



BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pendukung dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Asetaldehid (C_2H_4O)

- Bentuk : cair
- Warna : tidak berwarna
- Densitas : 0,788 gram/mL
- Titik didih (1 atm) : $20^{\circ}C$
- Kemurnian : 99,5% C_2H_4O ; 0,5% H_2O

(www.celanese.com)

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

Duolite C-20C

- Bentuk : Amber beads
- Densitas : 800 g/L
- Porositas : 0,4

(www.aquafilsep.com)

2.1.3 Spesifikasi Produk

Paraldehid ($C_6H_{12}O_3$)

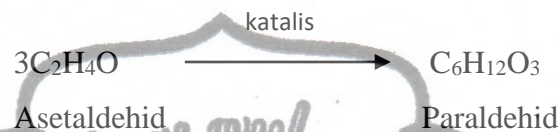
- Bentuk : cair
- Warna : jernih
- Densitas : 0,85 g/L
- Titik didih (1 atm) : $124^{\circ}C$
- Kemurnian : 99,5 % $C_6H_{12}O_3$, 0,5 % H_2O

(www.parchem.com)

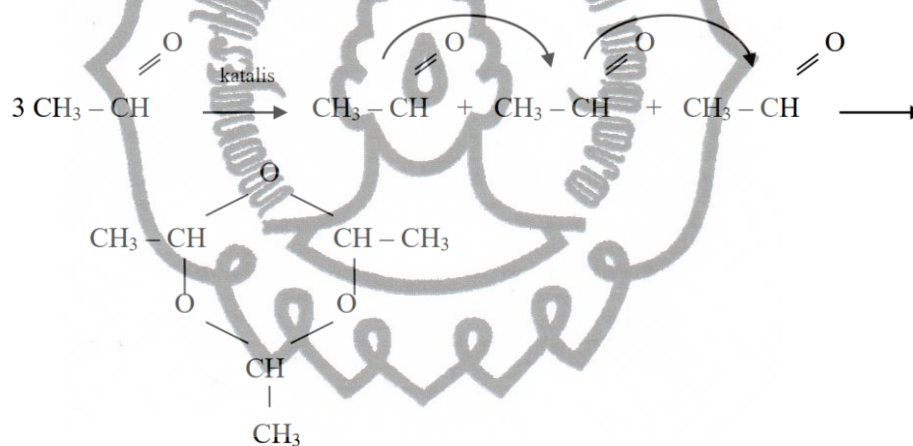
2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Reaksi pembentukan paraldehyd dari asetaldehid dengan menggunakan katalis *Duolite* C-20C merupakan reaksi polimerisasi, dijalankan pada reaktor fixed bed pada fase cair, yang beroperasi pada suhu 50°C - 120 °C dan tekanan 3 atm. (U.S. Patent,1949). Reaksi yang terjadi adalah :



2.2.2 Mekanisme Reaksi



(Haruo dkk, 1997)

2.2.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada proses pembuatan paraldehyd dari asetaldehid dilakukan pada rentang suhu 50°C - 120 °C dan tekanan 3 atm. Agar reaksi berjalan lebih cepat pada kondisi ini maka digunakan katalis yaitu *Duolite* C-20C. (U.S. Patent 2.479.559, 1949).

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Perhitungan harga tetapan konstanta kesetimbangan (K) dapat ditinjau dari persamaan :

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$



Dengan :

ΔG° : tenaga Gibbs standar (KJ/mol) R : tetapan gas ideal

K : konstanta kesetimbangan

(Pedle J.B., 1997)

Data untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Harga ΔH_f° dan ΔG_f° pada Keadaan Standar

| Komponen | ΔH_f° °K (kJ/mol) | ΔG_f° °K (kJ/mol) |
|-------------|--------------------------------|--------------------------------|
| Asetaldehid | -166,36 | -133,30 |
| Paraldehid | -645,30 | -450,38 |

(Carl L Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } \Delta G_f^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= -450,38 - (3 \cdot (-133,30)) \text{ kJ/mol} \\ &= -50,48 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\ln K_{298,15} = \frac{-\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$\ln K_{298,15} = \frac{-(-50480 \frac{\text{J}}{\text{mol}})}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol K}} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298,15} = 20,3645$$

$$K_{298,15} = 6,99\text{E}+08$$

Maka nilai K pada T °K dapat dihitung dengan meninjau persamaan kesetimbangan di bawah ini :

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

Dengan:

$$T_1 = 298,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 323,15 \text{ K}$$

K1 = Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat T1

K2 = Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat T2

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= (-645,30) - (3x(-166,36)) \text{ kJ/mol}$$
$$= -146,22 \text{ kJ/mol}$$

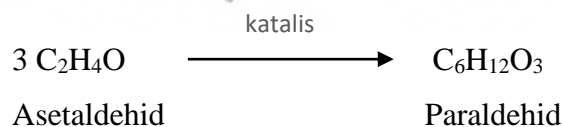
Sehingga harga K pada suhu 50°C dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_2}{K_1} &= \left(\frac{-\Delta H_r^o}{R} \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \\ \ln \frac{K_2}{K_1} &= \left(\frac{-(-146,22 \frac{J}{mol})}{8,314 \frac{J}{mol K}} \right) \left(\frac{1}{323,15} - \frac{1}{298,15} \right) \\ \ln \frac{K_2}{K_1} &= -4,5635 \\ \frac{K_2}{K_1} &= 0,01043 \\ K_2 &= 7,26 \text{ E+06}\end{aligned}$$

Karena harga konstanta kesetimbangan relatif besar, maka reaksi berlangsung searah ke arah kanan (irreversible). Dari nilai ΔH_r^0 dapat diketahui bahwa reaksi bersifat eksotermis.

2.2.5 Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari kinetika reaksi pembentukan paraldehid dari asetaldehid termasuk reaksi order 1, searah (Ulmann, 2005). Reaksi :



Konversi dari asetaldehid (XA) adalah 95% dengan waktu tinggal 8,3 menit. (U.S. Patent 2.479.559, 1949) .

Persamaan reaksi merupakan reaksi orde satu menggunakan reaktor fixed bed. (U.S. Patent 2.479.559, 1949). Berikut ini adalah persamaan kecepatan reaksi:

$$\begin{aligned} -r_A &= k \cdot C_A \\ \tau &= \frac{V}{F_A} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\ \tau &= C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot C_{A0} (1-X_A)} = \frac{1}{k} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)} \end{aligned}$$

Dengan :

T = waktu tinggal (detik)



$$\begin{aligned}
 V &= \text{volume reaktor (L)} \\
 F_A &= \text{laju alir (kmol/detik)} \\
 C_{A0} &= \text{konsentrasi asetaldehid mula-mula (kmol/L)} \\
 X_A &= \text{konversi} \\
 k &= \text{konstanta kecepatan reaksi (1/detik)} \\
 499 &= \frac{1}{k} \int_0^{0,95} \frac{dX_A}{(1-X_A)} = -\frac{1}{k} \ln (1 - 0,95) \\
 k &= 0,006 \text{ /detik}
 \end{aligned}$$

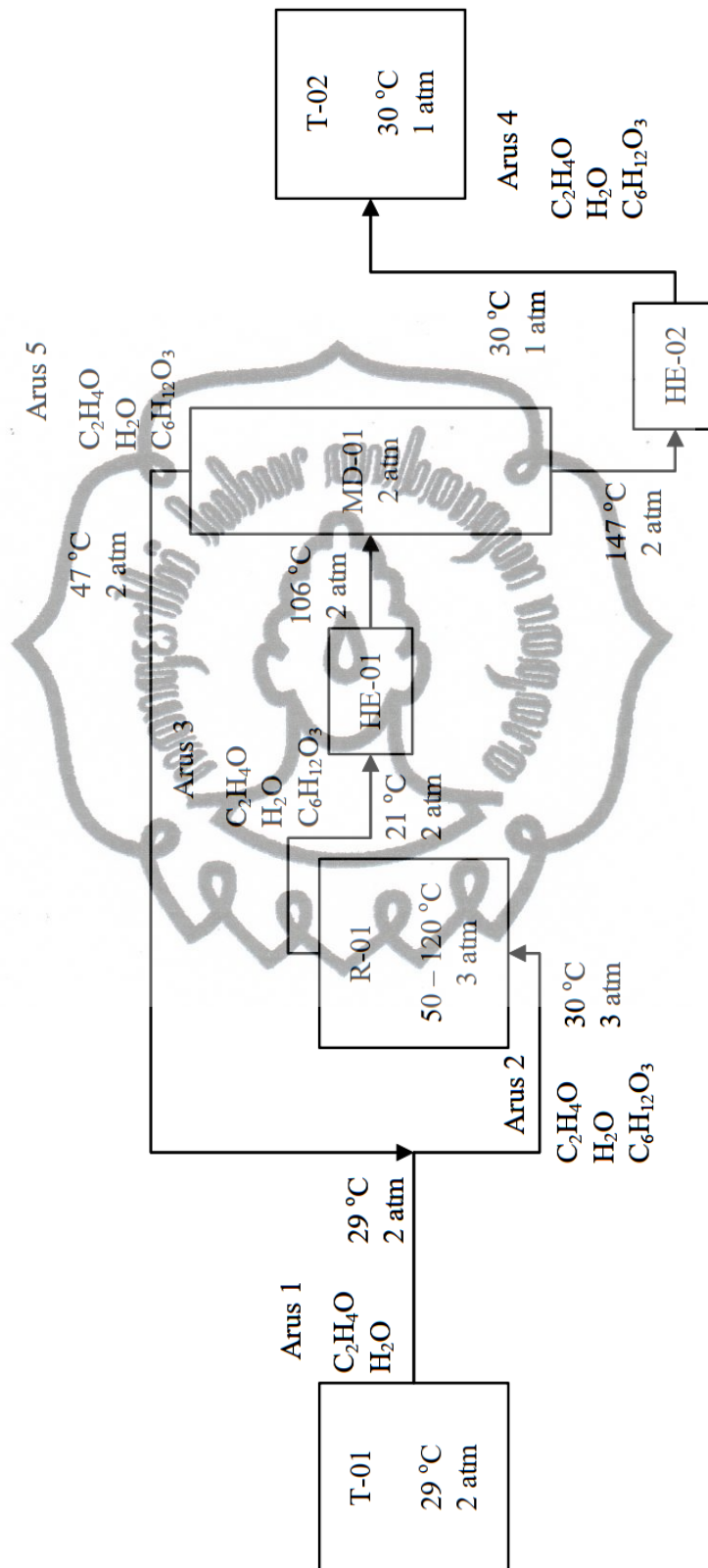
Hasil perhitungan nilai konstanta kecepatan reaksi ($k = 0,006 \text{ /detik}$) digunakan sebagai dasar perancangan reaktor *fixed bed multitube* dan nilai k berlaku pada *range* suhu $20^\circ\text{C} - 90^\circ\text{C}$.

2.2.6 Diagram Alir Proses

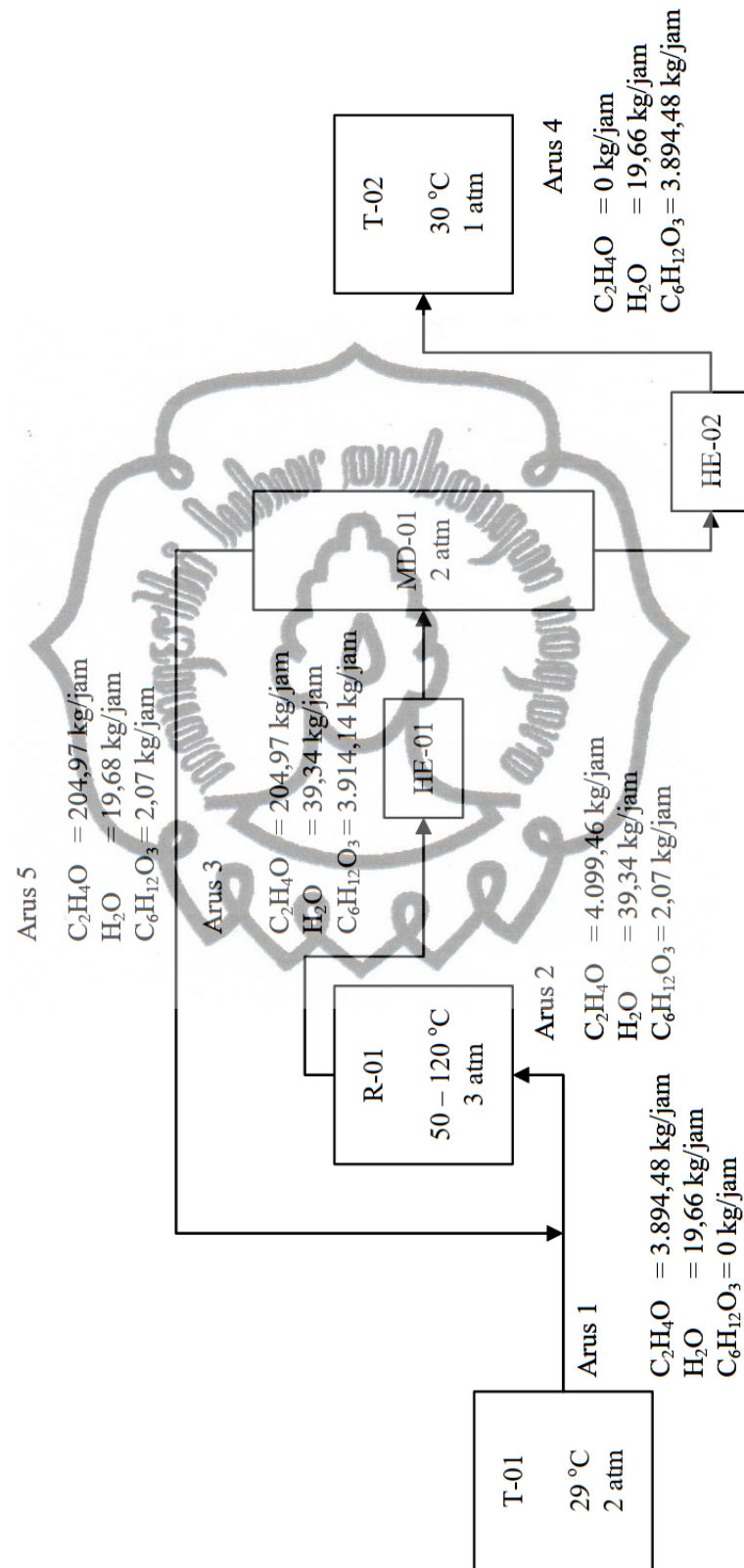
Diagram alir proses

Diagram alir ada tiga macam yaitu :

- Diagram alir kualitatif
- Diagram alir kuantitatif
- Diagram alir proses lengkap



Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2.3 Diagram Alir Proses



2.3 Langkah Proses

Langkah proses pembuatan paraldehid dapat dikelompokkan dalam tiga tahapan proses:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan paraldehid
3. Tahap pemisahan dan pemurnian hasil

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Mula-mula bahan baku asetaldehid yang berasal dari tangki penyimpanan asetaldehid dengan suhu 29 °C dan tekanan 2 atm dipompa menuju reaktor (R-01). Arus bahan baku bertemu dengan arus recycle hasil atas menara distilasi didalam reaktor.

2.3.2 Tahap Pembentukan Paraldehid

Reaksi yang terjadi adalah :



Reaksi terjadi dalam fase cair dengan katalis. Reaktor beroperasi secara non isothermal pada suhu 50°C - 120°C dan tekanan 3 atm. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, maka untuk mengatur suhu di dalam reaktor digunakan pendingin berupa brine water 25% untuk mengambil panas reaksi yang timbul. Produk reaktor terdiri atas paraldehid, sisa reaktan asetaldehid, dan air. Konversi reaksi optimal adalah 95% dengan proses recycle hasil atas menara distilasi.

2.3.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan produk dari reaktan yang tidak bereaksi, Tahap pemisahan dan pemurnian produk terdiri dari :

- a. Produk reaktor (R-01) dipisahkan dalam menara distilasi sehingga didapat hasil atas yang nantinya menjadi arus recycle.



- b. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) dialirkan menuju *reboiler* (RB-01) untuk menguapkan sebagian hasilnya, sebagian lagi dialirkan menuju cooler (HE-02) untuk didinginkan hingga suhu 30°C, kemudian ditampung sebagai produk cair pada tangki penyimpan produk dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1 Neraca Massa

| | |
|------------------------------|--|
| Kemurnian produk | : Paraldehid 99,5% (0,5% H ₂ O) |
| Kapasitas perancangan | : 31.000 ton / tahun |
| Waktu operasi selama 1 tahun | : 330 hari |
| Waktu operasi selama 1 hari | : 24 jam |
| Basis perhitungan | : 1 jam operasi |
| Satuan | : kg/jam |

Tabel 2.2 Neraca Massa TEE-01

| Komponen | Arus Masuk | | | | Arus Keluar | |
|---|------------|----------|----------|--------|-------------|----------|
| | 1 | | 5 | | 2 | |
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| C ₂ H ₄ O | 88,40 | 3.894,48 | 4,65 | 204,97 | 93,06 | 4.099,46 |
| H ₂ O | 1,09 | 19,66 | 1,09 | 19,68 | 2,18 | 39,34 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 0,00 | 0,00 | 0,02 | 2,07 | 0,02 | 2,07 |
| Total | 89,50 | 3.914,14 | 5,76 | 226,72 | 95,26 | 4.140,86 |
| | 4.140,86 | | | | 4.140,86 | |

Tabel 2.3 Neraca Masaa Reaktor (R-01)

| Komponen | Arus Masuk | | Arus Keluar | |
|---|------------|----------|-------------|----------|
| | 2 | | 3 | |
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| C ₂ H ₄ O | 93,06 | 4.099,46 | 4,65 | 204,97 |
| H ₂ O | 2,18 | 39,34 | 2,18 | 39,34 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 0,02 | 2,07 | 29,48 | 3.896,55 |
| Total | 95,26 | 4.140,86 | 36,32 | 4.140,86 |
| | 4.140,86 | | 4.140,86 | |



Tabel 2.4 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Arus Masuk | | Arus Keluar | | | |
|---|------------|----------|-------------|---------|----------|----------|
| | 3 | | 5 | | 4 | |
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| C ₂ H ₄ O | 4,568 | 201,217 | 4,568 | 201,217 | 0,000 | 0,000 |
| H ₂ O | 2,144 | 38,617 | 1,052 | 18,958 | 1,091 | 19,659 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 28,944 | 3825,151 | 0,015 | 2,032 | 28,928 | 3823,119 |
| Total | 35,655 | 4064,985 | 5,635 | 222,208 | 30,019 | 3842,778 |
| | 4064,985 | | 4064,985 | | | |

Tabel 2.5 Neraca Massa Total

| Komponen | Arus Masuk | | Arus Keluar | |
|---|------------|----------|-------------|----------|
| | 1 | | 4 | |
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| C ₂ H ₄ O | 88,40 | 3.894,48 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ O | 1,09 | 19,66 | 1,09 | 19,66 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 0,00 | 0,00 | 29,47 | 3.894,48 |
| Total | 89,50 | 3.914,14 | 30,56 | 3.914,14 |
| | 3.914,14 | | 3.914,14 | |

2.4.2 Neraca Panas

Tabel 2.6 Neraca Panas TEE-01

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | | Panas Keluar (kJ/jam) |
|---|----------------------|-----------|-----------------------|
| | Arus 1 | Arus 5 | Arus 2 |
| C ₂ H ₄ O | 35.855,29 | 10.762,55 | 48.004,41 |
| H ₂ O | 324,23 | 1.816,25 | 824,29 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 0,00 | 90,72 | 20,34 |
| Total | 36.179,52 | 12.669,52 | 48.849,04 |
| | 48.849,04 | | 48.849,04 |



Tabel 2.7 Neraca Panas Reaktor (R-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | | Panas Keluar (kJ/jam) | |
|---|----------------------|--------------|-----------------------|--------------|
| | Arus 2 | Q Reaksi | Arus 3 | Q Pendingin |
| C ₂ H ₄ O | 48.004,41 | 4.302.351,85 | -1.905,20 | 4.384.208,50 |
| H ₂ O | 20,34 | | -660,34 | |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 824,29 | | -30.442,07 | |
| Total | 48.849,04 | 4.302.351,85 | -33.007,61 | 4.384.208,50 |
| | 4.351.200,89 | | 4.351.200,89 | |

Tabel 2.8 Neraca Panas Heater (HE-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | | Panas Keluar (kJ/jam) |
|---|----------------------|--------------------|-----------------------|
| | Arus 3 | Q _{steam} | |
| C ₂ H ₄ O | -1.905,20 | 746.500,64 | 42.701,44 |
| H ₂ O | -660,34 | | 13.459,66 |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | -30.442,07 | | 657.331,93 |
| Total | -33.007,61 | 746.500,64 | 713.493,02 |
| | 713.493,02 | | |

Tabel 2.9 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | | Panas Keluar (kJ/jam) | | |
|---|----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------|------------------------|
| | Arus 3 | Q _{reboiler} | Arus 4 | Arus 5 | Q _{kondenser} |
| C ₂ H ₄ O | 42.701,44 | 828.118,89 | 0,00 | 10.762,55 | 506.885,79 |
| H ₂ O | 13.459,66 | | 10.138,02 | 1.816,25 | |
| C ₆ H ₁₂ O ₃ | 657.331,93 | | 1.011.918,59 | 90,72 | |
| Total | 713.493,02 | 828.118,89 | 1.022.056,61 | 12.669,52 | 506.885,79 |
| | 1.541.611,91 | | 1.541.611,91 | | |



Tabel 2.10 Neraca Panas Cooler (HE-02)

| Komponen | Panas Masuk (Kj/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) | |
|----------------|-------------------------|-----------------------|-------------|
| | | Panas Keluar | Q_{brine} |
| C_2H_4O | 0,00 | 0,00 | 983.392,47 |
| H_2O | 10.138,02 | 411,93 | |
| $C_6H_{12}O_3$ | 1.011.918,59 | 38.252,20 | |
| Total | 1.022.056,61 | 38.664,14 | 983.392,47 |
| | | 1.022.056,61 | |

Tabel 2.11 Neraca Panas Total

| Panas Masuk (kJ/jam) | | Panas Keluar (kJ/jam) | |
|----------------------|--------------|-----------------------|--------------|
| Arus 1 | 36.179,52 | Arus 4 | 38.664,14 |
| Q_{HE-01} | 746.500,64 | Q_{CD-01} | 506.885,79 |
| Q_{Reaksi} | 4.302.351,85 | Q_{HE-02} | 983.392,47 |
| Q_{RB-01} | 828.118,89 | Q_{brine} | 4.384.208,50 |
| Total | 5.913.151 | Total | 5.913.151 |

2.5 Lay Out Pabrik dan Peralatan

2.5.1 Lay Out Pabrik

Tata letak (*lay out*) suatu pabrik berisikan data tentang kedudukan dan ukuran dari tangki bahan baku dan tangki produk serta peralatan proses seperti alat proses, alat pemisahan, perpipaan, pompa dan utilitas. Letak dari bangunan penunjang seperti kantor administrasi, ruang kontrol, unit pembangkit, unit pemadam kebakaran, bengkel dan ruang peralatan, bagian keamanan dan fasilitas penunjang seperti ruang ibadah, ruang istirahat dan kantin ditempatkan pada lokasi yang tepat sehingga tidak mengganggu keberlangsungan produksi. Penggambaran tata letak dapat dibuat dengan model blok berbasis skala yang diberi keterangan menggunakan penomoran serta pemberian ukuran secara tepat (Ullman, 2005). Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik :

1. Investasi area untuk perluasan produksi di masa depan



2. Perencanaan faktor keamanan untuk menanggulangi bahaya kebakaran dengan memisahkan sumber api dan panas dari bahan yang mudah meledak
3. Penggunaan sistem konstruksi *out door* untuk menekan biaya bangunan, gedung serta pencegahan adanya perubahan musim
4. Pelayanan distribusi air, *steam*, daya dan gas tekan ditempatkan pada posisi yang dekat dengan lokasi produksi
5. Pemberian penomoran atau kode pada masing-masing unit, pipa dan Gedung
6. Perencanaan unit pengolahan limbah dan laboratorium
7. Pemberian jarak antar unit / gedung sehingga mudah untuk mobilitas dan tidak saling mengganggu.

(Vilbrandt, 1959)

Tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah :

1. Tata letak perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol, sebagai substansi penyelesaian administrasi, dan pengendali proses, kualitas serta kuantitas produk.
2. Tata letak alat proses sebagai daerah proses yang sedang berlangsung
3. Tata letak penyimpanan bahan baku dan produk
4. Tata letak perawatan peralatan proses
5. Tata letak penyediaan pendukung proses (utilitas)

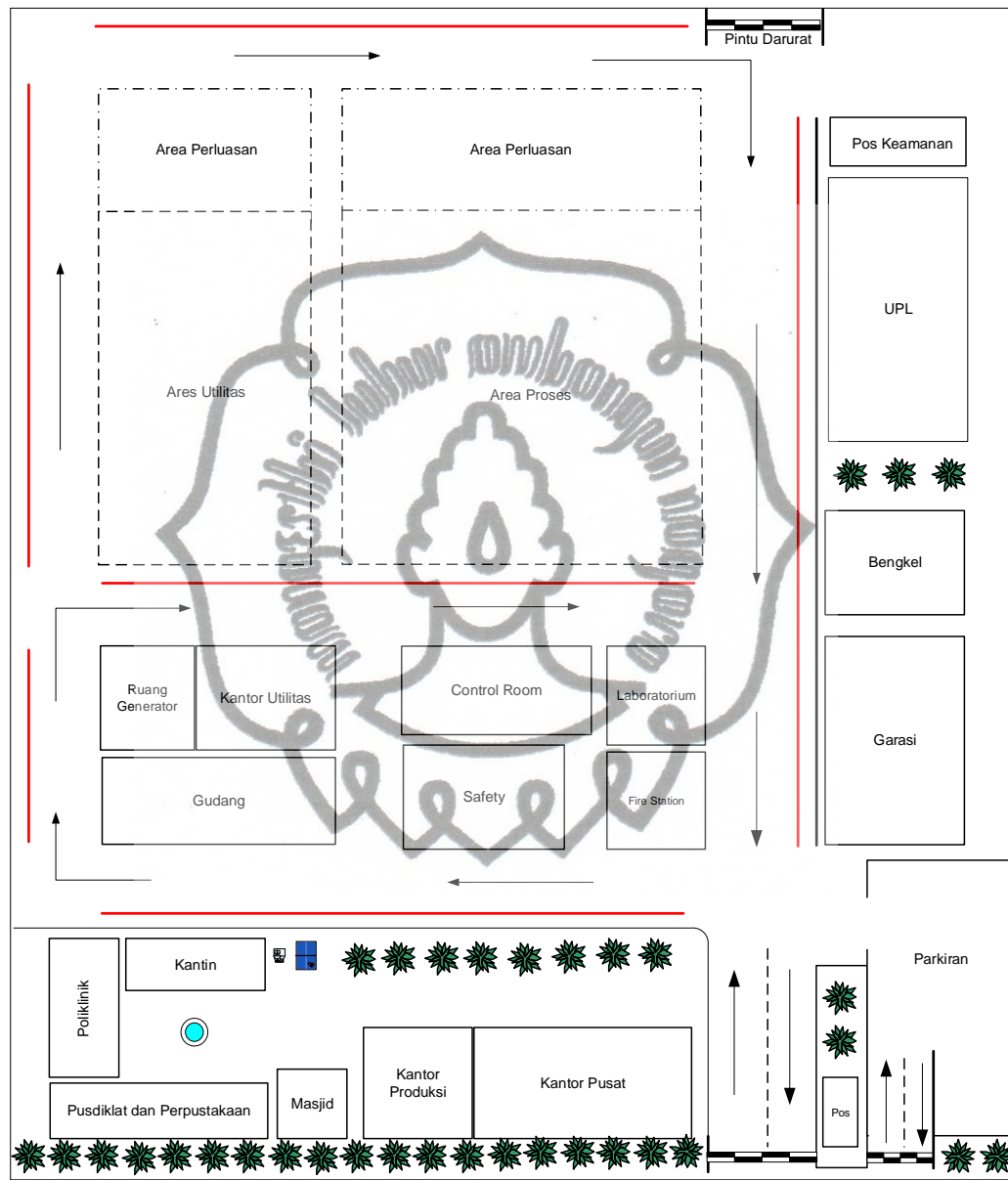
(Vilbrandt, 1959)

2.5.2 Lay Out Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses kaitanya dengan posisi dan jarak alat proses dalam area produksi. Tujuan peletakan alat-alat proses :

1. Memberikan akses serta kemudahan dalam pengoperasian masing-masing alat
2. Memberikan kemudahan untuk proses perbaikan
3. Memberikan perlindungan dari bahaya kebakaran dan *explosive* yang mungkin terjadi

Tata letak peralatan proses perancangan pabrik paraldehid dapat dilihat pada gambar :

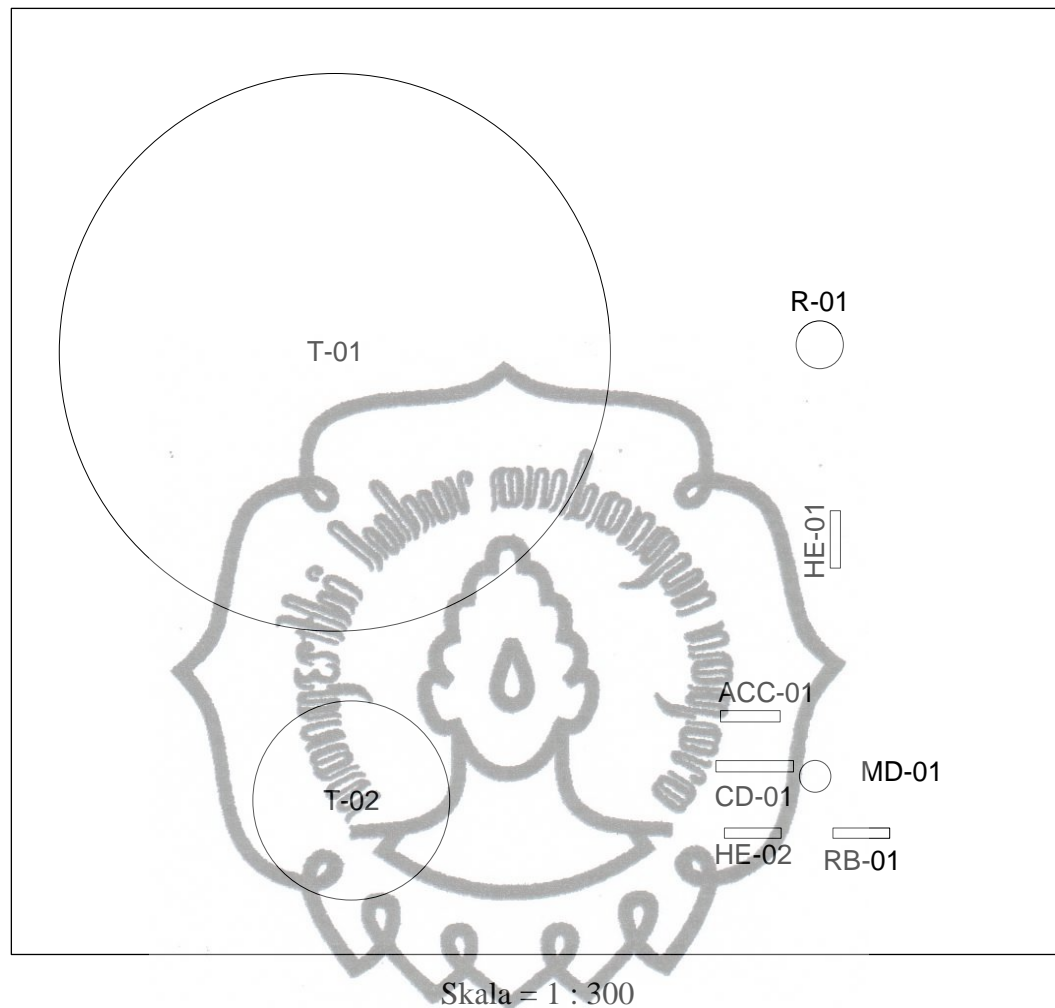


Skala = 1 : 860

Gambar 2.4 Lay Out Pabrik

Keterangan gambar :

Garis merah adalah garis pembatas antara kendaraan pabrik dengan pejalan kaki dan sepeda.



Gambar 2.5 *Lay Out* Peralatan Proses

Keterangan gambar :

T-01 : Tangki Asetaldehid

T-02 : Tangki Paraldehid

R-01 : Reaktor Fixed Bed Multitube

HE-01 : Heater

MD-01 : Menara Distilasi

CD-01 : Kondensor

ACC-01 : Akumulator

HE-02 : Cooler

RB-01 : *Reboiler*