

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Toluene

- Fasa : cair ($P = 1 \text{ atm}$, $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Kenampakan : jernih
- Kemurnian : min 99,9% wt
- Densitas : $0,8623 \text{ g/cm}^3$ ($T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Impuritas
 - Paraxylene : max 0,05% wt
 - Metaxylene : max 0,03% wt
 - Ortoxylene : max 0,02% wt

(PT. Trans Pasific Petrochemical Indotama)

2.1.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Hidrogen

- Fasa : gas ($P = 1 \text{ atm}$, $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Kenampakan : tidak berwarna
- Kemurnian : min 99,99% wt
- Densitas : $0,0352 \text{ g/cm}^3$ ($T = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Impuritas
 - CH_4 : max 0,01% wt

(PT. Samator Gas Industri)

2. Katalis zeolite (ZSM-5)

- Fasa : padat
- Bentuk : pellet
- Diameter : 2 mm
- Ukuran pori-pori : 5 Å
- Bulk density : 0,72 kg/ liter
- Carrier : Alumina Silika dengan rasio $\frac{SiO_2}{Al_2O_3} = 38$

2.1.3. Spesifikasi Produk

1. Produk Utama : Paraxylene

- Fasa : cair
- Kenampakan : jernih
- Kemurnian : min 99,9% wt
- Impuritas
 - M-xylene : max 0,07% wt
 - O-xylene : max 0,02% wt
 - Toluene : max 0,01% wt

(PT. Trans Pasific Petrochemical Indotama)

2. Produk Samping : Benzene

- Fasa : cair
- Kenampakan : jernih kekuningan
- Kemurnian : min 99,9% wt
- Impuritas
 - Toluene : max 0,1% wt

(PT. Trans Pasific Petrochemical Indotama)

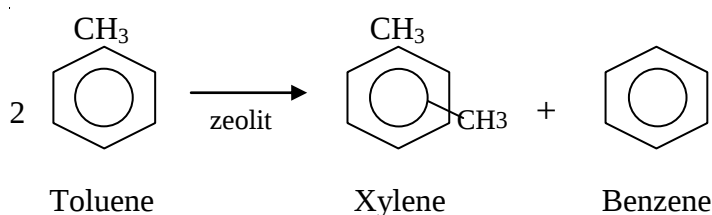
2.2. Konsep Proses

2.2.1. Dasar Reaksi

Pembuatan paraxylene dengan proses disproporsionasi toluene pada prinsipnya adalah pemindahan gugus metil dari suatu molekul toluene ke molekul toluene yang lainnya. Proses ini juga biasa disebut dengan “transkilasi” atau pemindahan gugus alkil dengan jalan difusi cepat 2 mol toluene ke dalam permukaan katalis melalui pori-porinya. Senyawa toluene yang kehilangan gugus metilnya akan diubah menjadi benzene, sementara senyawa toluene lain yang menerima gugus metil akan diubah menjadi mixed xylene (orto-xylene, meta-xylene, dan paraxylene).

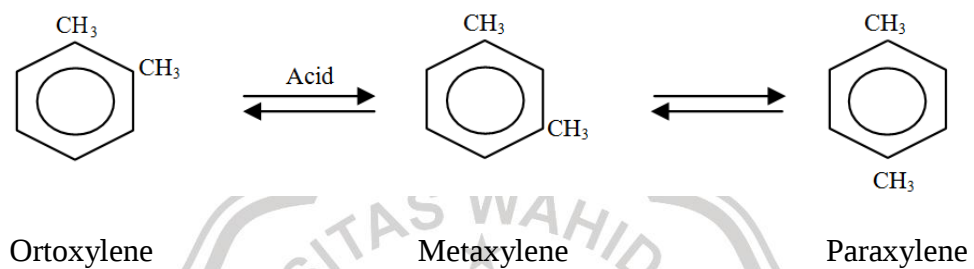
Benzene yang terbentuk dari reaksi disproporsionasi toluene dengan cepat meninggalkan permukaan katalis, diikuti dengan terbentuknya paraxylene. Paraxylene dibentuk dari proses isomerisasi cepat orto-xylene dan meta-xylene dalam pori-pori katalis ZSM-5. Reaksi isomerisasi terjadi akibat dari difusivitas orto-xylene dan meta-xylene yang lebih rendah daripada difusivitas paraxylene sehingga berakibat terbentuknya isomer paraxylene dari orto-xylene dan meta-xylene. Orto-xylene dan meta-xylene meninggalkan permukaan katalis dengan gerakan difusi yang lambat sehingga memiliki waktu tinggal yang lebih lama dalam katalis.

Pada proses ini, konversi toluene mencapai 31%. Di mana pada reaksi ini, 2 mol toluen akan dipecah menjadi 1 mol xylene dan 1 mol benzene dengan selektivitas paraxylene di dalam xylene mencapai 90% (Kirk – Othmer, 1991). Reaksi yang terjadi ditunjukkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1. Reaksi Disproporsionasi Toluene

Xylene yang terjadi pada reaksi ini merupakan campuran antara isomer-isomer xylene (*mixed xylene*). *Paraselectivity* merupakan jumlah proporsi paraxylene dalam total campuran xylene yang terbentuk dari reaksi. Kenaikan *paraselectivity*-nya dalam katalis disebabkan adanya control difusi secara selektif dari pori-pori katalis. Selain reaksi utama di atas, didalam proses ini terjadi reaksi sekunder yaitu reaksi isomerisasi orto-xylene dan metaxylene, yang kemudian pada akhirnya terbentuk paraxylene yang diinginkan. Reaksi isomerisasi xylene dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2. Reaksi Isomerisasi Xylene

2.2.2. Mekanisme Katalis

Pembuatan paraxylene dengan proses disproporsionasi toluen merupakan reaksi dengan fase gas-padat, dimana gas toluene dan hidrogen direaksikan dengan katalis ZSM-5 sehingga dihasilkan paraxylene sebagai produk utamanya. Katalis ZSM-5 merupakan zeolit dengan ukuran pori (5,1 – 5,6 Å) dan struktur tiga dimensi. Sifat asam yang dimiliki oleh ZSM-5 menyebabkan zeolit ini banyak digunakan dalam industri petrokimia, salah satunya adalah produksi paraxylene.

Pada reaksi ini digunakan katalis berpori sehingga didapatkan konsentrasi paraxylene yang tinggi pada campuran xylene-nya. Pada proses disproporsionasi toluene akan dihasilkan benzene, orthoxylene, metaxylene, dan paraxylene, namun dalam hal ini benzene dapat berdifusi dengan cepat sehingga keluar dari katalis dan isomerisasi dalam pori-pori katalis akan terjadi pada xylene yang terbentuk. Pembatasan difusi ini dihasilkan oleh *selectivating agent*, sehingga laju isomer pembentukan

orthoxylylene dan metaxylylene yang bergerak melewati pori-pori katalis dan pembukaan pori-pori lebih rendah (~ 100 kali) dibandingkan isomer paraxylylene. Akibatnya, paraxylylene mudah melewati pori-pori katalis, sedangkan orthoxylylene dan metaxylylene tertahan di dalam pori-pori katalis dan mengalami proses isomerisasi pada kondisi asam dari katalis ZSM-5 menghasilkan produk paraxylylene tambahan, sehingga dapat melewati pori-pori katalis sebagai paraxylylene (Balasamy *et. al.*, 2011).

2.2.3. Mekanisme Reaksi

Pembentukan xylene dan benzene dengan proses disproporsionasi toluene merupakan reaksi katalitik dengan katalis ZSM-5 zeolit. Katalis ZSM-5 zeolit berpengaruh pada ikatan gugus alkyl dengan aromatisnya menyebabkan ikatan menjadi lemah dan gugus alkyl akan lepas menjadi gugus alkyl radikal bebas, kemudian gugus alkyl akan menyerang aromatis lain. Toluene direaksikan dalam reaktor berisi katalisator dengan penambahan hydrogen. Penambahan hydrogen ini bertujuan untuk mengurangi terjadinya penyumbatan pori-pori katalis.

Mekanisme reaksi fase gas-padat pada proses disproporsionasi toluen dapat dibagi menjadi 5 tahapan sebagai berikut, dimana (s) adalah permukaan aktif katalis:

1. Adsorpsi pada permukaan katalis



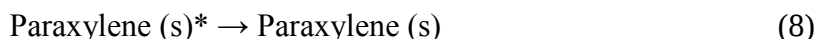
2. Reaksi aktivasi



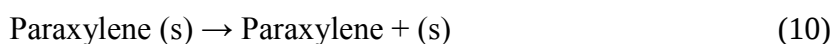
3. Reaksi pada permukaan katalis



4. Deaktivasi



5. Desorpsi



Reaksi disproporsionasi toluene di reaktor terjadi pada suhu 300 – 500°C, tekanan 0 – 30,59 atm, dan perbandingan mol $\text{H}_2/\text{HC} = 2 - 8$. Suhu dan tekanan yang tinggi diperlukan untuk difusi reaktan ke katalis sehingga senyawa xylene dan benzene dapat dihasilkan.

Mekanisme pembentukan gugus radikal dapat ditinjau sebagai berikut :

1. Mula-mula gas hidrogen diubah menjadi gugus radikal hidrogenium oleh katalis Si.
2. Radikal hidrogenium ini masuk pada ikatan gugus alkyl dengan aromatisnya, sehingga ikatan menjadi lemah dan mudah terlepas membentuk benzene dan gugus alkyl radikal yang bebas.
3. Senyawa aromatis yang lain kemudian diserang oleh gugus alkyl radikal ini sehingga ikatannya menjadi lemah terhadap gugus hydrogen, sehingga terbentuklah xylene dan radikal hidrogenium.
4. Gas hidrogen kembali terbentuk dari reduksi dua radikal hidrogenium oleh katalis Si, demikian seterusnya.

Dari kedua mekanisme reaksi diatas terlihat bahwa diperlukan bantuan gas hydrogen pada proses pemindahan gugus alkil untuk membentuk radikal hidrogenium yang aktif maupun sebagai sumber proton/elektron untuk reaksi redoksnya (disproporsionasinya). Pada 1 mol toluene, fungsi reduktor (penerima proton)

ditunjukkan dari adanya penyerangan radikal hidrogenium terhadap molekul toluene, kemudian senyawa ini melepaskan gugus alkil radikal sehingga terbentuk senyawa benzene. Dalam hal ini, fungsi oksidator (pelepas proton) dimiliki oleh toluene. Pada molekul toluene lainnya, fungsi reduktor yang dimiliki oleh toluene ditunjukkan dari adanya penyerangan gugus alkil radikal terhadap molekul toluene, kemudian senyawa ini melepaskan gugus radikal hidrogenium sehingga terbentuk xylene. Terbentuknya xylene menunjukkan fungsi oksidator dimiliki oleh toluene. Jadi, dalam hal ini fungsi oksidatornya ataupun reduktornya (auto-redoks) dimiliki oleh toluene.

2.2.4. Kondisi Operasi

Reaksi disproporsionasi toluene terjadi dalam fase gas-padat, dimana gas toluene dan hidrogen yang diumpankan ke dalam reaktor bereaksi dengan padatan katalis ZSM-5 sehingga dihasilkan paraxylene dan benzene. Reaktor yang digunakan adalah jenis reaktor *fixed bed* dimana feed masuk dari bagian atas reaktor dan katalis diletakkan pada catalyst bed di tengah reaktor. Hal ini dilakukan sebagai tindak pencegahan dari berubahnya susunan katalis dan terjadinya fluidisasi dari katalis, sehingga hilangnya katalis dengan terbawa oleh gas keluar reaktor dapat dihindari.

Pada perancangan ini dipilih kondisi operasi reaktor pada suhu 450°C, tekanan 30 atm dan perbandingan mol 2H₂/HC. Pemilihan kondisi suhu ini didasarkan pada kereaktifan katalis ZSM-5 yang memungkinkan terjadinya reaksi semakin baik dan pemilihan suhu tersebut masih dalam range suhu reaksi.

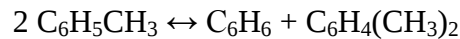
Disini terlihat bahwa reaksi terjadi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Hal ini disebabkan karena beberapa alasan sebagai berikut :

1. Suhu yang tinggi diperlukan untuk kelangsungan reaksi aktivasi dan reaksi permukaan pada katalis. Suhu yang tinggi diperlukan untuk proses desorpsi dari pori-pori katalis.

2. Tekanan yang tinggi diperlukan untuk kelangsungan proses absorpsi toluene pada permukaan katalis, sekaligus sebagai pendorong masuknya molekul atau uap toluene pada pori-pori katalis.

2.2.5. Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi yaitu :



Untuk menentukan sifat reaksi berjalan eksotermis atau endotermis maka perlu perhitungan dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada 1 atm dan 298°K dari reaktan dan produk.

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

Diketahui data-data (ΔH°_f) pada 1 atm dan 298°K adalah sebagai berikut :

$$\Delta H^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 50 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_6 = 82,93 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ p-C}_8\text{H}_{10} = 17,95 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ m-C}_8\text{H}_{10} = 17,24 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ o-C}_8\text{H}_{10} = 19 \text{ kJ/mol K}$$

Jika $\Delta H = (-)$ maka reaksi bersifat eksotermis

Jika $\Delta H = (+)$ maka reaksi bersifat endotermis

(Carl L Yaws, 1999)

Untuk reaksi ini :

$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} &= (\Delta H^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_6 + ((0,97 \times \Delta H^\circ_f \text{ p-C}_8\text{H}_{10}) + (0,025 \times \Delta H^\circ_f \text{ m-C}_8\text{H}_{10}) + (0,005 \times \\ &\quad \Delta H^\circ_f \text{ o-C}_8\text{H}_{10}))) - 2 \times \Delta H^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \\ &= (82,93 \text{ kJ/mol} + (0,97 \times 17,95 \text{ kJ/mol} + 0,025 \times 17,24 \text{ kJ/mol} + 0,005 \times 19 \\ &\quad \text{kJ/mol})) - 2 \times 50 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$= 100,8675 - 100 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 0,8675 \text{ kJ/kmol}$$

Dengan demikian reaksi yang berlangsung adalah reaksi endotermis atau membutuhkan panas.

Ditinjau dari energi bebas Gibbs (ΔG^0) pada suhu 298°K (25 °C) :

$$\Delta G^0_{298} = \Delta G^0 \text{ produk} - \Delta G^0 \text{ reaktan}$$

Diketahui data – data (ΔH^0_f) pada 1 atm dan 298°K :

$$\Delta G^0 \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 122,01 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^0 \text{ C}_6\text{H}_6 = 129.66 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^0 \text{ p-C}_8\text{H}_{10} = 121,13 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^0 \text{ m-C}_8\text{H}_{10} = 118,87 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^0 \text{ o-C}_8\text{H}_{10} = 122,09 \text{ kJ/mol K}$$

Jika $\Delta G = (-)$ maka reaksi berlangsung

Jika $\Delta G = (+)$ maka reaksi tidak berlangsung

(Carl L Yaws, 1999)

$$\Delta G^0 = \Delta G^0 \text{ produk} - \Delta G^0 \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G^0 \text{ C}_6\text{H}_6 + (0.97 \times \Delta G^0 \text{ p-C}_8\text{H}_{10} + 0.025 \times \Delta G^0 \text{ m-C}_8\text{H}_{10} + 0.005 \times \Delta G^0 \text{ o-C}_8\text{H}_{10})) - 2 \times \Delta G^0 \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$$

$$= (129.66 \text{ kJ/mol K} + (0.97 \times 121,13 \text{ kJ/mol K} + 0.025 \times 118,87 \text{ kJ/mol K} + 0.005 \times 122,09 \text{ kJ/mol K})) - (2 \times 122,01 \text{ kJ/mol K})$$

$$\Delta G^0 = 6,7183 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^0 = 6718,3 \text{ J/mol K}$$

Dengan menggunakan rumus :

$$\Delta G^0 = - RT \ln K$$

$$K = e^{\Delta G^0 / - RT}$$

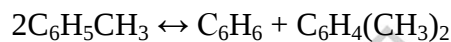
$$K = e^{-6718,3 / 8,314 \times 298,15}$$

$$K = 0,066$$

Harga konstanta kesetimbangan kecil, berarti reaksi berlangsung secara *reversible* (bolak-balik). Dengan demikian, reaksi disproporsionasi toluen adalah reaksi yang bersifat endotermis dan *reversible* (Yaws, 1999).

2.2.6. Tinjauan Kinetika

Reaksi yang terjadi yaitu :



Reaksi disproporsionasi toluene merupakan reaksi orde dua dengan persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut :

$$r_a = k \cdot \frac{P_A - \left(\frac{P_B^{0.5} \cdot P_C^{0.5}}{K_e} \right)}{1 + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{cad} \cdot P_{H_2} P_A + K_B \cdot P_B}$$

Dimana :

$$k = 1.54 \times 10^3 \exp(-19504/RT)$$

P_A = Tekanan parsial toluene

P_B = Tekanan parsial benzene 20

P_C = Tekanan parsial xylene

P_{H_2} = Tekanan parsial hidrogen

K_e = Konstanta kesetimbangan termodinamika

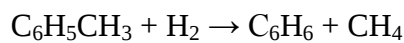
$$K_B = 6,83$$

$$K_{H_2} = 1.81 \times 10^{-10} \exp(26495/RT)$$

$$K_{cad} = 7.51 \times 10^{-8} \exp(18609/RT)$$

Konstanta kecepatan reaksi (k) dipengaruhi oleh fungsi suhu (T), semakin besar suhu yang digunakan maka harga k akan semakin besar. Oleh karena itu, dari tinjauan kinetiknya, reaksi dipilih pada suhu tinggi.

Tetapi pemakaian suhu yang tinggi harus dibatasi, karena apabila suhu reaksi terlalu tinggi, maka akan terjadi reaksi samping yang merugikan yaitu reaksi hidrodealkilasi toluene menjadi benzene dan methane, seperti dapat ditunjukkan pada reaksi berikut :



Adapun akibat dari reaksi di atas adalah konversi reaksi terbentuknya paraxylene yang kecil dan terkotorinya hasil reaksi oleh gas CH_4 yang dihasilkan.

2. 3. Diagram Alir Proses

2.3.1. Diagram Alir Proses

Diagram alir proses dapat dilihat pada lampiran.

2.3.2. Langkah Proses

Proses pembuatan paraxylene dalam perancangan ini dilakukan melalui lima tahap proses, yaitu:

1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku toluene disimpan dalam tangki *conical roof* T-01 karena dalam bentuk cair pada suhu kamar $T = 30^\circ\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$. Gas H_2 dialirkan secara inline melalui pipa dari pabrik tetangga dengan tekanan 8 atm dan suhu 30°C .

2. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Tahap ini ditunjukkan sebagai persiapan bahan baku toluene dan hidrogen agar siap diumpankan ke dalam reaktor sesuai dengan kondisi operasi yang telah ditentukan.

a. Pemanasan dan pengubahan fasa toluene

Umpan toluene dengan kemurnian 99,9 %wt dipompa dari T-01 lalu dicampur dengan toluene recycle yang berasal dari hasil atas kolom destilasi D-02 di mixer M-01. Suhu pencampuran ketiga aliran ini mencapai 359,817°K (86,817°C). Kemudian masuk ke vaporizer (V-01) untuk mengubah fase dari cair ke gas pada suhu 567,556 °K (294,556°C). Kemudian campuran toluene ini masuk ke furnace (F-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 723°K (450°C). Toluene siap diumpankan masuk reaktor (R-01).

b. Pemanasan gas hidrogen

Gas hidrogen dikompresi dari 8 atm hingga 30 atm dengan compressor (C-01). Gas hidrogen lalu dicampur dengan gas hidrogen *recycle* yang berasal dari produk atas separator (S-01) setelah sebelumnya tekanan dinaikkan menjadi 30 dengan kompresor C-02. Setelah itu dimasukkan ke dalam furnace (F-01) untuk dinaikkan suhunya hingga 723 °K (450°C). Gas H₂ siap masuk reaktor (R-01).

3. Tahap Reaksi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi disproporsionasi toluene membentuk paraxylene sebagai produk utama dan benzene sebagai produk samping. Toluene sebagai bahan baku utama, hidrogen serta katalis padat zeolite ZSM-5 sebagai bahan pendukung. Reaktor yang digunakan reaktor *fixed bed*. Fasa reaksi adalah gas-padat, dimana fasa gasnya adalah toluene dan hidrogen sedangkan fasa padatnya adalah katalis ZSM-5. Proses berlangsung secara adiabatik non isothermal. Suhu reaksi 450°C dan tekanan 30 atm.

4. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Produk keluar reaktor berupa fasa gas pada suhu 449,326°C, yang kemudian dimanfaatkan panasnya untuk memanaskan campuran campuran toluene keluaran mixer (M-01) sehingga suhunya turun, lalu produk keluaran reaktor diturunkan suhunya pada heat exchanger (HE-01). Untuk proses pemisahan antara fraksi gas hidrogen dengan fraksi cairan BTX (benzene, toluene, xylene) maka produk ini dialirkan ke kondenser parsial (CD-01), kemudian dialirkan kedalam separator (S-01) sebagai tempat pemisahan campuran tersebut. Hidrogen direcycle ke mixer (M-02) dan sebagian dipurging untuk menghindari terjadinya akumulasi bahan inert dalam siklus reaktor. Hasil bawah separator (S-01) diturunkan tekanannya melalui expander (EX-01) hingga 1,1 atm. Kemudian dialirkan ke dalam kolom destilasi D-01 untuk proses pemisahan benzene dan campurannya. Hasil atas berupa destilat benzene dengan suhu 81,994°C dan tekanan 1,05 atm. Hasil bawah berupa campuran xylene dan toluene pada suhu 121,099°C. Kemudian campuran xylene dan toluene dialirkan pada destilasi (D-02). Dari menara destilasi diperoleh toluene sebagai destilat yang kemudian direcycle kembali ke mixer (M-01). Hasil bawah destilasi 2 (D-02) merupakan *high purity paraxylene* dengan kemurnian 99,9 %.

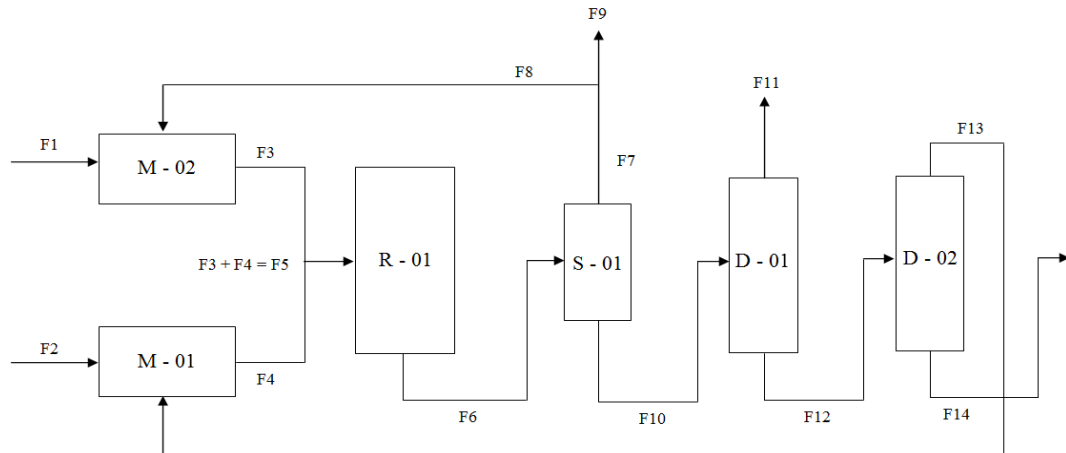
5. Tahap Penyimpanan Produk

Benzene yang diperoleh dari hasil atas destilasi 1 (D-01) dipompa menuju tangki penyimpanan berupa tangki *conical roof* (T-02) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm. Paraxylene yang diperoleh dari hasil bawah destilasi 2 (D-02) dipompa menuju tangki penyimpanan berupa tangki conical roof (T-04) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm.

2. 4. Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1. Neraca Massa

Diagram alir neraca massa ditunjukkan pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3. Diagram Alir Neraca Massa

Berikut ini adalah resume dari neraca massa pabrik paraxylene dengan kapasitas 320.000 ton/tahun. Untuk perhitungan lengkapnya dilampirkan pada lampiran A.

1. Neraca Massa di Mixer 1 (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 13	Arus 4
Toluene	70.968,511	160.660,286	232.891,161
Paraxylene	35,520	81,027	101,079
Metaxylene	21,312	1.072,148	60,648
Ortoxylene	14,208	240.308	40,432
Benzene	-	-	-
H ₂	-	-	-
CH ₄	-	-	-
Total	71.039,551	162.053,769	233.093,320
	233.093,320		

2. Neraca Massa di Mixer 2 (M-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 8	Arus 3
Toluene	-	-	-
Paraxylene	-	-	-
Metaxylene	-	-	-
Ortoxylene	-	-	-
Benzene	-	-	-
H ₂	506,241	9.619,418	10.125,703
CH ₄	0,051	0,120	0,127
Total	506,291	9.619,538	10.125,829
	10.125,829		

3. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5		Arus 6
	Arus 3	Arus 4	
Toluene	-	232.891,161	160.694,901
Paraxylene	-	101,079	40.444,663
Metaxylene	-	60,648	1.100,431
Ortoxylene	-	40,432	248,388
Benzene	-	-	30.604,936
H ₂	10.125,703	-	10.125,703
CH ₄	0,127	-	0,127
Total	10.125,829	233.093,320	243.219,149
	243.219,149		

4. Neraca Massa di Separator (S-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 10
Toluene	160.694,901	-	160.694,901
Paraxylene	40.444,663	-	40.444,663
Metaxylene	1.100,431	-	1.100,431
Ortoxylene	248,388	-	248,388
Benzene	30.604,936	-	30.604,936
H ₂	10.125,703	10.125,703	-
CH ₄	0,127	0,127	-
Total	243.219,149	10.125,829	233.093,320
		243.219,149	

5. Neraca Massa disekitar Purging

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
Toluene	-	-	-
Paraxylene	-	-	-
Metaxylene	-	-	-
Ortoxylene	-	-	-
Benzene	-	-	-
H ₂	10.125,703	9.619,418	506,2851
CH ₄	0,127	0,120	0,0063
Total	10.125,829	9.619,538	506,2915
		10.125,829	

6. Neraca Massa di Menara Distilasi 1 (D-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
Toluene	160.694,901	30,57	160.664,327
Paraxylene	40.444,663	-	40.444,663
Metaxylene	1.100,431	-	1.100,431
Ortoxylene	248,388	-	248,388
Benzene	30.604,936	30.604,936	-
H ₂	-	-	-
CH ₄	-	-	-
Total	233.093,320	30.635,511	202.457,809
		233.093,320	

7. Neraca Massa di Menara Distilasi 2 (D-02)

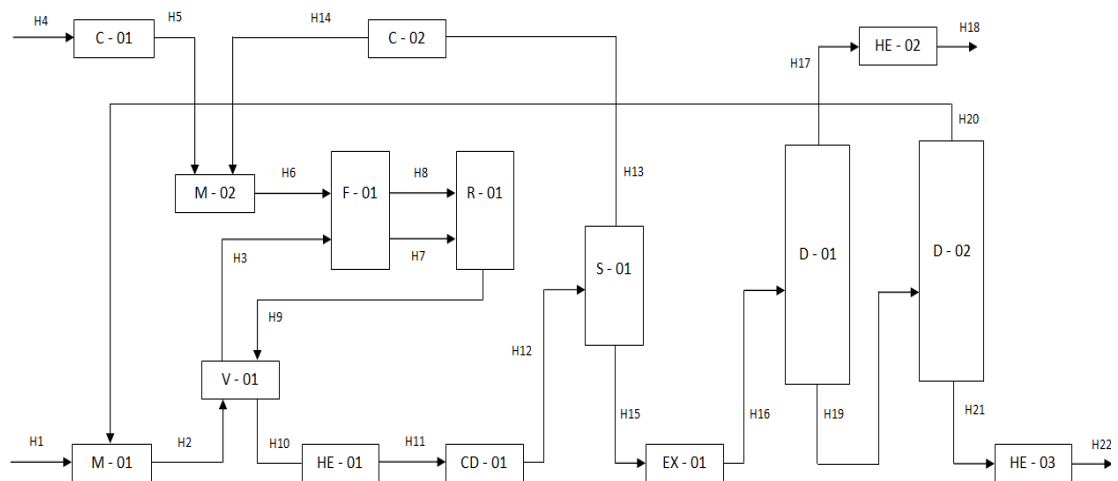
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Toluene	160.664,327	160.660,286	4,040
Paraxylene	40.444,663	81,027	40.363,636
Metaxylene	1.100,431	1.072,148	28.283
Ortoxylene	248,388	240.308	8.081
Benzene	-	-	-
H ₂	-	-	-
CH ₄	-	-	-
Total	202.457,809	162.053,769	40.404,040
		202.457,809	

NERACA MASSA OVERALL

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 9	Arus 11	Arus 14
Toluene	-	70.968,511	-	30,57	4,040
Paraxylene	-	35,520	-	-	40.363,636
Metaxylene	-	21,312	-	-	28.283
Ortoxylyene	-	14,208	-	-	8.081
Benzene	-	-	-	30.604,936	-
H ₂	506,241	-	506,2851	-	-
CH ₄	0,051	-	0,0063	-	-
Total	506,291	71.039,551	506,2915	30.635,511	40.404,040
	71.545,842		71.545,842		

2.4.2. Neraca Panas

Diagram alir neraca massa ditunjukkan pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4. Diagram Alir Neraca Panas

Berikut ini adalah resume dari neraca panas pabrik paraxylene dengan kapasitas 320.000 ton/tahun. Untuk perhitungan lengkapnya dilampirkan pada lampiran B.

1. Neraca Panas di Sekitar Mixer 1 (M-01)

Komponen	Input		Output
	H ₁ (Kj/jam)	H ₂₀ (Kj/jam)	H ₂ (Kj/jam)
Toluene	608.811,426	24.652.954,829	25.455.261,578
Paraxylene	332,227	13.559,237	12.063,025
Metaxylene	184,016	164.706,785	6.650,347
Ortoxylene	125,775	37.847,429	4.546,773
Total	609.453,444	24.869.068,279	25.478.521,723
	25.478.521,723		

2. Neraca Panas di Sekitar Vaporizer (V-01)

Komponen	Input	Output
	H ₂ (kJ/jam)	H ₃ (kJ/jam)
Toluene	25.455.261,578	121.024.445,480
Paraxylene	12.063,025	57.990,698
Metaxylene	6.650,347	33.344,743
Ortoxylene	4.546,773	24.224,892
Panas yang dibutuhkan (Q)	95.661.484,091	-
Total	121.140.005,814	121.140.005,814

3. Neraca Panas di Sekitar Compressor 1 (C-01)

Komponen	Input	Output
	H ₄ (Kj/jam)	H ₅ (Kj/jam)
H ₂	36.417,856	1.718.508,418
CH ₄	0,576	30,843
Kerja (W)	1.682.120,828	-
Total	1.718.539,261	1.718.539,261

4. Neraca Panas di Sekitar Compressor 2 (C-02)

Komponen	Input	Output
	H ₁₃ (Kj/jam)	H ₁₄ (Kj/jam)
H ₂	276.732,099	897.450,628
CH ₄	0,547	1,840
Kerja (W)	620.719,822	-
Total	897.452,468	897.452,468

5. Neraca Panas di Sekitar Mixer 2 (M-02)

Komponen	Input		Output
	H ₅ (kj/jam)	H ₁₄ (kj/jam)	H ₆ (kj/jam)
H ₂	1.718.508,418	897.450,628	2.615.986,523
CH ₄	30,843	1,840	5,205
Total	1.718.539,261	897.452,468	2.615.991,728
	2.615.991,728		

6. Neraca Panas di Sekitar Furnace (F-01)

Komponen	Input		Output	
	H ₃ (Kj/Jam)	H ₆ (Kj/Jam)	H ₇ (Kj/Jam)	H ₈ (Kj/Jam)
Toluene	121.024.445,480	-	182.645.319,634	-
Paraxylene	57.990,698	-	81.747,089	-
Metaxylene	33.344,743	-	49.099,870	-
Ortoxylene	24.224,892	-	33.286,421	-
H ₂	-	2.615.986,523	-	62.926.841,593
CH ₄	-	5,205	-	158,541
	121.140.005,814	2.615.991,728	-	-
Beban Panas	121.980.455,605		-	-
Total	245.736.453,147		182.809.453,013	62.927.000,134
			245.736.453,147	

7. Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Input		Output
	H ₇ (Kj/jam)	H ₈ (Kj/ jam)	H ₉ (Kj/ jam)
Toluene	182.645.319,634	-	125.829.098,491
Paraxylene	81.747,089	-	32.658.396,443
Metaxylene	49.099,870	-	889.515,877
Ortoxylene	33.286,421	-	204.177,245
Benzene	-	-	22.963.855,100
H ₂	-	62.926.841,593	62.850.869,864
CH ₄	-	158,541	158,303
	182.809.453,013	62.927.000,134	-
Q Serap	-340.381,823		-
Total	245.396.071,324		245.396.071,324

8. Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger 1 (HE-01)

Komponen	Input	Output
	H ₁₀ (Kj/jam)	H ₁₁ (Kj/ jam)
Toluene	46.499.233,876	4.847.883,949
Paraxylene	12.094.782,537	1.269.686,513
Metaxylene	329.704,548	34.648,505
Ortoxylene	76.569,007	8.182,550
Benzene	8.437.898,004	867.811,311
H ₂	28.323.472,798	3.647.778,165
CH ₄	61,990	7,282
Q	85.085.698,921	-
Total	10.675.998,275	10.675.998,275

9. Neraca Panas di Sekitar Kondensor Parsial (CD-01)

Komponen	Input		Output
	H ₁₁ (Kj/jam)	H _v (Kj/jam)	H ₁₂ (Kj/jam)
Toluene	4.847.883,949	66,358.529	1.931.860,248
Paraxylene	1.269.686,513	15,851.937	530.222,724
Metaxylene	34.648,505	457.464	13.314,461
Ortoxylene	8.182,550	101.681	3.081,334
Benzene	867.811,311	13,353.679	380.237,229
H ₂	3.647.778,165	-	1.019.954,072
CH ₄	7,282	-	2,019
Total	10.675.998,275	96,123.289	3.878.672,089
Pendingin	-6.893.449,475		-
Total	3.878.672,089		3.878.672,089

10. Neraca Panas di Sekitar Separator (S-01)

Komponen	Input	Output	
	H ₁₂ (Kj/jam)	H ₁₃ (Kj/jam)	H ₁₅ (Kj/jam)
Toluene	1.931.860,248	-	1.931.860,248
Paraxylene	530.222,724	-	530.222,724
Metaxylene	13.314,461	-	13.314,461
Ortoxylene	3.081,334	-	3.081,334
Benzene	380.237,229	-	380.237,229
H ₂	1.019.954,072	1.019.954,072	-
CH ₄	2,019	2,019	-
Total	3.878.672,089	1.019.956,091	2.858.715,998
		3.878.672,089	

11. Neraca Panas di Sekitar Ekspander (EX-01)

Komponen	Input	Output
	H ₁₅ (Kj/jam)	H ₁₆ (Kj/jam)
Toluene	1.931.860,248	1.469.828,277
Paraxylene	530.222,724	403.354,122
Metaxylene	13.314,461	10.130,689
Ortoxylene	3.081,334	2.344,450
Benzene	380.237,229	289.236,982
	2.858.715,998	2.174.894,520
Kerja (W)	-683.821,478	-
Total	2.174.894,520	2.174.894,520

12. Neraca Panas di Sekitar Distilasi 1 (D-01)

Komponen	Input	Output	
	H ₁₆ (kJ/jam)	H ₁₇ (kJ/jam)	H ₁₈ (kJ/jam)
Toluene	1.469.828,277	3.072,605	27.877.832,180
Paraxylene	403.354,122	-	7.647.127,447
Metaxylene	10.130,689	-	190.959,921
Ortoxylene	2.344,450	-	44.180,419
Benzene	289.236,982	3.191.984,364	-
Panas reboiler	35.113.661,632	-	-
Panas kondensor	-	-1.666.600,783	-
Total	37.288.556,152	37.288.556,152	-

13. Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger 2 (HE-02)

Komponen	Input	Output
	H ₁₇ (Kj/jam)	H ₁₈ (kJ/jam)
Toluene	3.072,605	525,870
Benzene	3.191.984,364	544.203,467
Q pendingin	- 2.650.327,632	-
Total	544.729,337	544.729,337

14. Neraca Panas di Sekitar Distilasi 2 (D-02)

Komponen	Input	Output	
	H ₁₉ (kJ/jam)	H ₂₀ (kJ/jam)	H ₂₁ (kJ/jam)
Toluene	27.877.832,180	24.652.954,829	968,788
Paraxylene	7.647.127,447	13.559,237	10.509.991,714
Metaxylene	190.959,921	164.706,785	6.756,498
Ortoxylene	44.180,419	37.847,429	1.976,772
Panas reboiler	-14.733.852,349	-	
Panas kondensor	-	-14.362.514,433	
Total	21.026.247,618	21.026.247,618	

15. Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger 3 (HE-03)

Komponen	Input	Output
	H ₂₁ (kJ/jam)	H ₂₂ (kJ)
Toluene	968,788	69,494
Paraxylene	10.509.991,714	757.252,229
Metaxylene	6.756,498	489,536
Ortoxylene	1.976,772	143,412
Q pendingin	- 9.761.739,101	-
Total	757.954,671	757.954,671

2.5. Tata Letak Pabrik dan Peralatan

Layout (tata letak) pabrik adalah kedudukan dari bagian pabrik yang terdiri dari tempat karyawan bekerja, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku, tempat penyimpanan produk utama maupun produk samping, yang ditinjau dari segi hubungan satu dengan yang lainnya. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian sehingga penggunaan area yang tersedia dapat efisien dan kelancaran proses terjamin. Dalam penentuan tata letak pabrik harus memikirkan penempatan alat-alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi.

Selain peralatan yang tercantum dalam diagram alir proses, beberapa bangunan fisik seperti kantor, laboratorium, bengkel, tempat ibadah, poliklinik, MCK, kantin, *fire station*, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu jalannya proses, ditinjau dari lalu lintas barang, kontrol, dan keamanan.

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah :

1. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Area perluasan pabrik harus direncanakan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak akan timbul di masa akan datang. Area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik, maupun pengolahan produk.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Oleh karena itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman. Tangki penyimpanan bahan baku atau produk yang berbahaya diletakkan pada tempat khusus sehingga dapat dikontrol dengan baik.

3. Luasan area yang tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, *steam*, dan listrik serta utilitas lainnya akan membantu proses produksi dan perawatannya. Penempatan alat-alat kantor diatur sedemikian rupa agar karyawan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

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 nyaman sesuai dengan karakteristik alat dan bahan sehingga kemungkinan bahaya kecelakaan dapat dihindarkan. Sebagian besar gerakan bahan cairan dan gas di *plant* menggunakan *piping* dan harus memperhatikan regulasi yang tepat dalam desain. Letak alat proses diusahakan tidak terlalu dekat atau terlalu jauh untuk mempermudah pengangkutan dan perbaikan.

Secara umum, garis besar tata letak pabrik ini dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah Administrasi/Perkantoran

Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan lainnya. Daerah ini ditempatkan di bagian depan pabrik agar kegiatan administrasi tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik serta harus terletak jauh dari areal proses yang berbahaya.

2. Daerah Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin dan pos keamanan.

3. Daerah Proses

Daerah ini merupakan pusat proses produksi di mana alat-alat proses dan pengendali proses ditempatkan. Daerah proses ini terletak di bagian tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan pengiriman produk ke daerah penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.

4. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk dan limbah proses, sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat daerah proses apabila terjadi sesuatu masalah di daerah proses dapat cepat teratasi.

5. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

6. Daerah Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Daerah ini terdiri dari area tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang terletak di lingkungan terbuka dan berada di dalam daerah yang dapat terjangkau oleh angkutan pembawa bahan baku dan produk. Daerah ini biasanya ditempatkan di dekat areal proses supaya suplai bahan baku proses dan penyimpanan produk lebih mudah.

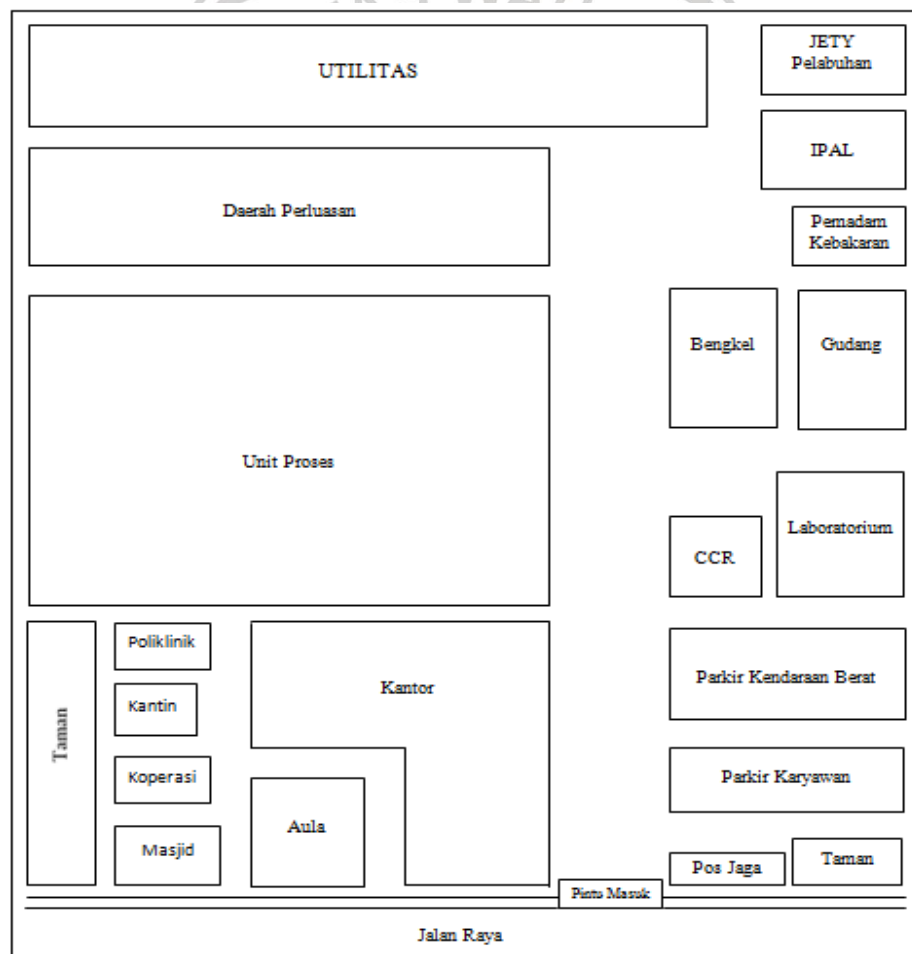
7. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat untuk penyediaan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, *steam*, listrik. Daerah ini ditempatkan dekat dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis, tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara areal utilitas dengan areal proses harus diatur.

8. Daerah Pengolahan Limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Pada pra perancangan pabrik paraxylene ini, tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 2.5 dan tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 2.5.

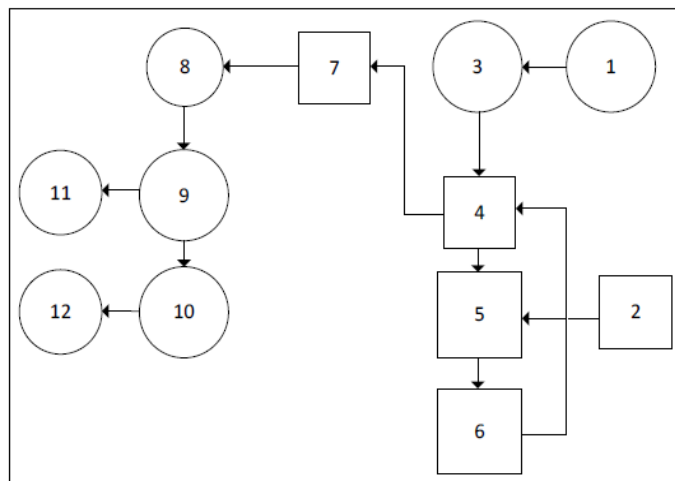


Gambar 2.5. Tata Letak Pabrik Paraxylene

Keterangan dari gambar tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1. Perincian Penggunaan Tanah

No.	Nama Lokasi	Luas (m ²)	No.	Nama Lokasi	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	40	11.	Poliklinik	100
2.	Gedung Kantor Utama	1.200	12.	Aula Pertemuan	200
3.	Kantin	300	13.	Lapangan Parkir	500
4.	Laboratorium	500	14.	Unit Proses	7.000
5.	Unit Pemadam Kebakaran	100	15.	Unit Utilitas	5.000
6.	Gudang	500	16.	Unit Pengolahan Limbah	2.500
7.	Bengkel	500	17.	Jetty Pelabuhan	750
8.	CCR (Ruang Kontrol)	300	18.	Jalan, Taman	1.000
9.	Masjid	200	19.	Daerah Perluasan Pabrik	5.000
10.	Koperasi Pegawai	100			
TOTAL					25.790



Gambar 2.6. Tata Letak Peralatan Proses

Keterangan Gambar :

- | | |
|-------------------------------|-----------------------------------|
| 1. Tangki Penyimpanan Toluene | 7. Kondensor Parsial |
| 2. Mixer H ₂ | 8. Separator |
| 3. Mixer Toluene | 9. Kolom Distilasi 1 |
| 4. Vaporizer | 10. Kolom Distilasi 2 |
| 5. Furnace | 11. Tangki Penyimpanan Benzene |
| 6. Reaktor | 12. Tangki Penyimpanan Paraxylene |