu Phosphate Rock keluar R2302 A/B diserap oleh C2341 dialirkan menuju F2341 dimana debunya di recycle kembali menuju R2303 A/B, sedangkan gasnya di scrub pada T2341 oleh larutan H_2SiF_6 yang di pompa oleh P2341 dari bottom Scrubber yang telah digunakan untuk men-scrub Flourine, sehingga diharapkan tidak ada sisa larutan H_2SiF_6 yang keluar. Khusus untuk T2342, sebelum gas dikeluarkan ke udara luar melalui stack, terlebih dahulu diberi penambahan NaOH untuk menetralsir H_2SiF_6 sehingga kadarnya dalam *Exhaust Gas* diharapkan sangat rendah.

Recovered water yang keluar dari T2341 dipakai sebagai penyerap pada Fume Scrubber II (T2342). Gas yang diserap berasal dari Fil2321 dan R2401. Gas keluar dari T2342 kemudian di blower dengan C2341 ke udara bebas. Sedangkan larutannya ditampung di TK2343.

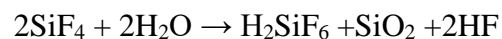
o Unit Penyerapan Gas Flourine

Gas yang keluar dari D2331, yang masih mengandung P_2O_5 ,





dialirkan ke F2355. Debu Phosphate Rock di recycle ke R2303. Sedangkan gas diserap dalam D2342 oleh larutan H_2SiF_6 yang di pompa oleh P2341 dari T2341 menuju F2355, juga larutan H_2SiF_6 yang di pompa oleh P2342 dari T2341 menuju D2342. Pada alat ini ditambahkan air proses *make-up water*. Reaksi yang terjadi :



Lalu produknya ditampung dalam TK2343

Larutan H_2SiF_6 yang berkadar 20% dari TK 2343 di pompa oleh P2342 A/B menuju TK2345. Larutan tersebut masih mengandung Silika dengan kadar 2-3%. Selanjutnya, larutan dipompakan oleh P2345 menuju Filter III (Fil2341). Dalam Fil2341 terjadi proses pemisahan antara larutan H_2SiF_6 dan Silika dengan cara penghisapan oleh C2340. Larutan H_2SiF_6 dipisahkan dengan gasnya pada D2347. Uap H_2SiF_6 yang masih terbawa oleh gas ditangkap di D2348 oleh sebagian aliran pencuci cake SiO_2 kemudian ditampung pada TK2349 yang di recycle kembali oleh P2349 sebagai aliran pencuci cake SiO_2 pada Fil2341. Sebagian dari hasil filtrasi tersebut dikembalikan ke TK2343 oleh pompa P2350, untuk menurunkan kadar solid dalam liquid yang disirkulasi tersebut. Sedangkan sebagian lagi ditampung dalam TK2352 sebagai produk H_2SiF_6 . Hasil silikat dilarutkan dalam TK2346 bersama-sama dengan silika hasil samping dari AlF_3 plant. Kemudian larutan Silika di pompa oleh P2346 menuju R2401 A.

II.1.2 Pabrik Asam Sulfat (H_2SO_4)

Proses pembuatan Asam Sulfat di Pabrik Asam Sulfat II di Departemen Produksi III di PT. Petrokimia Gresik terdiri dari beberapa tahap, yaitu :

1. Pencairan belerang padat dan pemurnian belerang cair
Seksi 1000 : Sulfur Handling





2. Pembakaran belerang cair dengan udara kering
Seksi 1100 : SO₂ Generation
3. Pengubahan gas SO₂ menjadi SO₃ dengan bantuan katalis V2O5
Seksi 1200 : SO₂ Conversion
4. Penyerapan gas SO₃ dengan H₂SO₄ dan pengeringan udara
Seksi 1300 : SO₃ Absorption
5. Penyimpanan Asam Sulfat
Seksi 1400 : H₂SO₄ Storage dan Loading Station.

○ **Struktur Handling Section**

Fungsi :

Mencairkan belerang untuk mempermudah reaksi belerang dengan udara kering di dalam sulfur burner dan memurnikan belerang, memompanya ke filter dan kemudian diumpankan ke Furnance.

Alat :

Dump Hopper (D1001 A/B) Sulphur Melter (D1002 A/B); Conveyor (M1001 A/B); Agitator (M1002 A/B); Dirty Settler Sulphur Pit (D1003 A/B); Precoat Pit (D1004); Dirty Sulphur Pumping Pit (D1005 A/B); Precoat Pump (P1001); Dirty Sulphur Pump (P1002 A/B); Sulphur Filter (Fil1001 A/B); Filtered Storage Tank (TK1001); Sulphur Burner Feed Pit (D1006).

Uraian Proses :

Sulfur padat diangkat dari sulfr storage yang berkapasitas 75.000 ton dengan *shoved loader* dimasukkan ke dalam D1001 A/B. Pemakaian sulfr untuk pabrik ini adalah 600 Metrik Ton per Day (MTPD), yang bisa dicairkan dalam 24 jam secara kontinu.

Dari Dump Hopper dengan Conveyor (M1001 A/B); Sulfur dimasukkan





ke D1002 A/B dimana sulfur dicairkan dengan pemanas steam (*Steam Colt*) pada tekanan 7 kg/cm^2 dan temperatur 170°C . Pipa-pipa sulfur liquid dilengkapi dengan jaket untuk menjaga suhu sulfur sekitar 153°C . Selain itu melter dilengkapi dengan Agitator M1002 A/B yang digunakan untuk memudahkan dan menyempurnakan proses pencairan belerang. Selama menetralkan *free acid* yang terkandung dalam belerang, yang dapat mengakibatkan korosi pada bahan konstruksi Melter dan Agitator. *Free Acid* ini timbul karena adanya kontak antara udara luar dengan molten sulfur. Kapur yang ditambahkan ke dalam Melter tergantung pada *free acid content* dalam flake sulfur di Dump Hopper (D1001 A/B). Setelah keluar dari Melter, molten sulfur dialirkan ke D1003 A/B yang dilengkapi steam coil untuk menjaga suhu konstan dan untuk mengendapkan kotoran-kotoran (impurities) yang terkandung dalam sulfur seperti *ash*, *insoluble material*, *free acid*, dan kapur. Laju alir pada Presettling ini sangat lamba sehingga harus disesuaikan dengan waktu pengendapan yang biasanya membutuhkan waktu tiga hari dalam bak sepanjang 60 m. Dari Presettling, *underflow* dialirkan ke D1005 A/B. Disini sisa kotoran-kotoran yang masih ada diaduk dengan agitator yang berkecepatan 120 rpm. Setelah di pompa menuju ke Fil1001 A/B yang berjenis *plate and furnance filtration* dengan Dirty Sulfur Pump (P1002 A/B), dan di dalamnya diisi dengan larutan filter acid 4102 untuk menyaring kotoran sehingga akan diperoleh belerang cair murni dengan kandungan kotoran yang lebih kecil dari 50 ppm. Molten sulfur murni ini kemudian dimasukkan ke dalam TK1001 yang betemperatur $130\text{-}140^\circ\text{C}$ dan mempunyai kapasitas 1.800 MT sulfur cair atau 1.000 m^3 . Sebelum masuk ke B1006 harus ditampung terlebih dahulu dalam D1006. D1003 A/B, D1005 A/B, TK1001, dan D1006 dilengkapi dengan steam jaket yang memiliki steam pressure 4 kg/cm^2 dan temperatur 150°C . Hal ini bertujuan untuk mempertahankan belerang dalam kondisi cair. Kondsi steam ini harus dijaga agar tidak terjadi





penurunan temperatur dan *overheating*, karena hal ini akan mempengaruhi bentuk dari belerang tersebut. Belerang cair yang mempunyai suhu di bawah titik leleh akan berubah bentuk menjadi padat, sedangkan kalau berada di atas titik leleh, belerang cair ini akan terbakar sehingga viskositasnya sangat tinggi. Hal-hal tersebut tidak boleh terjadi karena akan menyulitkan pemompaan ke dalam filter maupun furnace. Semua line belerang cair dapat juga dilengkapi dengan steam jaket.

o SO₂ Generation

Fungsi :

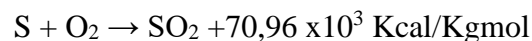
Mengoksidasi belerang cair sehingga terjadi reaksi antar belerang dengan udara.

Alat :

Sulphur Burner Feed Pump (P1004 A/B); *Sulphur Furnance* (B1001); *Ekonomizer I/II* (E1203, E1204); *Heat Exchanger* (E1102); *Waste Heat Boiler* (WHB)(B1104).

Uraian Proses :

Dari D1006 *molten sulfur* dipompakan oleh P1004 A/B ke B1101 dengan dispraykan ke dalam furnace bersuhu tinggi (1042°C), sehingga belerang cair langsung berubah fase menjadi gas, yang kemudian direaksikan dengan udara kering dari drying tower (T1301). Untuk menjaga suhu tinggi tersebut, terlebih dahulu diinjeksikan gas alam sebagai bahan bakar furnace. Reaksi yang terjadi dalam furnace :



Gas panas yang keluar furnace mengandung gas SO₂ dengan konsentrasi 10,5% volume, didinginkan di dalam WHB (B1104) dimana gas SO₂ pada sisi tube dan media pendingin dari economizer (E1203, E1204) masuk ke dalam shell. Gas keluar B1104 bersuhu 595°C. Steam dari WHB





digunakan untuk pendinginan SO_2 sebelum masuk converter pada E1102 sehingga menjadi superhead steam. Temperatur gas SO_2 yang keluar E1102 adalah 430°C dengan tekanan 3150 mmHg. Selain itu dihasilkan pula High Pressure Steam (HPS) 35 kg/cm^2 bersuhu 400°C , yang digunakan untuk menghasilkan energi listrik.

- SO_2 Conversion

Fungsi :

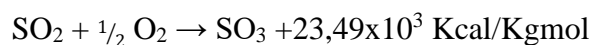
Mengkonversi gas SO_2 dengan O_2 sehingga terbentuk gas SO_3 dalam converter.

Alat :

Converter (R1201), Heat Exchanger I/II (E1201, E1202), Economizer I/II (E1203, E1204).

Uraian Proses :

Gas SO_2 dimasukkan R1201 yang terdiri dari 4 bed catalyst. Tiga bed pertama dari atas merupakan konversi tingkat pertama (*Primery Covertion Stage*) sedangkan bed keempat merupakan konversi tingkat kedua (*Secondary Conversion Stage*). Setiap tingkat konversi, masing-masing mempunyai penyerap (berupa absorber tingkatsatu dan dua). Gas yang masuk konverter mengandung SO_2 dengan temperatur 430°C masuk ke konverter bedI, dimana sekitar 60% dari gas SO_2 diubah menjadi gas SO_3 dengan reaksi sebagai berikut :



Reaksi di atas bersifat eksotermis (terjadi kenaikan suhu karena panas reaksi) dengan menggunakan katalis V_2O_5 (Vanadium Pentaoksida) dengan suhu aktifnya sekitar $400\text{-}450^\circ\text{C}$, sehingga dikondisikan suhu gas-gas yang akan masuk bed katalis untuk bereaksi dengan katalis haruslah berkisar pada suhu aktif katalis agar didapatkan konversi reaksi yang





optimum. Gas outlet bed I yang mengandung SO_3 dengan temperatur 611°C masuk shell side Heat Exchanger I (E1201) dengan media pendingin gas keluar absorber I dengan bersuhu 78°C , pertukaran gas yang terjadi sehingga gas masuk ke bed II dengan temperatur 440°C , dimana akan terjadi reaksi selanjutnya dengan konversi 27%. Gas outlet bed II dimana temperatur 521°C masuk ke shell side HE II (E1202) dengan media pendingin sama dengan bed I, sehingga dihasilkan gas dengan temperatur 431°C yang masuk bed III dengan konversi 7%. Gas outlet bed III yang banyak mengandung gas SO_3 dengan temperatur 450°C masuk E1203 dengan media pendingin Boiler Feed Water (BFW) yang bersuhu 105°C . Gas tersebut didinginkan menjadi 220°C sebelum masuk T1302. Setelah gas SO_3 diserap dengan H_2SO_4 di T1302, sisa gas keluar absorber dengan temperatur 78°C dipisahkan secara parallel masuk tube side dari HE I dan II, kemudian bergabung jadi satu sebelum masuk ke Bed IV. Gas sebelum masuk bed IV dipanaskan di HE I dan II, temperatur menjadi 420°C . Konversi sisa yang terjadi di katalis bed IV sebesar 5,72%, sehingga konversi total menjadi 99,73%. Gas outlet bed IV dengan temperatur 441°C masuk ke dalam E1204, dimana gas tersebut didinginkan menjadi 190°C sebelum masuk ke absorbtion tower II (T1303).

○ **Air Drying and SO_3 Absorbtion**

Fungsi:

1. Menghasilkan udara kering bebas kotoran, sebagai pembakar belerang cair dalam furnace.
2. Mengabsorpsi SO_3 menjadi Asam Sulfat 98,5%.

Alat:

- Unit Drying Air

Terdiri dari *air blower* (C1301), *air intake filter*(Fil1304), *Drying*





Tower/Absorbtion Tower I Pump Tank (D1301), Drying Tower (DT), Circulation Pump (P1301), DT Cooler (E1301 A/B).

- Unit Absorbtion SO₃

Terdiri dari *Absorbtion Tower (AT) I/II (T1320), AT Circulation Pump I/II (P1302, P1303), AT Cooler (E1302), AT Pump Tank II (D1302).*

Uraian Proses:

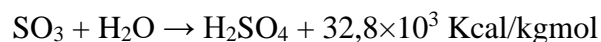
- Unit Drying Air

Pada sesi *air drying*, udara atmosfer dihisap dengan air blower (C1301) menuju Drying Tower yang sebelumnya masuk Fil1304 untuk dipisahkan kotorannya, dimana kandungan H₂O yang ada dalam udara diserap oleh H₂SO₄ 98,5% telah didinginkan dengan E1301 A/B sehingga temperaturnya mencapai 60°C dihembuskan ke Sulphur Furnace sebagai udara pembakar belerang oleh C1301 dan C1302.

- Unit Absorption SO₃

Pada unit ini gas keluar converter bed III yang banyak mengandung SO₃ dan sisa gas SO₂. Kemudian dialirkan menuju T1302, untuk diserap oleh H₂SO₄ 98% yang di pompa oleh P1302 dari D1301 dan telah didinginkan terlebih dulu oleh E1302 dengan air pendingin, sehingga suhu masuk Absorbtion Tower I (T1303) akan turun menjadi 80oC agar dapat digunakan untuk menyerap gas SO₃.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



H₂SO₄ pekat (98,5%) digunakan sebagai penyerap pada AT I agar tekanan parsial air dapat diabaikan. Dari reaksi absorpsi di atas. Dihasilkan H₂SO₄ 98,5% yang ditampung sementara dalam D1301. Untuk mengontrol konsentrasi produk agar tetap 98% sebagai penyerap, maka diinjeksikan air proses sebagai pengencer yang bekerja secara otomatis ke dalam D1301. Produk dari D1301 dipompa





oleh P1301 menuju D1302. Hal yang sama juga terjadi untuk gaskeluar bed IV. Tetapi penyerapnya adalah H_2SO_4 98,5% yang berasal dari D1302 yang dipompa oleh P1303 kemudian melewati E1303 untuk didinginkan terlebih dahulu. H_2SO_4 masuk absorber II bersuhu $80^\circ C$. Produk yang dihasilkan H_2SO_4 99% (max) ditampung di D1302. Untuk menjaga konsentrasi H_2SO_4 98,5% konstan, maka dilakukan penambahan air proses ke dalam D1302. SO_2 (gas pencemar yang tidak terserap demisikan ke udara bebas melalui stack).

o **Sulphure Acid Storage and Loading**

Fungsi :

Menyimpan mendistribusikan, dan memasarkan produk H_2SO_4 .

Alat :

Product Cooler (E1304). Sulphuric Acid Storage Tank (TK1401 A/B), Product Transfer Pump (P1401 A/B), Product Loading Pump (P1402 A/B).

Uraian Proses :

Acid product dari D1302 dipompa oleh P1303 melewati E1304 untuk didinginkan, sehingga mempunyai temperatur maksimum $45^\circ C$ sebelum masuk ke dalam TK1401 A/B dengan kapasitas penyimpanan masing-masing 10.000 ton. Kemudian produk tersebut masing-masing didistribusikan ke unit-unit produksi PT. Petrokimia Gresik yang membutuhkan dan sebagian produk dipompa oleh P1402 A/B menuju H_2SO_4 for Truck Loading untuk dijual ke pasaran.

Pabrik Asam Sulfat III menghasilkan produk utama berupa Asam Sulfat H_2SO_4 98,5% sebesar 1.800 ton/hari, dengan spesifikasi produk





- Konsentrasi H_2SO_4 : 98% (min)
- Fe : 100 ppm (max)
- Density : 1.820 – 10.825 gr/lt
- SO_2 : 0,035% (max)
- Bentuk : cair
- Temperatur : 30 – 35°C

Produk tersebut didistribusikan sebagai bahan baku ke Pabrik Asam Fosfat dan Pabrik Pupuk Fosfat (TSP/SP-36) dan sebagai bahan kimia tambahan ke Pabrik ZA II serta sebagian produk lagi dijual ke pasaran. Kadar Fe maksimal dalam produk adalah 100 ppm yang berasal dari korosi bahan-bahan konstruksi alat proses. Kadar SO_2 sebesar 0,035% merupakan ambang batas yang ditoleransi sebagai gas pencemar lingkungan, sehingga dapat diemisikan langsung ke udara melalui stack.

II.1.3 Aluminium Flourida (AlF_3)

Proses pembuatan AlF_3 pada pabrik ini menggunakan proses basa yang dikembangkan oleh Chimie Linz AG yang disempurnakan dan dikomersialkan oleh Tohoru Hirya. Secara sederhana dapat dijelaskan bahwa proses pembuatan AlF_3 adalah mereaksikan As. Flousilikat (H_2SiF_6) dengan Aluminium Hidroksida ($Al(OH)_3$) yang menghasilkan slurry Aluminium Flourida (AlF_3) dan Silika (SiO_2).

Uraian Proses :

○ **Reaksi dan Pemisahan Silika :**

Alat utamanya adalah Reaktor yang berfungsi mereaksikan $Al(OH)_3$ dan H_2SiF_6 , dan Centrifuge untuk memisahkan SiO_2 dari filtratnya.

Bahan baku $Al(OH)_3$ dan H_2SiF_6 dimasukkan kedalam reaktor yang





berpengaduk dengan suhu $\pm 100^{\circ}\text{C}$ sedangkan H_2SiF_6 sebelumnya dipanaskan untuk mencapai suhu $70\text{-}80^{\circ}\text{C}$, reaksi eksorhermis :

Untuk mendapatkan kualitas produk yang tinggi secara efektif secepatnya silica dipisahkan dari hasil reaksi dan water konten silica diturunkan.

Reaksi yang berlangsung di Reaktor sekitar 13 menit menghasilkan slurry yang selanjutnya dikirim ke Centrifuge untuk memisahkan silica dari filtratnya, SiO_2 dipakai pada pabrik PA sedangkan filtratnya dialirkan ke AlF_3 solution distributor.

○ **Kristalisasi dan Pemisahan $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$:**

Peralatan utamanya adalah Crystalizer yang berfungsi sebagai pembentukan kristal dan Centrifuge untuk memisahkan kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dengan larutan induknya. Filtrat masuk Crystalizer selama 4-5 jam temperatur dijaa $90\text{-}95^{\circ}\text{C}$ dengan pemanas steam dan untuk membuat uniform dilengkapi dengan agitator, sedangkan untuk mempercepat pembentukan kristal ditambahkan seed (babon) crystal pada permulaan pengisian crystalizer. Slurry keluar dari Crystalizer selanjutnya dibawa ke Centrifuge untuk mengambil $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dari larutan induknya, kristal yang terpisah masuk ke Hopper sedangkan filtratnya dipisahkan dulu pada Cyclone untuk memisahkan kristal dengan cairannya, cairan kembali ke tangki penampung sedangkan kristal liquid ke Effluent Treatment.

○ **Dehidrasi dan Pendingina :**

Fungsi pada tahapan ini adalah menghilangkan kandungan air kristal dan air bebas dalam Aluminium Fluorida.

Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ selanjutnya masuk Calsiner untuk menghilangkan kandungan air kristal dan air bebas dengan menggunakan udara pemanas. AlF_3 panas selanjutnya didinginkan di dalam Cooler dengan menggunakan air pendingin (pendinginan tak langsung).

○ **Penyimpanan dan Pengepakan :**

AlF_3 hasil pendinginan dialirkan dengan conveyor ke dalam storage. Debu





yang keluar dari storage dipisahkan dengan menggunakan Bag Filter dan kemudian dikembalikan lagi kedalam storage. Setelah produk dianalisa dan telah memenuhi spesifikasi yang ditentukan selanjutnya dilakukan pengepakan dalam kantong 1 ton kemudian disimpan dalam gudang.

○ **Air dan Gas bauangan :**

Mother liquor yang dipisahkan kemudian diendapkan dalam Recovery Tank dan over flownya dialirkan kedalam Tangki Waste Liquid Tank yang selanjutnya dibawa ke unit Effluent Treatment, sedangkan endapan kristal yang berada didasar dialirkan ke Collection Tank.

Exhaust gas dari tiap-tiap unit dikirim ke Washing Tower dengan tujuan gas fluor yang keluar dapat diserap dengan Neutralized Water da gas baung yang tidak berbahaya dibuang dengan bantuan Exhaust Fan melalui Stack sedangkan cairan penyerap yang keluar dari bawah menara dialirkan ke Effluent Treatment untuk dinetralkan.

II.I.4 Purifikasi

Proses pembuatan Purifikasi dari Gypsum adalah proses purifikasi dan granulasi yang produknya ntuk bahan penolong pabrik semen sebagai penunda dalam Setting Time. Kapasitas Prodkisnya pada unit ini sebesar 478.476 ton/tahun.

Tahapan proses $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$:

- Purifikasi.
- Pengeringan dan Kalsinasi.
- Granulasi.
- Finishing.
- Penyerapan Gas.





Uraian Proses :

○ **Purifikasi :**

Alat utamanya adalah Slurry Tank yang berfungsi untuk mempercepat pelarutan impurities dan Filter untuk memisahkan padatan dari filtratnya.

Fosfo gypsum masuk Slurry Tank berpengaduk dan ditambahkan neutralized water sampai konsentrasi slurry 35%, selanjutnya masuk Filter untuk diambil padatannya/cake dan dengan bantuan conveyor cake tersebut disimpan di Purified Gypsum Storage sebagai raw material Purifikasi. Filtrat hasil filtrasi selanjutnya dipisahkan gas dan cairannya dalam Vacuum Receiver dan Mist Separator, sehingga gas akan terisap dan teracumulasi dengan raw calrified water dan selanjutnya gas dikeluarkan ke atmosfer sedangkan liquida mengalir ke Recovered Water Pit untk dicampur dengan Seal Water (Eff. Treat.) yang akan digunakan sebagai pencuci Filter Cloth.

○ **Pengeringan dan Kalsinasi :**

Peralatan utamanya adalah Flash Dryer untk mengeringkan purified gypsum sampai 0% air bebas dan Flash Calsiner untuk mengubah gypsum dari dhydrat menjadi hemihydart dengan komposisi air kristal 6%. Purified gypsum dengan conveyor masuk ke Flash Dryer, gypsum akan mengalir keatas karena tarikan Exhaust Blower dan udara panas dihembuskan dari Furnace dengan temperatur inlet $\pm 900^{\circ}\text{C}$.

Selanjutnya gypsum kering dengan bantuan conveyor masuk ke Flash Calsiner dan mengalir keatas karena tarikan Booster Blown dengan mengontakkan langsung dengan udara panas dari Furnace pada temperatur inlet $\pm 800^{\circ}\text{C}$ dan keluar Flash Calsiner temperatur diharapkan 140 - 160 $^{\circ}\text{C}$.

○ **Granulasi :**

Peralatan uatamanya adalah Granulator untuk membuat butiran sesuai dengan ukuran yang diinginkan (20-36 mm) dengan pemanas steam.





Gypsum hemihidrat selanjutnya dibawa ke Mixer dengan ditambahkan liquida dari Scrubber sebagai adonan yang sebelumnya dipanasi terlebih dahulu dengan steam sampai $\pm 85^{\circ}\text{C}$.

Keluar Mixer gysum masuk kedalam Granulator untuk dibaut butiran dan untuk menjaga temperatur $80 - 85^{\circ}\text{C}$ dimasukkan steam.

○ **Finishing :**

Butiran dari Granulator selanjutnya diangkut dengan conveyor sepanjang ± 275 m dengan harapan kandungan air bebasnya 8% dan air kristalnya 16 – 17%.

Selanjutnya masuk Screen untuk mendapatkan ukuran yang sesuai (1 – 1,5 cm) dan yang under size direcycle ke Granulator sedangkan yang over size sbelum direcycle ke Granulatr digiling terlebih dahulu dengan Crusher.

○ **Penyerapan Gas :**

Gas dan debu yang terbawa dari Dust Collector dilakukan penyerapan terlebih dahulu di Scrubber dengan media raw clarified water sebelum dikeluarkan ke atmosfir dengan larutan dari Scrubber tersebut mengandung F dan P_2O_5 bersifat asam, sehingga untuk bisa dipakai membuat adonan dalam proses pembutiran gypsum maka ditambahkan bubuk kapur sebagai penetral (F dan P_2O_5 akan bereaksi dengan lime milk membentuk CaF_2 dan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$).

II.1.5 Pabrik BatuBara

Batubara adalah kekayaan alam yang dikategorikan sebagai energi fosil terbentuk dari proses metamorfosa yang sangat lama. Strkturnya kimia batubara samasekali bukan rangkaian kovalen karbon sederhana melainkan merupakan polikondensat rumit dari gugus aromatik dengan fungsi heterosiklik. Jumlah polikondensat yang banyak ini saling berikatan sering disebut dengan “bridge -





structure”. Secara optis batubara sering merupakan bongkahan berporus tinggi dengan kadar air yang sangat bervariasi. Memiliki kapasitas steam 2 x 150 ton/jam, serta tenaga listrik sebesar 25 MW. Unit ini dilengkapi dengan dermaga khusus batubara berkapasitas 10.000 DWT.

Uraian Proses :

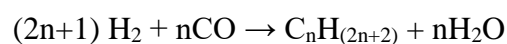
○ **Gasifikasi (coal gasification)**

Secara sederhana, gasifikasi adalah proses konversi materi organik (batubara, biomass atau natural gas) biasanya padat menjadi CO dan H₂ (synthesis gases) dengan bantuan uap air dan oksigen pada tekanan atmosphere atau tinggi. Rumus sederhananya :



○ **Fisher Tropsch proses**

Fisher Tropsch adalah sintesis CO / H₂ menjadi produk hidrokarbon atau disebut senyawa hidrokarbon sintetik / sintetik oil. Sintetik oil banyak digunakan sebagai bahan bakar mesin industri / transportasi atau kebutuhan produk pelumas (lubricating oil).



○ **Hidrogenasi (hydrogenation)**

Hidrogenasi adalah proses reaksi batubara dengan gas hydrogen bertekanan tinggi. Reaksi ini diatr sedemikian rupa (kondisi reaksi, katalisator dan kriteria bahan baku) agar dihasilkan senyawa hidrokarbon sesuai yang diinginkan, dengan spesifikasi mendekati minyak mentah. Sejalan perkembangannya, hidrogenasi batubara menjadi proses alternatif untuk mengolah batubara menjadi bahan bakar cair pengganti produk minyak bumi, proses ini dikenal dengan nama Bergius proses, disebut juga





proses pencairan batubara (coal liquefaction).

○ **Pencairan Batubara (Coal Liquefaction)**

Coal liquefaction adalah terminologi yang dipakai secara umum mencakup pemrosesan batubara menjadi BBM sintetik (synthetic fuel). Pendekatan yang mungkin dilakukan untuk proses ini adalah : pirolisis, pencairan batubara secara langsung (Direct Coal Liquefaction-DCL) ataupun melalui gasifikasi terlebih dahulu (Indirect Coal Liquefaction-ICL). Secara intuitif aspek yang penting dalam pengolahan batubara menjadi bahan bakar minyak sintetik adalah : efisiensi proses yang mencakup keseimbangan energi dan masa, nilai investasi, kemudian apakah prosesnya ramah lingkungan sehubungan dengan emisi gas buang, karena ini akan mempengaruhi nilai insentif menyangkut tema tentang lingkungan.

Efisiensi pencairan batubara menjadi BBM sintetik adalah 1-2 barrel / ton batubara. Jika diasumsikan hanya 10% dari deposit batubara dunia dapat dikonversikan menjadi BBM sintetik, maka produksi minyak dunia dari batubara maksimal adalah beberapa juta barrel / hari. Hal ini jelas tidak dapat menjadikan batubara sebagai sumber energi alternatif bagi seluruh konsumsi minyak dunia. Walaupun faktanya demikian, bukan berarti batubara tidak bisa menjadi jawaban alternatif energi untuk kebutuhan domestik suatu negara. Faktor yang menjadi penentu adalah : apakah negara itu mempunyai cadangan yang cukup dan teknologi yang dibutuhkan untuk meng-konversi-kannya. Jika diversifikasi sumber energi menjadi strategi energi suatu negara, maka batubara menjadi satu potensi yang layak untuk dikaji menjadi salah satu sumber energi, selain sumber energi terbarukan (angin, solar cell, geothermal, biomass).

○ **Pencairan Batubara metode langsung (DCL)**

Pencairan batubara metode langsung atau dikenal dengan Direct Coal





Liquefaction-DCL, dikembangkan cukup banyak oleh negara Jerman dalam menyediakan bahan bakar pesawat terbang. Proses ini dikenal dengan Bergius Process, baru mengalami perkembangan lanjutan setelah perang dunia kedua.

DCL adalah proses hydro-cracking dengan bantuan katalisator. Prinsip dasar dari DCL adalah meng-introduksi-an gas hydrogen ke dalam struktur batubara agar rasio perbandingan antara C /H menjadi kecil sehingga terbentuk senyawa-senyawa hidrokarbon rantai pendek berbentuk cair. Proses ini telah mencapai rasio konversi 70% batubara (berat kering) menjadi sintetik cair.

o **Proses Pencairan Batubara Muda rendah emisi (Low Emission Brown Coal Liquefaction)**

Tahapan proses pencairan batubara muda (Brown Coal Liquefaction):

1. Pengeringan / penurunan kadar air secara efficient
2. Reaksi pencairan dengan limonite katalisator
3. Tahapan hidrogenasi untuk menghasilkan produk oil mentah
4. Deashing Coal Liquid Bottom / heavy oil (CLB)
5. Fraksinasi / pemurnian light oil (desulfurisasi, pemurnian gas, destilasi produk).

Landasan dalam mengembangkan ujicoba produksi (pilot scale) proses pencairan batubara adalah :

1. Produk liquid oil yang dihasilkan harus mencapai lebih dari 50%
2. Proses pengoperasian harus berjalan dengan kontinuitas lebih daripada 1500 jam.
3. Tahapan proses deashing harus mencapai kadar ash (abu) <500 ppm.
4. Optimalisasi / pengembangan proses pengeringan (dewatreing) baru.





II.2 Uraian Tugas khusus

Pabrik Gypsum dan AlF_3

Di Pabrik Gypsum dan AlF_3 terdiri dari 2 unit adalah sebagai berikut :

1. Unit Purifikasi
2. Unit AlF_3

II.2.1 Proses Utama Unit Purifikasi

Pabrik Gypsum di PT. Petrokimia Gresik bertugas mengolah phospa Gypsum dari PA Plant sebagai bahan baku yaitu Crude Gypsum / Granule Gypsum menjadi Granule / Purifikasi. Granule Gypsum di dalam semen berfungsi sebagai setting time, kebutuhan Granule Gypsum 3 – 5 % per ton Semen.

Kapasitas produksi pabrik Gypsum sebanyak 478.476 Ton / Hari Granule Gypsum dalam bentuk butiran-butiran dengan diameter 10 – 38 mm. Seksi Gypsum terdiri dari 2 unit Purifikasi I dan II.

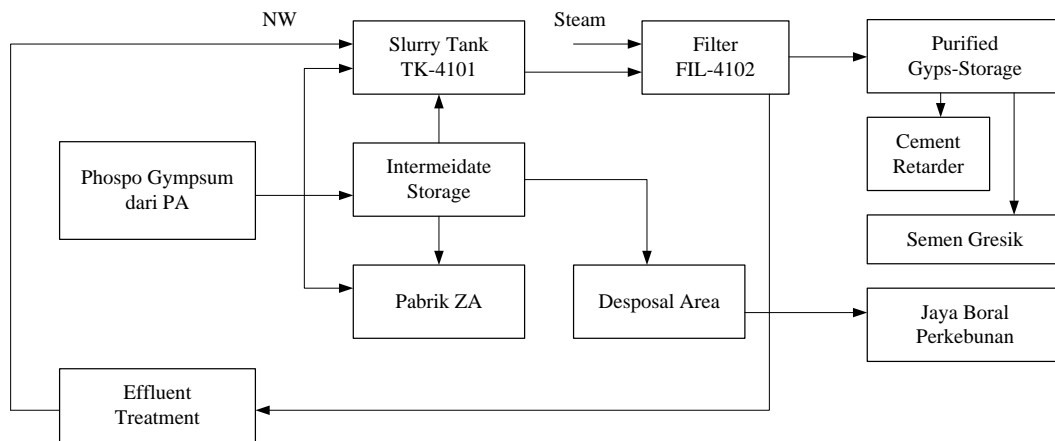
Tabel II.2.1. Bahan baku pada Pabrik Purifikasi

Analisa	Phospo Gypsum ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$)	Purified Gypsum ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$)	Granulated Gypsum ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$)
P_2O_5 total	1.00 % maks.	1.00 % maks.	1.00 % maks.
P_2O_5 ws	0.80 % maks	0.50 % maks	80 ppm maks
F total	0.80 % maks	0.80 % maks	0.80 % maks
SO_3	44 % min	42 % min	42 % min
CaO	31 % min	31 % min	32 % min
Free H_2O	30 % maks	25 % maks	12 % maks





C.H ₂ O	17 % min	17 % min	16 % min
Ca SO ₄ . 2H ₂ O	94 % min	94 % min	94 % min



Gambar II.2.1 Blok Diagram Proses Produksi Gypsum Unit Purifikasi

Kegunaan Purifikasi :

- a. Impurities yang ada di gypsum berasal dari phosphate rock.
- b. Impurities mempengaruhi sifat kimiawi gypsum / cement retarder terhadap kualitas semen seperti setting time, hardness, strenght.

1. Proses Repulping

Phospo Gypsum dari Pabrik PA dengan conveyor dikirim ke TK-4101 yang dilengkapi WQ-4101 untuk mengetahui kuantitas, dengan penambahan Neutralized Water dari Effluent Treatment yang dilengkapi FIC-4101 untuk mengetahui flow, membentuk slurry ± 35 %. Diharapkan impurities dalam phospo gypsum yang larut dalam air P₂O₅ ws dan F.ws akan terlarut dengan cara diaduk dengan agitator M-4111 ± selama 30 menit.

2. Filtrasi dan penguapan

- a. Slurry dari TK-4101 dengan P-4101 AB dikirim ke Fil-4102, fungsi Fil-4102 adalah memisahkan anatar cake gypsum dengan filtrate





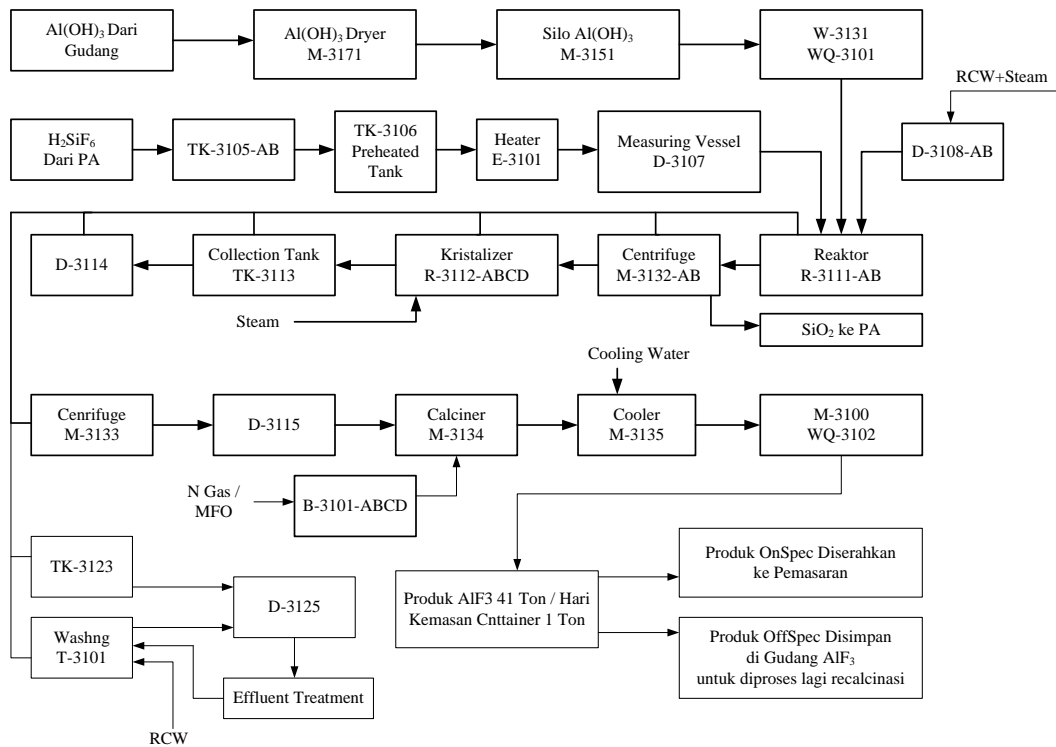
- b. dengan bantuan hisapan vaccum blower C-4101.
 - c. Cake gypsum pada saat berada diatas filter cloth dispray dengan steam sehingga menurunkan kandungan kadar air bebas menjadi 25 % maksimal.
 - d. Purified Gypsum sebagai produk unit Purifikasi dikirim melalui conveyor sebagian ke Purified Gypsum Storage.
 - e. Filtrate dikirim dengan P-4102 AB ke unit Effluent Treatment untuk diproses menjadi Neutralized Water yang nantinya di kirim ke unit Purifikasi.
3. Unit transportasi
- a. Phospo Gypsum Conveyor
Mengatur pengiriman phospo gypsum dari PA plant ke unit Purifikasi, unit ZA II atau ke Intermediate storage sesuai kebutuhan.
Mengatur posisi curah phospo gypsum di Intermediate storage.
 - b. Purified Gypsum Conveyor
Mengatur pengiriman Purified Gypsum ke unit Cement Retarder, dilengkapi dengan weigher WQ-4201 yang dapat mengetahui kwantitas feeding.
Mengatur stock Purified Gypsum di Purified Gypsum storage untuk Pemasaran.

II.1.2 Proses Utama Unit AlF_3

Fungsi dari AlF_3 sebagai substantive material untuk cryolite dalam industri aluminium yaitu :

1. Menurunkan melting point $1200^{\circ}C$ menjadi $660^{\circ}C$.
2. Meningkatkan conductivity electrolyte.
3. Menurunkan pemakaian power.





Gambar II.2.2 Blok diagram proses produksi AlF_3

Tabel II.2.2 Bahan baku dan produk

$Al(OH)_3$	H_2SiF_6	AlF_3 41 Ton/Hari	Silika 18 Ton/Hari
$Al(OH)_3 = 97\%$ min	$H_2SiF_6 = 18\%$ min	$AlF_3 = 94\%$	$SiO_2 = 57-67\%$ min
$SiO_2 = 0.12\%$ max	$P_2O_5 = 0.025\%$ max	$SiO_2 = 0.2\%$ min max	$H_2O = 30 - 40\%$ max
$H_2O = 1.3\%$ max		$P_2O_5 = 0.02\%$ max	
Mesh = 8 – 325 % max		$Fe_2O_3 = 0.07\%$ max	





		H ₂ O = 0.6 % max	
		LoI = 0.85 % max	
		UTamp = 0.70 gr/ml min	

Pabrik Aluminium Fluorida di PT. Petrokimia Gresik bertugas mengolah produk samping dari PA Plant sebagai bahan baku yaitu H₂SiF₆ yang direaksikan dengan Al(OH)₃ dari Australia / Turkey sehingga menjadi AlF₃.

Kapasitas produksi pabrik AlF₃ sebanyak 12.653 Ton/Tahun dalam packing 1 Ton dan produk samping Silika 18 Ton/Hari dalam bentuk curah.

AlF₃ berguna untuk menurunkan titik cair Alumina pada di Pabrik Aluminium Asahan Sumatera Utara, sedangkan kebutuhan untuk memproduksi 1 Ton Aluminium = 30 – 40 Kg AlF₃.

➤ Tahapan Proses Produksi AlF₃

○ Tahap Persiapan :

1) Menyiapkan H₂SiF₆ :

- a. Isi TK – 3105 AB H₂SiF₆ dari PA Plant dengan onsentrasi 18 – 23 %.
- b. Transfer H₂SiF₆ dari TK – 3105 ke TK – 3106.
- c. Sirkulasi dari TK – 3106 ke D – 3107 dan dipanasi dengan steam di E – 3101.

2) Menyiapkan Al (OH)₃ :

- a. Loadingkan Al(OH)₃ dari Gudang Bahan dengan kadar H₂O = 1.3 % maksimal langsung ke M – 3102.
- b. Transfer Al(OH)₃ dengan kadar H₂O = 1.3 % maksimal ke D – 3104 sampai high level alarm.





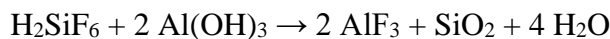
3) Menyiapkan Hot Water :

- a. Fungsi hot water untuk washing R – 3111 AB dan M – 3132 AB.
- b. Isi D – 3108 AB dan steam kondensat E- 3101 dan make up RCW + steam, temperatur dibuat 80°C.

1. Reaksi :

Menghasilkan AlF_3 sangat jenuh dan mengendapkan silika.

Persamaan reaksi di reaktor R – 3111 AB (beroperasi secara paralel) :



Faktor yang berpengaruh :

- a. Temperatur reaksi.
- b. Konsentrasi H_2SiF_6 atau $\text{Al}(\text{OH})_3$
- c. Waktu reaksi.
- d. Pengadukan.

1) Temperatur Reaksi.

- a. Untuk mendapatkan kecepatan reaksi yang optimal, reaktan perlu dipanasi yaitu dengan cara memanaskan H_2SiF_6 pada temperatur 70 – 75°C dengan E – 3101.
- b. Reaksinya eksotermis, dengan kenaikan temperatur 20 – 23°C, temperatur reaksi maksimal = 98°C.
- c. Temperatur kurang, reaksinya lebih lambat, pembentukan kristal silika tidak sempurna. Temperatur lebih tinggi, reaksinya sangat cepat, kenaikan temperatur akan menyebabkan foaming.

2) Waktu Reaksi.

- a. Waktu reaksi 11 – 13 menit setelah $\text{Al}(\text{OH})_3$ masuk.
- b. Temperatur reaksi optimal dapat dilihat di TR – 3101 – 4/5 karena reaksi eksotermis.

3) Pengadukan.

- a. Pengadukan berpengaruh pada jumlah tumbukan molekul reaktan atau menambah kecepatan reaksi.





b. Setting pengadukan bisa dibuat tetap (Speed agitator = 75 Rpm).

4) Konsentrasi.

a. Semakin tinggi konsentrasi artinya jumlah molekul reaktan persatuan volume juga bertambah, kecepatan reaksi juga bertambah.

b. Konsentrasi ideal = 18 – 23 %.

2. Pemisahan Silika (SiO_2)

Memisahkan SiO_2 padat dari larutan AlF_3 yang sangat jenuh dengan cara di centrifuge M – 3132 AB.

Prinsip centrifuge gaya centrifugal, dimana material akan terlempar ke luar lingkaran / basket.

Faktor yang mempengaruhi kesempurnaan pemisahan silika :

1) Bentuk kristal silika / ukuran kristal.

2) Kecepatan putaran.

a. Semakin tinggi, pemisahan semakin cepat (Speed = 750 – 800 Rpm)

b. Kecepatan putaran basket tergantung tahapan proses di centrifuge :

a) Accelerasi selama 1 menit, speed = 250 Rpm → 750 Rpm

b) Filling selama 5 menit, speed = 750 Rpm.

c) 1st Washing selama 1 menit, speed = 750 Rpm.

d) Drying selama 10 menit, speed = 750 Rpm.

e) Slowing Down selama 1 menit, speed = 750 Rpm → 250 Rpm.

f) Peeling selama 1.5 menit, speed = 250 Rpm.

g) 2nd Washing selama 1 menit, speed = 250 Rpm.

3) Setiap ± 15 batch reaksi filter cloth harus dicleaning dan setiap ± 200 batch reaksi filter cloth diganti karena jenuh.

3. Kristalisasi

Mengkristalkan AlF_3 dari $\text{AlF}_3 \cdot 3 \text{H}_2\text{O}$ di kristalizer R – 3112 – ABCD.

Faktor yang mempengaruhi kristalisasi.

a. pH = 1.3 – 1.5.

b. waktu = 4 – 5 jam.





- c. Temperatur = 95°C dengan penambahan steam.
- d. Pengadukan dengan agitator, speed 25 Rpm.
- e. Penambahan seed kristal pada awal feeding \pm 200 Kg.

4. Pemisahan $AlF_3 \cdot 3 H_2O$

Memisahkan $AlF_3 \cdot 3 H_2O$ dari produk slurry dengan centrifuge M – 3133.

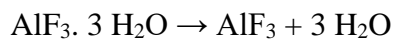
Kecepatan putaran basket tergantung tahapan proses di centrifuge :

- a. Accelerasi selama 1 menit, speed = 450 Rpm \rightarrow 750 Rpm
- b. Filling selama 5 menit, speed = 750 Rpm.
- c. Drying selama 10 menit, speed = 750 Rpm.
- d. Slowing Down selama 1 menit, speed = 750 Rpm \rightarrow 450 Rpm
- e. Peeling selama 1.5 menit, speed = 450 Rpm.

5. Dehidrasi

Menghasilkan AlF_3 dari $AlF_3 \cdot 3 H_2O$ dengan cara calcinasi didalam calciner M – 3134, dengan pemanas furnace B – 3101 ABCD menggunakan gas alam / MFO.

Persamaan reaksi :



Tahap – tahap kalsinasi.

- a. Pengeringan = pelepasan air bebas pada 100°C.
 $AlF_3 \cdot 3 H_2O + 10 \% H_2O \rightarrow AlF_3 \cdot 3 H_2O$
- b. Trihidrat menjadi hemihidrat pada 250°C.
 $AlF_3 \cdot 3 H_2O \rightarrow AlF_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$
- c. Hemihidrat menjadi unhidrat sampai maximal 600oC.
 $AlF_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O \rightarrow AlF_3$

Hal – hal yang berpengaruh didalam calciner adalah sebagai berikut :

- a. Temperatur diluar calciner dibuat 700 – 800°C.
- b. Pressure didalam calciner dibuat – 5 mmH₂O
- c. Kecepatan putar calciner dibuat 1 – 4 Rpm.





- d. Kadar H₂O didalam AlF₃. 3 H₂O maksimal 10 %.
- e. Kebocoran – kebocoran calciner diarea discharge hood.

6. Pendinginan

Keluar dari calciner temperatur produk $\pm 200^{\circ}\text{C}$ didinginkan di M – 3135 sehingga temperatur produk outlet cooler menjadi $\pm 40^{\circ}\text{C}$.

Cooling water didapat dari cooling tower, keluar dari rotary cooler cooling water masuk ke D – 3121 dan dengan P – 3121 dikirim kembali ke cooling tower untuk didinginkan lagi.

7. Pengemasan

Produk AlF₃ dari outlet cooler melalui M – 3100 masuk ke screen untuk dipisahkan dari produk yang berbentuk lempengan – lempengan (kripik), sehingga produk yang masuk ke flexible container yang dilapisi inner betul – betul produk yang baik.

Setiap flexible container yang berisi produk AlF₃ diberi kode nomer sehingga mudah melacaknya / mampu telusur jika terjadi penyimpangan analisisnya.

Produk utama dalam flexibel container berat 1 Ton, tetapi tidak menutup kemungkinan produk AlF₃ dalam kantong plastik dengan berat @ 25 Kg atau @ 20 Kg tergantung permintaan Pemasaran.

8. Gas scrubber

Untuk mencegah polusi F dan debu AlF₃ di unit AlF₃ washing tower / gas scrubber T – 3101.

Exhaust gas dari calciner yang mengandung HF dan debu AlF₃, melalui D – 3116 dipisahkan debu AlF₃ sedangkan gas masuk ke scrubber T – 3101.

Sebagai media penangkapan gas HF dengan menggunakan NW dari Effluent treatment yang didinginkan dulu di T – 3102 AB untuk memperluas permukaan kontak antara gas dengan spray water menggunakan media telerate.

Acidic water dari T – 3101 dikirim kembali ke Effluent treatment atau langsung ke Cusion Pond dengan P – 3125 AB.

