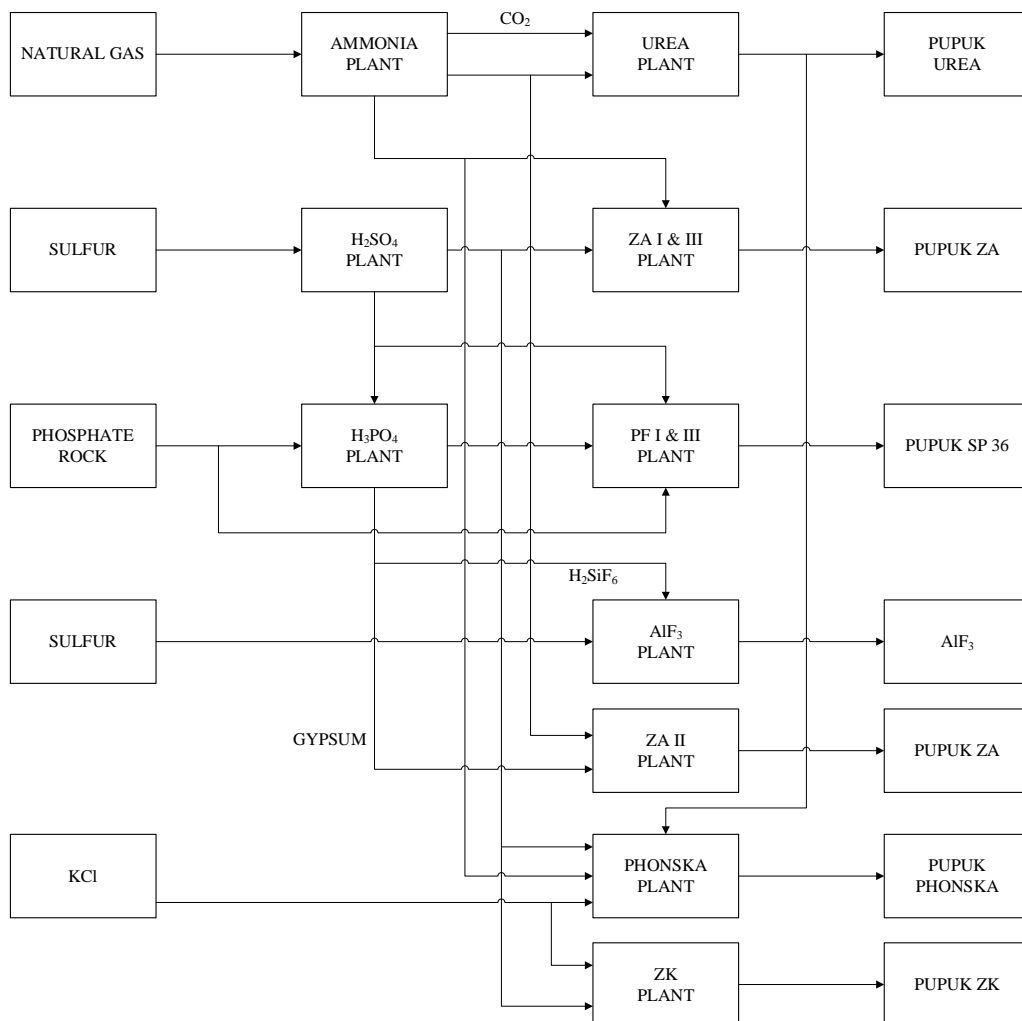


## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### II.1 Uraian Proses

PT. Petrokimia Gresik merupakan pabrik pupuk terlengkap di Indonesia yang mampu menghasilkan produk pupuk dan produk non pupuk serta bahan kimia lainnya. Secara umum, PT. Petrokimia Gresik dibagi menjadi 3 unit produksi, yaitu unit produksi I A dan I B, unit produksi II A dan II B serta unit produksi III A dan III B.



Gambar II.1 Alur Proses Produksi PT. Petrokimia



### II.1.1 Kompartemen Pabrik I

Kompartemen pabrik I memiliki 2 departemen produksi, yakni departemen produksi IA dan IB. Departemen produksi IA merupakan unit kerja yang memproduksi pupuk berbahan baku amonia dan urea serta ZA. Departemen produksi IB merupakan unit kerja yang memproduksi pupuk berbahan baku amonia.

#### 1. Pabrik Amonia

Tahun berdiri	: 1994
Kapasitas produksi	: 445.000 ton/tahun
Bahan baku	: Gas alam dan nitrogen yang diambil dari udara

#### 2. Pabrik Urea

Tahun berdiri	: 1994
Kapasitas produksi	: 460.000 ton/tahun
Bahan baku	: Amoniak cair dan gas karbon dioksida

#### 3. Pabrik ZA I

Tahun berdiri	: 1972
Kapasitas produksi	: 200.000 ton/tahun
Bahan baku	: Gas amoniak dan asam sulfat

#### 4. Pabrik ZA III

Tahun berdiri	: 1986
Kapasitas produksi	: 200.000 ton/tahun
Bahan baku	: Gas amoniak dan asam sulfat

Selain menghasilkan pupuk, Unit Produksi I, juga menghasilkan produk samping non pupuk, antara lain:

1. CO<sub>2</sub> cair dengan kapasitas 10.000 ton/tahun
2. CO<sub>2</sub> padat (*Dry Ice*) dengan kapasitas 4.000 ton/tahun
3. Gas Nitrogen dengan kapasitas 500.000 ton/tahun
4. Nitrogen cair dengan kapasitas 250.000 ton/tahun
5. Gas Oksigen dengan kapasitas 600.000 ton/tahun
6. Oksigen cair dengan kapasitas 3.300 ton/tahun



### II.1.1.1 Unit Produksi Amonia

#### 1. Bahan baku

Awal mula bahan baku pabrik amoniak PT. Petrokimia Gresik menggunakan LSFO (*Low Sulfur Fuel Oil*), kemudian bahan baku tersebut diganti dengan gas hidrogen ( $H_2$ ) dan gas nitrogen ( $N_2$ ). Nitrogen diperoleh dari udara dan hidrogen diperoleh dari gas alam. Penggantian bahan baku ini mengubah proses pembuatan amoniak PT. Petrokimia Gresik, kini proses yang digunakan adalah *steam methane reforming* dari MW Kellogg, Amerika.

##### a. Gas alam

Bahan baku gas alam PT. Petrokimia Gresik diperoleh dari PT. Kangean Energi Indonesia Ltd (KEIL), yang kemudian ditransportasikan melalui sistem perpipaan. Berikut merupakan spesifikasi gas alam yang diperlukan dalam produksi amoniak:

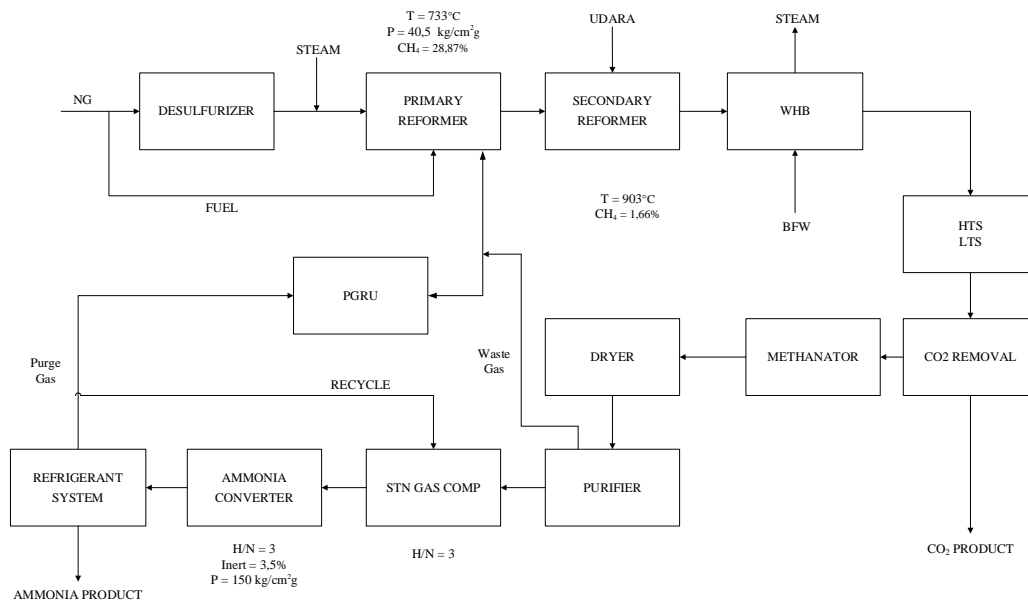
Wujud : Gas  
Tekanan : 18,3 kg/cm  
Suhu : 15,6°C

##### b. Gas nitrogen

Gas nitrogen yang berfungsi sebagai reaktan dalam pembuatan amoniak berasal dari udara. Udara yang dibutuhkan sebesar 61,8 ton/jam. Sebelum digunakan, udara ini ditekan hingga 37,7 kg/cm.gr yang kemudian masuk ke *secondary reformer* untuk mengikat hidrogen.

#### 2. Produk

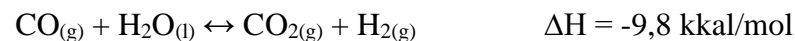
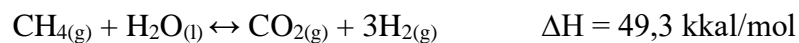
Plant amoniak menghasilkan dua produk, yakni produk utama amoniak dan produk samping  $CO_2$ . Kedua produk ini utamanya digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan pupuk urea. Spesifikasi dari produk tersebut adalah:



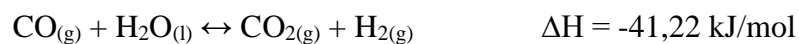
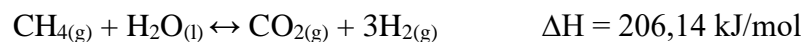
Gambar II.2 Blok Diagram Unit Amonia

### 3. Uraian proses

Natural gas feed di mixed dengan MP steam dengan molar *ratio steam to carbon* (S/C) 2,7 kemudian dipanaskan di *convection section* hingga temperatur 475°C. Campuran gas ini kemudian menuju ke bagian top *radiant section* dan dibagi ke dalam 6 row, selanjutnya masuk ke 288 tube katalis. Pada bagian ini terjadi reaksi reforming untuk menghasilkan H<sub>2</sub> dengan panas yang disuplai melalui burner dengan temperature exit gas sekitar 730°C dengan reaksi:



Gas keluaran ini masih mengandung sekitar 28,8% CH<sub>4</sub> yang akan diproses pada unit selanjutnya yaitu *secondary reformer* dengan reaksi:



Proses yang digunakan untuk melangsungkan reaksi pada primary reformer berasal dari burner, untuk menghasilkan api pada burner tersebut diperlukan suplai udara pembakaran dan juga fuel. Udara pembakaran merupakan udara atmosfer yang disuplai ke dalam system melalui *forced draft fan* (FD fan) kemudian masuk kesisi air pre-heater (APH) untuk dipanaskan dengan flue gas



sebelum masuk ke heater udara. Fuel terdiri dari primary fuel dan juga secondary fuel, primary fuel merupakan natural gas yang digunakan sebagai bahan bakar utama di primary reformer. Sedangkan secondary reformer merupakan gas sisa proses yang dimanfaatkan untuk menambah energi pembakaran di primary reformer. Berikut adalah sumber dari secondary fuel : HP flash gas dari unit CO<sub>2</sub> removal, purifier water gas, LP scrubber flash gas out 123D. Flue gas sisa pembakaran dengan temperatur sekitar 985°C selanjutnya ditarik oleh ID fan menuju stack. Dalam prosesnya, aliran flue gas ini akan melewati beberapa coil seperti 101-BC combustion air preheater, 101-BFDPHT NG feed preheat coil, 101-BCPA proses air coil (cold), 101-BCSSH HP steam superheat coil (cold), 101BHSSH HP steam superheat coil (hot), 101-BMXFD mixed feed preheat coil, 101-BHPA proses air coil (hot). Hal ini bertujuan untuk memanaskan fluida yang berada pada coil tersebut sebelum akhirnya dibuang melalui reformer stack pada temperatur 120°C. Selain itu, pada sisi radiant section 101-B terdapat juga tunnel burner pada bagian bawah untuk menambah panas flues gas dan juga superheat burner pada sisi superheat coil untuk menjaga temperatur *high pressure steam* (HS) sekitar 510°C.

### II.1.1.2 Unit Produksi Urea

Pupuk urea di PT. Petrokimia Gresik dari bahan baku amoniak cair dan gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Amoniak cair diperoleh dari unit sintesa amoniak, sedangkan gas CO<sub>2</sub> merupakan produk samping dari unit sintesa amoniak. Urea PT. Petrokimia Gresik diproduksi dengan kapasitas 1400 MTPD atau sekitar 460.000 ton/tahun dalam bentuk prill. Teknologi pembuatan urea di PT. Petrokimia Gresik menggunakan proses ACES (*Advanced Process Cost & Energy Saving*) dari Tokyo, Jepang.

#### 1. Bahan baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk memproduksi urea adalah amoniak cair dari unit sintesa amoniak dan gas CO<sub>2</sub> merupakan produk samping dari unit sintesa amoniak.

## 2. Produk

Pupuk urea (SNI 2801-2010)

N total : Minimum 46% berat

Biuret : Maksimum 1,2% berat

Air : Maksimum 0,5% berat

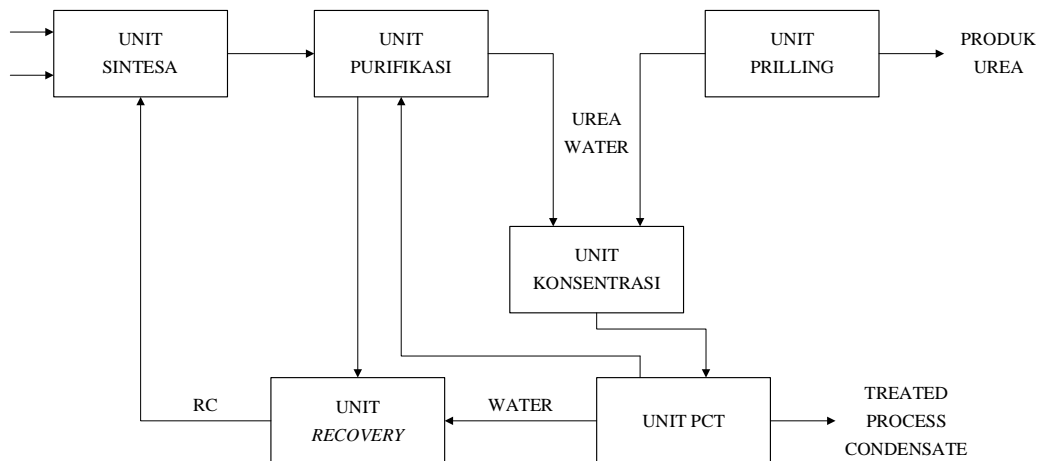
Bentuk : Prill

Ukuran butir : 1-3,55 mm

Warna : Putih (non-subsidi), pink (subsidi)

Sifat : Higroskopis, mudah larut dalam air

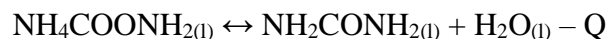
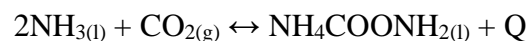
Dikemas dalam kantong bercap kerbau emas dengan berat isi 50 kg.



Gambar II.3 Blok Diagram Unit Urea

## 3. Uraian proses

Urea sintesis dibuat dengan reaksi antara amoniak liquid dengan gas CO<sub>2</sub> dari pabrik amoniak dan recycle larutan carbamate dari recovery.



Atau secara keseluruhan dapat ditulis sebagai berikut:



Amoniak cair dari unit sintesa amoniak dialirkan ke unit pembuatan urea dan ditampung dalam *ammonia reservoir* selanjutnya dipompa dengan *ammonia boostup pump* ke tekanan 25 kg/cm<sup>2</sup>g, kemudian dipompakan



menggunakan *ammonia feed pump/let*. Reaktor berupa larutan urea yang masih mengandung amonium karbamat sehingga dialirkan ke *stripper* untuk dikontakkan dengan *steam* dan gas CO<sub>2</sub> guna memisahkan dan menguraikan ammonium karbamat. Larutan urea keluar dari bagian bawah *stripper* selanjutnya dikirim ke unit purifikasi, larutan urea dipanaskan terlebih dahulu di bagian *shell* dengan memanfaatkan panas reaksi di *carbamate condenser*.

Larutan urea sintesis yang diproduksi pada unit sintesa dimasukkan ke unit purifikasi, di mana ammonium karbamat dan *excess* amoniak yang terkandung dalam larutan urea diuraikan dan dipisahkan sebagai gas dari larutan urea dengan cara pemanasan dan penurunan tekanan dalam HP *decomposer* dan LP *decomposer*. Larutan urea hasil unit purifikasi dan *recovery* ini memiliki konsentrasi 70% berat dengan amoniak sisa 0,4% berat. Kemudian masuk ke unit *recovery*, tujuan dari unit ini adalah merecover gas amoniak dan CO<sub>2</sub> yang dipisahkan di unit purifikasi untuk di-recycle kembali ke unit sintesa menggunakan dua tingkat absorber dan proses kondensat sebagai absorben. Masuk ke unit pemekatan, peralatannya terdiri dari *vacuum concentrator*, *urea solution circulation pump*, *urea solution feed pump*, *urea solution heater*, *final concentrator*, *final separator* dan *molten urea pump*. Pada unit ini, pemekatan urea dilakukan sebanyak tiga tahapan hingga konsentrasinya mencapai 99,7% berat termasuk biuret. Pemekatan larutan dilakukan dengan menguapkan air yang terdapat dalam larutan menggunakan pemanasan dan tekanan vakum. Molten urea yang mempunyai kemurnian tinggi dikirim ke unit *prilling* sedangkan uap airnya dikirim ke unit PCT (*process condensate treatment*).

### II.1.1.3 Unit Produksi ZA I/III

#### 1. Bahan baku

Bahan baku utama dalam unit produksi Ammonium Sulfat (ZA I/III) ada dua, yaitu amoniak fase gas yang disuplai dari pabrik amoniak unit Produksi I dan asam sulfat yang disuplai dari pabrik asam sulfat unit Produksi III.

## 2. Produk

Ammonium sulfat

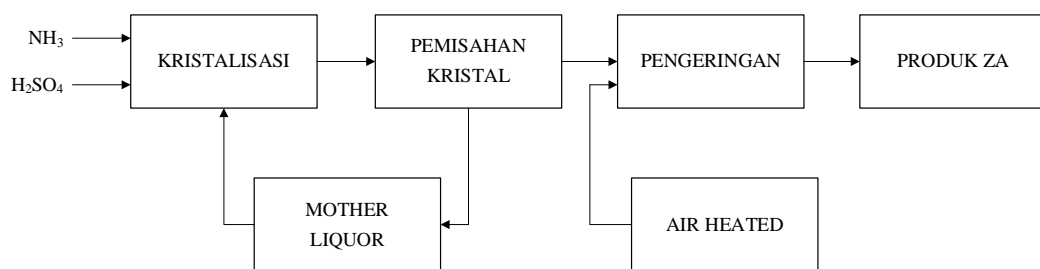
Komposisi : Nitrogen min 20,80% ; H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> maks 0,1% ; H<sub>2</sub>O maks 1,0%

Wujud : Padat

Bentuk : Kristal

Warna : Putih

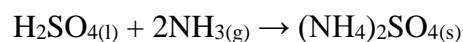
Ukuran : > 55% tertahan US mesh 30



Gambar II.4 Blok Diagram Unit ZA I/III

## 3. Uraian proses

Bahan baku berupa ammonia (basa) dengan konsentrasi 99% berbentuk uap dan asam sulfat dengan konsentrasi 98,98% direaksikan ke dalam saturator 01/06R301ABCD. Secara umum reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Gas ammonia yang akan direaksikan dengan asam sulfat dimasukkan dari bagian bawah melalui pipa-pipa yang tercelup lebih dalam dari pipa asam sulfat, kemudian didistribusikan dengan sparger. Reaksi pembentukan ammonium sulfat bersifat eksotermis irreversible dengan panas yang dihasilkan 109,72 kkal/mol. Pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm proses *process water* akan berubah fase menjadi uap sehingga larutan ammonium sulfat dalam saturator akan menjadi jenuh, lewat jenuh, dan kemudian terbentuk kristal ammonium sulfat (ZA). *Outlet slurry* dari saturator yang terdiri dari 50:50 kristal dan larutan induk ditampung dalam *hopper* untuk selanjutnya diumpangkan ke centrifuge separator. Di dalam *centrifuge separator*, larutan dialirkan melalui pipa secara kontinu melewati *distributing cone* lalu masuk ke drum yang berputar dengan





kecepatan 800-950 rpm. Kristal ZA akan terlempar ke dinding drum karena gaya sentrifugal, sedangkan larutan ZA akan melewati screen 25 mesh dan jatuh ke *filtrate housing* kemudian dialirkan ke tangki *mother liquor*. Kristal ZA dengan ukuran rata-rata 25 mesh ini akan tertahan pada dinding screen dan terkumpul di silinder screen. Pusher bergerak maju mundur secara kontinyu untuk mendorong kristal ZA yang terkumpul di screen ke solid *discharge*. Setelah terpisah, kristal ZA dengan kadar air sekitar max 2% berat dikirim ke *rotary dryer* melalui *belt conveyor* secara kontinyu. Kristal ZA yang dipisahkan di *centrifuge* separator masih mengandung sedikit air, sehingga perlu dikeringkan lebih lanjut. Pengering yang digunakan adalah *rotary dryer*. Pengeringan dalam *rotary dryer* menggunakan udara yang dipanaskan dengan *heater* yang sudah terangkai dalam *rotary dryer* tersebut. Media pemanas *heater* adalah *Low Pressure Steam* yang disediakan dari unit utilitas I. Udara pemanas akan mengalir secara *co-current* (searah) dengan kristal ZA. Suhu udara masuk yaitu 130-150°C dengan suhu udara keluar 60-65°C. Kristal ZA akan mengalir keluar sebagai produk kering dengan kandungan air maksimum 0,1% berat dan suhu akhir produk 50-55°C.

## II.1.2 Kompartemen Pabrik II

Kompartemen II terdiri dari 2 departemen produksi, yakni departemen produksi IIA dan departemen IIB. Departemen IIA merupakan unit kerja yang memproduksi pupuk berbahan baku nitrogen phospat dan kalium. Sedangkan departemen produksi IIB merupakan unit kerja yang memproduksi pupukberbahan baku NPK, NPK Phonska dan pupuk ZK.

### 1. Pabrik pupuk fosfat

#### a. Pabrik pupuk fosfat I

Tahun berdiri	: 1979
Kapasitas produksi	: 500.000 ton/tahun
Bahan baku	: Fosfat rock

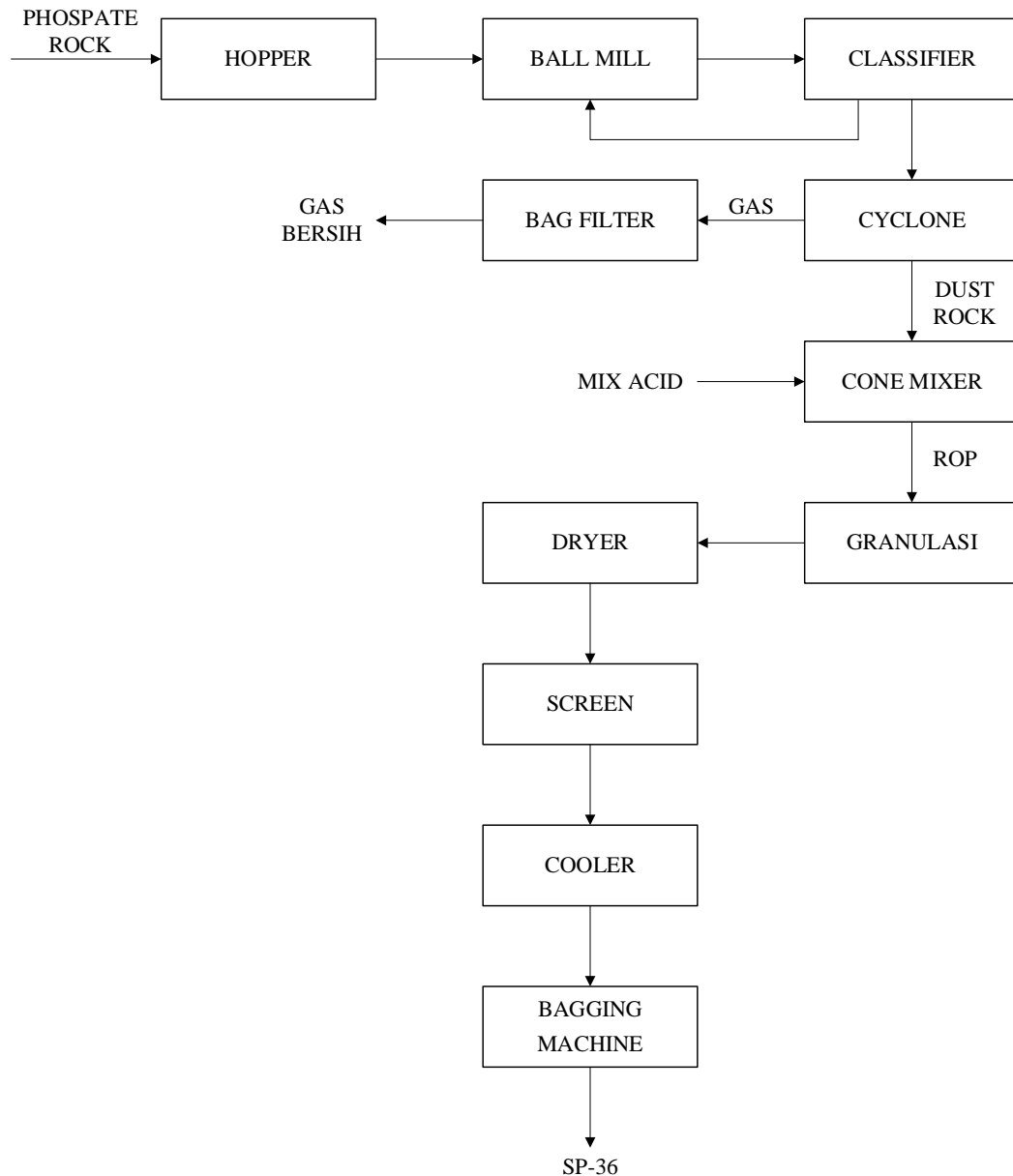


- b. Pabrik pupuk fosfat II
- Tahun berdiri : 1983
- Kapasitas produksi : 500.000 ton/tahun
- Bahan baku : Fosfat rock
2. Pabrik phonska
- a. Pabrik pupuk phonska I
- Kapasitas : 450.000 ton/tahun
- Tahun operasi : 2000
- Bahan baku : Amonia, asam fosfat, asam sulfat, belerang dan filler
- b. Pabrik pupuk phonska II
- Kapasitas : 600.000 ton/tahun
- Tahun operasi : 2005
- Bahan baku : Amonia, asam fosfat, asam sulfat, belerang dan filler
- c. Pabrik pupuk phonska III
- Kapasitas : 600.000 ton/tahun
- Tahun operasi : 2009
- Bahan baku : Amonia, asam fosfat, asam sulfat, belerang dan filler
- d. Pabrik pupuk phonska IV
- Kapasitas : 600.000 ton/tahun
- Tahun operasi : 2011
- Bahan baku : Amonia, asam fosfat, asam sulfat, belerang dan filler
3. Pabrik pupuk NPK
- a. Pabrik pupuk NPK I
- Tahun berdiri : 2005
- Kapasitas produksi : 70.000 ton/tahun
- Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler



- b. Pabrik pupuk NPK II  
Tahun berdiri : 2008  
Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun  
Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- c. Pabrik pupuk NPK III  
Tahun berdiri : 2009  
Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun  
Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- d. Pabrik pupuk NPK IV  
Tahun berdiri : 2009  
Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun  
Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- e. Pabrik pupuk NPK Blending  
Tahun berdiri : 2003  
Kapasitas produksi : 60.000 ton/tahun  
Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
4. Pabrik pupuk  $K_2SO_4$  atau ZK  
Tahun berdiri : 2005  
Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun  
Bahan baku :  $H_2SO_4$  dan KCl

### II.1.2.1 Unit Produksi Pupuk Fosfat



Gambar II.5 Blok Diagram Unit Pupuk Fosfat

Uraian proses:

Bahan baku berupa *phospat rock* di loading oleh *wheel loader* menuju *ball mill* untuk mengalami proses penggilingan dengan media *ball charge* sebagai penghancurnya untuk menghasilkan mesh yang lebih kecil, dengan ukuran mesh +100 = 25% maks dan mesh -200 = 50% min. Hasil dari penggilingan berupa



partikel yang lebih kecil atau *dust rock* akan di pisahkan lagi ukurannya di *clasifier*. Untuk ukuran yang tidak sesuai akan kembali di *recycle* ke dalam *ball mill*. Sedangkan yang sesuai dengan standart akan menuju ke *cyclone*. Di dalam *cyclone* akan dipisahkan antara *dust rock* dengan gas. Gas tersebut akan di saring lagi di dalam *bag filter* agar gas yang keluar ke atmosfer tidak ada debu yang terikut. *Dust rock* dari hasil pemisahan di *cyclone* akan disimpan ke dalam silo dengan kadar  $P_2O_5$  27% min. Di dalam silo terdapat air *slide system* yang berfungsi sebagai pemanas dan juga untuk mentransfer *dust rock* menuju unit reaksi. Proses selanjutnya adalah proses *mixing* antara *dust rock* dengan *mix acid* di dalam *cone mixer* untuk menghasilkan produk setengah jadi atau ROP (*Run of Pile*). ROP tersebut bisa diumpankan langsung ke unit granulasi atau dicurahkan terlebih dahulu di *curing storage* untuk menghasilkan reaksi lanjutan. ROP yang masuk ke unit granulasi terjadi proses pembutiran dengan injeksi *slurry* dan *steam*. Hasil dari proses granulasi akan menuju ke proses pengeringan untuk menurunkan kadar  $H_2O$  yang sesuai standart. Produk kemudian diayak untuk memperoleh produk dengan mesh yang diinginkan. Mesh produk yang tidak sesuai standart akan di *recycle* kembali ke unit granulasi. Produk yang sudah sesuai standart akan di dinginkan terlebih dahulu kemudian di kirim ke unit pengantongan.

### II.1.3 Kompartemen Pabrik III

Kompartemen III terdiri dari 2 departemen produksi, yakni departemen produksi IIIA dan departemen IIIB. Departemen Produksi III A merupakan unit penghasil produk utama berupa Asam yang digunakan sebagai bahan baku produksi di Pabrik I dan II, sering disebut dengan istilah pabrik Asam Fosfat. Pabrik tersebut terdiri dari pabrik Asam Fosfat, pabrik Asam Sulfat dan pabrik ZA II.

#### 1. Pabrik asam fosfat ( $H_3PO_4$ )

Tahun berdiri	: 1985
Kapasitas produksi	: 400.000 ton/tahun
Bahan baku	: <i>Phosphate rock</i>



2. Pabrik asam sulfat

Tahun berdiri	: 1985
Kapasitas produksi	: 1.170.000 ton/tahun
Bahan baku	: Belerang dan H <sub>2</sub> O

3. Pabrik ZA II

Tahun berdiri	: 1985
Kapasitas produksi	: 440.000 ton/tahun
Bahan baku	: Amonia, asam fosfat, dan CO <sub>2</sub>

Departemen IIIB Merupakan perluasan dari Departemen Produksi IIIA yang memproduksi asam fosfat, asam sulfat dan *purified gypsum*.

1. Pabrik asam fosfat (PA Plant)

Kapasitas produksi	: 610 T/hari (100% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )
Konfigurasi proses	: HDH (Hemi-dihydrate)

2. Pabrik asam sulfat (SA Plant)

Kapasitas produksi	: 1850 T/hari (100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Konfigurasi proses	: Double Contact Double Absorber

3. Pabrik purified gypsum (GP Plant)

Kapasitas produksi	: 2000 T/hari (100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Konfigurasi proses	: Purifikasi

### II.1.3.1 Proses Produksi Unit Asam Phospat (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)

Pabrik PA berkapasitas 610 ton P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>/hari. Teknologi proses yang digunakan adalah *Nissan C Process*. Proses ini diklasifikasikan dalam kategori pembuatan PA dengan proses hemihidrat-dihidrat. Pabrik ini terdiri dari beberapa seksi, antara lain:

- A. *Rockgrinding unit*
- B. *Hemihydrate reaction and filtration unit*
- C. *Conversion (hydration) dan dihydrate filtration*
- D. *Fluorine recovery*
- E. *Concentration unit*

Penjelasan:

1. Bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah *phosphate rock*. Asam sulfat, air proses, dan *steam*. Bahan kimia yang dipakai dalam proses adalah *defoaming agent* dan silika yang merupakan produk samping pabrik aluminium fluorida

a. *Phosphate rock*

1) Ukuran partikel dari *ground rock*

Lolos 2 mm 99%

Lolos 1 mm 95%

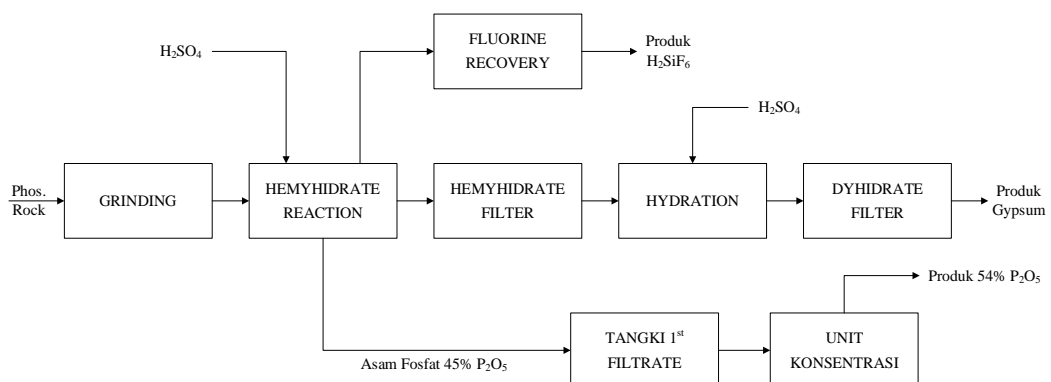
Lolos 32 tyler mesh 80%

Lolos 100 tyler mesh 33%

2) Kadar air maksimum 4% *on wet basis*, normal 1%. Sebaiknya digunakan *phosphate rock* dengan kadar air rendah karena jika kadar air tinggi maka akan sulit mengatur *water balance* juga kadar  $P_2O_5$  dalam hasil pertama filtrasi atau  $P_2O_5$  *recovery* yang tinggi dari *Rock* karena menurunnya *cake washing water*.

b. Asam sulfat

Konsentrasi dari asam sulfat yang diperlukan adalah 98,5%  $H_2SO_4$ . Bila konsentrasi asam sulfat terlalu rendah maka akan mempengaruhi *water balance* juga kadar  $P_2O_5$  dalam produk asam fosfat atau juga  $SiO_2$  *recovery* dari *phosphate rock*.

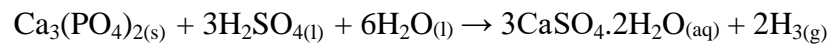


Gambar II.6 Blok Diagram Plant Asam Fosfat



## 2. Uraian proses

*Phosphate rock* sebagai bahan baku utama pada pembuatan asam fosfat dihancurkan dalam grinder yang kemudian dihaluskan dengan *screen and ball mill* untuk umpan reaksi. Proses reaksi antara *phosphate rock* dengan asam sulfat menjadi fosfat terjadi dalam reaktor dengan suhu 90-104°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi ialah:



Selanjutnya dilakukan penyerapan  $\text{SiF}_4$  dan HF dengan menggunakan larutan  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  encer sehingga menjadi  $\text{H}_2\text{SiF}_6\text{PO}_4$  dengan konsentrasi 18-20%. *Hemyhydrate slurry* melalui proses filtrasi di mana filtrat dari filtrasi kedua digunakan sebagai *return acid*. Kemudian dilanjutkan dengan proses hidrasi *hemyhydrate cake* dengan asam sulfat. Filtrat dari proses filtrasi *dehydrate slurry* digunakan untuk pencucian pada *hemyfilter* sedangkan *cake* dijadikan produk berupa *phosphogypsum*. Hasil filtrat yang awalnya memiliki kadar  $\text{P}_2\text{O}_5$  45% dipampatkan menjadi asam fosfat pekat 54%.

### II.1.3.2 Proses Produksi Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Pabrik asam sulfat di PT. Petrokimia Gresik beroperasi satu *stream* dengan kapasitas 1800 ton/hari melalui proses *Hitachi Zosen/T.J. Browder double contact* dan *double absorption (DC/DA)*.

#### 1. Bahan baku

Asam sulfat dibuat dengan bahan utama yaitu belerang. Belerang biasanya didapat dalam bentuk senyawa sehingga perlu dipisahkan untuk mendapatkan belerang dengan konsentrasi dan kemurnian yang tinggi.

#### 2. Produk yang dihasilkan

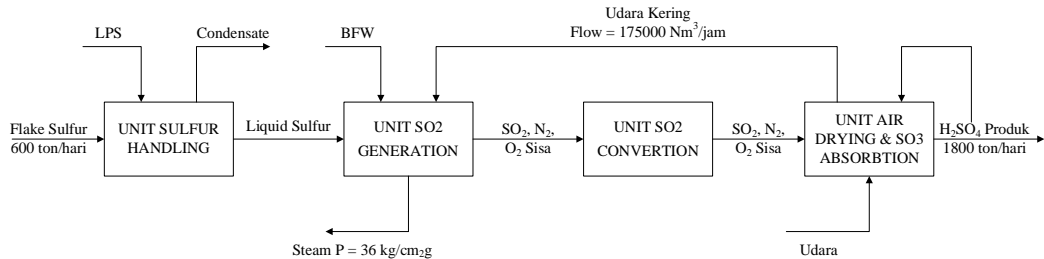
Asam sulfat, dengan spesifikasi:

Konsentrasi $\text{H}_2\text{SO}_4$	: 98,5% (min.)
Fe	: 50 ppm (max.)
Density	: 1,820 – 1,825 g/L
$\text{SO}_2$ ( <i>exit stack</i> )	: 0,2% (max.)



Fase : Cair  
Temperatur : 45°C

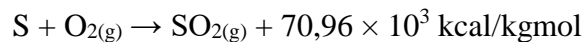
### 3. Uraian proses



Gambar II.7 Blok Diagram Plant Asam Sulfat

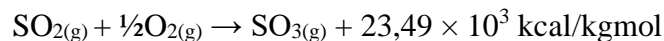
Belerang dicairkan dengan melter dengan tekanan *steam* ditambahkan kapur bubuk untuk menetralkan *free acid*. Kemudian mereaksikan sulfur dengan oksigen/udara. Sulfur cair yang masuk ke *sulphur furnace* di-spray kan melalui *sulphur burner* dan direaksikan dengan udara kering dari *drying tower* menjadi gas SO<sub>2</sub>. Suhu *outlet furnace* sekitar 1050°C.

Reaksi:



Proses yang mengandung gas SO<sub>2</sub> dengan temperatur 430°C masuk ke *converter bed 1* yang mana sekitar 60% dari gas SO<sub>2</sub> dengan katalis V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>.

Reaksi:



Udara dari atmosfer dihisap melalui air blower lalu menuju ke *drying tower* untuk dikontakkan dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pekat 98,5%.

Reaksi:



#### II.1.3.3 Proses Produksi Unit Aluminium Fluorida (AlF<sub>3</sub>)

Pabrik AlF<sub>3</sub> mampu menghasilkan kristal aluminium fluorida anhidrit sebanyak 41 ton/hari. Kemurnian produk minimum adalah 96%, produk berupa kristal warna putih dengan diameter antara 45-150 µm, dan tidak higroskopis.

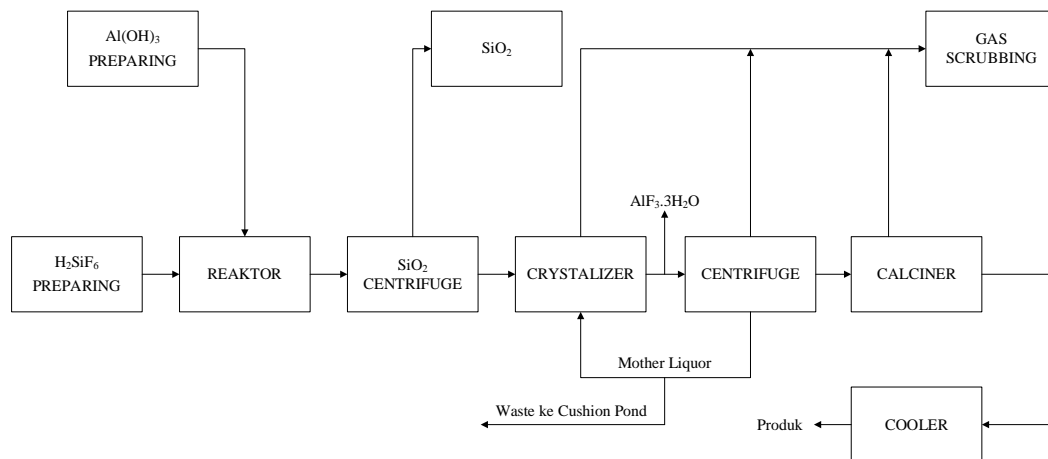
1. Bahan baku

Aluminium Fluorida dibuat dengan bahan baku utama berupa aluminium hidroksida  $\text{Al}(\text{OH})_3$  padatan dan asam fluorosilikat  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  yang merupakan hasil samping dari pembuatan asam fosfat.

2. Produk

Produk yang dihasilkan berupa aluminium fluoride  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan kemurnian produk minimum adalah 96%, berbentuk kristal warna putih dengan diameter antara 45-150  $\mu\text{m}$ , dan tidak higroskopis.

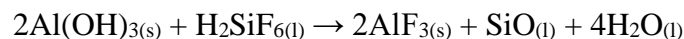
3. Uraian proses



Gambar II.8 Blok Diagram Aluminium Fluorida

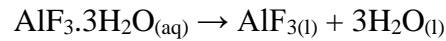
$\text{H}_2\text{SiF}_6$  yang merupakan hasil samping dari pembuatan asam fosfat, kemudian dipanaskan sampai suhu 65-70°C kemudian direaksikan dengan aluminium hidroksida. Reaksi berlangsung secara eksotermis selama 1113 menit.

Reaksi:



Pemisahan  $\text{SiO}_2$  menggunakan *centrifuge* untuk menghilangkan *precipitated* silika dari  $\text{AlF}_3$  *super saturated*. Sedangkan pengkristalan  $\text{AlF}_3$  dilakukan dalam *crystalizer* dengan temperatur 95°C dan waktu kristalisasi 4-5jam. *Free moisture* dan *dihydrated water* (air kristal) dalam aluminium fluoride dihilangkan dengan pemanasan pada *calciner*.

Reaksi:

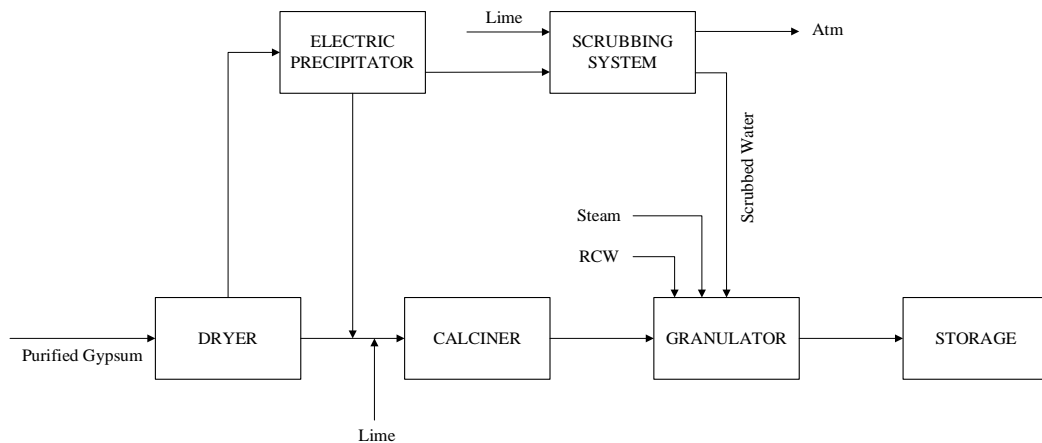


Selanjutnya dilakukan pendinginan sampai  $40^\circ\text{C}$  dalam *cooler* dan akhirnya dilakukan pengantongan.

#### II.1.3.4 Proses Produksi Unit Cement Retarder

Pabrik cement retarder mempunyai kapasitas sebesar 1700 ton/hari dalam bentuk granul. Kegunaan cement retarder ini merupakan bahan mentah pabrik semen yang berfungsi sebagai penunda dalam *setting time*. Pemakaian cement retarder dalam pabrik 4-5% per produk semen.

##### 1. Uraian proses



Gambar II.9 Blok Diagram Cement Retarder

Impuritas dihilangkan dari phosphogypsum menjadi *purified gypsum* kemudian diencerkan dengan konsentrasi 35%. *Purified gypsum* dikeringkan terlebih dahulu untuk selanjutnya dikalsinasi. Sebelum masuk calciner ditambahkan kapur terlebih dahulu untuk menetralkan gypsum. Berikutnya yaitu proses granulasi dengan menambah *steam* dan air panas. Setelah berbentuk granul, dilakukan *screening* agar produk memiliki bentuk dan ukuran yang seragam. Sebelum Cemen Retarder dikirim ke user dilakukan curing selama 3 hari untuk menambah kekerasan/kekuatan dan untuk menurunkan kadar air.



### II.1.3.5 Proses Produksi ZA II

Pabrik ZA II (Ammonia Sulfat II) didesain dengan kapasitas 1000 ton/hari. Proses yang digunakan adalah proses ICI/Chemico untuk tahap reaksinya dan SSIC untuk evaporator kristaliser.

#### 1. Bahan baku

Bahan baku pembuatan ZA II ini antara lain adalah amonia, karbondioksida, phosphogypsum dan asam sulfat. Spesifikasinya sebagai berikut:

##### a. Ammonia ( $\text{NH}_3$ )

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

##### b. Karbondioksida ( $\text{CO}_2$ )

- Bentuk : Gas  
Suhu :  $35^\circ\text{C}$   
Tekanan :  $0,44 \text{ kg/cm}^2$   
Kandungan : 99% (min.)  
Sumber : Departemen I

##### c. Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

- Bentuk : Cair  
Suhu :  $34^\circ\text{C}$   
Tekanan : Atmosferik  
Kandungan : 98,5%

##### d. Fosfo gypsum

- Bentuk : Padat  
 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  : 97% min  
F total : 0,69% min  
 $\text{P}_2\text{O}_5$  total : 0,33% min  
CaO : 3,69% min

## 2. Produk

Spesifikasi produk yang dihasilkan dari unit ZA II yaitu Kristal ZA (ammonium sulfat) dengan spesifikasi sebagai berikut:

Bentuk : Padatan (kristal)

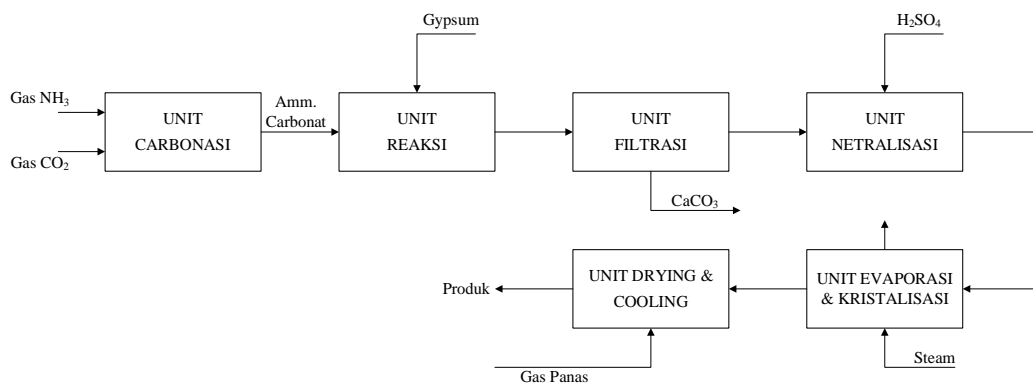
Mesh : 30 mesh min 55%

Asam bebas : 0,1% max

Nitrogen : 20,8%

H<sub>2</sub>O : 1% max

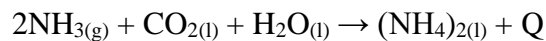
## 3. Uraian proses



Gambar II.10 Blok Diagram ZA II

Suhu gas CO<sub>2</sub> yang terdapat di dalam tube di turunkan sampai 27°C sedangkan amonia cair diubah menjadi gas dengan memasukkannya ke sisi *shell* kemudian masuk dalam *Carbonation tower*.

Reaksi utama:



*Carbonate Liquor* dan phospho gypsum membentuk *reaction magma* dan gas scrubber menyerap gas NH<sub>3</sub> dan CO<sub>2</sub> yang lolos di seksi *Carbonation, Reaction, Filtration* dan *Neutralization*. Selanjutnya pada *primary* filter larutan ZA dipisahkan filtrat (*strong liquor*) sebagai produk filter dan *cake* yang dilarutkan dengan *weak liquor* untuk diumpukan ke *secondary* filter. Pada tahapan netralisasi, kelebihan NH<sub>3</sub> dan ammonium karbonat dinetralkan dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menjadi ZA tambahan, sedangkan CO<sub>2</sub> terlepas. Proses evaporasi dilakukan dalam tiga evaporator. Evaporator pertama untuk memekatkan larutan sampai



jenuh, evaporator kedua berfungsi memekatkan larutan menjadi lewat jenuh hingga terbentuk kristal. Proses pada evaporator III mirip dengan evaporator II. Sebelum dilakukan pengeringan, *slurry* dipompa ke *centrifuge* untuk menaikkan kosentrasi 25% menjadi 40%. Kristal basah dikeringkan dengan hembusan udara panas *furnace* pada bagian *Drying* sedangkan bagian *cooler* kristal didinginkan dengan udara dari *cooler air feed fan*. Produk kristal selanjutnya dikirim ke pengantongan.

## II.2 Uraian Tugas Khusus

### II.2.1 *Heat Exchanger*

*Heat Exchanger* merupakan alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida lain dan merupakan ilmu dasar yang paling sering digunakan pada industri pabrik kimia. Perpindahan panas yang terjadi dapat berfungsi untuk pendinginan (*cooling dan condensation*) maupun pemanasan (*heating dan reboiling / evaporating*). Penukar panas dirancang sebisa mungkin agar perpindahan panas antarfluida dapat berlangsung secara efisien. Pertukaran panas terjadi karena adanya kontak, baik antara fluida terdapat dinding yang memisahkannya maupun keduanya bercampur langsung begitu saja. Penukar panas sangat luas dipakai dalam industri seperti kilang minyak, pabrik kimia maupun petrokimia, industri gas alam, refrigerasi, dan pembangkit listrik (Budiman, 2014).

Alat penukar panas sangat berpengaruh terhadap keberhasilan dari keseluruhan rangkaian proses pada suatu industri. Apabila terjadi kegagalan operasi pada peralatan ini baik mekanikal maupun operasional dapat menyebabkan berhentinya unit operasi. Maka suatu alat penukar kalor (*Heat Exchanger*) dituntut untuk memiliki kinerja yang baik agar diperoleh hasil yang maksimal serta dapat menunjang penuh terhadap suatu unit operasi.

### A. Prinsip Kerja *Heat Exchanger*

Prinsip kerja heat exchanger yaitu memindahkan panas dari dua fluida pada temperatur berbeda di mana transfer panas dapat dilakukan secara langsung ataupun tidak langsung.

#### 1. Secara kontak langsung

Panas yang dipindahkan antara fluida panas dan dingin melalui permukaan kontak langsung berarti tidak ada dinding antara kedua fluida. Transfer panas yang terjadi yaitu melalui interfase / penghubung antara kedua fluida. Contoh: aliran steam pada kontak langsung yaitu dua zat cair yang immiscible (tidak dapat bercampur), gas-liquid, dan partikel padat-kombinasi fluida.

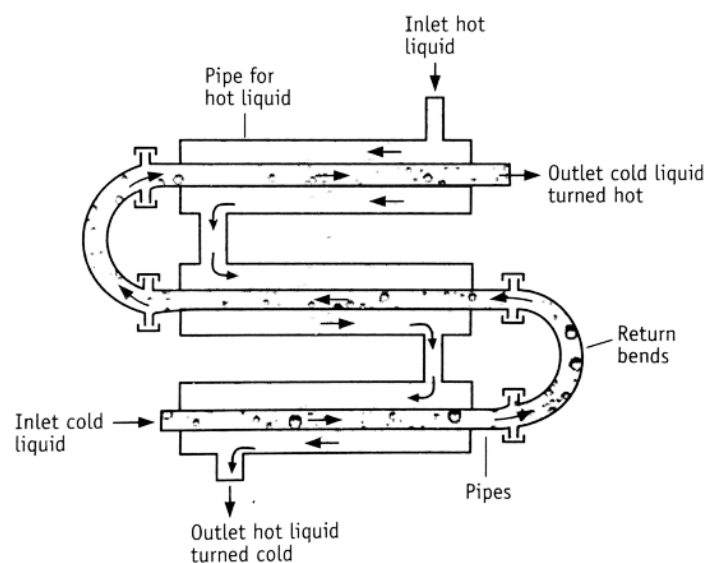
#### 2. Secara kontak tak langsung

Perpindahan panas terjadi antara fluida panas dan dingin melalui dinding pemisah. Dalam sistem ini, kedua fluida akan mengalir (Holman, 1986).

### B. Jenis-jenis *Heat Exchanger*

*Heat exchanger* sendiri memiliki jenis yang bermacam-macam. Beberapa contoh *heat exchanger* antara lain:

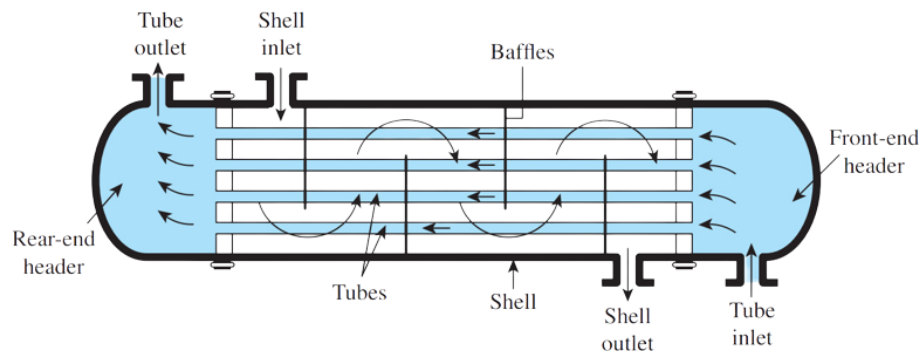
#### 1. *Double pipe heat exchanger*



Gambar II.11 *Double Pipe Heat Exchanger*

Merupakan jenis paling sederhana dari *heat exchanger*. Satu fluida mengalir dalam pipa bagian dalam dan fluida lain berada diantara 2 pipa yang ada. Aliran fluida dapat bersifat *co-current* atau *contercurrent*. *Heat exchanger* ini terbuat dari 2 pipa dengan panjang yang sama dan pada ujung pipa diberi *fitting*. Jenis ini biasa digunakan untuk laju alir rendah.

## 2. *Shell and tube heat exchanger*



Gambar II.12 *Shell and Tube Heat Exchanger*

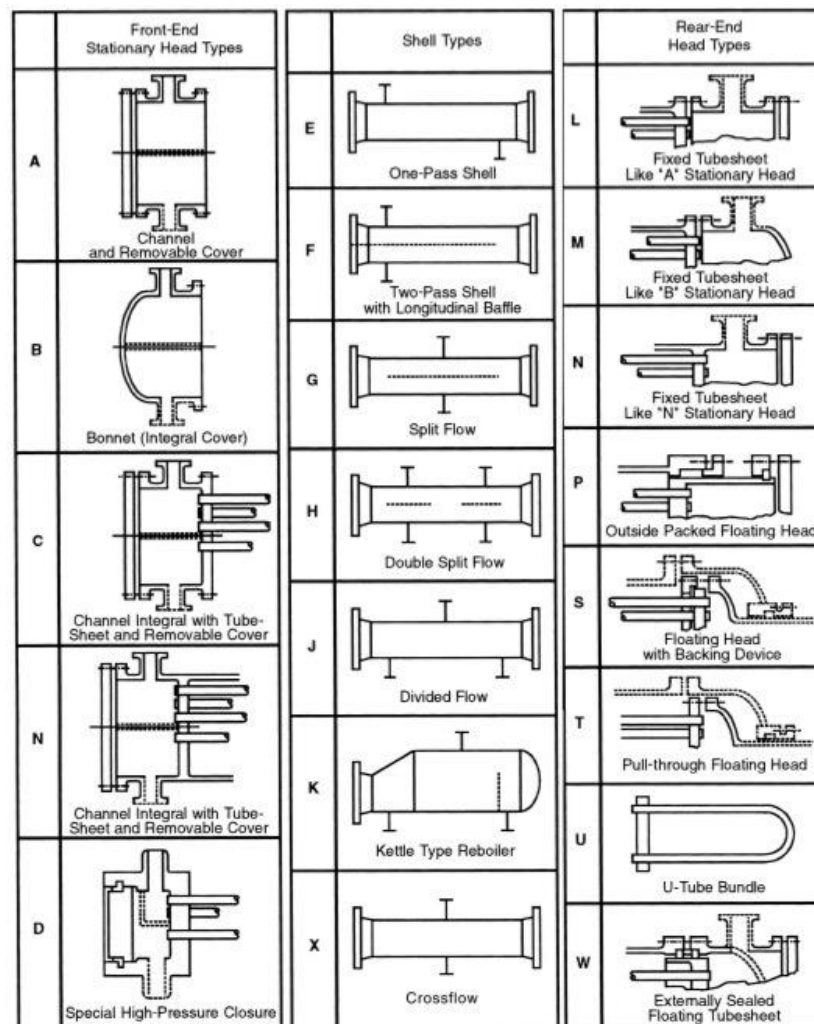
Jenis ini digunakan untuk laju alir yang lebih tinggi, sehingga sering digunakan di industri. *Tube* dipasang secara paralel dan banyak di dalam satu *shell*. Fluida dingin masuk ke dalam *tube*. Fluida panas masuk dari ujung yang berbeda aliran *counter current* di bagian *shell*. Keuntungan dari jenis ini adalah memiliki permukaan perpindahan panas persatuan volume yang lebih besar, mempunyai susunan mekanik yang baik dengan bentuk yang cukup baik untuk operasi bertekanan, tersedia dalam berbagai bahan konstruksi, prosedur pengoperasian lebih mudah, metode perancangan yang lebih baik telah tersedia, dan pembersihan dapat dilakukan dengan mudah. Oleh karena itu, jenis *heat exchanger* yang paling menguntungkan untuk digunakan adalah *heat exchanger* jenis *Shell and Tube* (Artono, 2002).

### C. Komponen dalam *Shell and Tube Heat Exchanger*

Komponen yang sangat berpengaruh pada konstruksi *heat exchanger* jenis *shell and tube* adalah sebagai berikut:



## 1. Shell

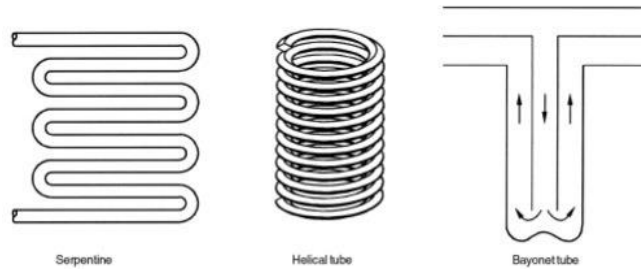


Gambar II.13 Macam-macam Shell

(Sumber: [www.artikel-teknologi.com](http://www.artikel-teknologi.com))

Konstruksi dari *shell* ini bergantung pada kondisi tube yang akan ditempatkan di dalam *shell* dan temperatur fluida yang akan mengalir dalam *shell* tersebut. Untuk temperatur yang sangat tinggi, kadang diberi sambungan ekspansi. Biasanya *shell* dalam sebuah *heat exchanger* berbentuk bulat memanjang (silinder) yang berisi *tube bundle* sekaligus sebagai wadah mengalirkan zat atau fluida. Untuk kemungkinan korosi, tebal *shell* sering diberi kelebihan 1/8 inch. Pembagian tipe *shell* dibagi berdasarkan *front-end stationary head type*, *shell type*, dan *rear head type*.

## 2. Tube

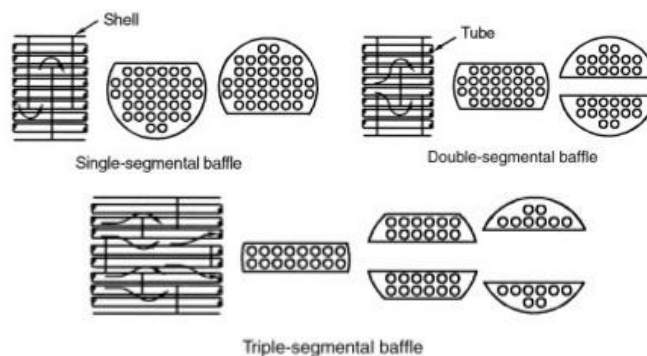


Gambar II.14 Macam-macam Tube

(Sumber: [www.artikel-teknologi.com](http://www.artikel-teknologi.com))

*Tube* pada sebuah *Heat Exchanger* biasanya berupa pipa-pipa kecil dalam jumlah tertentu dan dalam diameter tertentu pula. Diameter dalam *tube* merupakan diameter dalam aktual dalam ukuran inchi, dengan toleransi yang sangat tepat. *Tube* dapat dibuat dari berbagai jenis logam seperti besi, tembaga, muniz metal, perunggu, 70-30 tembaga-nikel, aluminium perunggu, aluminium dan *stainless steel*. Untuk ukuran ketebalan pipa *tube* yang berbeda-beda dinyatakan dalam bilangan yang disebut “*Birmingham WireGage*” (BWG). Ukuran pipa tersebut secara umum biasanya digunakan dengan mengikuti ukuran-ukuran yang telah baku. Semakin besar bilangan BWG maka semakin tipis tubenya. *Tube* dalam *shell* memiliki beberapa jenis susunan. Susunan yang lazim digunakan adalah segitiga (*triangular*), persegi (*square*), dan *diamond (rotated square)*.

## 3. Sekat (Baffle)

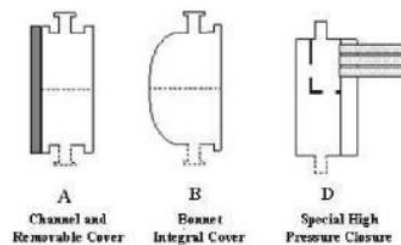


Gambar II.15 Macam-macam Baffle

(Sumber: [www.artikel-teknologi.com](http://www.artikel-teknologi.com))

*Baffle* merupakan bagian yang penting dari alat penukar panas. Kondisi kecepatan aliran baik dalam *shell* maupun *tube* dapat diatur oleh *baffle*. Fungsi *baffle* ini adalah untuk membuat aliran turbulen sehingga perpindahan panas menjadi lebih baik, dimana harga koefisien perpindahan panas yang didapat besar serta menambah waktu tinggal (*residence time*). Tetapi pemasangan *baffle* akan memperbesar *pressure drop* operasi dan menambah beban kerja pompa, sehingga laju alir fluida yang dipertukarkan panasnya harus diatur. Luas *baffle*  $\pm 75\%$  dari penampang *shell*. Spasi antar *baffle* tidak lebih dekat dari  $1/5$  diameter *shell* karena apabila terlalu dekat akan didapat kehilangan tekanan yang besar.

#### 4. Channel Cover

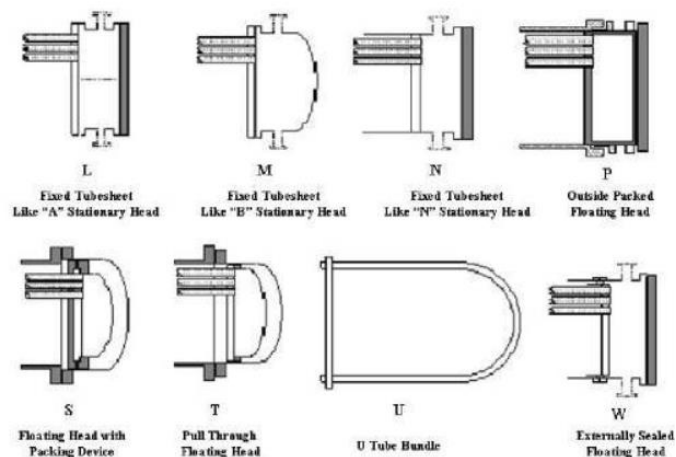


Gambar II.16 Channel Cover

(Sumber: [www.plant-engineering.tistory.com](http://www.plant-engineering.tistory.com))

Tutup yang dapat dibuka saat pemeriksaan dan pembersihan.

#### 5. Tube Sheet

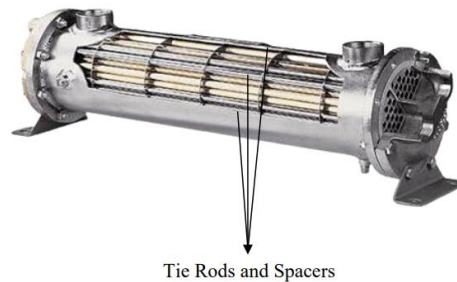


Gambar II.17 Tube Sheet

(Sumber: [www.plant-engineering.tistory.com](http://www.plant-engineering.tistory.com))

Berfungsi sebagai tempat untuk merangkai ujung-ujung *tube* sehingga menjadi satu yang disebut *tube bundle*. *Tube sheet* terbuat dari material dengan ketebalan dan jenis tertentu tergantung dari jenis fluida yang mengalir pada peralatan tersebut. *Heat exchanger* dengan *tube* lurus pada umumnya menggunakan dua buah *tube sheet*. Sedangkan pada *tube* tipe U menggunakan satu buah *tube sheet* yang berfungsi untuk menyatukan *tube-tube* menjadi *tube bundle* dan sebagai pemisah antara *tube side* dengan *shell*. *Tube sheet* harus tahan korosi terhadap fluida.

#### 6. Tie Rods



Gambar II.18 Tie Rods

(Sumber: epcmholdings.com)

Batangan besi yang dipasang sejajar dengan *tube* dan ditempatkan di bagian paling luar dari *baffle* yang berfungsi sebagai penyangga agar jarak antara *baffle* yang satu dengan lainnya tetap.

#### D. Perancangan Alat *Shell and Tube Heat Exchanger*

Perancangan *heat exchanger* tipe *shell and tube* memiliki beberapa alur perancangan yang perlu diperhitungkan, yaitu:

1. Diameter *shell*, *shell* berdiameter kecil membuat *heat exchanger* menjadi lebih ekonomis. *Pressure drop* dari diameter *shell* yang lebih kecil menjadi lebih besar. Penentuan diameter *shell*, *flowrate* cairan, kapasitas ruang yang tersedia, dan biaya harus dipertimbangkan.
2. Panjang *tube*, penukar panas biasanya lebih murah ketika memiliki diameter *shell* yang lebih kecil dan panjang *tube* lebih besar. Tujuan untuk membuat penukar panas selama mungkin. Banyak keterbatasan untuk ini, termasuk ruang yang tersedia di lokasi penempatan *Heat Exchanger* tersebut.



3. *Pitch* (jarak antar pusat *tube*), proses mendesain *tube* diharuskan merancang besarnya *pitch* tidak kurang dari 1,25 kali diameter luar *tube*.
4. *Baffle*, peningkatan efisiensi pertukaran panas biasanya pada *shell and tube* dipasang sekat (*baffle*). Ini bertujuan untuk membuat turbulensi aliran fluida dan menambah waktu tinggal, namun pemasangan sekat akan memperbesar *pressure drop* operasi dan menambah beban kerja pompa, sehingga laju alir fluida yang dipertukarkan panasnya harus dipertimbangkan.
5. Jumlah *pass*, peningkatan efisiensi pertukaran panas, jumlah *pass* yang digunakan dipertimbangkan berdasarkan *mass flow* fluida yang masuk. Besaran *mass flow* yang masuk ke dalam *heat exchanger* maka jumlah *pass* yang digunakan dapat diperbanyak. Namun *pressure drop* yang ditimbulkan karena jumlah *pass* yang besar menjadi lebih tinggi. Oleh karena itu, jumlah *pass* harus diatur agar *pressure drop* yang timbul tetap berada di bawah batas ketentuan dan efisiensi yang dihasilkan besar.
6. Diameter dalam *tube*, *tube* dengan diameter yang kecil memiliki biaya yang ekonomis. *Pressure drop* menjadi lebih besar dan lebih cepat kotor, jadi untuk menentukan diameter *tube*, *flowrate* cairan, kapasitas ruang yang tersedia, biaya dan sifat kekotoran dari cairan harus dipertimbangkan

#### E. Metode Perhitungan *Heat Exchanger*

Untuk menganalisa performa dari suatu *Heat Exchanger*, maka parameter-parameter yang digunakan adalah:

##### 1. *Duty* (Q)

*Duty* merupakan besarnya energi atau panas yang ditransfer per waktu. *Duty* dapat dihitung baik pada fluida dingin atau fluida panas. Apabila *duty* pada saat operasional lebih kecil dibandingkan dengan *duty* pada kondisi desain, kemungkinan terjadi *heat losses*, *fouling* dalam *tube*, penurunan laju alir (fluida panas atau dingin), dan lain-lain. *Duty* dapat meningkat seiring bertambahnya kapasitas. Untuk menghitung unjuk kerja alat penukar panas, pada dasarnya menggunakan persamaan berikut:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$



Keterangan:

Q = Jumlah panas yang dipindahkan (Btu/hr)

m = Laju alir (lb/hr)

C<sub>p</sub> = *Specific heat* fluida (Btu/lb°F)

ΔT = Perbedaan temperatur (°F)

2. *Log Mean Temperature Difference* (LMTD)

$$LMTD = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}}$$

Keterangan:

Δt<sub>h</sub> = Beda temperatur fluida panas (°F)

Δt<sub>c</sub> = Beda temperatur fluida dingin (°F)

3. Perhitungan luasan aliran

a. Pada shell

$$A_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times P_t}$$

b. Pada tube

$$A_t = \frac{Nt \times At''}{144 \times n}$$

Keterangan:

A = Luas (ft<sup>2</sup>)

ID = *Inside diameter* (ft)

C'' = Spesifik fluida dingin (Btu/lb°F)

B = *Baffle spacing* (in)

Nt = Nomor pada *tube*

at'' = *Eksternal surface tube* (ft)

n = Nomor pada fase *tube*

4. Perhitungan kecepatan aliran massa

a. Pada *shell*

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$



b. Pada *tube*

$$Gt = \frac{W}{a_t}$$

Keterangan:

Gs = Kecepatan aliran massa pada *shell* (lb/hr ft<sup>2</sup>)

Gt = Kecepatan aliran massa pada *tube* (lb/hr ft<sup>2</sup>)

W = Aliran massa (lbm/jam)

A = *Flow area* (ft<sup>2</sup>)

5. Perhitungan bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \cdot G}{\mu}$$

Keterangan:

ID = *Inside diameter* (ft)

G = *Mass velocity* (lb/hr ft<sup>2</sup>)

μ = Viskositas (ft/hr)

6. Perhitungan bilangan prandtl

a. Pada *shell*

$$Pr = \left( \frac{Cs \cdot \mu_s}{Ks} \right)^{1/3}$$

b. Pada *tube*

$$Pr = \left( \frac{Ct \cdot \mu_t}{Kt} \right)^{1/3}$$

Keterangan :

C = Kapasitas panas (Btu/lb)

μ = Viskositas (ft/hr)

K = Konduktivitas thermal (Btu/hr ft<sup>2</sup> °F/ft)

Pr = Tekanan (psi)

7. Perhitungan rasio viskositas

a. Rasio viskositas *shell*

$$\varphi_s = \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{0,14}$$



b. Perhitungan viskositas *tube*

$$\varphi t = \left( \frac{\mu t}{\mu t w} \right)^{0,14}$$

Keterangan:

$\varphi$  = viskositas

$\mu t$  = viskositas (lb/ft hr)

$\mu w$  = viskositas *tube well temperature*

8. Perhitungan koefisien perpindahan panas

$$\frac{h}{\varphi} = JH \cdot \frac{k}{D} \cdot (\text{Pr})^{1/3}$$

Keterangan:

$h$  = koefisien perpindahan panas (Btu/hr ft<sup>2</sup> °F)

$\varphi$  = viskositas rasio

$JH$  = faktor perpindahan panas proses

$K$  = konduktivitas thermal (Btu/hr ft<sup>2</sup> °F/ft)

$D$  = diameter (ft)

$\text{Pr}$  = tekanan (psi)

9. Perhitungan koefisien koreksi

$$h_{io} = \varphi t \cdot \frac{h_i}{\varphi t} \cdot \frac{IDt}{ODt}$$

Keterangan:

$h_{io}$  = koefisien perpindahan panas pada permukaan dan luar pipa (Btu/hr ft<sup>2</sup> °F)

10. Perhitungan  $U_c$  (*Clean Overall Coefficient*)

*Clean Overall Coefficient* merupakan *coefficient* panas menyeluruh pada awal *Heat Exchanger* yang dipakai (masih bersih), biasanya ditentukan oleh besarnya tahanan konveksi  $h_o$  dan  $h_{io}$ , sedangkan tahanan konduksi diabaikan karena sangat kecil bila dibandingkan dengan tahanan konveksi.

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$





#### 11. Perhitungan $U_d$ (*Design/Dirty Overall Coefficient*)

*Design/Dirty Overall Coefficient* merupakan koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah terjadi pengotoran pada *heat exchanger*, besarnya  $U_d$  lebih kecil daripada  $U_c$ .

$$U_d = \frac{Q}{Nt \times a'' \times L \times LMTD}$$

#### 12. Perhitungan *Fouling factor* ( $R_d$ )

$R_d$  atau *Fouling factor* merupakan *resistance* dan *heat exchanger* yang dimaksudkan untuk mereduksi korosifitas akibat dari interaksi antara fluida dengan dinding pipa *heat exchanger*, tetapi setelah digunakan beberapa lama  $R_d$  akan mengalami akumulasi (*deposited*), hal ini tidak baik untuk *heat exchanger* karena  $R_d$  yang besar akan menghambat laju perpindahan panas antara *hot fluid* dan *cold fluid*. Jika *fouling* tidak dapat dicegah, dibutuhkan pembersihan secara periodik. Beberapa cara pembersihan yaitu secara kimia contohnya pembersihan endapan karbonat dan klorinasi, secara mekanis contohnya dengan mengikis atau penyikatan dan dengan penyemprotan semprotan air dengan kecepatan sangat tinggi. Pembersihan ini membutuhkan waktu yang tidak singkat sehingga terkadang operasi produksi harus dihentikan.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Bila  $R_d$  (*deposited*) >  $R_d$  (*allowed*) maka *heat exchanger* tersebut perlu dibersihkan.  $R_d$  yang diijinkan sebesar  $0,001 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$ .

#### 13. Perhitungan *Pressure Drop* ( $\Delta P$ )

Penurunan tekanan di *shell* dan *tube* tidak boleh melebihi batas *pressure drop* yang diizinkan. Tekanan dalam *heat exchanger*, merupakan *Driving Force* bagi aliran fluida di *shell* maupun di *tube*, jika *pressure drop* lebih besar dari yang diizinkan maka akan menyebabkan laju alir massa inlet fluida di *shell* dan di *tube* jauh berbeda dengan laju alir massa outlet tiap fluida. Hal ini akan menurunkan *performance* dari *heat exchanger* tersebut.



*Pressure drop* pada *shell* dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot (G_s)^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot Sg \cdot \phi_t}$$

*Pressure drop* pada *tube* dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot (G_t)^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot Sg \cdot \phi_t}$$

Keterangan:

f = *Fanning friction factor*

G<sub>s</sub> = Laju aliran massa per satuan luas dalam *shell*

G<sub>t</sub> = Laju aliran massa per satuan luas dalam *tube*

N = Jumlah *pass*/lalu tube

D = Diameter dalam *tube*

Sg = *Spesific gravity*

Menurut Kern pada tahun 1965, Dalam menganalisa *performance shell* dan *tube heat exchanger* diasumsikan bahwa:

1. Terdapat *heating surface* yang sama pada setiap *pass*
2. *Overall Coefficient Heat Transfer* (U<sub>c</sub>) adalah konstan
3. Laju alir massa fluida di *shell* dan di *tube* adalah konstan
4. *Specific Heat* dari masing-masing fluida adalah konstan
5. Tidak ada perubahan fasa penguapan pada setiap bagian dari *heat exchanger*
6. *Heat Loss* diabaikan



## II.2.2 Data dan Hasil Perhitungan Performa *Heat Exchanger* E-2501

Tabel II.1 Spesifikasi *Heat Exchanger* E-2501

No.	Spesifikasi	Notasi	Satuan	Nilai
Shell ( <i>Steam</i> )				
1	Diameter dalam	IDs	in	54,567
2	Jumlah baffle	N	buah	421
3	Jarak antar baffle	B	in	37,4016
4	Jumlah passes	n	buah	1
Tube (Asam Fosfat)				
1	Diameter luar	ODt	in	2
2	Panjang tube	L	ft	20,0886
3	Jumlah tube	Nt	buah	421
4	BWG	BWG	-	12
5	Pitch	P <sub>T</sub>	in	2,2756
6	Jumlah passe	n	buah	1

Tabel II.2 Data Desain *Heat Exchanger* E-2501

Tube (Asam Fosfat)			Shell ( <i>Steam</i> )		
T <sub>in</sub> (°F)	T <sub>out</sub> (°F)	Flowrate (ton/hr)	t <sub>in</sub> (°F)	t <sub>out</sub> (°F)	Flowrate (ton/hr)
190,4	194	7014	237,2	221	956

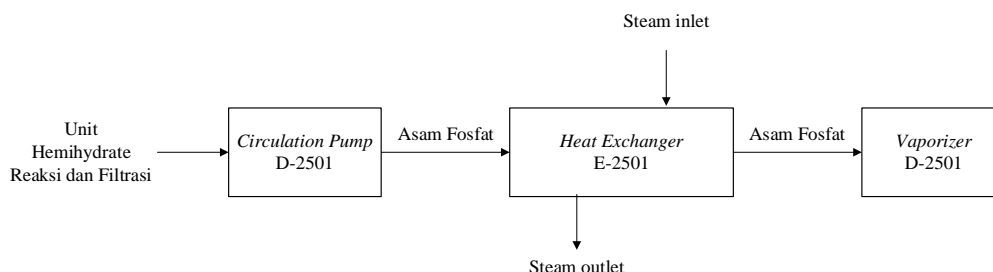
Tabel II.3 Data Aktual *Heat Exchanger* E-2501 Tanggal 20 September 2022

Tube (Asam Fosfat)			Shell ( <i>Steam</i> )		
T <sub>in</sub> (°F)	T <sub>out</sub> (°F)	Flowrate (ton/hr)	t <sub>in</sub> (°F)	t <sub>out</sub> (°F)	Flowrate (ton/hr)
210,2	213,8	6315	264,2	248	881

Tabel II.4 Hasil Perhitungan Performa *Heat Exchanger* E-2501

Perhitungan	Desain		Aktual	
	<i>Shell Side</i> ( <i>Steam</i> )	<i>Tube Side</i> (Asam Fosfat)	<i>Shell Side</i> ( <i>Steam</i> )	<i>Tube Side</i> (Asam Fosfat)
<i>Duty</i> (Btu/hr)	34621439,17	30617181,37	31905322,08	27565939,6
LMTD (°F)	33,6155		40,2945	
Uc (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	483,5877		469,425	
Ud (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	205,6809		154,4885	
Rd (hr.ft <sup>2</sup> .°F/ Btu)	0,00027		0,00434	
<i>Pressure Drop</i> (Psi)	8,5325	4,9639	9,42	4,9639
Efisiensi (%)	88,4342		86,3992	

### II.2.3 Pembahasan



Gambar II.19 Blok diagram pada alat heat exchanger

*Heat Exchanger* E-2501 merupakan salah satu unit yang berada pada *plant* produksi asam fosfat yang memiliki fungsi sebagai pemanas awal Asam Fosfat



sebelum dimasukkan ke dalam *Vaporizer* D-2501. Asam fosfat dari unit reaksi dipompa menggunakan *Circulation Pump* P-2501 menuju *Heat Exchanger* E-2501. *Heat exchanger* yang digunakan bertipe *shell and tube* dengan steam sebagai sumber panasnya.

Berdasarkan data desain yang diperoleh, dilakukan perhitungan panas yang diterima oleh asam fosfat sebesar 30617181,37 Btu/hr, sedangkan panas yang hilang diberikan steam sebesar 34621439,17 Btu/hr, sehingga perpindahan panas yang terjadi pada steam ke asam fosfat mengalami kehilangan panas sebesar 4004257,792 Btu/hr. Efisiensi *heat exchanger* didapatkan sebesar 88,4341%. *Fouling factor* (Rd) sebesar 0,00027 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu. Koefisien perpindahan panas (Ud) sebesar 205,6809 Btu/ hr.ft<sup>2</sup>.°F. *Pressure Drop* pada *Shell (steam)* sebesar 8,5325 Psi dan *pressure drop* pada *tube* (asam fosfat) sebesar 4,9639 Psi. Sebagai perbandingan digunakan data aktual dan diperoleh hasil perhitungan panas yang diterima oleh asam fosfat sebesar 27565939,6 Btu/hr, sedangkan panas yang hilang diberikan steam sebesar 31905322,08 Btu/hr, sehingga perpindahan panas yang terjadi pada steam ke asam fosfat mengalami kehilangan panas sebesar 4339382,474 Btu/hr. Efisiensi *heat exchanger* didapatkan sebesar 86,3992%. *Fouling factor* (Rd) sebesar 0,00434 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu. Koefisien perpindahan panas (Ud) sebesar 154,4885 Btu/ hr.ft<sup>2</sup>.°F. *Pressure Drop* pada *Shell (steam)* sebesar 9,42 Psi dan *pressure drop* pada *tube* (asam fosfat) sebesar 4,9639 Psi.

Berdasarkan perbandingan nilai efisiensi *heat exchanger* E-2501 dari data desain dan aktual terlihat mengalami penurunan. Hal tersebut disebabkan karena semakin meningkatnya nilai *fouling factor* (Rd) dari 0,00027 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu menjadi 0,00434 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu, sedangkan Rd yang diijinkan yaitu sebesar 0,001 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu. Hal tersebut membuktikan bahwa *Heat Exchanger* E-2501 memiliki *scaling* yang banyak baik di *tube* maupun di *shell*. *Scaling* ini berasal dari larutan asam fosfat yang mengendap di dalam *heat exchanger* ketika pemanasan berlangsung sehingga hal tersebut dapat mempengaruhi meningkatnya nilai dari *fouling factor* pada alat *heat exchanger*. Nilai faktor pengotor sangat berpengaruh untuk proses perpindahan panas yang masuk ke dalam *shell* maupun *tube*. Oleh



karena itu, perlu dilakukan pembersihan (*cleaning*) pada *heat exchanger* ini agar proses perpindahan panas dapat berjalan dengan baik. Pembersihan yang dilakukan bisa menggunakan metode *mechanical cleaning*, yaitu proses *hydro jetting*, di mana *heat exchanger* diinjeksikan dengan air bertekanan tinggi, sehingga endapan-endapan yang menempel pada *shell* maupun *tube* akan ikut mengalir dengan air. Pembersihan tersebut bisa dilakukan satu kali dalam seminggu.

*Fouling factor* juga berpengaruh terhadap *pressure drop*, di mana semakin tinggi *pressure drop* maka semakin tinggi pula nilai *fouling factor*. Menurut (Kern, 1983) nilai *pressure drop* akan semakin besar dengan bertambahnya *fouling factor* pada *heat exchanger*. Nilai *pressure drop allowable* menunjukkan penurunan tekanan maksimal yang diperbolehkan dalam *heat exchanger* apabila suatu fluida melaluinya. *Pressure drop* yang diizinkan yaitu sebesar 10 Psi. Berdasarkan hasil perhitungan nilai *pressure drop* pada data diperoleh nilai *pressure drop* pada *shell* sebesar 9,42 Psi dan *pressure drop* pada *tube* sebesar 4,964. Hal ini menunjukkan bahwa *heat exchanger* dinyatakan masih layak dioperasikan karna tidak melebihi standar batas yang diperbolehkan.