

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku utama dalam pembuatan amonium sulfat adalah amonia ( $\text{NH}_3$ ) dan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Spesifikasi bahan baku dan produk yang digunakan dalam proses ini mengacu pada PT Petrokimia Gresik dan SNI 02-1760-2005.

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

###### a. Amonia

- Rumus molekul :  $\text{NH}_3$
- Wujud : Cair ( $T = -33^\circ$ ;  $P = 1 \text{ atm}$ )
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Khas amonia
- Komposisi
  - Amonia : 99.5%
  - $\text{H}_2\text{O}$  : 0.5
- Massa jenis : 0.5971 gr/cc

(PT Petrokimia Gresik, 2026, SNI 06-0045-1987)

###### b. Asam Sulfat

- Rumus molekul :  $\text{H}_2\text{SO}_4$
- Wujud : Cair ( $T = 30^\circ\text{C}$ ;  $P = 1 \text{ atm}$ )
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Menyengat
- Komposisi
  - Asam sulfat : 99.5%
  - $\text{H}_2\text{O}$  : 0.5
- Massa jenis : 1,8261 gr/cc, pada suhu  $30^\circ\text{C}$

(PT Petrokimia Gresik, 2026, SNI 06-0030-1996)

### 2.1.2 Spesifikasi Produk

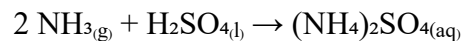
Spesifikasi produk mengacu pada SNI 02-1760-2005 dan Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry* vol. 3, halaman 274.

- Rumus molekul :  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Wujud : Kristal
- Warna : Putih
- Bau : Tidak berbau
- Komposisi
  - Nitrogen : min. 20,8%
  - Belerang : min. 23,8%
  - $\text{H}_2\text{SO}_4$  : maks. 0,1
  - $\text{H}_2\text{O}$  : maks. 1,0
- Massa jenis : 1,769 gr/cc
- Ukuran : 0,5 – 3 mm
- Kemasan : Sak (50 kg)

## 2.2 Konsep Proses

### 2.2.1 Dasar, Fase, dan Sifat Reaksi

Proses pembuatan amonium sulfat didasarkan pada reaksi netralisasi yang melibatkan amonia dalam fase gas dengan asam sulfat dalam fase cair di dalam reaktor saturator hingga tercapai tahap kristalisasi. Reaksi pembentukan senyawa amonium sulfat tersebut bersifat eksotermis, yang dapat direpresentasikan melalui persamaan reaksi berikut:



Adapun kondisi operasi yang diterapkan dalam proses tersebut adalah sebagai berikut:

Temperatur (T) = 105°C

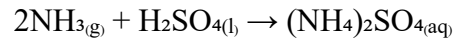
Tekanan (P) = 1 atm

Entalpi reaksi ( $\Delta H$ ) = - 274 kJ/kmol atau 65,64 kkal/kmol

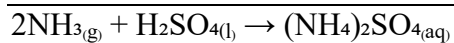
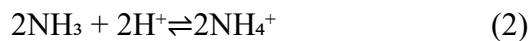
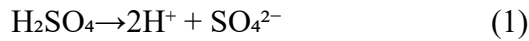
Nilai entalpi reaksi yang bernilai negatif mengindikasikan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis, yakni terjadi pelepasan energi panas ke lingkungan selama proses reaksi berlangsung (Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry* vol. 3, halaman 274, dan Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology* vol.2, halaman 367-368)

### 2.2.2 Mekanisme Reaksi

Produksi amonium sulfat merupakan reaksi netralisasi antara amonia fase gas dan asam sulfat fase cair, yang dapat dituliskan sebagai berikut:



Mekanisme reaksi yang terjadi dapat dijabarkan melalui tiga tahapan berikut:



(Vogel Hal. 61-66, 1979)

Mekanisme reaksi tersebut berlandaskan pada teori asam-basa *Bronsted-Lowry*, di mana asam berperan sebagai donor proton dan basa berperan sebagai akseptor proton. Dalam hal ini, asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) mengalami disosiasi menghasilkan dua ion proton ( $\text{H}^+$ ) dan satu ion basa konjugat ( $\text{SO}_4^{2-}$ ). Ion proton yang terbentuk selanjutnya bereaksi dengan basa berupa ammonia ( $\text{NH}_3$ ) membentuk asam konjugat  $\text{NH}_4^+$ , yang kemudian bereaksi dengan ion basa konjugat  $\text{SO}_4^{2-}$  sehingga terbentuk produk akhir berupa amonium sulfat  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ .

Reaksi berlangsung di dalam reaktor pada rentang temperatur 105–106°C dan tekanan 1 atm. Pemilihan kondisi operasi tersebut didasarkan pada pertimbangan bahwa temperatur yang terlalu tinggi dapat mengakibatkan dekomposisi amonium sulfat menjadi ammonium bisulfat, sedangkan pemanasan hingga 300°C akan menyebabkan dekomposisi lebih lanjut membentuk  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , dan  $\text{N}_2$ . Sebaliknya, temperatur yang terlalu rendah akan menurunkan konversi reaksi secara signifikan.

Reaksi netralisasi pembentukan Amonium Sulfat amonium sulfat ini tergolong reaksi eksotermis, sehingga peningkatan temperatur akan meningkatkan konversi sekaligus mempercepat laju reaksi. Umpan reaktor berupa amonia fase gas dan asam sulfat fase cair dimasukkan ke dalam reaktor dengan perbandingan mol 2:1, sesuai dengan stoikiometri reaksi. Konversi reaksi yang dicapai sebesar 98%, sehingga terdapat sisa reaktan yang tidak terkonversi dan dikembalikan (*recycle*) ke dalam reaktor.

(Kirk & Othmer, 1998)

### 2.2.3 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika pada suatu reaksi bertujuan untuk mengetahui sifat dan arah berlangsungnya reaksi. Salah satu cara untuk menentukan apakah suatu reaksi bersifat eksotermis atau endotermis adalah dengan menghitung nilai entalpi pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) pada tekanan 1 atm dan temperatur 298,15 K dari masing-masing reaktan dan produk yang terlibat. Pada reaksi pembentukan amonium sulfat melalui proses netralisasi, nilai entalpi pembentukan standar setiap komponen yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_f (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 &= -281,74 \text{ kkal/mol} \\ \Delta H^\circ_f \text{NH}_3 &= -10,96 \text{ kkal/mol} \\ \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4 &= -193,69 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

(Perry Tabel 2-178 halaman buku 188 -190, 1999 dan CRC Handbook of Chemistry and Physics halaman 864)

Berdasarkan data tersebut, entalpi reaksi standar ( $\Delta H^\circ_{f298}$ ) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{f298} &= \Delta H^\circ_f \text{Produk} - \Delta H^\circ_f \text{Reaktan} \\ \Delta H^\circ_{f298} &= -281,74 - [(2 \times -10,96) + (-193,69)] \\ \Delta H^\circ_{f298} &= -66,13 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa nilai  $\Delta H^\circ_{f298}$  bertanda negatif, yang mengindikasikan bahwa reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat eksotermis, sehingga reaksi ini disertai pelepasan energi panas ke lingkungan.

Sifat reaksi, apakah bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*), dapat dianalisis secara termodinamika menggunakan hubungan antara energi bebas Gibbs dan konstanta kesetimbangan, yaitu:

$$\begin{aligned}\frac{d\left(\frac{\Delta G}{RT}\right)}{dT} &= \frac{-\Delta H^\circ}{RT^2} \\ \Delta G^\circ &= -RT \ln K\end{aligned}$$

(Smith Vannes, 2001 halaman 195-196 & Middle Burg 2024, halaman 41)

Berdasarkan data energi bebas Gibbs standar (*Gibbs Heat of Formation*):

$$\Delta G^\circ_{f298} \text{NH}_3 = -164,8 \text{ kkal/mol}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{f298} \text{H}_2\text{SO}_4 &= -3,903 \text{ kkal/mol} \\ \Delta G^\circ_{f298} (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 &= -215,06 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

(Perry Tabel 2-178 Halaman 188 - 190, 1999)

Maka diperoleh:

$$\Delta G^\circ_{f298} \text{reaksi} = -42,354 \text{ kkal/mol}$$

Sehingga konstanta kesetimbangan pada suhu 298 K adalah:

$$\begin{aligned}K_1 &= e^{\frac{-\Delta G}{RT}} \\ K_1 &= e^{\frac{-42,354}{0,001987094 \times 298,15}} \\ K_1 &= 1,11 \times 10^{31}\end{aligned}$$

Nilai K yang sangat besar ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung sangat ke arah produk, sehingga secara praktis dapat dianggap sebagai reaksi *irreversible*. Selanjutnya, untuk mengetahui pengaruh suhu terhadap kesetimbangan digunakan persamaan Van't Hoff (Perry, Halaman 4-36):

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^\circ}{RT^2}$$

Dalam bentuk terintegrasi dinyatakan sebagai:

$$\ln \frac{K_1}{K_2} = -\frac{\Delta H^\circ}{R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dengan menggunakan data entalpi pembentukan:

$$\begin{aligned}\ln \frac{1,11 \times 10^{31}}{K_2} &= -\frac{-42,354}{0,001987094} \left( \frac{1}{378,15} - \frac{1}{298,15} \right) \\ K_2 &= 3,01 \times 10^{24}\end{aligned}$$

Dari persamaan di atas didapatkan harga  $K_2 \geq 1$  pada suhu 378°K. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat searah (*irreversible*).

#### 2.2.4 Tinjauan Kinetika

Secara umum, laju berlangsungnya suatu reaksi dipengaruhi oleh konstanta kecepatan reaksi (k), orde reaksi, dan konsentrasi pereaksi. Nilai konstanta kecepatan reaksi pada suhu 105°C dapat diperkirakan menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = 3,02 \times 10^3 e^{-\frac{3980}{RT}} S^{-1} \quad (\text{Venugopal, 1967})$$

k = Konstanta kecepatan reaksi (15,12 s<sup>-1</sup>)  
 R = Konstanta gas (1,987 kal/mol·K)  
 T = Temperatur (378,15 K)

Reaksi pembentukan amonium sulfat bersifat eksotermis, sehingga kenaikan suhu akan meningkatkan nilai konstanta kecepatan reaksi (k). Akibatnya, reaksi berlangsung lebih cepat pada suhu yang lebih tinggi. Namun, suhu operasi tidak boleh terlalu tinggi. Jika suhu mendekati atau melebihi 300°C, amonium sulfat dapat terurai menjadi senyawa lain seperti SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>O, dan N<sub>2</sub>. Oleh karena itu, pemilihan suhu harus diperhatikan agar reaksi tetap optimal tanpa menyebabkan dekomposisi produk (Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology vol.2, halaman 367).

### 2.3 Langkah Proses

Pembuatan amonium sulfat dengan proses netralisasi menggunakan bahan baku berupa amonia fasa gas dan asam sulfat fasa cair. Adapun tahapan prosesnya terbagi menjadi 6 tahapan utama, yaitu:

#### 2.3.1 Tahap Penyimpanan dan Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku Amonia diperoleh dari PT Petrokimia Gresik dalam bentuk cair. Amonia cair tersebut memiliki kemurnian 99,5% berat disimpan pada kondisi suhu -33°C dan tekanan 1 atm di dalam tangki penyimpanan amonia (T-101). Bahan baku asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik dalam bentuk cair. asam sulfat tersebut memiliki kemurnian 98% disimpan pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm di dalam tangki penyimpanan asam sulfat (T-102).

Tahap penyiapan bahan baku merupakan tahap awal yang bertujuan untuk mengkondisikan seluruh bahan baku agar memenuhi persyaratan kondisi operasi reaktor. Secara umum, tahap ini mencakup dua hal pokok, yaitu:

1. Menaikkan temperatur amonia dari -33°C menjadi 70°C sekaligus mengubah fasenya dari fase cair menjadi fase gas.
2. Memompa dan menaikkan temperatur asam sulfat dari 30°C menjadi 105°C.

Bahan baku amonia cair dipompa dengan *centrifugal pump* dan dinaikkan suhunya dengan *heat exchanger* dari suhu 30°C menjadi suhu 70°C sehingga fasanya berubah dari fasa cair menjadi fasa gas. Selanjutnya gas amonia ini akan dialirkan menuju reaktor melalui sparger untuk masuk ke tahap pembentukan produk. Bahan baku asam sulfat dipompa dengan *centrifugal pump* dan dinaikkan suhunya menggunakan *heat exchanger* sehingga suhu asam sulfat naik dari suhu 30°C menjadi suhu 105°C.

### 2.3.2 Tahap Reaksi Netralisasi dan Pembentukan Kristal

Tahap ini merupakan inti dari proses produksi, di mana seluruh umpan reaktor direaksikan pada kondisi operasi yang telah ditentukan sehingga dihasilkan produk berupa kristal Amonium Sulfat. Reaksi pembentukan amonium sulfat berlangsung di dalam reaktor saturator (R-01) melalui dua proses yang terjadi secara bersamaan, yaitu netralisasi dan kristalisasi. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi antara asam sulfat sebagai komponen asam dan amonia sebagai komponen basa, yang menghasilkan produk amonium sulfat. Kedua bahan baku tersebut, yakni asam sulfat cair dan gas amonia, diumpankan ke dalam reaktor secara kontinyu.

Pada kondisi operasi normal, saturator telah terisi *mother liquor* berupa larutan jenuh Amonium Sulfat. Uap jenuh NH<sub>3</sub> masuk ke saturator melalui *sparger* yang terletak di tengah saturator dan bermuara di bagian *bottom cone*. Udara pengaduk yang digunakan diambil dari udara luar yang ditekan oleh kompresor AC-01 sebelum dimasukkan ke dalam saturator. Kondisi operasi di dalam saturator dijaga pada temperatur 105°C, tekanan 1 atm, dengan level larutan dipertahankan pada 70%–80% volume saturator melalui pengaturan laju alir umpan.

Asam sulfat cair didistribusikan melalui pipa yang sedikit terendam dalam larutan, dengan tujuan agar H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang bersifat korosif tidak bersentuhan langsung dengan dinding saturator sehingga dapat meminimalkan risiko korosi. Karena densitas asam sulfat cair lebih kecil dibandingkan *mother liquor*, asam sulfat cenderung berada di permukaan larutan. Sementara itu, uap amonia yang didistribusikan melalui *sparger* di bagian bawah saturator akan naik dalam bentuk gelembung dan bertemu dengan asam sulfat, sehingga terjadilah reaksi netralisasi yang disertai pelepasan panas (eksotermis).

Terbentuknya larutan amonium sulfat akibat reaksi netralisasi tersebut menyebabkan kondisi larutan *mother liquor* yang semula jenuh (*saturated*) berubah menjadi lewat jenuh (*supersaturated*). Kondisi ini didukung oleh panas hasil reaksi yang dimanfaatkan untuk menguapkan kandungan air dalam larutan amonium sulfat pada temperatur 105–106°C. Untuk

mempertahankan temperatur tersebut, dilakukan penyesuaian laju alir *cooling water* pada jaket pendingin reaktor. Larutan yang berada dalam kondisi lewat jenuh selanjutnya akan membentuk kristal yang mengendap di dasar saturator, sehingga diperlukan pengadukan yang memadai untuk mencegah penggumpalan.

*Mother liquor* hasil sentrifugasi yang ditampung pada tangki *mother liquor* (T-203) dikembalikan (*recycle*) ke dalam reaktor sebagai umpan kristal. Di dalam saturator, *mother liquor* ini didistribusikan melalui bagian dalam dan berfungsi ganda, yaitu untuk dijenuhkan kembali sekaligus menjaga level dan temperatur di dalam saturator. Panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis dimanfaatkan untuk memekatkan larutan amonium sulfat hingga terbentuk kondisi lewat jenuh. Kristal yang terbentuk berukuran 0.5 - 3mm, kristal bersama larutan induknya kemudian keluar dari reaktor melalui bagian bawah pada temperatur 105°C.

Perlu diperhatikan bahwa konsentrasi kristal di dalam saturator tidak boleh melebihi 50% berat, karena apabila batas tersebut terlampaui, dapat terbentuk gumpalan kristal yang berpotensi menyumbat saluran di bagian bawah saturator. Panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis didinginkan menggunakan *cooling water* pada jaket pendingin reaktor untuk mempertahankan kondisi operasi yang optimal. Uap yang terbentuk dan keluar dari saturator selanjutnya dikondensasikan dalam kondensor (CD-01) sebelum dialirkan ke tangki *mother liquor*.

### **2.3.3 Pemisahan Kristal**

Tahap pemisahan kristal bertujuan untuk memisahkan kristal amonium sulfat dari larutan induknya (*mother liquor*) menggunakan alat *centrifuge separator* (CF-301 – CF-303). Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran kristal dan *mother liquor* dengan perbandingan 1:1 dialirkan secara gravitasi menuju *centrifuge*. *Slurry* masuk melalui pipa stasioner yang berfungsi sebagai corong pengumpan. Di dalam *centrifuge*, kristal dipisahkan dari *mother liquor* memanfaatkan gaya sentrifugal yang timbul akibat putaran *basket* berkecepatan tinggi, sehingga *slurry* terlempar ke dinding *basket* yang dilapisi filter untuk menahan kristal.

Lapisan *cake* amonium sulfat yang terbentuk didorong keluar oleh *cake pusher* yang bergerak maju-mundur secara periodik, sehingga kristal bergeser ke arah bibir *basket* dan jatuh ke dalam *casing* menuju corong pengumpul. Kristal basah yang telah terpisah kemudian diangkut menggunakan *belt conveyor* (BC-301) dan *screw conveyor* (SC-301) untuk selanjutnya dikeringkan di dalam *rotary dryer* (RD-401). Filtrat berupa *mother liquor* yang dihasilkan selama

proses pemutaran *basket* dialirkan melalui saluran tersendiri, ditampung di tangki *mother liquor*, dan dikembalikan ke saturator menggunakan pompa.

#### **2.3.4 Pengeringan Produk**

Tahap pengeringan bertujuan untuk menurunkan kadar air dalam kristal amonium sulfat hingga tidak lebih dari 0,15% berat. Alat yang digunakan pada tahap ini adalah *rotary dryer* (RD-401).

Kristal basah dari *screw conveyor* dimasukkan ke dalam *rotary dryer* (RD-401) dan dikeringkan menggunakan udara panas secara *co-current*. Udara atmosfer pada temperatur 30°C terlebih dahulu dipanaskan di *steam heater* (AH-301) hingga mencapai temperatur 115°C, kemudian dialirkan ke dalam *rotary dryer* untuk menurunkan kadar air kristal amonium sulfat hingga mencapai 0,15% berat. Setelah proses pengeringan, kristal amonium sulfat keluar pada temperatur sekitar 103,83°C.

Selanjutnya, kristal amonium sulfat dialirkan ke *roller mill* (RM-401) untuk memperkecil dan menyeragamkan ukuran kristal. Produk keluaran *roller mill* kemudian masuk ke *vibrating screen* (VS-401) untuk dilakukan pengayakan sehingga diperoleh kristal amonium sulfat dengan ukuran sesuai spesifikasi, yaitu 30 *mesh*. Kristal yang tidak memenuhi ukuran yang diinginkan akan dikembalikan ke *roller mill* untuk diproses kembali hingga memenuhi spesifikasi produk.

Debu yang dihasilkan selama proses pengeringan di *rotary dryer* ditangkap oleh *cyclone* (CY-401) untuk dipisahkan antara padatan dan udara. Udara yang keluar dari bagian atas *cyclone* adalah udara bersih yang dibuang ke lingkungan. Sedangkan debu-debu halus yang masih mengandung kristal amonium sulfat akan dialirkan ke tangki *mother liquor* (T-201).

#### **2.3.5 Penyimpanan dan Pengemasan Produk**

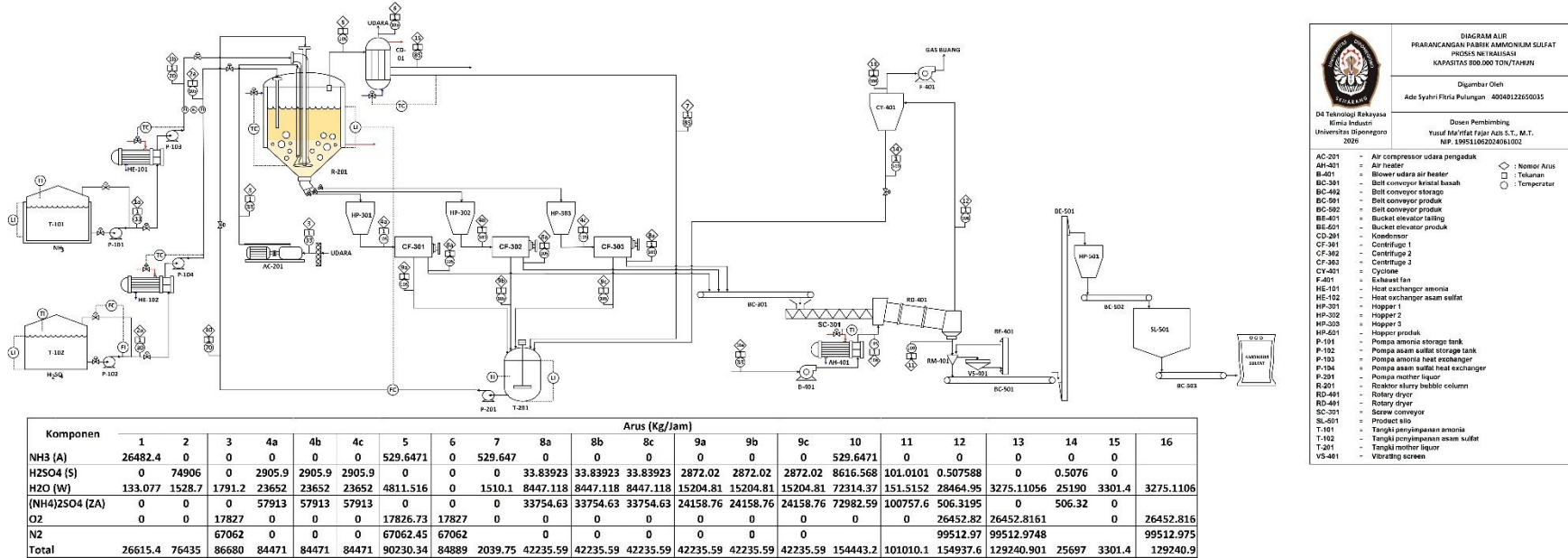
Kristal amonium sulfat yang telah memenuhi spesifikasi produk diangkut dari tahap sebelumnya menggunakan *bucket elevator* (BE-401) menuju *belt conveyor* (BC-02) yang selanjutnya membawa kristal ke *bucket elevator* kedua (BE-502) untuk dinaikkan ke elevasi yang lebih tinggi. Dari BE-02, kristal dialirkan menuju *hopper* (HP-501) yang berfungsi sebagai tempat penampungan sementara sekaligus pengatur laju alir kristal sebelum memasuki tahap pengemasan.

Kristal dari *hopper* (HP-501) kemudian dibawa oleh *belt conveyor* (BC-502) menuju silo (SL-501) sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum proses pengemasan berlangsung. Silo berfungsi untuk menjaga ketersediaan produk secara kontinu selama proses pengemasan berjalan.

Selanjutnya, kristal amonium sulfat dari silo (SL-501) dialirkan melalui bagian bawah silo menuju *belt conveyor* (BC-503) yang mengangkut kristal ke unit pengemasan. Pada unit pengemasan, kristal amonium sulfat diisikan ke dalam kantong kemasan berkapasitas 50 kilogram. Proses pengemasan meliputi pengisian kantong, penjahitan, pemeriksaan, dan pelabelan produk. Produk yang telah dikemas kemudian siap untuk disimpan di gudang dan dipasarkan.

## 2.4 Diagram Alir (Flowsheet)

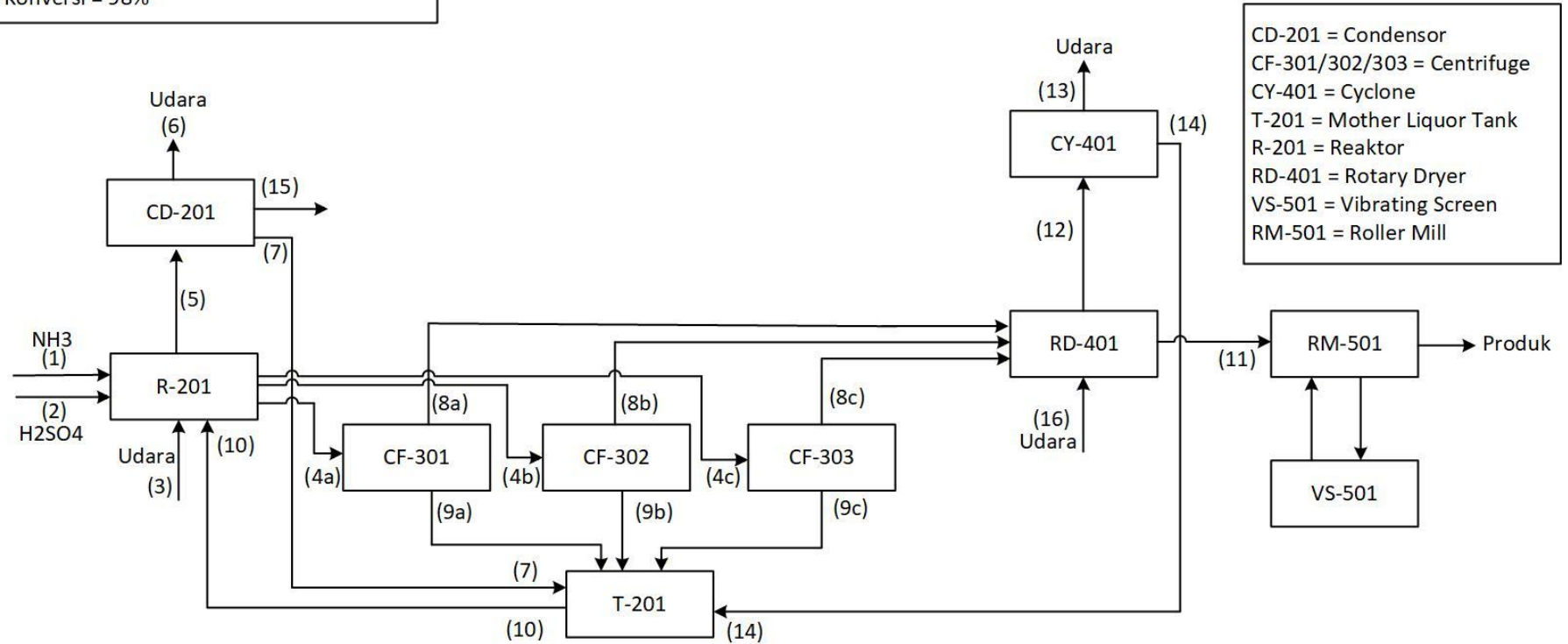
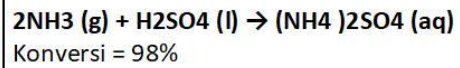
PRARANCANGAN PABRIK AMONIUM SULFAT DENGAN PROSES NETRALISASI KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 1 Process Flow Diagram Pabrik Amonium Sulfat

## 2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.5.1 Neraca Massa



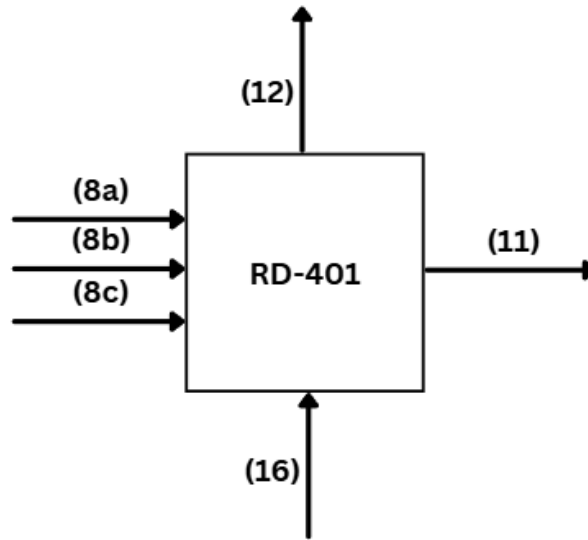
Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan Arus :

1. Amonia dari tangki penyimpanan masuk ke reaktor
2. Asam sulfat dari tangki penyimpanan masuk ke reaktor
3. Udara pengaduk
4. Produk keluaran reaktor masuk ke centrifuge
5. Udara masuk kondensor
6. Udara keluar proses
7. Kondensat masuk ke tangki *mother liquor*
8. Produk masuk *rotary dryer*
9. Filtrat masuk ke *mother liquor*
10. *Mother liquor* masuk ke reaktor
11. Produk keluar *rotary dryer*
12. Produk halus masuk *cyclone*
13. Udara keluar dari *cyclone*
14. Produk halus *cyclone* masuk ke tangki *mother liquor*
15. *Purge stream*
16. Udara pengering masuk ke *rotary dryer*

Berdasarkan diagram alir neraca massa pada Gambar 2.1, perhitungan neraca massa dilakukan untuk setiap unit operasi dengan asumsi proses berlangsung pada kondisi tunak (*steady state*), sehingga tidak terjadi akumulasi massa di dalam sistem. Dengan demikian, jumlah massa yang masuk ke dalam suatu unit sama dengan massa yang keluar dari unit tersebut.

1. Neraca Massa *Rotary Dryer*

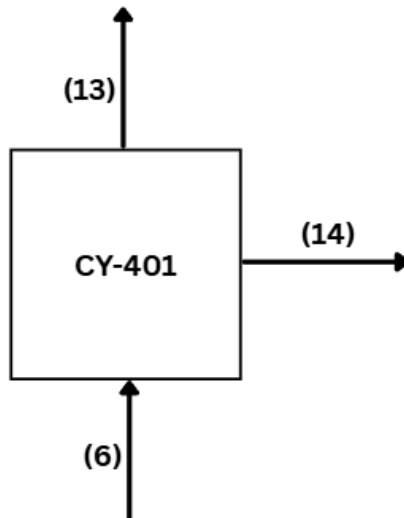


Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa *Rotary Dryer*

Tabel 2. 1 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)			Arus Keluar (kg/jam)		
	8a	8b	8c	16	11	12
NH <sub>3</sub>	0			0	0	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	33.83922982	33.83922982	33.83922982	0	101.010101	0.50758845
H <sub>2</sub> O	8447.117744	8447.117744	8447.117744	3275.110564	151.5151515	28464.9486
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	33754.63174	33754.63174	33754.63174	0	100757.5758	506.319476
O <sub>2</sub>				26452.81609	0	26452.8161
N <sub>2</sub>				99512.97482		99512.9748
<b>Total</b>	42235.58872	42235.58872	42235.58872	129240.9015	101010.101	154937.567
		<b>255947.6676</b>			<b>255947.6676</b>	

## 2. Neraca Massa Cyclone

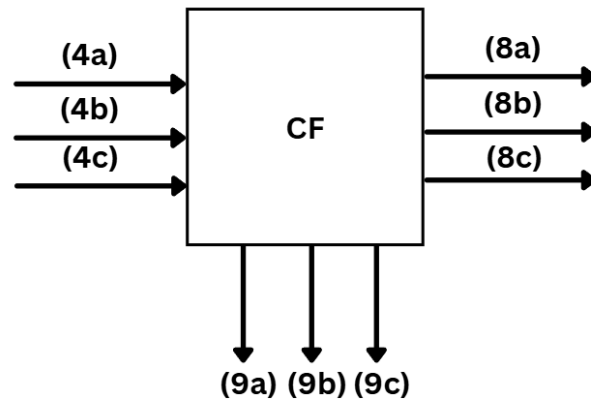


Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Massa Cyclone

Tabel 2. 2 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)		Arus Keluar (Kg/Jam)	
	12	13	13	14
NH <sub>3</sub>	-			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.507588447			0.507588447
H <sub>2</sub> O	28464.94864	3275.110564		25189.83808
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	506.3194762			506.3194762
O <sub>2</sub>	26452.81609	26452.81609		
N <sub>2</sub>	99512.97482	99512.97482		
<b>Total</b>	154937.5666	129240.9015	129240.9015	25696.66514
	<b>154937.5666</b>		<b>154937.5666</b>	

### 3. Neraca Massa *Centrifuge*



Gambar 2. 5 Diagram Alir Neraca Massa *Centrifuge*

Tabel 2. 3 Neraca Massa *Centrifuge* -301

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)		Arus Keluar (Kg/Jam)	
	4a	8a	9a	
NH <sub>3</sub>	-	-	-	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2905.859263	33.83922982	2872.020033	
H <sub>2</sub> O	23651.92968	8447.117744	15204.81194	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	57913.38849	33754.63174	24158.75675	
O <sub>2</sub>	-	-	-	
N <sub>2</sub>	-	-	-	
<b>Total</b>	84471.17744	42235.58872	42235.58872	
	<b>84471.17744</b>	<b>84471.17744</b>		

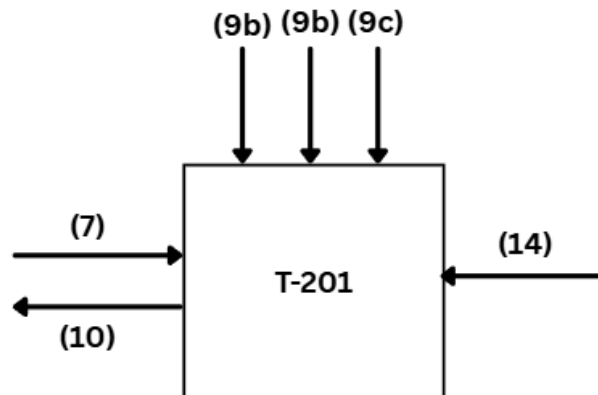
Tabel 2. 4 Neraca Massa *Centrifuge* -302

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)	
	4b	8b	9b
NH <sub>3</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2905.859263	33.83922982	2872.020033
H <sub>2</sub> O	23651.92968	8447.117744	15204.81194
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	57913.38849	33754.63174	24158.75675
O <sub>2</sub>	-	-	-
N <sub>2</sub>	-	-	-
<b>Total</b>	84471.17744	42235.58872	42235.58872
	<b>84471.17744</b>	<b>84471.17744</b>	

Tabel 2. 5 Neraca Massa *Centrifuge* -303

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)	
	4c	8c	9c
NH <sub>3</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2905.859263	33.83922982	2872.020033
H <sub>2</sub> O	23651.92968	8447.117744	15204.81194
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	57913.38849	33754.63174	24158.75675
O <sub>2</sub>	-	-	-
N <sub>2</sub>	-	-	-
<b>Total</b>	84471.17744	42235.58872	42235.58872
	<b>84471.17744</b>	<b>84471.17744</b>	

4. Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

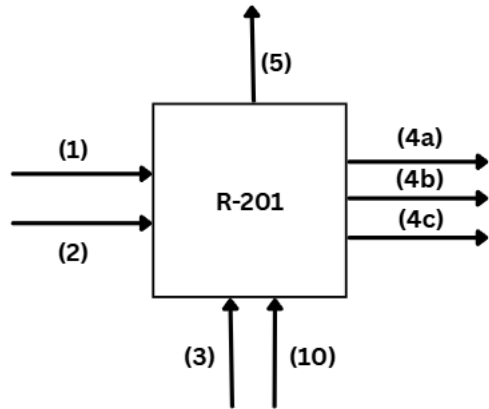


Gambar 2. 6 Diagram Alir Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

Tabel 2. 6 Neraca Massa *Mother Liquor Tank*

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)					Arus Keluar (kg/jam)
	9a	9b	9c	14	7	10
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-	529.64712	529.64712
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2872.020033	2872.020033	2872.020033	0.507588447	-	8616.56769
H <sub>2</sub> O	15204.81194	15204.81194	15204.81194	25189.83808	1510.1011	72314.375
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	24158.75675	24158.75675	24158.75675	506.3194762	-	72982.5897
O <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
N <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	42235.58872	42235.58872	42235.58872	25696.66514	2039.74822	154443.18
			<b>154443.2</b>			<b>154443.2</b>

5. Neraca Massa Reaktor

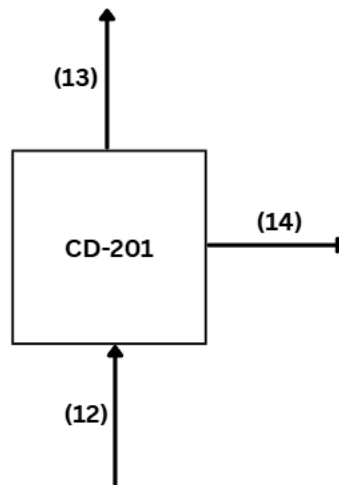


Gambar 2. 7 Diagram Alir Neraca Massa Reaktor

Tabel 2. 7 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)				Arus Keluar (kg/jam)			
	1	2	3	10	4a	4b	4c	5
NH <sub>3</sub>	26482.35603				0	0	0	529.647121
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		74905.87695		8616.567687	2905.859263	2905.85926	2905.859263	
H <sub>2</sub> O	133.077166	1528.691366	1791.161626	72314.37499	23651.92968	23651.9297	23651.92968	4811.51611
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				72982.58972	57913.38849	57913.3885	57913.38849	
O <sub>2</sub>			17826.72709		0	0		17826.7271
N <sub>2</sub>			67062.44952		0	0		67062.4495
<b>Total</b>	26615.43	76434.56832	86680.33823	153913.5324	84471.17744	84471.1774	84471.17744	90230.3398
		<b>343643.8721</b>				<b>343643.8721</b>		

## 6. Neraca Massa Kondensor

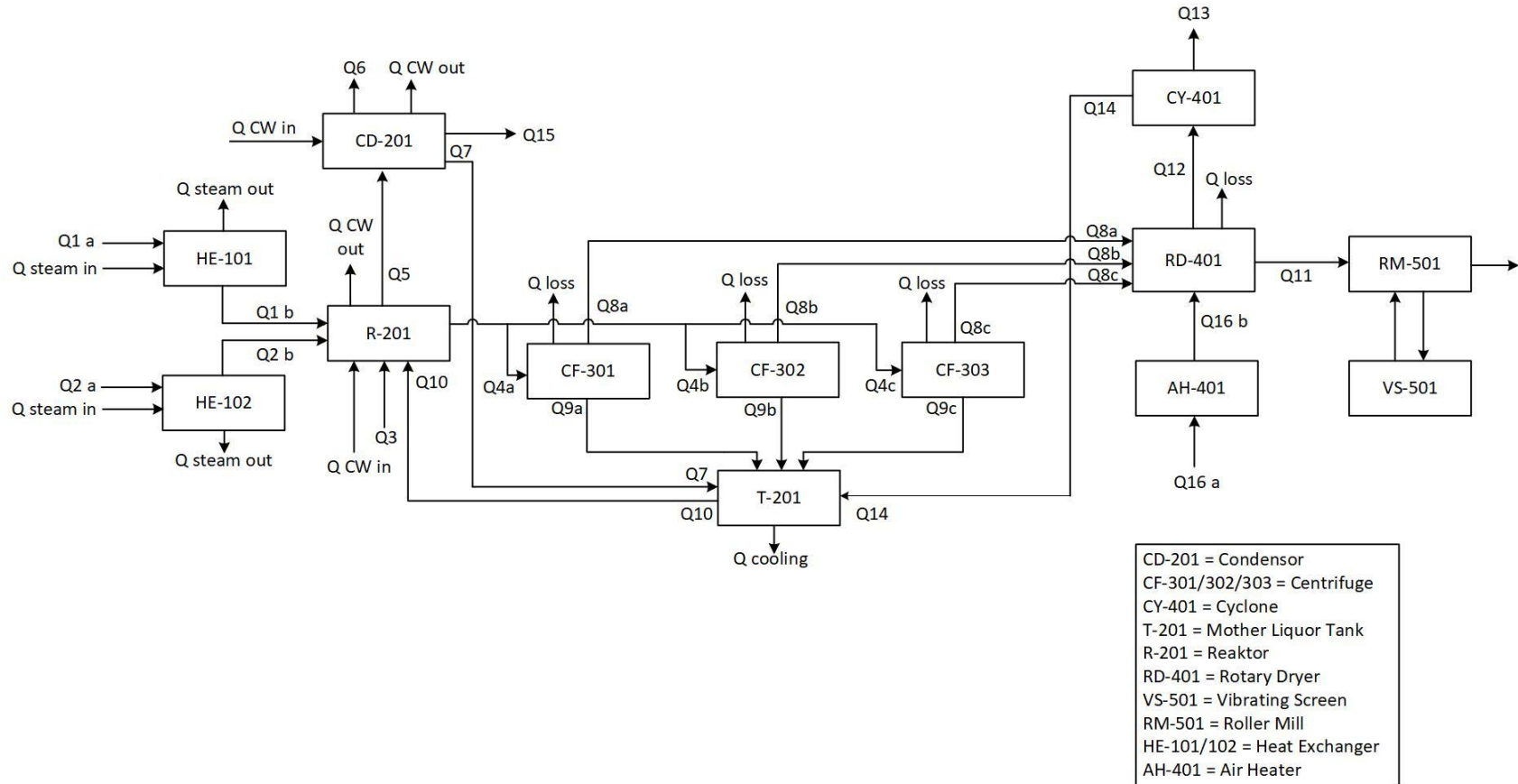


Gambar 2. 8 Diagram Alir Neraca Massa Kondensor

Tabel 2. 8 Neraca Massa Kondensor

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)		Arus Keluar (Kg/Jam)	
	5	6	7	15
NH <sub>3</sub>	529.6471206	-	529.6471206	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	41380.51399	-	1510.1011	3301.415007
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-
O <sub>2</sub>	18202.87103	17826.72709	-	-
N <sub>2</sub>	68477.4672	67062.44952	-	-
<b>Total</b>	128590.4993	84889.1766	2039.748221	3301.415007
	<b>90230.33983</b>		<b>90230.33983</b>	

## 2.7.1 Neraca Panas



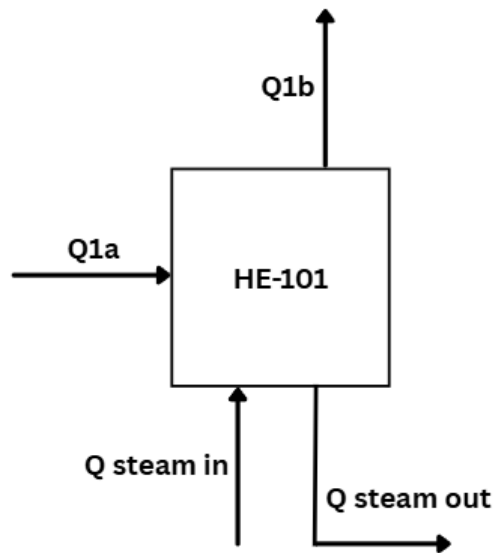
Gambar 2. 9 Diagram Alir Neraca Panas Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan Arus :

- 1a Panas amonia dari tangki penyimpanan masuk ke *heat exchanger*
- 1b Panas amonia dari *heat exchanger* masuk ke reaktor
- 2a Panas asam sulfat dari tangki penyimpanan masuk ke *heat exchanger*
- 2b Panas asam sulfat dari *heat exchanger* masuk ke reaktor
- 3 Panas udara pengaduk
- 4 Panas produk keluaran reaktor masuk ke *centrifuge*
- 5 Panas udara keluar reaktor masuk kondensor
- 6 Panas udara keluar proses
- 7 Panas kondensat masuk ke tangki *mother liquor*
- 8 Panas produk masuk *rotary dryer*
- 9 Panas filtrat masuk ke *mother liquor*
- 10 Panas *mother liquor* masuk ke reaktor
- 11 Panas produk keluar *rotary dryer*
- 12 Panas produk halus masuk *cyclone*
- 13 Panas udara keluar dari *cyclone*
- 14 Panas produk halus *cyclone* masuk ke tangki *mother liquor*
- 15 Panas *purge stream*
- 16a. Panas udara pengering masuk ke *heat exchanger*
- 16b. Panas udara pengering keluar *heat exchanger* masuk ke *rotary dryer*

Berdasarkan diagram alir neraca panas pada Gambar 2.8, perhitungan neraca panas dilakukan pada setiap unit operasi dengan asumsi kondisi tunak (*steady state*), sehingga tidak terjadi akumulasi energi di dalam sistem. Oleh karena itu, total energi yang masuk ke dalam suatu unit operasi akan sama dengan total energi yang keluar, dengan memperhitungkan kontribusi panas dari aliran massa, utilitas (seperti *steam* dan udara), serta efek panas reaksi yang terjadi di dalam sistem.

1. Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia (HE-01)

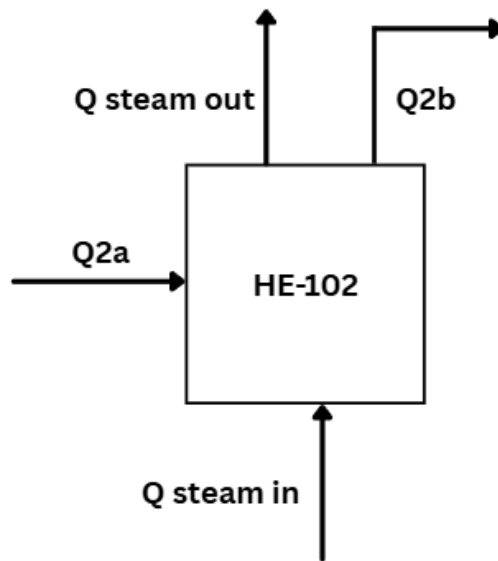


Gambar 2. 10 Diagram Alir Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia

Tabel 2. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger* Amonia

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q1a	8547.792318	Q1b	614446.048
Q <i>steam in</i>	721528.2553	Q <i>steam out</i>	115629.9996
<b>Total</b>	<b>730076.0476</b>	<b>Total</b>	<b>730076.0476</b>

2. Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat (HE-02)

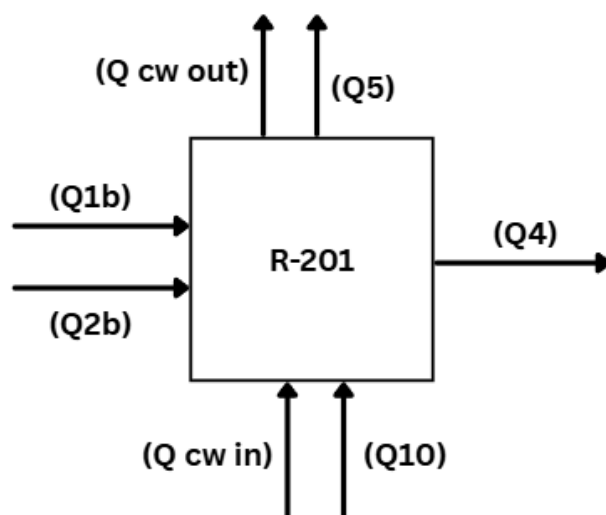


Gambar 2. 11 Diagram Alir Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat

Tabel 2. 10 Neraca Panas *Heat Exchanger* Asam Sulfat

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q2a	135839.9664	Q2b	2244506.487
Q steam in	2511085.75	Q steam out	402419.2292
<b>Total</b>	<b>2646925.716</b>	<b>Total</b>	<b>2646925.716</b>

### 3. Neraca Panas Saturator (R-01)

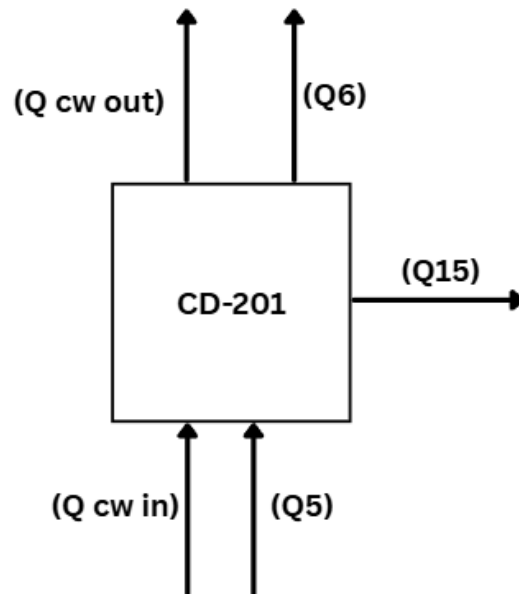


Gambar 2. 12 Diagram Alir Neraca Panas Reaktor

Tabel 2. 11 Neraca Panas Reaktor

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q1b	101485.483	Q4	11150597.97
Q2b	2244506.487	Q5	1774094.825
Q3	124110.586	Q reaksi	-9117354.841
Q10	4320758.148	Q cw out	4478186.812
Q cw in	1494664.058		
<b>Total</b>	<b>8285524.762</b>	<b>Total</b>	<b>8285524.762</b>

4. Neraca Panas Kondensor (CD-01)

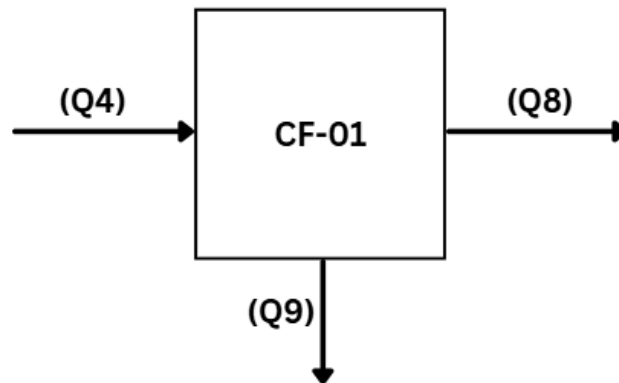


Gambar 2. 13 Diagram Alir Neraca Panas

Tabel 2. 12 Neraca Panas Kondensor

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q5	1848658.938	Q6	1650987.952
Q CW <i>in</i>	16552937.85	Q7	-987669.9862
		Q15	-31856242.16
		Q CW <i>out</i>	49594520.98
<b>Total</b>	<b>18327030.75</b>	<b>Total</b>	<b>18327030.75</b>

5. Neraca Panas *Centrifuge* (CF-01, CF-02, CF-03)

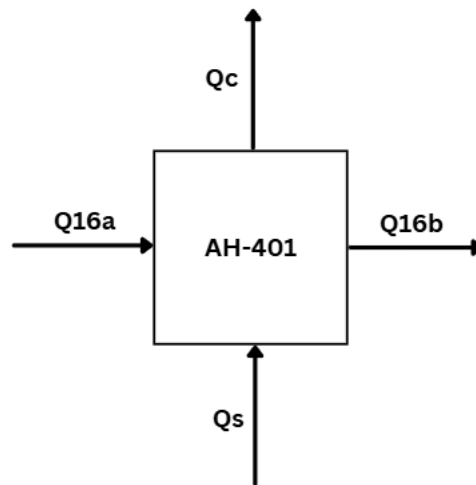


Gambar 2. 14 Diagram Alir Neraca Panas *Centrifuge*

Tabel 2. 13 Neraca Panas *Centrifuge*

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q4	11146991.54	Q8	5077661.383
		Q9	6069330.157
<b>Total</b>	11146991.54	<b>Total</b>	11146991.54

6. Neraca Panas *Air Heater* (HE-03)

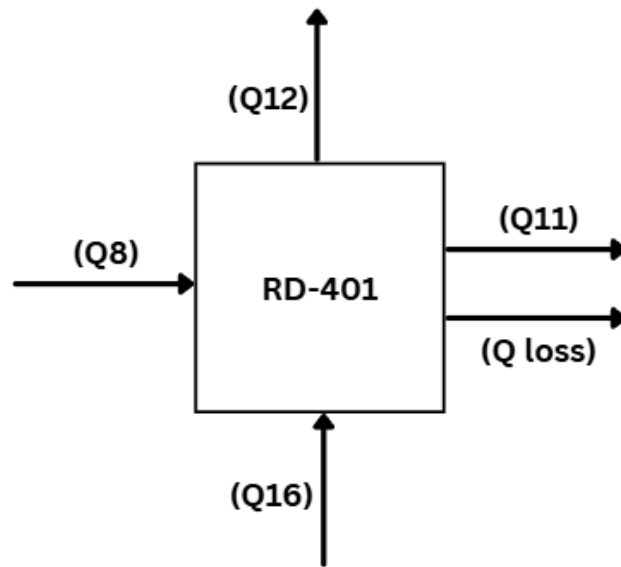


Gambar 2. 15 Diagram Alir Neraca Panas *Air Heater*

Tabel 2. 14 Neraca Panas *Air Heater*

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q16a	4912978.745	Q16b	12513733.73
Q <i>steam in</i>	9874183.848	Q <i>steam out</i>	2273428.866
<b>Total</b>	<b>14787162.59</b>	<b>Total</b>	<b>14787162.59</b>

7. Neraca Panas *Rotary Dryer* (RD-01)

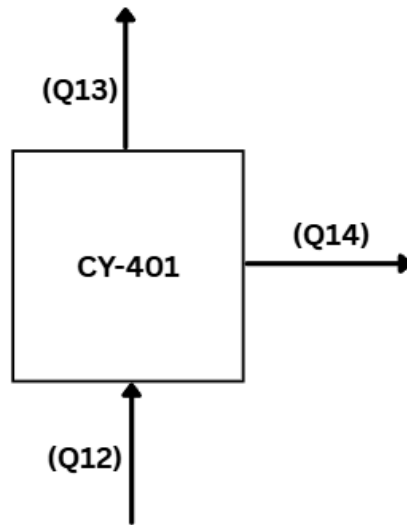


Gambar 2. 16 Diagram Alir Neraca Panas *Rotary Dryer*

Tabel 2. 15 Neraca Panas *Rotary Dryer*

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q8	5077661.383	Q11	2834177.569
Q16	12513733.73	Q12	952215.4958
		Q12 udara <i>out</i>	12944156.5
		Q <i>loss</i>	860845.545
<b>Total</b>	<b>17591395.11</b>	<b>Total</b>	<b>17591395.11</b>

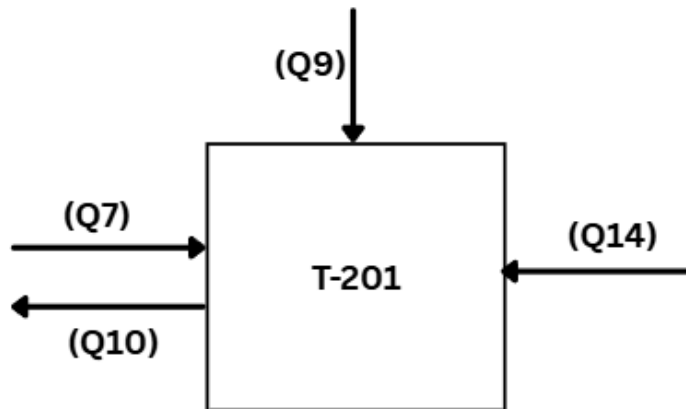
8. Neraca Panas *Cyclone* (CY-01)



Gambar 2. 17 Diagram Alir Neraca Panas *Cyclone*

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>	<b>Arus</b>	<b>Q (Kkal/Jam)</b>
Q12	13896371.99	Q13	12944156.5
		Q14	952215.4958
<b>Total</b>	13896371.99	<b>Total</b>	13896371.99

9. Neraca Panas *Mother Liquor Tank* (MLT-01)



Gambar 2. 18 Diagram Alir Neraca Panas *Mother Liquor Tank*

Tabel 2. 16 Neraca Panas *Mother Liquor Tank*

<i>Input</i>		<i>Output</i>	
<i>Arus</i>	<b>Q</b> (Kkal/Jam)	<i>Arus</i>	<b>Q</b> (Kkal/Jam)
Q7	-987669.9862	Q10	4598498.83
Q14	952215.4958	Q cooling	1435376.837
Q9	6069330.157		
<b>Total</b>	6033875.667	<b>Total</b>	6033875.667

## 2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Pabrik merupakan bangunan industri dimana para pekerja mengolah bahan mentah atau bahan baku menjadi produk dengan nilai yang efisien dan efektif. Perencanaan fasilitas pabrik (*manufacturing facilities planning*) terdiri dari perencanaan lokasi tata letak (*plant location*) dan desain pabrik (*plant design*) (Bassel, 1974 halaman 141-152).

Tata letak merupakan tata letak fasilitas yang dapat diartikan bagaimana tata cara membuat sebuah rancangan pabrik yang disertai dengan pengaturan fasilitas yang terencana, dengan demikian akan menghasilkan kegiatan produksi yang aman dan kondusif. Dalam perancangannya, tata letak pabrik harus mempertimbangkan beberapa faktor utama, yaitu:

### 1. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah merupakan faktor yang sangat penting untuk menentukan kemampuan suatu pabrik menyediakan area tanah. Penggunaan tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia, apabila harga tanah cukup tinggi maka penggunaan lahan harus efisien.

### 2. Perluasan Pabrik dan Kemungkinan Penambahan Bangunan

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak timbul di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus sudah dipersiapkan untuk tempat perluasan pabrik, penambahan peralatan dan pengolahan produk, maupun penambahan lahan perkebunan untuk menambah kapasitas.

### 3. Keamanan

Penentuan tata letak pabrik harus memperhatikan masalah keamanan mengenai kemungkinan adanya bahaya kerja seperti ledakan, kebakaran, asap atau gas beracun harus ditanggulangi dengan tepat dan cepat untuk mengurangi dampak yang lebih besar. Oleh karena itu, perlu diperhatikan dalam penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, alat penahan ledakan, alat sensor gas beracun dan penampung air yang cukup. Tangki penyimpanan bahan atau produk yang berbahaya harus diletakkan di area yang khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan. Hal ini dimaksudkan agar dapat dikontrol dengan baik serta dapat memberikan pertolongan dan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

### 4. Instalasi dan Utilitas

Penempatan, pemasangan dan distribusi yang baik dari udara, steam, listrik dan utilitas lainnya akan membantu mempermudah proses produksi dan peralatannya.

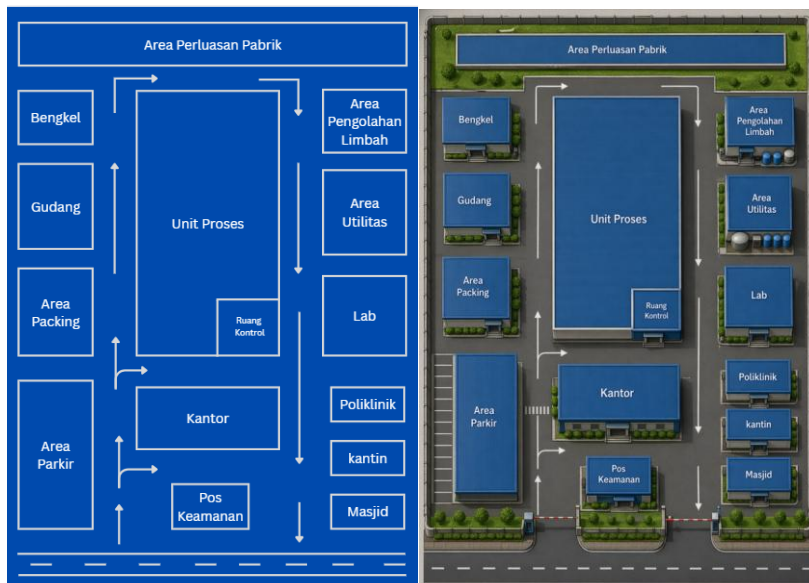
Penempatan peralatan proses sedemikian rupa sehingga petugas dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi.

5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus memperhatikan aspek sosial dan ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik. Untuk itu penambahan fasilitas pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga buangan limbah tersebut tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya.

6. Jarak yang Tersedia dan Jarak yang Dibutuhkan

Alat-alat proses perlu diletakkan pada jarak yang teratur dan aman sesuai dengan karakteristik alat dan bahan sehingga kemungkinan bahaya kecelakaan dapat diminimalisir. Sebagian besar gerakan bahan cairan dan gas di plant menggunakan pipa dan harus memperhatikan regulasi yang tepat dalam desain. Letak alat proses diusahakan tidak terlalu dekat atau terlalu jauh untuk mempermudah pengangkutan dan perbaikan.



Gambar 2. 19 Tata Letak Pabrik Amonium Sulfat

Berdasarkan pertimbangan tersebut, tata letak pabrik amonium sulfat dibagi ke dalam beberapa daerah yang saling terintegrasi sehingga aliran material, utilitas, dan aktivitas pendukung dapat berjalan optimal. Tata letak pabrik ditunjukkan pada Gambar 2.19, dengan pembagian area sebagai berikut:

#### 1. Daerah Administrasi/Perkantoran

Berfungsi sebagai pusat kegiatan manajerial dan pengendalian operasional, ditempatkan di bagian depan dan terpisah dari area proses untuk menjaga keamanan dan kenyamanan kerja.

#### 2. Daerah Fasilitas Umum

Meliputi area parkir, masjid, kantin, poliklinik, dan pos keamanan yang berada di bagian depan dan sisi luar pabrik untuk mendukung kenyamanan pekerja.

#### 3. Daerah Proses

Merupakan inti produksi yang ditempatkan di bagian tengah pabrik. Area ini mencakup unit operasi, penyimpanan bahan baku, serta ruang kontrol untuk menunjang efisiensi dan pengawasan proses.

#### 4. Daerah Laboratorium

Digunakan untuk pengujian bahan baku, produk, dan limbah, dengan lokasi dekat area proses namun tetap aman.

#### 5. Daerah Pemeliharaan

Berfungsi untuk perawatan dan perbaikan peralatan, ditempatkan di sisi pabrik agar mudah diakses.

#### 6. Daerah Penyimpanan Produk

Terdiri dari gudang dan area pengemasan yang berada dekat jalur distribusi untuk memperlancar pengiriman produk.

#### 7. Daerah Utilitas

Menyediakan kebutuhan pendukung seperti air, steam, listrik, dan udara tekan, dengan lokasi dekat area proses untuk efisiensi distribusi.

#### 8. Daerah Pengolahan Limbah

Berfungsi mengolah limbah sebelum dibuang ke lingkungan dan ditempatkan terpisah dari area utama.

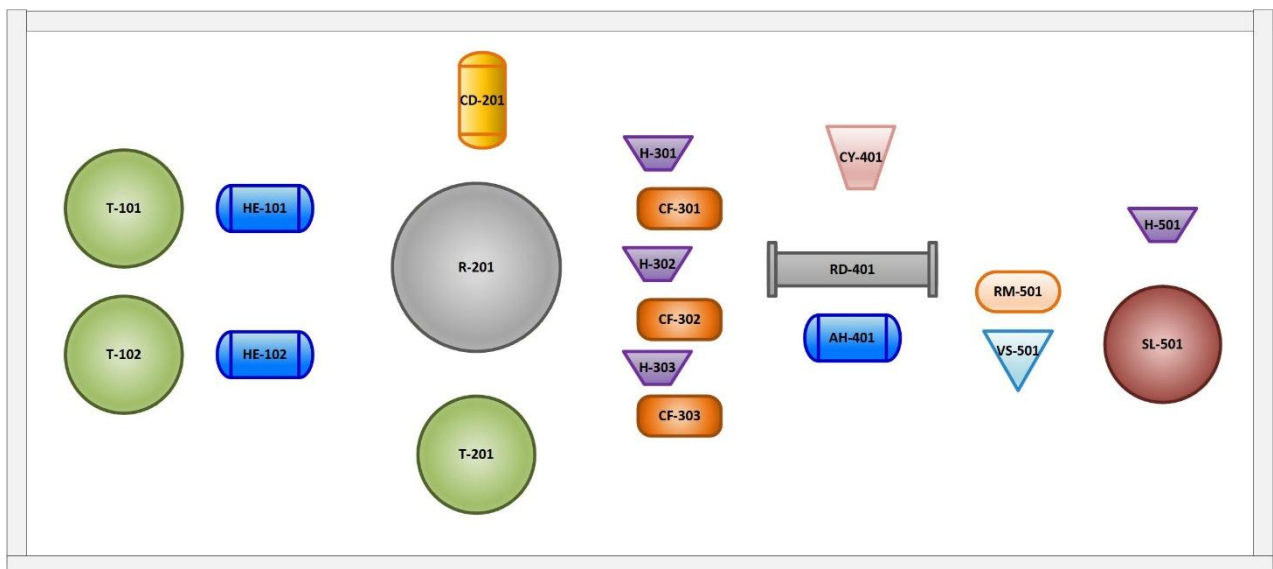
## 9. Daerah Perluasan Pabrik

Disediakan sebagai area cadangan di bagian belakang untuk pengembangan kapasitas di masa mendatang.

Pengaturan tata letak tidak hanya mencakup pembagian area pabrik, tetapi juga penempatan alat-alat proses di dalam area produksi. Tata letak alat proses disusun berdasarkan urutan proses produksi agar aliran bahan berlangsung secara kontinu dan efisien. Penempatan peralatan mempertimbangkan kemudahan operasi dan pengawasan, aspek keselamatan terutama untuk bahan berbahaya, kemudahan akses untuk pemeliharaan, serta kedekatan dengan sumber utilitas.

Dengan demikian, peralatan proses disusun mengikuti aliran produksi sehingga tidak terjadi perpindahan bahan yang berbelit. Jarak antar peralatan diatur agar aman dan tetap memberikan ruang untuk inspeksi dan perbaikan, serta pada beberapa bagian digunakan susunan vertikal untuk mengoptimalkan penggunaan ruang dan memanfaatkan aliran gravitasi. Keterpaduan antara tata letak pabrik dan tata letak alat proses ini menghasilkan sistem produksi yang efisien, aman, dan mudah dikendalikan.

Susunan peralatan proses tersebut ditunjukkan pada Gambar 2.20, yang menggambarkan penempatan alat secara bertingkat sesuai tahapan proses. Melalui pengaturan ini, aliran material dari tahap awal hingga akhir dapat berlangsung lebih sistematis, sekaligus mendukung efisiensi operasional dan kemudahan



Gambar 2. 20 Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Amonium Sulfat

Keterangan :

1. T-101 : Tangki penyimpanan amonia
2. T-102 : Tangki penyimpanan asam sulfat
3. T-201 : Tangki *mother liquor*
4. R-201 : Saturator
5. H-301,302,303 : *Hopper slurry*
6. H-501 : *Hopper produk*
7. HE-101 : *Heat exchanger amonia*
8. HE-102 : *Heat exchanger asam sulfat*
9. AH-401 : *Air heater*
10. RD-401 : *Rotary dryer*
11. VS-501 : *Vibrating screen*
12. CY-401 : *Cyclone*
13. CD-201 : Kondensor
14. CF-301, 302,3 03 : *Centrifuge*
15. SL-501 : *Silo*