

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Bahan Baku Utama

a. Amonia

- Sifat Fisika

Rumus kimia : NH_3

Berat molekul : 17,031 g/mol

Wujud : Gas

Warna : Tidak berwarna

Titik beku : $-77,74^\circ\text{C}$

Titik didih : $-33,43^\circ\text{C}$

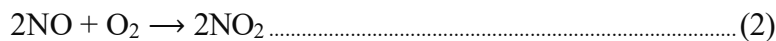
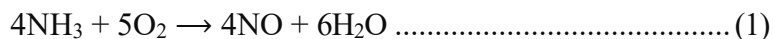
(Green & Perry, 2008)

Tabel 2. 1. Komposisi Amonia

Komponen	Komposisi (%wt)
NH_3	99,92
Air	0,08

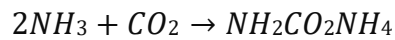
- Sifat Kimia

a) Jika amonia bereaksi dengan udara (oksidasi) dengan bantuan katalis Pt-Rh menjadi nitrogen oksida dan air untuk menghasilkan asam nitrat.



(Kirk-Othmer, 1998)

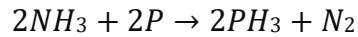
b) Reaksi dengan karbondioksida menghasilkan ammonium karbanat



Lalu terurai menjadi urea dan air



c) Reaksi dengan fosfor membentuk phispin dan nitrogen



b. Udara

Tabel 2. 2. Komposisi Udara (Perry, 2008)

Komponen	Komposisi (%wt)
N ₂	78
O ₂	21
CO ₂	0,04
CO	0,03
Ar	0,93

- Sifat Fisika

- Oksigen

Rumus Molekul : O₂
 Berat Molekul : 32,0 gr/mol
 Fasa : Gas
 Titik didih : -183⁰C
 Titik beku : -218,4^oC

- Nitrogen

Rumus molekul : N₂
 Berat molekul : 28,02 gr/mol
 Fasa : Gas
 Titik didih : -195,8⁰C
 Titik Beku : -209,86⁰C

- Karbondioksida

Rumus molekul : CO₂
 Berat molekul : 44 gr/mol
 Fasa : Gas
 Titik didih : -78,5⁰C
 Titik beku : -56,6⁰C

- Karbonmonoksida

Rumus molekul : CO

Berat molekul : 28 gr/mol
Fasa : Gas
Titik didih : -192°C
Titik beku : -207°C

– Argon

Rumus molekul : Ar
Berat molekul : 28 gr/mol
Fasa : gas
Titik didih : -186°C

● Sifat Kimia

Sifat kimia oksigen dalam udara diantaranya :

1. Oksigen yang terdapat dalam udara bereaksi dengan semua elemen kecuali He, Ne, dan Ar.
2. Jika direaksikan dengan bahan bakar atau zat yang mudah mengalami oksidasi dengan komposisi oksigen yang ada di udara (sebesar 21% mol) maka akan dihasilkan panas, CO_2 , H_2O serta residu dari udara.
3. Pada suhu yang lebih rendah dengan adanya katalis, maka oksigen akan bereaksi dengan senyawa organik membentuk *oxygenated hydrocarbon*.

2.1.2. Spesifikasi Katalis

a. Platinum (Pt) – Rhodium (Rh)

● Komposisi

Fasa : Padat
Komposisi : Pt : 90, Rh : 10%
Bentuk : *Gauze*
Diameter : 0,003 in
Ukuran : 80 mesh

(Green & Perry, 2008)

2.1.3. Spesifikasi Produk

a. Asam Nitrat

● Sifat Fisik

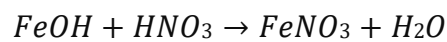
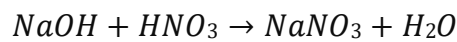
Rumus Kimia : HNO_3
Berat Molekul : 63,012 g/mol
Wujud : Cairan
Warna : Tidak berwarna
Densitas : 1,39 g/ml

Titik leleh	: -41,6°C
Titidk Didih	: 83,4°C
Suhu Kritis	: 246,85°C
Tekanan kritis	: 68 atm
Kelarutan	: larut dalam air
Kemurnian	: 67%

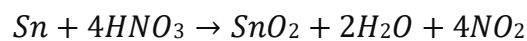
(ThermoFisher, 2023)

- Sifat Kimia

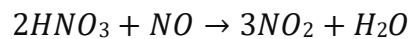
a) Asam nitrat merupakan pengionisasi kuat



b) Asam nitrat merupakan pengoksidan yang kuat



c) Asam nitrat sebagai *nitrating agent*



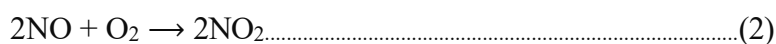
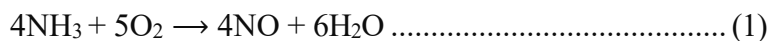
(Thiemann et al., 2000)

2.2. Konsep Proses

Proses pembuatan asam nitrat dari amonia dan udara dengan katalis platinum merupakan proses oksidasi fase gas.

2.2.1. Dasar Reaksi

Pembentukan asam nitrat dari amonia dengan katalis platina-rhodium didasarkan pada reaksi oksidasi berikut (Martin, 2016):



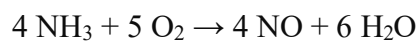
Reaksi yang terjadi merupakan reaksi katalitik dengan bantuan katalis platina-rhodium. Reaksi pertama (1) merupakan reaksi oksidasi antara amonia dengan udara yang menghasilkan nitrogen oksida (NO). Lalu, gas NO dioksidasi kembali hingga menghasilkan NO₂ (2). NO₂ yang dihasilkan dari reaktor kemudian diabsorb oleh H₂O hingga terbentuk asam nitrat (HNO₃) (Thiemann dkk., 2000).

Secara keseluruhan reaksinya adalah reaksi eksotermis. Untuk oksidasi amonium beroperasi pada suhu 800 – 940°C dan tekanan 1,1 – 1,5 Mpa. Konversi pada proses ini adalah 95% pada tekanan 10 atm dan 940°C (Othmer, 1962).

2.2.2. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi yang berlangsung endotermis atau eksotermis. Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1$ atm dan $T = 298K$.

a) Reaksi Oksidasi Amonia menjadi Nitrogen Monoksida



Dengan harga ΔH_f° dan harga ΔG° untuk masing - masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.3.

Tabel 2. 3. Harga ΔH_f dan ΔG° untuk masing - masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	Harga ΔH_f , 298K (kJ/mol)	Harga ΔG° , 298K (kJ/mol)
Amonia	-45,9	-16,4
Oksigen	0	0
Nitrogen Monoksida	90,3	86,6
Air	-241,8	-228,6

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_f &= \Sigma \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (4 \times \Delta H^\circ_f \text{ NO} + 6 \times \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (4 \times \Delta H^\circ_f \text{ NH}_3 + (5 \times \Delta H^\circ_f \text{ O}_2)) \\ &= (4 \times 90,3) + (6 \times -241,8) - ((4 \times -45,9) + (5 \times 0)) \\ &= -906 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_f &= \Sigma \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (4 \times \Delta G^\circ_f \text{ NO} + 6 \times \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (4 \times \Delta G^\circ_f \text{ NH}_3 + (5 \times \Delta G^\circ_f \text{ O}_2)) \\ &= (4 \times 86,6) + (6 \times -228,6) - ((4 \times -16,4) + (5 \times 0)) \\ &= -1025,20 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan reaksi di atas, nilai entalpi (ΔH_f) yaitu -907,2 kJ/mol. Dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan nitrogen monoksida dan air adalah reaksi eksotermis atau menghasilkan panas karena bernilai (-), sehingga perlu dilakukan pendinginan pada reaktor (Smith dkk., 2005). Nilai energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai -1025,20 kJ/mol dan negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung spontan, sehingga hanya membutuhkan sedikit energi dari luar (Smith et al., 2005).

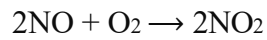
$$\begin{aligned}\Delta G^0 &= -R \cdot T \ln K_{298,15} \\ \ln K_{298,15} &= \frac{\Delta G^0}{-RT} \\ &= \frac{-1025,20 \text{ kJ/mol}}{-8,314 (298,15 \text{ K})} \\ &= 0,413584033 \\ K_{298,15} &= \exp^{(0,413584033)} \\ &= 1,512227959\end{aligned}$$

Digunakan reaksi pada suhu 900°C (1173,15 K), sehingga:

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_{298,15}}{K_{1173,15}} &= \frac{-\Delta H_R}{R} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{T} \right] \\ \ln \frac{K_{298,15}}{K_{1173,15}} &= \frac{-906,00}{8,314} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{1173,15} \right] \\ &= -0,272607545 \\ K_{633,15} &= \frac{K_{298,15}}{\exp(-0,272607545)} \\ K_{633,15} &= 1,986137\end{aligned}$$

Karena nilai Konstanta Keseimbangan (K) lebih dari satu, maka reaksi berlangsung secara *irreversible* ke arah produk. Suatu reaksi dapat diketahui bersifat *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (searah) dengan meninjau harga konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan adalah perbandingan antara konstanta kecepatan reaksi ke arah kanan dengan konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri. Reaksi yang bersifat *irreversible* jika harga konstanta kesetimbangannya lebih dari satu dan nilainya sangat besar, karena nilai konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri yang sebagai penyebut mendekati nilai nol. Sedangkan reaksi yang bersifat *reversible* jika harga konstanta kesetimbangannya kurang dari satu (Smith et al., 2005).

b) Reaksi oksidasi nitrogen monoksida menjadi nitrogen dioksida



Dengan harga ΔH_f° dan harga ΔG° untuk masing - masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2. 4.Harga ΔH_f dan ΔG° untuk masing - masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	Harga ΔH_f , 298K (kJ/mol)	Harga ΔG° , 298K (kJ/mol)
Nitrogen Monoksida	90,3	86,6
Oksigen	0	0
Nitrat Dioksida	33,2	51,3

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ f} &= \Sigma \Delta H^{\circ f} \text{ produk} - \Sigma \Delta H^{\circ f} \text{ reaktan} \\ &= (2 \times \Delta H^{\circ f} \text{ NO}_2) - ((2 \times \Delta H^{\circ f} \text{ NO}) + \Delta H^{\circ f} \text{ O}_2) \\ &= (2 \times 33,2) - ((2 \times 90,3) + 0) \\ &= -114,2 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ f} &= \Sigma \Delta G^{\circ f} \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ f} \text{ reaktan} \\ &= (2 \times \Delta G^{\circ f} \text{ NO}_2) - ((2 \times \Delta G^{\circ f} \text{ NO}) + \Delta G^{\circ f} \text{ O}_2) \\ &= (2 \times 51,3) - ((2 \times 86,6) + 0) \\ &= -76,6 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan reaksi di atas, nilai entalpi (ΔH_f) yaitu -114,2 kJ/mol. Dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan nitrogen dioksida adalah reaksi eksotermis atau menghasilkan panas karena bernilai (-), sehingga perlu dilakukan pendinginan pada reaktor. Pada reaksi diatas menunjukkan arah reaksi spontan karena energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai -70,6 kJ/mol dan negatif (-) (Smith et al., 2005).

$$\begin{aligned} \Delta G^0 &= -R \cdot T \ln K_{298,15} \\ \ln K_{298,15} &= \frac{\Delta G^0}{-RT} \\ &= \frac{-76.6 \text{ kJ/mol}}{-8,314 (298,15 \text{ K})} \\ &= 0,02848130386 \\ K_{298,15} &= \exp^{(0,02848130386)} \\ &= 1,028890774 \end{aligned}$$

Digunakan reaksi pada suhu 900⁰C (1173,15 K), sehingga:

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_{298,15}}{K_{1173,15}} &= \frac{-\Delta H_R}{R} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{T} \right] \\ \ln \frac{K_{298,15}}{K_{1173,15}} &= \frac{-114,2}{8,314} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{1173,15} \right] \\ &= -0,0343617899 \\ K_{633,15} &= \frac{K_{298,15}}{\exp(-0,0343617899)} \\ K_{633,15} &= 1,064859743 \end{aligned}$$

Digunakan reaksi pada suhu 900⁰C (1173,15 K), sehingga:

Karena nilai Konstanta Kesetimbangan (K) lebih dari satu, maka reaksi berlangsung secara *irreversible* ke arah produk. Suatu reaksi dapat diketahui bersifat *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (searah) dengan meninjau harga konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan adalah perbandingan antara konstanta kecepatan reaksi ke arah kanan dengan konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri. Reaksi yang bersifat *irreversible* jika harga konstanta kesetimbangannya lebih dari satu dan nilainya sangat besar, karena nilai konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri yang sebagai penyebut mendekati nilai nol. Sedangkan reaksi yang bersifat *reversible* jika harga konstanta kesetimbangannya kurang dari satu (Smith et al., 2005).

c) Absorpsi NO₂ menjadi HNO₃

Dengan harga ΔH_f° dan harga ΔG° untuk masing - masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2. 5. Harga ΔH_f dan ΔG° untuk masing - masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	Harga ΔH_f , 298K (kJ/mol)	Harga ΔG° , 298K (kJ/mol)
Nitrat Dioksida	33,2	51,3
Air	-241,8	-228,6
Asam Nitrat	-135,1	-74,7
Nitrat Monoksida	90,3	86,6

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ f} &= \Sigma \Delta H^{\circ f} \text{ produk} - \Sigma \Delta H^{\circ f} \text{ reaktan} \\ &= ((2 \times \Delta H^{\circ f} \text{HNO}_3) + (\Delta H^{\circ f} \text{NO})) - ((3 \times \Delta H^{\circ f} \text{NO}_2) - (\Delta H^{\circ f} \text{H}_2\text{O})) \\ &= ((2 \times -135,1) + (90,3)) - ((3 \times -33,2) + (-241,8)) \\ &= -512,3 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ f} &= \Sigma \Delta G^{\circ f} \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ f} \text{ reaktan} \\ &= ((2 \times \Delta G^{\circ f} \text{HNO}_3) + (\Delta G^{\circ f} \text{NO})) - ((3 \times \Delta G^{\circ f} \text{NO}_2) - (\Delta G^{\circ f} \text{H}_2\text{O})) \\ &= ((2 \times -74,7) + (86,6)) - ((3 \times 51,3) + (-228,6)) \\ &= -445,3 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan reaksi di atas, nilai entalpi (ΔH_f) yaitu -512,3 kJ/mol. Dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan nitrogen dioksida adalah reaksi eksotermis atau menghasilkan panas karena bernilai (-), sehingga perlu dilakukan pendinginan pada reaktor. Pada reaksi diatas menunjukkan arah reaksi spontan karena energi bebas Gibbs (ΔG°) bernilai -445,3 kJ/mol dan negatif (-) (Smith et al., 2005).

$$\Delta G^0 = -R \cdot T \ln K_{298,15}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298,15} &= \frac{\Delta G^0}{-RT} \\ &= \frac{-445,3 \text{ kJ/mol}}{-8,314 (298,15 \text{ K})} \end{aligned}$$

$$= 0,1796419916$$

$$K_{298,15} = \frac{1}{\exp(0,1796419916)}$$

$$= 1,196788826$$

Digunakan reaksi pada suhu 900⁰C (1173,15 K), sehingga:

$$K_{633,15} = \frac{K_{298,15}}{\exp(-0,1568546504)}$$

$$K_{633,15} = 1,400034168$$

Karena nilai Konstanta Keseimbangan (K) lebih dari satu, maka reaksi berlangsung secara *irreversible* ke arah produk. Suatu reaksi dapat diketahui bersifat *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (searah) dengan meninjau harga konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan adalah perbandingan antara konstanta kecepatan reaksi ke arah kanan dengan konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri. Reaksi yang bersifat *irreversible* jika harga konstanta kesetimbangannya lebih dari satu dan nilainya sangat besar, karena nilai konstanta kecepatan reaksi ke arah kiri yang sebagai penyebut mendekati nilai nol. Sedangkan reaksi yang bersifat *reversible* jika harga konstanta kesetimbangannya kurang dari satu (Smith et al., 2005).

2.2.3. Fase Reaksi

Reaksi terjadi dalam fase gas dengan katalis padat yang berlangsung secara cepat. Jika reaksi terlalu lama, maka NO akan terdekomposisi menjadi nitrogen dan oksigen (Kirk-Othmer, 1998). Jenis reaktor yang paling cocok adalah *thin bed* dan *wire gauze* yang disebut juga sebagai *shallow bed reactor*. Jenis reaktor ini biasanya digunakan dalam reaksi katalitik yang cepat. Bahan yang akan direaksikan akan berkontak langsung dengan katalis *gauze* (Nursulihatimarsyila dkk., 2005).

2.2.4. Kondisi Operasi

Kondisi operasi sangat menentukan jalannya proses dan terbentuknya produk hasil reaksi. Proses pembentukan asam nitrat berlangsung pada temperatur operasi 800 – 940⁰C dan tekanan 7-12 atm (Othmer, 1962). Pada prarancangan pabrik asam nitrat dipilih temperatur operasi 900⁰C dan tekanan 9,8 atm. Pemilihan temperatur

ini berdasarkan hal-hal sebagai berikut,

1. Kecepatan reaksi pembentukan asam nitrat dari oksidasi amonia semakin meningkat dengan kenaikan suhu, maka konversi asam nitrat yang akan terbentuk akan semakin besar dan cepat, begitu juga sebaliknya (Thiemann dkk., 2000). Temperatur yang dipilih mendekati temperatur maksimal dimana reaksi masih diijinkan dapat berlangsung.
2. Katalis Platinum-Rhodium memiliki temperatur optimal aktif adalah 800-940°C oleh karena itu dipilih suhu 900°C dimana kecepatan reaksi tidak terlalu kecil dan tidak terlalu besar sehingga katalis masih dalam keadaan aktif (Thiemann dkk., 2000).
3. Pada prarancangan pabrik formaldehid dipilih tekanan 9,8 atm karena produk yang dibutuhkan memiliki konsentrasi 67% asam nitrat untuk kebutuhan industri peledak (Martin, 2016).

2.3. Langkah Proses

2.3.1. Diagram Alir

Diagram Alir proses pra rancangan pabrik Asam Nitrat dengan bahan baku Amonia dan Udara dapat dilihat pada lampiran.

2.3.2. Langkah Proses

Proses pembuatan Asam Nitrat dengan bahan baku Amonia dan Udara terbagi menjadi beberapa tahapan, yaitu :

1. Tahapan persiapan bahan baku.
2. Tahapan oksidasi amonia.
3. Tahapan absorpsi.
4. Tahapan Bleaching.

Penjelasan dari masing-masing tahapan adalah sebagai berikut:

1. Tahapan Persiapan Bahan Baku

a. Amonia

Bahan baku amonia didapatkan dari PT. Pupuk Kujang dalam bentuk cair dengan konsentrasi 99,92% dan 0,08% air yang disimpan dalam storage tank dengan tekanan tinggi dan suhu yang rendah yaitu tekanan 12 atm dan suhu 30°C.

b. Udara

Udara untuk bahan baku pembuatan asam nitrat diperoleh dari udara lingkungan pabrik yang memiliki tekanan 1 atm dan suhu 30°C dengan komponen penyusunnya yaitu 79%-w nitrogen dan 21%-w oksigen. udara terlebih dahulu disaring dari zat-zat pengotornya sebelum digunakan sebagai bahan baku dengan menggunakan multistage filter untuk menghilangkan partikel padat yang ukurannya lebih besar dari 0,5 µm.

c. Air

Air diperoleh dari kawasan industri pupuk kujang lalu ditampung di tangki penampung. Air dilakukan treatment untuk keperluan produksi dengan didemineralisasi.

d. Katalis Platinum-Rhodium

Bahan pembantu berupa 90% platinum-10% rhodium sebagai katalis dilakukan pembakaran dengan gas hidrogen secara perlahan sampai bagian katalis merah menyala.

2. Tahapan Oksidasi Amonia

a. Pengolahan Amonia

Amonia dari tangki (T-01) yang berbentuk silinder dan horizontal dengan head berbentuk hemispherical tekanan 12 atm dan suhu 30°C dipompa ke vaporizer (VAP-01) untuk diuapkan dengan media pemanas berupa air dari utilitas. Uap

amonias yang terbentuk dipanaskan melalui heater sampai memiliki suhu 130°C dan tekanan 12 atm akan diturunkan tekanannya agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor dengan *pressure reduction valve* (V-01) sampai tekanan menjadi 9,8 atm. Kemudian amonia diumpangkan ke heater untuk dipanaskan sampai suhu 900°C dan kemudian diumpangkan ke mixer untuk dicampur dengan udara di dalam Amonia Air Mixer (M-01).

b. Pengolahan Udara

Udara dari lingkungan akan dihilangkan zat pengotornya dengan di

filter pada Air Filter (F-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30°C. udara yang sudah bersih dari pengotor dikompresi dengan multistage compressor (C-01) sampai tekanan 9,8 atm yang terdiri dari 2 stage yang dilengkapi dengan 1 intercooler berupa cooling water yang bertujuan untuk menurunkan suhu pada tiap stage dan mengurangi beban kompresor agar proses berjalan lancar. Udara keluar dari kompresor dengan suhu 209°C. Aliran pertama sebanyak 80% yaitu udara primer akan direaksikan dengan amonia di reaktor sedangkan 20% udara sekunder akan dialirkan ke bleacher sebagai udara pemucat. Udara primer dengan kondisi yang telah dikompresi kemudian akan dicampur dengan gas amonia di Amonia Air Mixer (M-01) berjenis Static Mixer yang berbentuk pipa dengan baffle beraliran turbulen.

c. Oksidasi Amonia

Sebelum memasuki Amonia Air Mixer (M-01) terlebih dahulu Udara dipanaskan mencapai 900°C dengan heater. Gas amonia dan udara dengan presentase 1:10 yang sudah tercampur akan masuk ke dalam reaktor dengan kondisi operasi 900°C dan 9,8 atm untuk menghasilkan NO. Di dalam reaktor terjadi proses katalitik dengan katalis platinum-rhodium untuk mempercepat konversi amonia dan udara. Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah



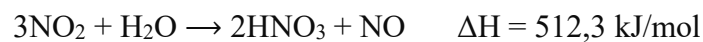
Pada reaksi ini amonia akan terkonversi menjadi NO 90-95%. Gas NO yang terbentuk akan diturunkan suhunya secara bertahap dengan Waste Heat Boiler (WHB) sampai suhu 400°C, dan diturunkan suhunya kembali dengan cooler sampai suhu 115 °C. Gas NO kemudian dialirkan ke kondensor (COND-01) untuk dilakukan oksidasi lanjutan dimana gas NO dioksidasi dengan O₂ yang akan membentuk NO₂. Reaksi yang terjadi di kondensor yaitu



Keluaran dari kondensor berupa gas NO₂ memiliki kondisi dengan tekanan 9,8 atm dan suhu 50°C dialirkan menuju separator (SP-01) untuk dipisahkan fasa gas dan cairnya. Fasa gas akan masuk ke absorber sedangkan fasa cair akan dialirkan ke pengolahan limbah cair.

3. Tahapan Absorpsi

Tahap absorpsi memiliki tujuan untuk menyerap gas NO₂ dengan H₂O untuk membentuk HNO₃. Absorber yang digunakan adalah absorber sieve tray. tray yang beroperasi pada suhu 50°C pada tekanan 9,8 atm. Umumnya reaksi absorpsi terjadi di bagian bawah kolom dan bersifat eksotermis, maka absorber harus dilengkapi cooling coil untuk menjaga suhu. H₂O yang berperan sebagai absorben dialirkan melalui bagian atas kolom. Reaksi yang terjadi adalah



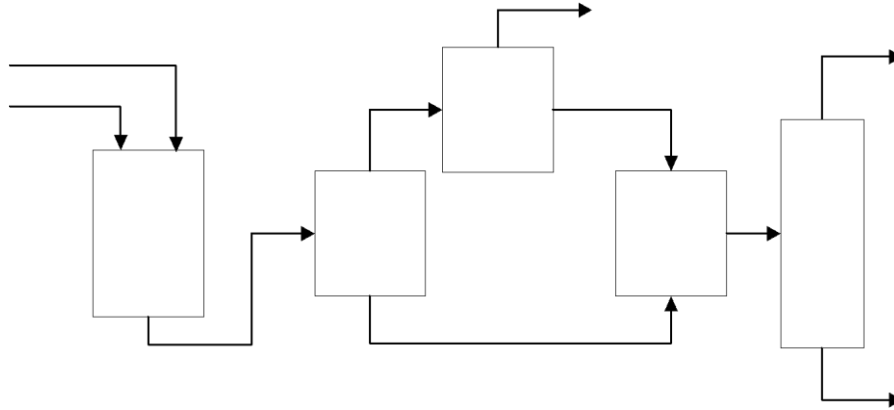
HNO₃ dengan konsentrasi 40-50% akan keluar melalui bagian bawah absorber sedangkan sisa gas yang tidak bereaksi akan keluar melalui bagian atas absorber dan akan diolah pada unit pengolahan limbah gas.

4. Tahapan Bleaching

Tahap pemucatan berfungsi untuk menghilangkan NO_x yang masih terkandung pada larutan HNO₃ hasil produk dari absorber yang mengurangi kemurnian produk HNO₃. Pemucatan dilakukan dengan mereaksikan dengan O₂ dari *secondary air*. *Secondary air* akan dimasukan melalui bawah *bleacher* sedangkan larutan HNO₃ yang masih mengandung banyak NO_x dialirkan melalui bagian tengah sehingga dihasilkan HNO₃ dengan kadar yang lebih tinggi. Produk utama 67% HNO₃ dengan suhu 50°C akan keluar melalui bagian bawah bleacher dan didinginkan sampai suhu 30°C dengan menggunakan cooler (COOL-2) dan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk menggunakan pompa (P-03). Produk terlebih dahulu diturunkan tekanannya sampai 1 atm menggunakan *pressure reducing valve* (V-02) untuk masuk ke tangki produk. Sedangkan gas yang tidak bereaksi akan keluar melalui puncak *bleacher* dan dialirkan ke pengolahan limbah gas.

2.4. Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1. Neraca Massa



Gambar 2. 1. Blok Diagram Neraca Massa

Keterangan Gambar:

- R-201 : Reaktor
- CP-301 : *Condenser Partial*
- CP-302 : *Condenser Partial*
- T-301 : *Accumulator Tank*
- D-301 : Kolom Distilasi
- F1 : Arus Umpan *O-xylene* 98%
- F2 : Arus Umpan Udara
- F3 : Arus Keluaran Reaktor
- F4 : Arus Hasil Atas *Condenser Partial* 1
- F5 : Arus Hasil Bawah *Condenser Partial* 1
- F6 : Arus Hasil Atas *Condenser Partial* 2 (*Off-gas*)
- F7 : Arus Hasil Bawah *Condenser Partial* 2
- F8 : Arus Umpan Distilasi
- F9 : Arus Distilat
- F10 : Arus Residu

Berikut ini adalah rangkuman dari neraca massa pabrik *Nitric Acid* dengan kapasitas 23.000 ton/tahun. Perhitungan lengkapnya terlampir pada lampiran A.

2.4.2. Neraca Massa Sebelum *Scale Up*

1. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-201)

Tabel 2. 6. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-201)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)
PA	0	0	1056,6027
MA	0	0	7,1516
BA	0	0	1,0090
OX	980	0	176,2283
MX	20	0	0
O ₂	0	4370,8924	3482,0849
N ₂	0	14387,5208	14387,5208
CO ₂	0	0,2862	207,4452
CO	0	0,1821	0,1821
Ar	0	259,6518	259,6518
H ₂ O	0	0	440,6590
Jumlah	1.000	19018,5333	20018,5333
		20018,5333	20018,5333

2. Neraca Massa di Sekitar *Condenser Partial* (CP-301)

Tabel 2. 7. Neraca Massa di Sekitar Condensor Partial (CP-301)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)	
PA	1056,6027	11,3792	1045,2235	
MA	7,1516	0,6584	6,4932	
BA	1,0090	0,0119	0,9971	
OX	176,2283	66,5445	109,6838	
MX	0	0	0	
O ₂	3482,0849	3482,0849	0	
N ₂	14387,5208	14387,5208	0	
CO ₂	207,4452	207,4452	0	
CO	0,1821	0,1821	0	
Ar	259,6518	259,6518	0	
H ₂ O	440,6590	311,9316	128,7275	
Jumlah	20018,5355	18727,4104	1291,1251	
	20018,5355	20018,5355		

3. Neraca Massa di Sekitar *Condenser Partial* (CP-302)

Tabel 2. 8. Neraca Massa di Sekitar Condensor Partial (CP-302)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 4	Arus 6	Arus 7	
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)	
PA	11,3792	0,0003	11,3789	
MA	0,6584	0,0002	0,6582	
BA	0,0119	0,000	0,0119	
OX	66,5445	0,1511	66,3935	
MX	0	0	0	
O ₂	3482,0849	3482,0849	0	
N ₂	14387,5208	14387,5208	0	
CO ₂	207,4452	207,4452	0	
CO	0,1821	0,1821	0	
Ar	259,6518	259,6518	0	
H ₂ O	311,9316	2,7219	309,2096	
Jumlah	18727,4104	18339,7584	387,6520	
	18727,4104	18727,4104		

4. Neraca Massa di Sekitar *Accumulator Tank* (AT-301)

Tabel 2. 9. Neraca Massa di Sekitar *Accumulator Tank* (AT-301)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 5	Arus 7	Arus 8	
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)	
PA	1045,2235	11,3789	1056,6024	
MA	6,4932	0,6582	7,1514	
BA	0,9971	0,0119	1,0090	
OX	109,6838	66,3935	176,0772	
MX	0	0	0	
O ₂	0	0	0	
N ₂	0	0	0	
CO ₂	0	0	0	
CO	0	0	0	
Ar	0	0	0	
H ₂ O	128,2725	309,2096	437,9371	
Jumlah	1291,1251	387,6520	1678,7771	
	1678,7771		1678,7771	

5. Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi (DC-301)

Tabel 2. 10. Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi (DC-301)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	
	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)	
PA	1056,6024	0,6217	1055,9806	
MA	7,1514	6,6229	0,5285	
BA	1,0090	0,4805	0,5285	
OX	176,0772	176,0772	0	
MX	0	0	0	
O ₂	0	0	0	
N ₂	0	0	0	
CO ₂	0	0	0	
CO	0	0	0	
Ar	0	0	0	
H ₂ O	437,9371	437,9371	0	
Jumlah	1678,7771	621,7394	1057,0377	
	1678,7771	1678,7771		

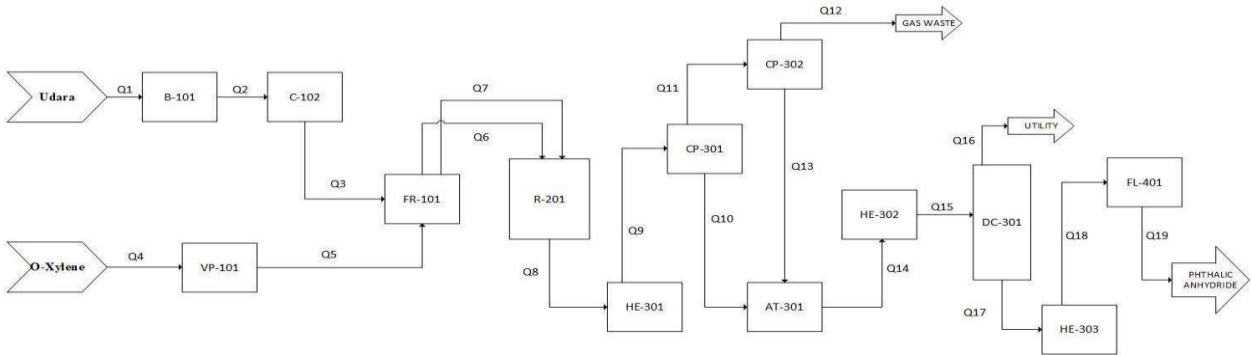
5. Neraca Massa Setelah *Scale Up*

Tabel 2. 11. Neraca Massa Overall Setelah *Scale Up*

		INPUT					OUTPUT			OUTPUT	
Komponen	simbo l	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Phthalic anhydride	PA	0,0	0,0	4922,2161	53,0104	4869,2057	0,0016	53,0088	4922,2146	2,8964	4919,3182
Maleic anhydride	MA	0,0	0,0	33,3160	3,0671	30,2488	0,0009	3,0662	33,3150	30,8529	2,4621
Benzoic acid	BA	0,0	0,0	4,7004	0,0553	4,6452	0,0000	0,0552	4,7004	2,2383	2,4621
Ortho xylene	OX	4565,3600	0,0	820,9649	309,9997	510,9652	0,7037	309,2960	820,2612	820,2612	0,0
Meta xylene	MX	93,1706	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Oksigen	O	0,0	20361,9362	16221,3993	16221,3993	0,0	16221,3993	0,0	0,0	0,0	0,0
Nitrogen	N	0,0	67024,7067	67024,7067	67024,7067	0,0	67024,7067	0,0	0,0	0,0	0,0
Karbondioksida	C	0,0	1,3332	966,3899	966,3899	0,0	966,3899	0,0	0,0	0,0	0,0
Karbonmonoksida	Co	0,0	0,8484	0,8484	0,8484	0,0	0,8484	0,0	0,0	0,0	0,0
Argon	A	0,0	1209,5960	1209,5960	1209,5960	0,0	1209,5960	0,0	0,0	0,0	0,0

Air	W	0,0	0,0	2052,8236	1453,1428	599,6808	12,6802	1440,462 6	2040,143 4	2040,143 4	0,0
		4658,530 7	88598,420 5	93256,951 1	87242,215 6	6014,745 8	85436,326 7	1805,888 9	7820,634 6	2896,382 0	4924,242 4
		<u>93256,9511</u>				<u>93256,9511</u>					

2.4.3. Neraca Panas



Gambar 2. 2. Blok Diagram Neraca Panas

Berikut ini adalah ringkasan dair neraca panas pabrik *Nitric Acid* dengan kapasitas 23.000 ton/tahun. Untuk perhitungan lengkapnya dilampirkan pada lampiran B.

6. Neraca Panas di Sekitar Blower (B-101)

Tabel 2. 11. Neraca Panas di Sekitar Blower (B-101)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q1	929889,1051	-
Q2	-	1171528,7777
Q akibat kenaikan tekanan	241639,6725	-
Total	1171528,7777	1171528,7777

7. Neraca Panas di Sekitar Kompresor (C-101)

Tabel 2. 12. Neraca Panas di Sekitar Kompresor (C-101)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q2	1171528,7777	-
Q3	-	9177096,0033
Q akibat kenaikan tekanan	8005567,2257	-
TOTAL	9177096,0033	9177096,003

8. Neraca Panas di Sekitar Vaporizer (VP-101)

Tabel 2. 13. Neraca Panas di Sekitar Vaporizer (VP-101)

Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
H_{laten}	-	1540101,7102
H_{sensibel}	-	-
Q_{pemanas}	1540101,7102	-
TOTAL	1540101,7102	1540101,7102

9. Neraca Panas di Sekitar *Furnance* (FR-101)

Tabel 2. 14. Neraca Panas di Sekitar *Furnance* (FR-101)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q3	9177096,0033	-
Q5	1324108,9113	-
Q6	-	26757998,2539
Q7	-	3550854,2702
Q bahan bakar	19807647,6094	-
Total	30308852,5240	30308852,5240

10. Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-201)

Tabel 2. 15. Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-201)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
ΔHr	29590431,0924	-
ΔH_{298}	80704299,7375	-
ΔH_p	-	31608417,4898
Q pendingin	-	78686313,3402
Total	110294730,8299	110294730,8299

11. Neraca Panas di Sekitar Cooler (C-301)

Tabel 2. 16. Neraca Panas di Sekitar Cooler (C-301)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q8	31608417,4898	-
Q9	-	10017665,3587
Q pendingin	-	21590752,1310
Total	31608417,4898	31608417,4898

12. Neraca Panas di Sekitar Condensor Partial (CP-301)

Tabel 2. 17. Neraca di Sekitar Condensor Partial (CP-301)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q _{laten}	3527750,4412	-
Q _{sensible}	412749,5153	-
Q _{pendingin}	-	3940499,9564
Total	3940499,9564	3940499,9564

13. Neraca Panas di Sekitar *Condensor Partial* (CP-302)

Tabel 2. 18. Neraca Panas di Sekitar Condensor Partial (CP-302)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Qlaten	3537416,5162	-
Qsensible	1805623,3834	
Qpendingin	-	5343039,8996
Total	5343039,8996	5343039,8996

14. Neraca Panas di Sekitar *Accumulator Tank* (AT-301)

Tabel 2. 19. Neraca Panas di Sekitar Accumulator Tank (AT-301)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
Q10	1253469,1247	-
Q13	554786,0047	-
Q14	-	1808255,1294
Total	1808255,1294	1808255,1294

15. Neraca Panas di Sekitar *Heat Exchanger* (HE-302)

Tabel 2. 20. Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger (HE-302)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q14	1776945,7934	-
Q15	-	2383815,7953
Q pemanas	606870,0020	-
Total	2383815,7953	2383815,7953

16. Neraca Panas di Sekitar Menara Destilasi (DC-301)

Tabel 2. 21. Neraca Panas di Sekitar Menara Destilasi (DC-301)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Hf	2383815,7953	-
Hw	-	2445672,0291
Hd	-	3531,3789
Qkondensor	-	5172848,4299
Qreboiler	5238236,0426	-
Total	7622051,8379	7622051,8379

17. Neraca Panas di Sekitar Cooler (HE-303)

Tabel 2. 22. Neraca Panas di Sekitar Cooler (HE-303)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Qin	5021802,792	-
Qout	-	2773289,960
Qpendingin	-	2248512,832
Total	5021802,792	5021802,792

18. Neraca Panas di Sekitar Flaker (FL-401)

Tabel 2. 23. Neraca Panas di Sekitar Flaker (FL-401)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
H1	461082,7268	-
H	778781,2500	-
H2	0,9798	-
H	364,7774	-
H3	711,9738	-
H4	-283,3401	-
H	340,4259	-
H5	-382,0896	-
H6	477,3532	-
Qpendingin	-	1241094,0572
Total	1241094,0572	1241094,0572

2.5. Tata Letak Pabrik dan Peralatan

2.5.1. Tata Letak Pabrik

Setelah penyusunan flow diagram, dilakukan penyusunan layout pabrik yang mencakup perencanaan tata letak pabrik dan tata letak peralatan. Dalam tata letak pabrik, peralatan dan bangunan fisik pabrik harus ditempatkan sedemikian rupa agar mampu menunjang proses produksi secara efisien. Selain menunjang proses produksi, tata letak pabrik sangat penting untuk kelancaran dan keselamatan para pekerja selama proses produksi berlangsung. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak pabrik:

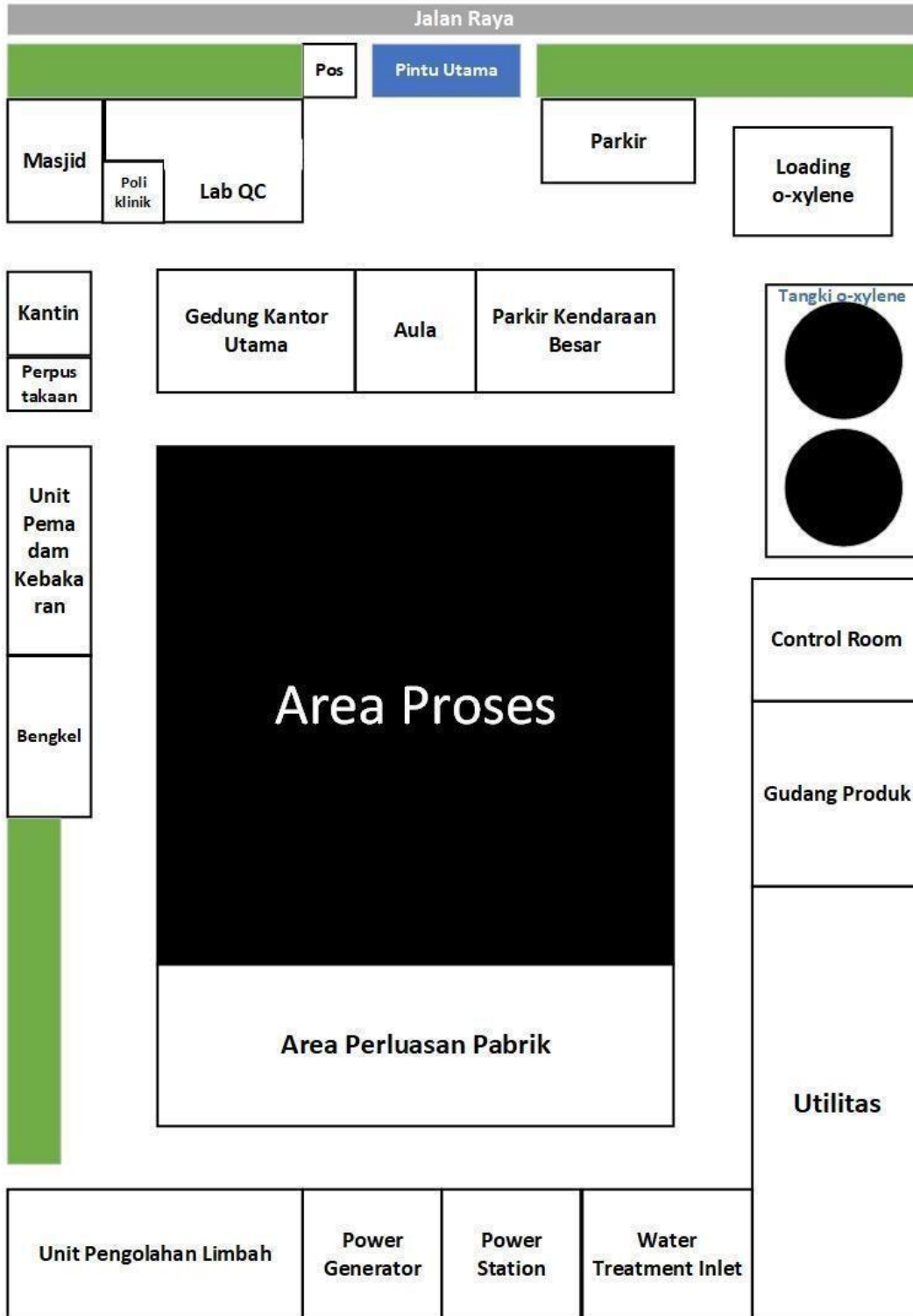
- c. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik.
- d. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan. Untuk itu penyusunan tata letak perlu dijauhkan dari sumber api, bahan panas, dan bahan yang mudah meledak, serta jauh dari gas beracun.
- e. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah indoor dikarenakan kondisi operasi yang

relatif rendah dan menghindari pengaruh cuaca.

- f. Harga tanah cukup mahal sehingga memerlukan efisiensi dalam perencanaan pengaturan ruang atau lahan.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi kedalam beberapa bagian utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi, perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol sebagai pusat administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
- b. Daerah proses sebagai lokasi peletakan alat dan berjalannya proses produksi *Phthalic Anhydride*.
- c. Daerah penyimpanan umum dan bengkel, sebagai lokasi menyimpan bahan baku dan produk *Phthalic Anhydride* serta kepentingan bengkel untuk *maintenance* peralatan.
- d. Daerah laboratorium dan ruang kontrol Sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Laboratorium dan control ini diletakkan dekat dengan daerah proses apabila terjadi sesuatu masalah didaerah proses agar cepat teratasi.
- e. Daerah parkir dan loading bahan baku sebagai lokasi parkir karyawan dan lokasi mobilitas truk bahan baku ke gudang bahan baku.
- f. Daerah utilitas merupakan daerah penyedia bahan pendukung proses, seperti unit penyediaan air dan listrik.



Gambar 2. 3. Layout Pabrik Nitric Acid

Skala 1 : 1000

2.5.2. Tata Letak Peralatan

Dalam penyusunan tata letak pabrik *Nitric Acid* perlu memperhatikan beberapa faktor, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Penataan peralatan produksi dilakukan dengan memperhatikan aliran bahan baku dan produk secara efisien untuk menjamin kelancaran dan keamanan proses produksi serta memberikan keuntungan ekonomi. Aliran bahan baku yang menggunakan pompa dan sistem perpipaan harus ditempatkan sedemikian rupa agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Cahaya berfungsi sebagai penerangan seluruh pabrik. Seluruh pabrik harus mendapat penerangan yang memadai, khususnya pada area proses dengan risiko tinggi untuk menghindari terjadinya kecelakaan.

4. Lalu Lintas Manusia

Perancangan layout peralatan pabrik harus diperhatikan agar pelaksanaan produksi berjalan lancar. Pekerja diharapkan dapat mengakses seluruh peralatan produksi dengan cepat dan mudah. Sehingga jika terdapat masalah pada peralatan proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja saat menjalankan tugas juga menjadi prioritas.

5. Jarak Antar Alat Proses

Alat proses dengan suhu dan tekanan operasi tinggi harus dipisahkan dari peralatan proses lainnya sehingga peralatan tersebut tidak membahayakan peralatan proses lainnya jika terjadi ledakan atau kebakaran.

6. Operasional Alat

Alat dengan kontrol khusus (*valve, sampling location, instrument*) harus diletakkan dekat dengan ruang kontrol dan diawasi operator. Kebutuhan ruang alat juga perlu

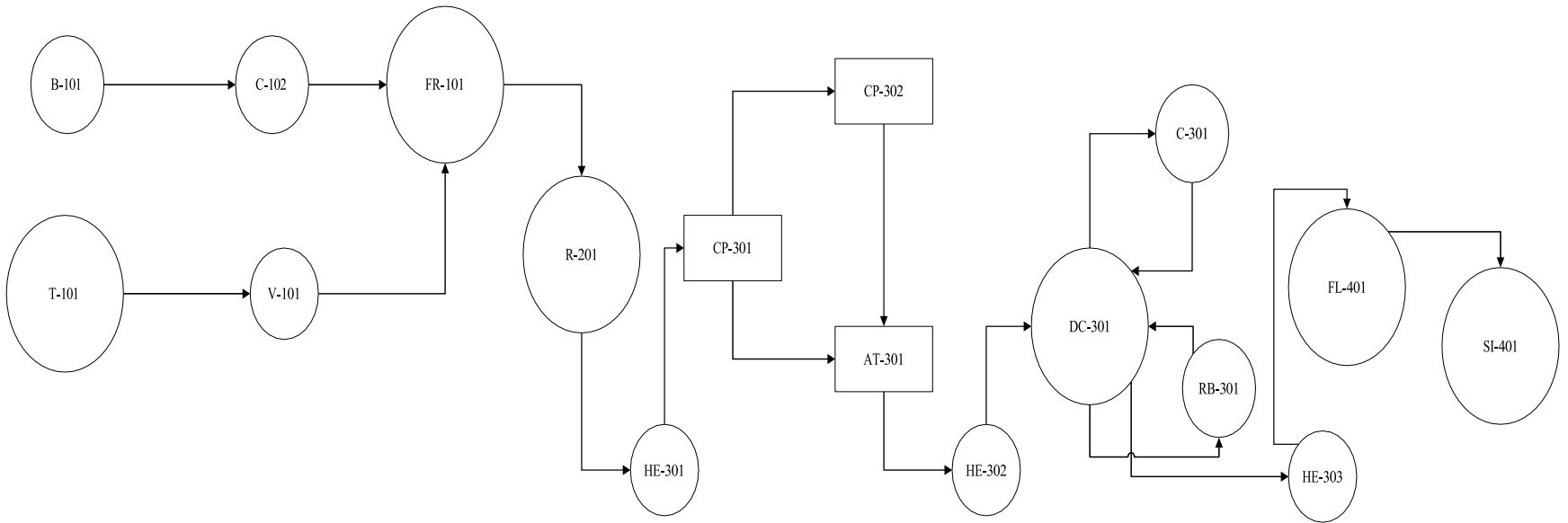
diperhatikan, seperti *heat exchanger* yang memerlukan ruang untuk pembersihan tube.

7. Ekonomi

Penempatan peralatan proses berorientasi ekonomi untuk memastikan kelancaran dan keamanan produksi pabrik dengan biaya seminimal mungkin. Tata letak proses harus mempertimbangkan aspek ekonomi berikut:

- a. Memastikan bahwa dengan biaya minimal proses produksi tetap dapat berjalan lancar dan aman.
- b. Efektivitas dalam memanfaatkan area pembangunan sehingga tidak terjadi pemborosan tempat.
- c. Biaya bahan dan proses minimal yang mengarah pada pengurangan pengeluaran modal yang tidak diperlukan.
- d. Karyawan mendapatkan kenyamanan saat bekerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas pekerja.

Control Room



Gambar 2. 4. Layout Peralatan Proses Pabrik Nitric Acid

Keterangan :

T-101	: Tangki <i>Ortho-xylene</i>	T-301	: Tangki Akumulator
V-101	: Vaporizer	HE-302	: <i>Heat Exchanger 2</i>
B-101	: Blower	DC-301	: Kolom Destilasi
C-101	: Kompresor	C-301	: Kondensor
FR-101	: <i>Furnance</i>	RB-301	: Reboiler
R-201	: Reaktor	HE-303	: <i>Heat Exchanger 3</i>
HE-301	: <i>Gas Coller Heat Exchanger</i>	FL-401	: Flaker
CP-301	: Kondensor Parsial 1	SI-401	: Sillo
CP-302	: Kondensor Parsial 2		