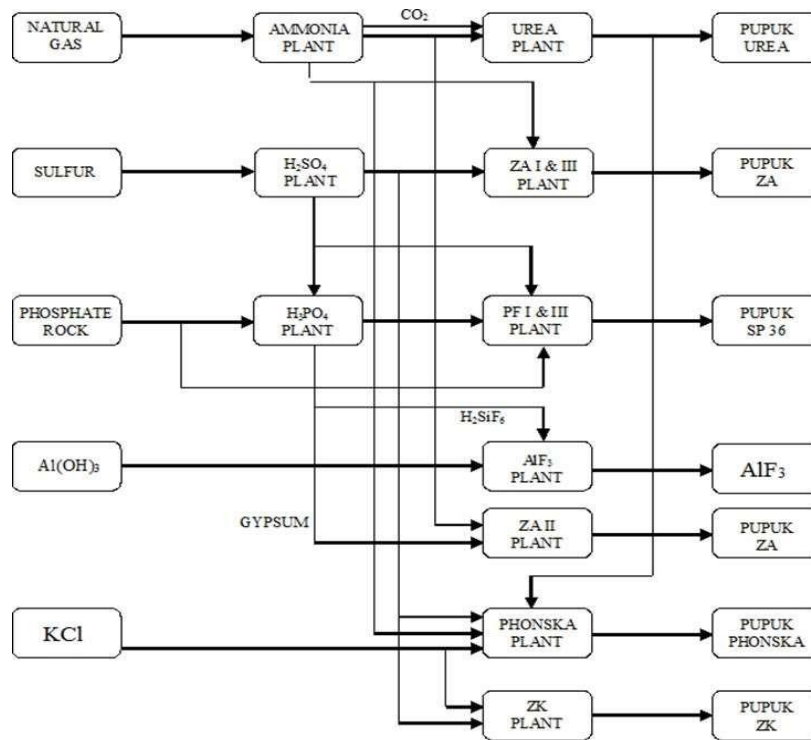


## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### II.1 Uraian Proses

PT Petrokimia Gresik merupakan pabrik pupuk terlengkap di Indonesia yang mampu menghasilkan produk pupuk dan prosuk 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 Gresik

#### II.1.1 Kompartemen 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 ammonia dan urea serta ZA. Departemen produksi I B merupakan unit kerja yang memproduksi pupuk berbahan baku ammonia.



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 karbondioksida

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 Ammonia

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<sub>2</sub>) dan gas nitrogen (N<sub>2</sub>). Nitrogen diperoleh dari udara dan

hidrogen diperoleh dari gas alam. Penggantian bahan baku ini merubah proses pembuatan amoniak PT Petrokimia Gresik, kini proses yang digunakan adalah steam methane reforming dari MW Kellog, 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:

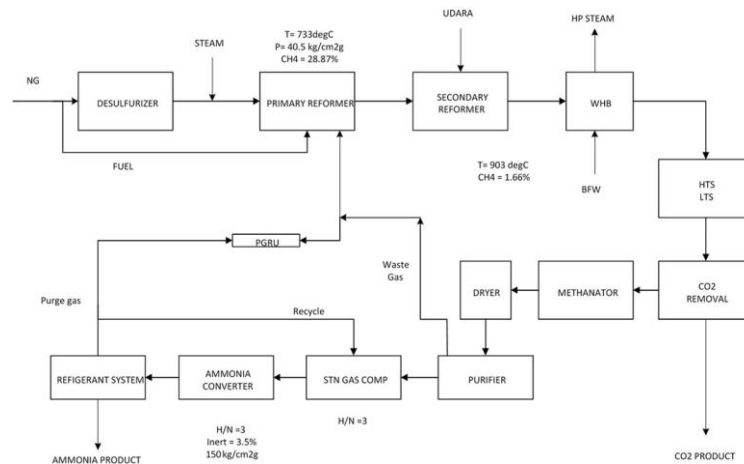
Wujud : Gas  
Tekanan : 18,3 kg/cm  
Suhu : 15,6 °C

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 hydrogen.

2. Produk

Plant amoniak menghasilkan dua produk, yakni produk utama amoniak dan produk samping CO<sub>2</sub>. Kedua produk ini utamanya digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan pupuk urea. Spesifikasi dari produk tersebut adalah:

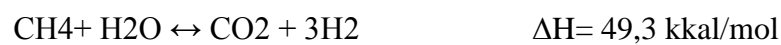


Gambar II.2 Block diagram unit ammonia



### 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 temperature 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 kedalam 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 naturan 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 temperature 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), 101-BHSSH 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 temperature 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 temperature 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

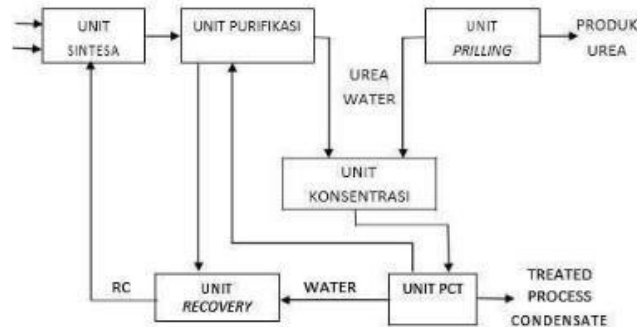
Bentuk : *Prill*

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* ke 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 amonium 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, dimana amonium 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 Pupuk 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

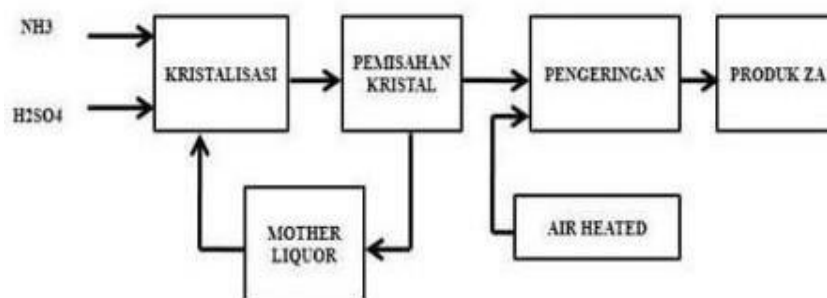
Ammonium sulfat

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 Kenampakan : putih

Ukuran : > 55% tertahan US mesh 30

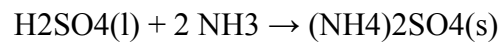


Gambar II.4 Blok diagram unit ZA I/III



### 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 fasa 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 kontinu 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 kontinu. 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 dengan suhu udara keluar 60 –





65 . 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 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 pupuk berbahan baku NPK, NPK Phonska dan pupuk ZK.

#### A. Pabrik Pupuk Fosfat

##### 1. Pabrik Pupuk Fosfat I

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

##### 2. Pabrik Pupuk Fosfat II

Tahun berdiri : 1983  
Kapasitas produksi : 500.000 ton/tahun  
Bahan baku : Fosfat rock

#### B. Pabrik Phonska

##### 1. Pabrik Pupuk PHONSKA I

Kapasitas : 450.000 ton/tahun  
Tahun operasi : 2000  
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

##### 2. Pabrik Pupuk PHONSKA II

Kapasitas : 6000.000 ton/tahun  
Tahun operasi : 2005  
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

##### 3. Pabrik Pupuk PHONSKA III

Kapasitas : 600.000 ton/tahun  
Tahun operasi : 2009  
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler



4. Pabrik Pupuk PHONSKA IV

Kapasitas : 60.000 ton/tahun

Tahun operasi : 2011

Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

C. Pabrik Pupuk NPK

1. Pabrik Pupuk NPK I

Tahun : 2005

Kapasitas : 70.000 ton/tahun

Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler

2. Pabrik Pupuk NPK II

Tahun : 2008

Kapasitas : 100.000 ton/tahun

Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler

3. Pabrik Pupuk NPK III

Tahun : 2009

Kapasitas : 100.000 ton/tahun

Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler

4. Pabrik Pupuk NPK IV

Tahun : 2009

Kapasitas : 100.000 ton/tahun

Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler

5. Pabrik Pupuk NPK Blending

Tahun : 2003

Kapasitas : 60.000 ton/tahun

Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler

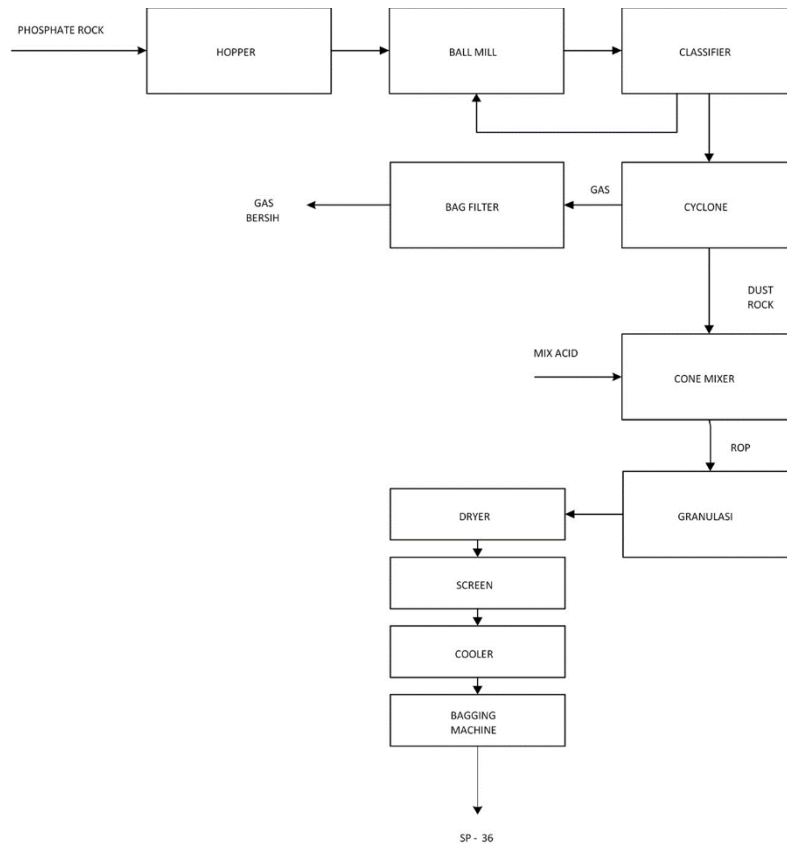
D. Pabrik Pupuk K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> atau ZK

Tahun : 2005

Kapasitas : 10.000 ton/tahun

Bahan baku : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan KCl

### II.1.2.1 Unit produksi Pupuk Fosfat (SP-36)



Gambar II.5 Blok diagram unit pupuk fosfat

Uraian proses :

Bahan baku berupa fosfat 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 terikuk. Dust rock dari hasil pemisahan di cyclone akan disimpan ke dalam silo dengan kadar P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> 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<sub>2</sub>O 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 SP-36.

### II.1.3 Kompartemen 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<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)

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

2. Pabrik Asam Sulfat II

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

3. Pabrik ZA II

Tahun berdiri	: 1985
Kapasitas produksi	: 440.000 ton/tahun
Bahan baku	: Amoniak, 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 : 650 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  
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. *Rockgrindingunit*
- b. *Reaction dan hemihydrate filtration*
- c. *Conversion (hydration) dan dihydrate filtration*
- d. *Fluorine recovery*
- e. *Concentrationunit*

#### 1. Bahan baku

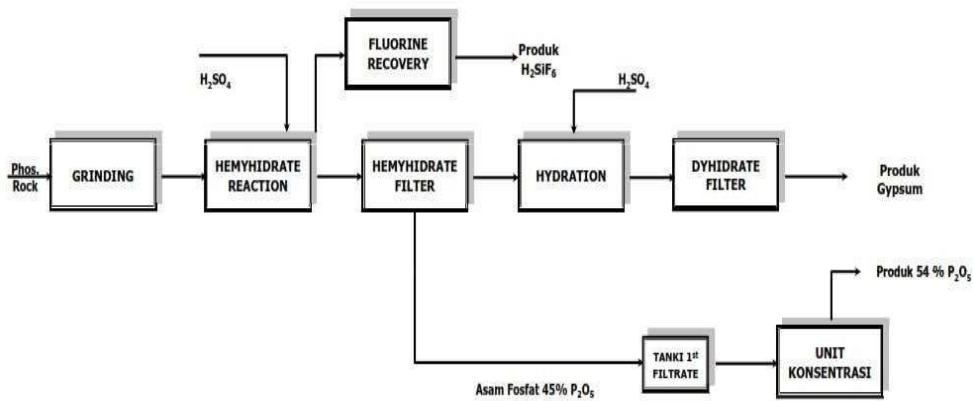
Bahan baku yang digunakan adalah *phosphate rock*. Asam sulfat, air proses, dan *steam*. Bahan kimia yang dipakai dalam proses adalah *defoaming agent* dan silika yang merupakan produk samping pabrik aluminium fluorida.

- a. Phosphate Rock
  - Ukuran Partikel Dari *Ground Rock*  
Lolos 2 mm 99%  
Lolos 1 mm 95%  
Lolos 32 tyler mesh 80%  
Lolos 100 tyler mesh 33%

- Kadar air maksimum 4% *on wet basis*, normal 1%. Sebaiknya digunakan *phospate Rock* dengan kadar air rendah karena jika kadar air tinggi maka akan sulit mengatur *water balance* juga kadar P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> dalam hasil pertama filtrasi atau P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> *recovery* yang tinggi dari *Rock* karena menurunnya *cake washing water*.

b. Asam Sulfat

Konsentrasi dari asam sulfat yang diperlukan adalah 98,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Bila konsentrasi asam sulfat terlalu rendah maka akan mempengaruhi *water balance* juga kadar P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> dalam produk asam fosfat atau juga SiO<sub>2</sub> *recovery* dari *phosphate rock*.



Gambar II.6 Blok diagram asam fosfat (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)

2. Uraian proses

Phosphaterock 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 90-104C.

Reaksi :



Selanjutnya dilakukan penyerapan SiF<sub>4</sub> dan HF dengan menggunakan larutan H<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub> encer sehingga menjadi H<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub>PO<sub>4</sub> dengan konsentrasi 18-20%. Hemyhidrate slurry melalui proses filtrasi dimana filtrat dari filtrasi kedua digunakan sebagai return acid. Kemudian dilanjutkan dengan proses hidrasi hemyhidrate 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  $P_2O_5$  45% dipadatkan menjadi asam fosfat pekat 54%.

### II.1.3.2 Proses Produksi Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ )

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 :

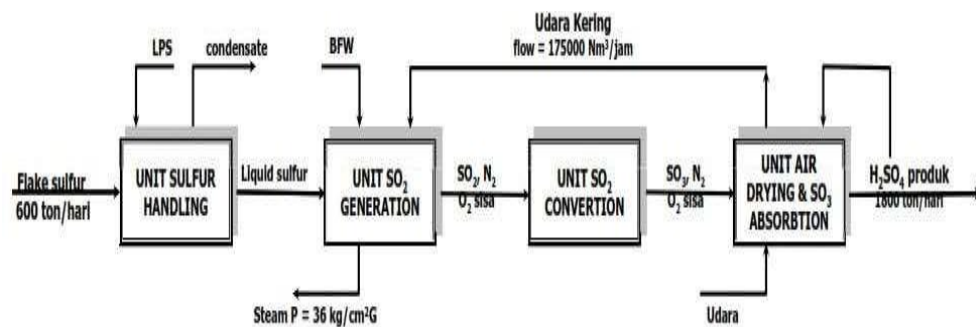
Konsentrasi :  $H_2SO_4$  : 98.5% (min.)

Fe : 50 ppm (max.)

Density : 1.820 – 1.825 g/L  $SO_2$  (exit stack) : 0,2% (max.)

Fase : Cair

Temperatur : 45°C



Gambar II.7 Blok diagram asam sulfat ( $H_2SO_4$ )

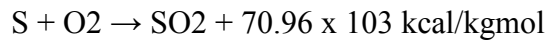
#### 3. Uraian Proses

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



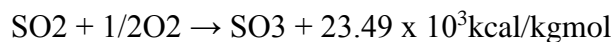
sulphur burner dan direaksikan dengan udara kering dari drying tower menjadi gas SO<sub>2</sub>. Suhu outlet furnace sekitar 1050°C.

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/day. Kemurnian produk minimum adalah 96%, produk berupa kristal warna putih dengan diameter antara 45-150 µm, dan tidak higroskopis.

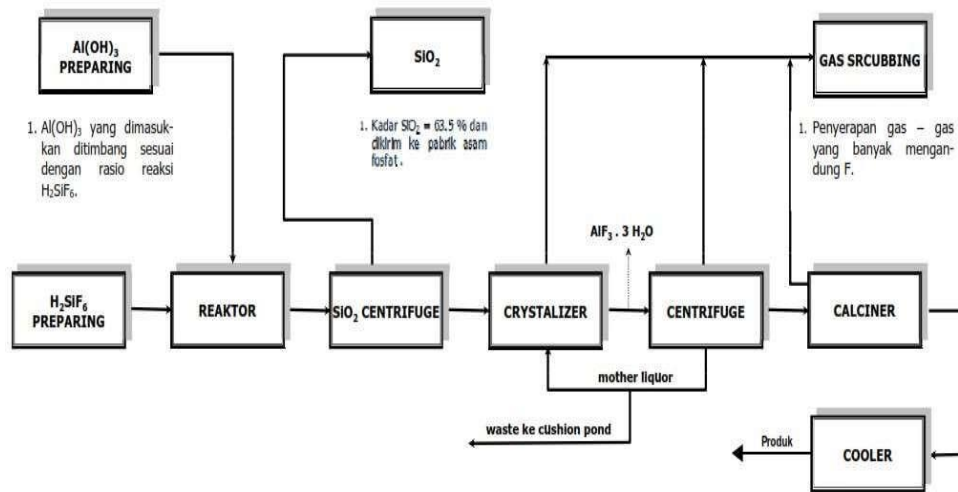
#### **1. Bahan baku**

Aluminium Fluorida dibuat dengan bahan baku utama berupa aluminium hidroksida Al(OH)<sub>3</sub> padatan dan asam fluorosilikat H<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub> yang merupakan hasil samping dari pembuatan asam fosfat.

#### **2. Produk**

Produk yang dihasilkan berupa aluminium fluoride Al(OH)<sub>3</sub> dengan kemurnian produk minimum adalah 96%, berbentuk kristal warna putih dengan diameter antara 45-150 µm, dan tidak higroskopis.



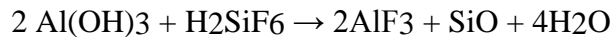


Gambar II.8 Blok Diagram Aluminium fluorida (AlF3)

### 3. Uraian proses

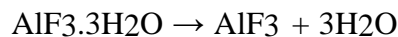
H<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub> yang merupakan hasil samping dari pembuatan asam fosfat, kemudian dipanaskan sampai suhu 65-70°C kemudian direaksikan dengan aluminium hidroksida. Reaksi berlangsung secara eksotermis selama 1113 menit.

Reaksi :



Pemisahan SiO<sub>2</sub> menggunakan centrifuge untuk menghilangkan precipitated silika dari AlF<sub>3</sub> supersaturated. Sedangkan pengkristalan AlF<sub>3</sub> dilakukan dalam crystalizer dengan temperatur 95°C dan waktu kristalisasi 4-5 jam. Free moisture dan dihydrated water (air kristal) dalam aluminium fluoride dihilangkan dengan pemanasan pada calciner.

Reaksi :

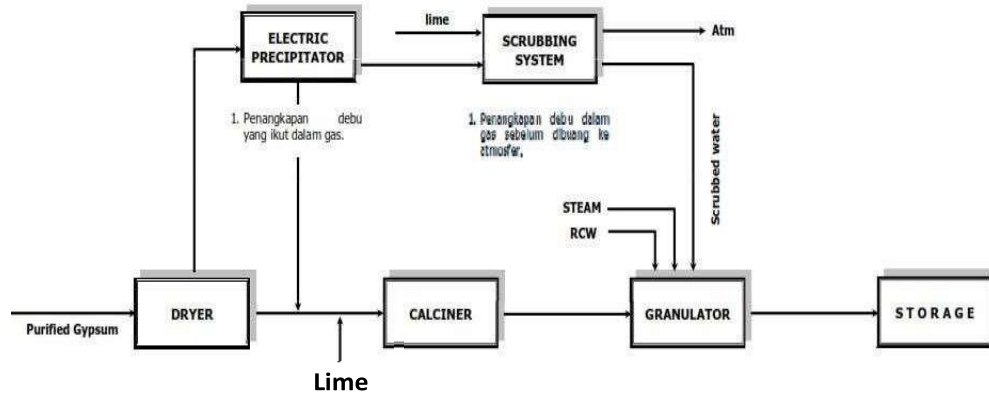


Selanjutnya dilakukan pendinginan sampai 40°C dalam cooler dan akhirnya dilakukan pengantongan.

#### 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.



Gambar II.9 Blok diagram cement retarder

### 1. Uraian proses

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, phospo gypsum dan asam sulfat. Spesifikasinya sebagai berikut:

##### a. Ammonia (NH<sub>3</sub>)

Bentuk : Cair, Gas

Suhu : -33°C (Cair), 35-45°C



Tekanan : Atmosferik (Cair), 1,2 – 1,3 kg/cm<sup>2</sup>

Kandungan : 99%-99.5%

Sumber : Departemen I (gas dan cair), Departemen II (cair)

b. Karbondioksida (CO<sub>2</sub>)

Bentuk : Gas

Suhu : 35°C

Tekanan : 0.44 kg/cm

Kandungan : 99% min

Sumber : Departemen I

c. Asam Sulfat

Bentuk : Cair

Suhu : 34°C

Tekanan : atmosferik

Kandungan : 98.5%

d. Fosfo Gypsum

Bentuk : Padat

CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O: 97% min

F total : 0.69% min

P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>Total : 0.33% min

CaO : 3.69% min

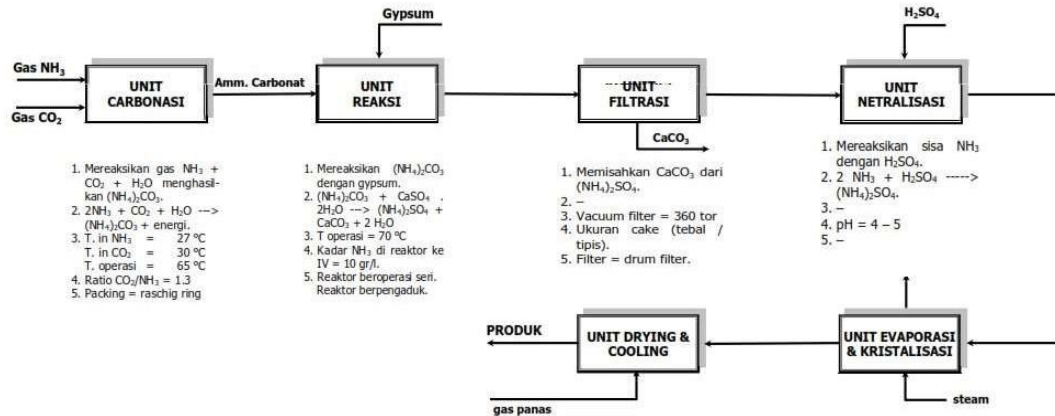
2. Produk

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 : 1,0% max



Gambar II.10 Blok diagram ZA II

### 3. Uraian proses

Suhu gas  $\text{CO}_2$  yang terdapat di dalam tube di turunkan sampai  $27^\circ\text{C}$  sedangkan amonia cair diubah menjadi gas dengan memasukkannya ke sisi shell kemudian masuk dalam Carbonation tower.

Reaksi utamanya :



Carbonate Liquor dan posphogypsum membentuk reaction magma dan gas scrubber menyerap gas  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  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 diumpankan ke secondary filter. Pada tahapan netralisasi, kelebihan  $\text{NH}_3$  dan ammonium karbonat dinetralkan dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  menjadi ZA tambahan, sedangkan  $\text{CO}_2$  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 konsentrasi 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 Latar Belakang

Pabrik Asam Fosfat merupakan salah satu pabrik yang terdapat di Departemen Produksi III A PT. Petrokimia Gresik. Pabrik ini memiliki kapasitas produksi sebesar 610 ton/hari. Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini yaitu Phosphate rock dan Asam Sulfat 98.5 %. Plant pabrik asam fosfat di PT. Petrokimia Gresik terdiri dari 6 unit, yaitu *rock handling unit*, *rock grinding unit*, *reaction digestion and hemihydrates unit*, *hydration and dihydrate filtration*, *fluorine recovery unit*, dan *concentration and cooling tower unit*.

Dalam melakukan Praktek Kerja Lapangan di PT. Petrokimia Gresik Departemen Produksi IIIA, kami mendapatkan tugas khusus untuk mempelajari dan menganalisa *performance* Heat Exchanger E-2501 yang berada pada unit produksi asam fosfat. Proses Heat Exchanger berfungsi untuk memekatkan asam fosfat dari konsentrasi 45% menjadi 54%. Untuk mempelajari dan mendalami *performance* Heat Exchanger diperlukan adanya pemahaman lebih mengenai proses yang terjadi. Oleh karena itu berdasarkan data-data yang ada dapat dilakukan pendalaman melalui analisa *performance* Heat Exchanger.

### II.2.2 Tujuan

Tujuan dari tugas khusus ini, yakni untuk mengevaluasi performa heat exchanger (E-2051) pada unit konsentrasi pabrik asam fosfat yang terdapat di Departemen Produksi III A PT. Petrokimia Gresik.

### II.2.3 Manfaat

Dari data mengenai desain E-2501 pada pabrik asam fosfat, diharapkan dapat mengetahui *performance* proses pemekatan asam fosfat dari konsentrasi 45% menjadi 54%

### II.2.4 Tinjauan Pustaka

Penukar panas atau dalam industri kimia populer dengan istilah bahasa Inggrisnya, *heat exchanger* (HE), adalah suatu alat yang memungkinkan



perpindahan panas dan bisa berfungsi sebagai pemanas maupun sebagai pendingin. Biasanya, medium pemanas yang dipakai adalah air yang dipanaskan sebagai fluida panas dan air biasa sebagai air pendingin (cooling water).

Heat Exchanger terdapat pada unit konsentrasi Asam Fosfat III A. Unit konsentrasi ini dibuat dengan lisensi dari STHRUSSEY'S WELL, dirancang untuk kapasitas 650 ton/hari P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> yang dipekatkan dari 45%-54% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. Unit ini dibagi dalam tiga seksi yaitu seksi penguapan/evaporasi, pendinginan/cooling, dan penangkapan gas fluorin/fluorine scrubber.

## II.2.5 Pembahasan

Tabel II.1 Spesifikasi Alat Heat Exchanger E-2051

	Tube Side	Shell Side
Fluid	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	Steam
Flowrate (ton/h)	7014	13,35
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	1494,1	947,3
Viskositas (Centipoise)	1,802	0,243
Konduktivitas (Kcal/h.m.°C)	0,464	0,586
Heat Capacity (Kcal/Kg°C)	0,550	1,014
Suhu masuk (°C)	88	114
Suhu keluar (°C)	90	105
Number of Passes	1	1
Operating pressure (Kg/cm <sup>2</sup> G)	1,2	0,7
Pressure drop (Kg/cm <sup>2</sup> G)	0,349	
LMTD Corrected	21.8	
Bundle of 421 tubes in Graphite, OD 50.8 mm ID 1386 mm		
Tube length = 6123 mm	Pitch 57,8 mm	
Baffle spacing = 950 mm		



### A. Perhitungan performance Heat Exchanger E-2501 Desain dengan 421 tube

1) Menghitung Duty (Q)

	M		Cp		Masuk		Keluar		Δt (°F)
	ton/hr	lb/hr	kcal/kg.°C	Btu/lb.°F	°C	°F	°C	°F	
<b>Shell</b>	13,35	30.224,4	1,0140	1,0140	114	237,2	105	221	16,2
<b>Tube</b>	7.014	15.879.696	0,5500	0,5500	88	190,4	90	194	3,6

$$\begin{aligned} Q_s &= m \cdot cp \cdot \Delta t \\ &= 30.224,4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 1,0140 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 16,2^\circ\text{F} \\ &= 496.490,1739 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_t &= m \cdot cp \cdot \Delta t \\ &= 15.879,696 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0,5500 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 3,6^\circ\text{F} \\ &= 31.441.798,0800 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= Q_{\text{tube}} - Q_{\text{shell}} \\ &= (496.490,1739 - 31.441.798,0800) \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \\ &= 30.945.307,9061 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

2) Menghitung LMTD

	Masuk		Keluar		Δt1 (°F)	Δt2 (°F)
	oC	oF	oC	oF	(T2-t1)	(T1-t2)
<b>Shell (T)</b>	114	237,2	105	221	30,6	43,2
<b>Tube (t)</b>	88	190,4	90	194		

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{43,2 - 30,6}{\ln \frac{43,2}{30,6}} = 36,5386^\circ\text{F}$$

Dari data diketahui LMTD koreksi sebesar 21,8



$$\Delta T_{LMTD} = LMTD \times F_T$$

$$\Delta T_{LMTD} = 36,512^\circ\text{F} \times 21,8 = 796,5422^\circ\text{F}$$

Shell Side (Steam)	Tube Side (Asam Fosfat)
<p>3') Flow Area (<math>a_s</math>)</p> <p>IDs = 1386 mm = 54,5699 in</p> <p>Pitch (<math>P_T</math>) = 57,8 mm = 2,2756 in</p> <p><math>C' = P_T - \text{OD Tube}</math></p> <p><math>C' = (2,2756 - 2)\text{in} = 0,2756\text{ in}</math></p> <p><math>B = 950\text{ mm} = 37,4016\text{ in}</math></p> $a_s = \frac{\text{ID} \times C' \times B}{144 \times P_T}$ $a_s = \frac{54,5699 \times 0,2756 \times 37,4016}{144 \times 2,2756}$ $a_s = 1,7164\text{ ft}^2$	<p>3) Flow Area (<math>a_t</math>)</p> <p>Jumlah tube (<math>N_t</math>) = 421</p> <p>Jumlah Passes (<math>n</math>) = 1</p> <p>ODt = 50,8 mm = 2 in</p> <p>BGW 12 diperoleh nilai</p> <p><math>At'' = 2,4941</math></p> <p>(Kern, tabel 10)</p> $A_t = \frac{N_t \times At''}{144 \times n}$ $A_t = \frac{421 \times 2,4941}{144 \times 1}$ $A_t = 7,2918\text{ ft}^2$
<p>4') Mass Velocity (<math>G_s</math>)</p> $G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{30.224,4 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{1,7164\text{ ft}^2}$ $G_s = 17.608,8331 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$	<p>4) Mass Velocity (<math>G_t</math>)</p> $G_t = \frac{W_t}{A_t} = \frac{15.879,696 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{7,2918\text{ ft}^2}$ $G_t = 2.177.753,4878 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$
<p>5') Reynold Number (<math>Re_s</math>)</p> $\mu = 0,243\text{ cps} \times \frac{2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}}{\text{cp}}$ $\mu = 0,5881 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ $d_e = \frac{4 \times \left(\frac{P_T}{2}\right) \times 0,87 P_T - \frac{1}{2} \pi d_o^2}{\frac{\pi d_o}{2}}$ $d_e = \frac{4 \times \left(\frac{2,2756}{2}\right) \times 0,87(2,2756) - \frac{1}{2}(3,14)(2)^2}{\frac{(3,14)(2)}{2}}$ $d_e = 2,3365\text{ in} = 0,1947\text{ ft}$	<p>5) Reynold Number (<math>Re_t</math>)</p> <p>Pada ODt = 2 in dan BWG = 12</p> <p><math>D = 1,782\text{ in} = 0,1485\text{ ft}</math></p> <p>(Perry, Tabel 11-12)</p> $\mu = 1.802\text{ cps} \times \frac{2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}}{\text{cp}}$ $\mu = 4,3608 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{1,485 \times 2.177.753,4878}{4,3608}$ $Re_t = 74.159,1971$





$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu} = \frac{2,3365 \times 17.608,8331}{0,5881}$ $Re_s = 5.830,4039$	
<p>6') Film Coefficient (jH)</p> $jH = 42 \frac{\text{Btu}}{\text{lb. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ <p>(Kern, Fig. 28)</p>	<p>6) Film Coefficient (jH)</p> $L = 6123 \text{ mm} = 20,0866 \text{ ft}$ $D = 0,1485 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{20,0866 \text{ ft}}{0,1485 \text{ ft}} = 135,2767$ $jH = 210 \frac{\text{Btu}}{\text{lb. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ <p>(Kern, Fig. 24)</p>
<p>7') Bilangan Prandtl</p> $k = 0,5860 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.m}^\circ\text{C}} = 0,3940 \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $c = 1,0140 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 1,0140 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ $Pr = \left( \frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{1,0140 \times 0,5881}{0,3940} \right)^{1/3}$ $Pr = 1,1481$	<p>7) Bilangan Prandtl</p> $k = 0,4640 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.m}^\circ\text{C}} = 0,3120 \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $c = 0,5500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 0,5500 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ $Pr = \left( \frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,5500 \times 4,3608}{0,3120} \right)^{1/3}$ $Pr = 1,9736$
<p>8') Koefisien perpindahan panas (<math>h_0</math>)</p> $h_0 = jH \times \frac{K}{D} \times Pr \times \phi_s$ $h_0 = 42 \times \frac{0,3940}{0,1947} \times 1,1481 \times 1$ $h_0 = 97,5809 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$	<p>8) Koefisien perpindahan panas (<math>h_i</math>)</p> $h_i = jH \times \frac{K}{D} \times Pr \times \phi_t$ $h_i = 210 \times \frac{0,3120}{0,1485} \times 1,9736 \times 1$ $h_i = 870,7688 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $h_{i0} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 870,7688 \times \frac{54,5669}{2}$ $h_{i0} = 23.757,5896 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$

9) Clean overall coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}} = \frac{97,5809 \times 23.757,5896}{97,5809 + 23.757,5896} = 97,1818 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$



## 10) Dirt Overall Coeficient (Ud)

Od = 2in dan BWG 12 didapatkan a'' = 0,5236 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, Tabel 10)

N = 421

L = 20,0886 ft

A = N . L . a'' = 421 × 20,0886 ft × 0,5236 = 4.428,2388 ft<sup>2</sup>

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} = \frac{31.441.798,0800 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{4.428,2388 \text{ft}^2 \times 796,5422^\circ\text{F}} = 8,9139 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$$

## 11) Menghitung Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{97,1818 - 8,9139}{97,1818 \times 8,9139} = 0,1019 \frac{\text{hr. ft}^2\text{°F}}{\text{Btu}}$$

## 12) Efisiensi

$$E = \frac{Q_{\text{tube}}}{Q_{\text{shell}}} \times 100\% = \frac{31.441.798,0800}{496.490,1739} \times 100\% = 63,3281 \%$$

Summary		
Duty	30.945.307,9061	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$
Shell Heat Transfer	97,5809	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Tube Heat Transfer	23.757,5896	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
ΔT LMTD	796,5422	°F
Uc	79,1818	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Ud	8,9139	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Rd	0,1019	$\frac{\text{hr. ft}^2\text{°F}}{\text{Btu}}$
Effisiensi	63,3281	%



<b>Pressure Drop</b>	
<b>Shell (Steam)</b>	<b>Tube (Asam Fosfat)</b>
<p>1') Pressure drop (<math>\Delta P_s</math>)            Untuk <math>Re_s = 5.830,4039</math>,            Friction factors (<math>f</math>) = 0,0025            (Kern, Fig. 29)</p> $G_s = 17.608,8331 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$ $D_s = \frac{54,5699 \text{ in}}{12} = 4,5472 \text{ ft}$ $L = 6.123 \text{ mm} = 241,0630 \text{ in}$ $B = 950 \text{ mm} = 37,4016 \text{ in}$ $N + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \frac{241,0630}{37,4016} = 77,3432$ $d_e = 0,1947 \text{ ft}$ $s = 1$ (Kern, Tabel 6) $\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,5881}{0,5881} \right)^{0,14} = 1$ $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0025 \times 17.608,8331^2 \times 4,5472 \times 77,3432}{5,22 \times 10^{10} \times 0,1947 \times 1 \times 1}$ $\Delta P_s = 0,0026 \text{ psi}$	<p>1) Pressur e drop (<math>\Delta P_t</math>)  <math>(\Delta P_t) = 0.349 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 G}</math>  <math>(\Delta P_t) = 4,9639 \text{ psi}</math></p>

Desain heat exchanger dengan jumlah tube 421, panjang 20,0886 ft, 2 in OD tube, 12 BWG dengan nilai UD sebesar  $8,9139 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$  telah sesuai dengan syarat yang ditentukan yaitu *pressure drop* pada aliran steam sebesar 0,0026 psi dan pada aliran asam fosfat sebesar 4,9639 psi tidak melebihi 10 psi sehingga alat ini dapat digunakan.



## B. Perhitungan performance Heat Exchanger E-2501 Desain dengan Plug 78 Buah

Tube E-2501 mengalami kebocoran sehingga harus dilakukan plug agar fluida yang berada di sisi tube dan shell tidak terkontaminasi. Jumlah tube yang di-plug sebanyak 78 buah.

### 1) Menghitung Duty (Q)

	M		Cp		Masuk		Keluar		Δt (°F)
	ton/hr	lb/hr	kcal/kg.°C	Btu/lb.°F	°C	°F	°C	°F	
Shell	13,35	30.224,4	1,0140	1,0140	114	237,2	105	221	16,2
Tube	7.014	15.879.696	0,5500	0,5500	88	190,4	90	194	3,6

$$\begin{aligned} Q_s &= m. cp. \Delta t \\ &= 30.224,4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 1,0140 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 16,2^\circ\text{F} \\ &= 496.490,1739 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_t &= m. cp. \Delta t \\ &= 15.879,696 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0,5500 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 3,6^\circ\text{F} \\ &= 31.441.798,0800 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= Q_{\text{tube}} - Q_{\text{shell}} \\ &= (496.490,1739 - 31.441.798,0800) \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \\ &= 30.945.307,9061 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

### 2) Menghitung LMTD

	Masuk		Keluar		Δt1 (°F)	Δt2 (°F)
	oC	oF	oC	oF	(T2-t1)	(T1-t2)
Shell (T)	114	237,2	105	221	30,6	43,2
Tube (t)	88	190,4	90	194		



$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{43,2 - 30,6}{\ln \frac{43,2}{30,6}} = 36,5386^\circ\text{F}$$

Dari data diketahui LMTD koreksi sebesar 21,8

$$\Delta T_{LMTD} = LMTD \times F_T$$

$$\Delta T_{LMTD} = 36,512^\circ\text{F} \times 21,8 = 796,5422^\circ\text{F}$$

Shell Side (Steam)	Tube Side (Asam Fosfat)
3') Flow Area ( $a_s$ ) IDs = 1386 mm = 54,5699 in Pitch ( $P_T$ ) = 57,8 mm = 2,2756 in C' = $P_T - OD$ Tube C' = (2,2756 - 2)in = 0,2756 in B = 950 mm = 37,4016 in  $a_s = \frac{ID \times c' \times B}{144 \times P_T}$ $a_s = \frac{54,5699 \times 0,2756 \times 37,4016}{144 \times 2,2756}$ $a_s = 1,7164 \text{ ft}^2$	3) Flow Area ( $a_t$ ) Jumlah tube ( $N_t$ ) = 421-78 = 343 Jumlah Passes ( $n$ ) = 1 OD <sub>t</sub> = 50,8 mm = 2 in BGW 12 diperoleh nilai At'' = 2,4941  (Kern, tabel 10)  $A_t = \frac{N_t \times At''}{144 \times n}$ $A_t = \frac{343 \times 2,4941}{144 \times 1}$ $A_t = 5,9408 \text{ ft}^2$
4') Mass Velocity ( $G_s$ )  $G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{30.224,4 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{1,7164 \text{ ft}^2}$ $G_s = 17.608,8331 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$	4) Mass Velocity ( $G_t$ )  $G_t = \frac{W_t}{A_t} = \frac{15.879,696 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{5,9408 \text{ ft}^2}$ $G_t = 2.672.986,0593 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$
5') Reynold Number ( $Re_s$ )  $\mu = 0,243 \text{ cps} \times \frac{2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}}{\text{cp}}$ $\mu = 0,5881 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ $d_e = \frac{4 \times \left(\frac{P_T}{2}\right) \times 0,87 P_T - \frac{1}{2} \pi d_o^2}{\frac{\pi d_o}{2}}$	5) Reynold Number ( $Re_t$ ) Pada OD <sub>t</sub> = 2 in dan BWG = 12 D = 1,782 in = 0,1485 ft  (Perry, Tabel 11-12)  $\mu = 1.802 \text{ cps} \times \frac{2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}}{\text{cp}}$ $\mu = 4,3608 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$



$d_e = \frac{4 \times \left( \frac{2,2756}{2} \right) \times 0,87(2,2756) - \frac{1}{2}(3,14)(2)^2}{\frac{(3,14)(2)}{2}}$ $d_e = 2,3365 \text{ in} = 0,1947 \text{ ft}$ $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} = \frac{2,3365 \times 17.608,8331}{0,5881}$ $Re_s = 5.830,4039$	$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{1,485 \times 2.672.986,0593}{4,3608}$ $Re_t = 91.023,3877$
<p>6') Film Coefficient (jH)</p> $jH = 42 \frac{\text{Btu}}{\text{lb. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ <p>(Kern, Fig. 28)</p>	<p>6) Film Coefficient (jH)</p> $L = 6123 \text{ mm} = 20,0866 \text{ ft}$ $D = 0,1485 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{20,0866 \text{ ft}}{0,1485 \text{ ft}} = 135,2767$ $jH = 240 \frac{\text{Btu}}{\text{lb. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ <p>(Kern, Fig. 24)</p>
<p>7') Bilangan Prandtl</p> $k = 0,5860 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.m}^\circ\text{C}} = 0,3940 \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $c = 1,0140 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 1,0140 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ $Pr = \left( \frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{1,0140 \times 0,5881}{0,3940} \right)^{1/3}$ $Pr = 1,1481$	<p>7) Bilangan Prandtl</p> $k = 0,4640 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.m}^\circ\text{C}} = 0,3120 \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $c = 0,5500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 0,5500 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ $Pr = \left( \frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,5500 \times 4,3608}{0,3120} \right)^{1/3}$ $Pr = 1,9736$
<p>8') Koefisien perpindahan panas (<math>h_0</math>)</p> $h_0 = jH \times \frac{K}{D} \times Pr \times \phi_s$ $h_0 = 42 \times \frac{0,3940}{0,1947} \times 1,1481 \times 1$ $h_0 = 97,5809 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$	<p>8) Koefisien perpindahan panas (<math>h_{i0}</math>)</p> $h_i = jH \times \frac{K}{D} \times Pr \times \phi_t$ $h_i = 240 \times \frac{0,3120}{0,1485} \times 1,9736 \times 1$ $h_i = 995,1643 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $h_{i0} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 995,1643 \times \frac{54,5669}{2}$ $h_{i0} = 27.151,5310 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$



9) Clean overall coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{97,5809 \times 27.151,5310}{97,5809 + 27.151,5310} = 97,2315 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

10) Dirt Overall Coefficient ( $U_d$ )

$O_d = 2\text{in}$  dan BWG 12 didapatkan  $a'' = 0,5236 \text{ ft}^2/\text{ft}$  (Kern, Tabel 10)

$$N = 421 - 78 = 343$$

$$L = 20,0886 \text{ ft}$$

$$A = N \cdot L \cdot a'' = 343 \times 20,0886 \text{ ft} \times 0,5236 = 3.607,8050 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta\text{LMTD}} = \frac{31.441.798,0800 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{820,4338 \text{ ft}^2 \times 796,5422^\circ\text{F}} = 10,9410 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

11) Menghitung  $R_d$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{97,2315 - 10,9410}{97,2315 \times 10,9410} = 0,0811 \frac{\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

12) Efisiensi

$$E = \frac{Q_{\text{tube}}}{Q_{\text{shell}}} \times 100\% = \frac{31.441.798,0800}{496.490,1739} \times 100\% = 63,3281 \%$$



Summary		
Duty	30.945.307,9061	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$
Shell Heat Transfer	97,5809	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Tube Heat Transfer	27.151,5310	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
$\Delta T$ LMTD	796,5422	°F
Uc	97,2315	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Ud	10,9410	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Rd	0,0811	$\frac{\text{hr. ft}^2\text{°F}}{\text{Btu}}$
Effisiensi	63,3281	%

Pressure Drop	
Shell (Steam)	Tube (Asam Fosfat)
1') Pressure drop ( $\Delta P_s$ ) Untuk $Re_s = 5.830,4039$ Friction factors ( $f$ ) = 0,0025 (Kern, Fig. 29) $G_s = 17.608,8331 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$ $D_s = \frac{54,5699 \text{ in}}{12} = 4,5472 \text{ ft}$ $L = 6.123 \text{ mm} = 241,0630 \text{ in}$ $B = 950 \text{ mm} = 37,4016 \text{ in}$ $N + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \frac{241,0630}{37,4016} = 77,3432$ $d_e = 0,1947 \text{ ft}$ $s = 1$ (Kern, Tabel 6)	1) Pressur e drop ( $\Delta P_t$ ) $(\Delta P_t) = 0.349 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{G}}$ $(\Delta P_t) = 4,9639 \text{ psi}$





$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,5881}{0,5881} \right)^{0,14} = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0025 \times 17.608,8331^2 \times 4,5472 \times 77,3432}{5,22 \times 10^{10} \times 0,1947 \times 1 \times 1}$$

$$\Delta P_s = 0,0026 \text{ psi}$$

Desain heat exchanger dengan plug 78 sehingga jumlah tube 343, panjang 20,0886 ft, 2 in OD tube, 12 BWG dengan nilai UD sebesar  $10,9410 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2\text{°F}}$  telah sesuai dengan syarat yang ditentukan yaitu *pressure drop* pada aliran steam sebesar 0,0026 psi dan pada aliran asam fosfat sebesar 4,9639 psi tidak melebihi 10 psi sehingga alat ini dapat digunakan.

Summary			
	421 Tube	343 Tube	
Shell Heat Transfer	97,5809	97,5809	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Tube Heat Transfer	23.757,59	27.151,53	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Uc	79,1818	97,2315	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Ud	8,9139	10,941	$\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2\text{°F}}$
Rd	0,1019	0,0811	$\frac{\text{hr. ft}^2\text{°F}}{\text{Btu}}$
$\Delta P_s$	0,0026		psi
$\Delta P_t$	4,9639		Psi
Efisiensi	63,3281		%

Berdasarkan hasil perhitungan diatas, dapat diketahui bahwa pemasangan plug karena kebocoran yang dipasang mempengaruhi koefisien heat transfer pada tube dan nilai *Dirt Overall Coeficient* (Ud). Semakin sedikit jumlah tube maka nilai



tube heat transfer dan dan *Dirt Overall Coefficient* ( $U_d$ ) semakin besar. Hal ini berpengaruh terhadap nilai  $U_c$  dan  $R_d$ . Nilai  $u_c$  dan  $u_d$  pada desain 343 tube lebih tinggi sehingga nilai  $r_d$  yang dihasilkan pada 343 tube lebih kecil. *Dirt factor* ( $R_d$ ) pada 421 tube sebesar  $0,1019 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$ , sedangkan pada 343 tube sebesar  $0,0811 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$ . Berdasarkan *table 12 fouling factor* “Kern” nilai  $R_d$  yang diizinkan adalah  $0,002 \text{ (hr)(ft}^3\text{)/(Btu)}$  maka dapat dikatakan bahwa nilai  $R_d$  perhitungan masih belum memenuhi nilai  $R_d$  yang diizinkan. Dikarenakan nilai  $R_d$  hitung lebih besar dari nilai  $R_d$  ketentuan. Maka menunjukkan bahwa heat exchanger E-2501 memiliki faktor pengotor yang cukup banyak. Nilai faktor pengotor sangat berpengaruh pada proses perpindahan panas yang masuk kedalam shell maupun tube. Dalam pengendaliannya perlu dilakukan proses pembersihan alat secara rutin atau penghilangan kadar impurities yang dapat membuat kerak pada dinding-dinding pipa. Pada nilai koefisien perpindahan panas tersebut juga dipengaruhi oleh adanya fouling factor ( $R_d$ ) karena semakin banyak kotoran yang menempel pada tube maupun shell maka nilai koefisien perpindahan panas ( $U_d$ ) akan mengalami penurunan. Hal ini menunjukkan bahwa hantaran perpindahan panas dalam keadaan ini sangatlah kotor sehingga (fouling factor atau  $R_d$ ) kotoran yang menempel pada bagian permukaan dinding shell dan tube akan mengurangi perpindahan panas yang terjadi.

Pressure drop pada shell dihasilkan sebesar 0,0026 psi dan pressure drop pada tube sebesar 4,9639 psi. Nilai pressure drop yang diperoleh masih dibawah nilai standart yang diperbolehkan, yaitu sebesar 10 psi. Hal ini menunjukkan bahwa heat exchanger E-2501 dinyatakan masih layak dioperasikan karena tidak melebihi standart batas yang diperbolehkan. Berdasarkan hasil perhitungan tersebut menunjukkan bahwa nilai dirt factor pada heat exchanger E-2501 lebih besar dari dirt factor yang diizinkan, karena nilai dirt factor yang lebih besar sehingga akan menghambat laju perpindahan panas antara hot fluid dan cold fluid. Oleh karena itu, perlu dilakukan pembersihan pada unit Heat Exchanger E-2501 secara teratur. Hal ini bertujuan agar alat-alat proses khususnya Heat Exchanger E-2501 menjadi lebih baik selama proses berlangsung, serta proses pembersihan akan mengurangi



menumpukkan kerak pada dinding dalam maupun luar tube, sehingga pertukaran panas bisa berjalan dengan maksimum.

Keefektifan *heat exchanger* dengan laju aliran massa fluida panas  $30.224,4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$  dan laju aliran massa fluida dingin sebesar  $15.879,696 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$  adalah 63,3281%. Jika dilihat dari hasil perhitungan di atas, daya guna suatu alat penukar panas (*performance heat exchanger*) dapat ditingkatkan dengan menggunakan perubahan laju aliran massa fluida dinginnya, karena setiap fluida dingin yang mengalir ke dalam alat penukar panas akan membawa panas yang dialirkan melalui dinding-dinding pipa suatu alat penukar panas tersebut (konduktansi), selain itu kecepatan fluida dingin yang mengalir akan semakin mempermudah panas meresap kedalam fluida dingin (konveksi). Maka dari itu, semakin besar laju aliran massa fluida dingin yang dialirkan pada suatu alat penukar panas maka akan semakin besar keefektifan yang akan dihasilkan oleh alat penukar panas tersebut.