

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku dalam pembuatan sikloheksana ialah benzene dan hidrogen. Berikut merupakan spesifikasi dari bahan tersebut.

a. Benzene

- Rumus molekul : C_6H_6
- Wujud : Cair
- Berat molekul : 78 g/mol
- Densitas : 0.87865 g/cm³
- Viskositas : 0.604 cP (25°C)
- Titik didih : 80.1°C
- Titik leleh : 5.5°C
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : 99.9%

b. Hidrogen

- Rumus molekul : H_2
- Wujud : Gas
- Berat molekul : 2 g/mol
- Densitas : 0.0899 kg/m³
- Viskositas : 0.0000881 cP
- Titik didih : -252.9°C
- Titik leleh : -259.1°C
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : 99.9%

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Bahan pembantu dari proses hidrogenasi benzene ialah katalis nikel alumina dan pelarut *Sulfolane*. Berikut adalah spesifikasinya.

a. Katalis Nikel Alumina

- Rumus molekul : Ni/Al_2O_3

- Wujud : Padat
- Berat molekul : 102 g/mol
- Densitas : 0.80 g/cm³
- Viskositas : Tidak berlaku karena padatan
- Titik didih : Tidak berlaku padatan
- Titik leleh : >2000°C
- Warna : Abu-abu kehijauan
- Kemurnian : 99%

b. Pelarut *Sulfolane*

- Rumus molekul : (CH₂)₄SO₂
- Wujud : Cair
- Berat molekul : 120.17 g/mol
- Densitas : 1.26 g/cm³
- Viskositas : 10.29 mPa.s (pada suhu 30°C)
- Titik didih : 285°C
- Titik leleh : 27,5°C
- Warna : Bening hingga kuning pucat
- Kemurnian : 99%

2.1.3 Spesifikasi Produk

a. Sikloheksana

- Rumus molekul : C₆H₁₂
- Wujud : Cair
- Berat molekul : 84 g/mol
- Densitas : 0.774 g/cm³
- Viskositas : 0.68 cP (25 °C)
- Titik didih : 80.74°C
- Titik leleh : 6.74°C
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : 99.98%

b. Metilsikloheksana

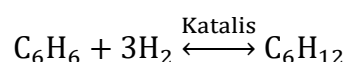
- Rumus molekul : C₇H₁₄
- Wujud : Cair

- Berat molekul : 98.19°C
- Densitas : 0.77 g/cm³
- Viskositas : 0.73 cP (20 °C)
- Titik didih : 101 °C
- Titik leleh : -126.7 °C
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : 99.9%

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Produksi sikloheksana pada pabrik ini dilakukan melalui proses hidrogenasi benzena fase gas dengan bantuan katalis nikel alumina (Ni/Al₂O₃). Hidrogenasi adalah reaksi penambahan atom hidrogen (H₂) pada suatu senyawa tak jenuh, sehingga menghasilkan senyawa yang lebih jenuh. Pada proses hidrogenasi ini benzena (C₆H₆) memiliki struktur cincin aromatik direaksikan dengan hidrogen (H₂), sehingga seluruh ikatan π pada cincin aromatik berubah menjadi ikatan tunggal dan menghasilkan sikloheksana (C₆H₁₂) (Correro-Mantilla & Llano-Restrepo, 2004). Reaksi hidrogenasi benzena menjadi sikloheksana sebagai berikut:

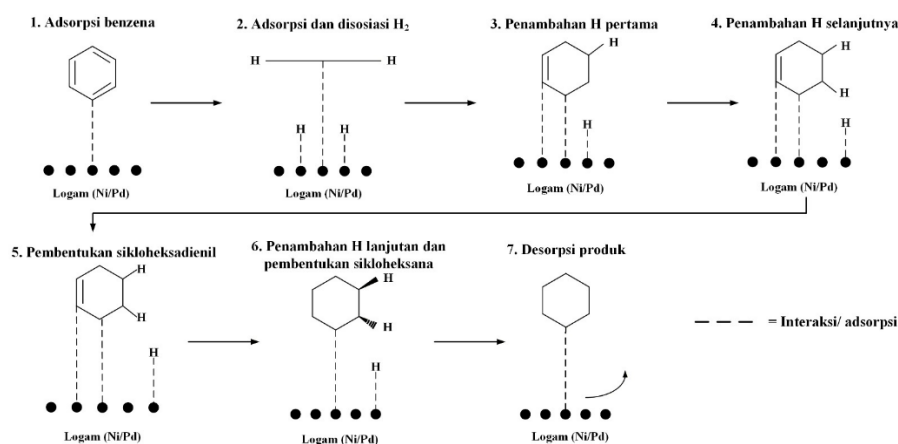


Katalis nikel (Ni) pada perancangan pabrik ini dipilih karena harganya jauh lebih ekonomis dibandingkan katalis logam mulia lain seperti platina (Pt) atau paladium (Pd), sementara aktivitas katalitiknya masih cukup tinggi untuk mencapai konversi benzena yang diinginkan apabila kondisi operasi mendukung. Padatan alumina (Al₂O₃) digunakan sebagai penyangga (*support*) untuk memperluas permukaan aktif katalis, sehingga kontak antara nikel dengan reaktan gas menjadi lebih optimal. Reaksi hidrogenasi benzena bersifat sangat eksotermis dan berlangsung hampir sempurna ke arah produk dengan kontrol rasio reaktan yang tepat. Selain itu, apabila suhu operasi tidak dikendalikan dengan baik, dapat terjadi reaksi samping (*side reaction*) yang tidak diinginkan, yaitu isomerisasi sikloheksana menjadi metilsiklopentana serta hidrogenolisis (*ring open*) yang memutus cincin sikloheksana menjadi hidrokarbon rantai terbuka, seperti n-hexane dan pentane.

2.2.2 Mekanisme Reaksi

Reaksi hidrogenasi benzena menjadi sikloheksana berlangsung pada permukaan katalis padat (katalis heterogen). Secara garis besar, mekanisme reaksinya adalah kedua

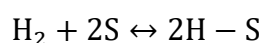
reaktan (benzena dan hidrogen) teradsorpsi pada sisi aktif katalis sebelum bereaksi membentuk produk yang digambarkan oleh Gambar 2.12 adapun tahapan mekanisme reaksi adalah sebagai berikut:



Gambar 2.1 Tahapan Mekanisme Reaksi

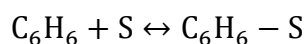
1. Adsorpsi Hidrogen

Molekul hidrogen (H₂) mengalami adsorpsi disosiatif pada sisi aktif logam nikel (Ni), yaitu terurai menjadi dua atom hidrogen yang terikat terpisah pada permukaan katalis. Reaksinya sebagai berikut:



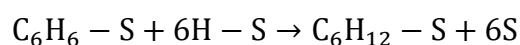
2. Adsorpsi Benzena

Molekul benzena teradsorpsi pada sisi aktif katalis melalui interaksi elektron π cincin aromatik dengan permukaan logam Ni. Reaksinya sebagai berikut:



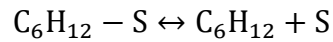
3. Reaksi Permukaan

Reaksi permukaan atau (*surface reaction*) terjadi saat atom hidrogen yang teradsorpsi bereaksi secara bertahap dengan benzena yang teradsorpsi, memutus ikatan π cincin aromatik satu per satu hingga seluruhnya menjadi ikatan tunggal. Secara teoritis, tahap ini melewati beberapa senyawa antara, seperti sikloheksadiena dan sikloheksena sebelum akhirnya terbentuk sikloheksana sepenuhnya. Tahap adisi hidrogen pertama pada cincin aromatik umumnya merupakan tahap penentu laju reaksi (*rate-determining step*) karena diperlukan energi aktivasi besar untuk memutus kestabilan resonansi cincin benzena. Reaksinya sebagai berikut:



4. Desorpsi Produk

Sikloheksana yang telah terbentuk pada permukaan katalis kemudian terlepas (desorpsi) menuju fase gas, sehingga sisi aktif katalis kembali bebas untuk siklus adsorpsi-reaksi berikutnya. Reaksinya sebagai berikut:



dengan: S menyatakan satu sisi aktif (situs) pada permukaan katalis.

Berdasarkan reaksi tersebut, laju reaksi keseluruhan sangat dipengaruhi oleh kemampuan katalis mengadsorpsi kedua reaktan secara bersamaan pada sisi aktifnya. Oleh karena itu, desain reaktor perlu mempertimbangkan luas permukaan katalis yang memadai serta distribusi katalis yang merata sepanjang *bed* agar kontak antara gas reaktan dan permukaan katalis berlangsung optimal.

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi hidrogenasi benzena pada perancangan pabrik inidijalankan dalam fase gas. Pemilihan fase reaksi tersebut didasarkan pada perbandingan terhadap fase cair, sebagai berikut:

1. Fase Gas (*Vapor Phase*)

Benzena diuapkan terlebih dahulu sebelum direaksikan dengan gas hidrogen pada permukaan katalis padat, sehingga reaksi berlangsung dalam sistem dua fase (gas – padat).

2. Fase Cair (*Liquid Phase*)

Benzena tetap berada pada fase cair, sedangkan gas hidrogen didispersikan ke dalamnya untuk selanjutnya berdifusi dan bereaksi pada permukaan katalis padat. Reaksi berlangsung dalam sistem tiga fase (gas – cair – padat), sehingga laju reaksi keseluruhan turut dibatasi oleh laju transfer massa gas hidrogen ke dalam fase cair.

Fase gas dipilih pada perancangan pabrik melalui pertimbangan:

1. Sistem dua fase (gas – padat) tidak dibatasi oleh laju transfer massa gas – cair sebagaimana pada sistem tiga fase, sehingga laju reaksi keseluruhan lebih ditentukan oleh kinetika pada permukaan katalis, bukan oleh keterbatasan pelarutan H_2 ke dalam benzena cair.
2. Reaksi hidrogenasi bersifat sangat eksotermis, sehingga panas reaksi perlu dikendalikan dengan baik. Pada reaktor fase gas berjenis *fixed bed multitube*, media pendingin dapat dialirkan di sisi *shell* untuk menyerap panas secara merata di sepanjang *tube* yang berisi katalis.

3. Proses hidrogenasi benzena fase gas dengan katalis nikel alumina ($\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$) telah banyak diterapkan secara komersial (seperti proses yang dikembangkan oleh IFP dan UOP), sehingga data desain dan kondisi operasinya dapat dijadikan acuan.

Dengan demikian, reaksi hidrogenasi benzena pada perancangan ini berlangsung dalam sistem heterogen gas – padat, dengan benzena dan hidrogen sebagai fase gas yang bereaksi pada permukaan katalis padat $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ di dalam reaktor *fixed bed*.

Kondisi Operasi

Kondisi operasi ditentukan berdasarkan data literatur proses hidrogenasi benzena fase gas yang tersedia. Berikut adalah hal-hal yang mempengaruhi reaksi hidrogenasi benzena yang meliputi:

1. Suhu Operasi

Suhu operasi dipilih pada rentang $150 - 250^\circ\text{C}$. Suhu tidak boleh terlalu tinggi karena dapat memicu reaksi samping (*side reaction*) yang tidak diinginkan, yaitu isomerisasi sikloheksana menjadi metilsiklopentana (MCP) dan hidrogenolisis (*ring opening*) yang memutus cincin sikloheksana menjadi hidrokarbon rantai terbuka, seperti n-hexane dan pentana. Suhu tinggi juga mempercepat deaktivasi katalis akibat sintering permukaan logam nikel (Ni), yaitu membesar atau menyatunya partikel-partikel nikel pada katalis yang menyebabkan berkurangnya luas permukaan aktif. Namun, suhu juga tidak boleh terlalu rendah karena akan menurunkan laju reaksi secara signifikan.

2. Tekanan Operasi

Tekanan operasi dipilih pada rentang 15 – 30 atm karena peningkatan tekanan dapat meningkatkan laju reaksi dan konversi benzena. Hal tersebut disebabkan reaksi hidrogenasi berlangsung dengan penurunan jumlah mol gas, yaitu dari 4 mol reaktan menjadi 1 mol produk, sehingga tekanan yang lebih tinggi dapat menggeser kesetimbangan ke arah produk. Namun, penggunaan tekanan yang terlalu tinggi juga meningkatkan kebutuhan energi untuk kompresi serta biaya investasi peralatan yang harus dirancang untuk menahan tekanan tinggi.

3. Jenis Katalis

Dipilih katalis berpenyangga alumina ($\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$) karena memiliki biaya yang lebih ekonomis dibandingkan katalis logam mulia lain seperti Pt dan Pd, namun tetap memberikan aktivitas dan selektivitas yang memadai pada rentang suhu operasi yang dipilih.

4. Perbandingan Reaktan

Akibat dari reaksi yang berjalan secara *reversible*, dipilih rasio reaktan dengan hidrogen berlebih (*excess*) untuk menggeser kesetimbangan reaksi ke arah pembentukan produk sehingga konversi benzena meningkat sesuai dengan prinsip Le Chatelier. Kondisi tersebut mampu meningkatkan konversi benzene sekaligus mengurangi pembentukan *coke* atau endapan karbon padat pada permukaan katalis, sehingga umur katalis menjadi lebih panjang.

5. Konversi Reaksi

Pada kondisi operasi yang dipilih, konversi benzena dapat mencapai lebih dari 99%. Meskipun reaksi hidrogenasi benzena bersifat *reversible*, kombinasi suhu, tekanan, dan penggunaan hidrogen berlebih (*excess*) mampu menggeser kesetimbangan ke arah produk, sehingga diperoleh konversi yang sangat tinggi.

2.2.5 Tinjauan Secara Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui sifat reaksi yang terjadi, apakah reaksi menghasilkan panas (eksotermis) atau membutuhkan panas (endotermis) dan mengetahui arah reaksi apakah searah (*irreversible*) atau bolak-balik (*reversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan melakukan perhitungan energi Gibbs. Dilihat dari buku Yaws terdapat tetapan komponen yang dibutuhkan ialah sebagai berikut:

Tabel 2.1 Tetapan Komponen Energi Gibbs

$G_f = A + B T + C T^2$				
Komponen	A	B	C	Gf
Benzene	81,512	0,15282	0,000026522	168,718481
Toulene	47,813	0,23831	0,000031916	181,2198364
Hidrogen	0	0	0	0
Metana	-75,262	0,075925	0,0000187	-30,4239095
Cyclohexane	-127,917	0,52032	0,000044706	156,5238109
Methylcyclohexane	-160,038	0,61255	0,000046303	173,0900118
Total				-12,19467019

$$\text{Reaksi } \Delta G^\circ = G_f \text{ Produk} - G_f \text{ Reaktan}$$

$$= G_f \text{ Sikloheksana} - (G_f \text{ benzena} + G_f \text{ hidrogen})$$

$$= 156,5238109 - (168,718481 + 0)$$

$$= -12,19467019 \text{ kJ/mol}$$

$$= -12194,67019 \text{ J/mol}$$

Karena harga energi gibbs negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan (*Yaws Chemical Properties Handbook_ Physical, Thermodynamics, Engironmental Transport, Safety (1).Pdf*, n.d.). Kemudian menghitung nilai K untuk mengetahui berapa besar konversi dari produk yang akan di hasilkan.

$$\ln K = -\Delta G_f/RT$$

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

$$K = e^{(-12194,67019/4349,4691)}$$

$$K = 16,50584629 \text{ mol/m}^3$$

Hitung Ulang Konsentrasi dengan Volume Reaktor

$$V \text{ Reaktor} = 159,4501952 \text{ m}^3$$

$$k = \frac{C_{C6H12}}{C_{C6H6} \times C_{3H2}}$$

$$k = \frac{0,39203454}{0,000392427 \times 0,06025221}$$

$$k = 16580,30415 \text{ mol/m}^3$$

$$k = 16,58030415 \text{ mol/m}^3\text{s}$$

Penentuan Pemakaian Konversi

$$\text{Konversi} = \frac{K_{\text{besar}}}{K_{\text{kecil}}}$$

$$\text{Konversi} = \frac{16,50584629}{16,58030415}$$

$$\text{Konversi} = 0,995509258\%$$

2.2.6 Tinjauan Kinetika Reaksi

Kinetika reaksi yang digunakan dalam perancangan ini mengacu ke (Dalmon & Martin, 1987) model Langmulier karena terjadi absorpsi pada permukaan katalis. Kami menggunakan pendekatan dengan studi literatur untuk mendapatkan nilai laju reaksinya.

$$r = \frac{k \times k_B \times k_H \times c_B \times c_H}{(1 + k_B c_B + k_H c_H)^2}$$

$$r = \frac{140350,8231}{2804,020821}$$

$$r = 50,05341689 \text{ mol/m}^3\text{s}$$

2.3 Langkah Proses

Proses dari produksi sikloheksana dalam prarancangan pabrik ini dilakukan melalui reaksi hidrogenasi benzena yang berlangsung secara kontinyu. Beberapa tahapan utama dalam proses ini ialah persiapan bahan baku, yakni memastikan penyimpanan benzene dan hidrogen dalam fase gas sesuai dengan spesifikasi operasi yang diinginkan. Kemudian, menyampur kedua gas menggunakan *gas mixer* sebelum dimasukkan kedalam reaktor. Tahap berikutnya adalah mereaksikan hidrogen dan benzene menggunakan bantuan katalis nikel alumina pada *fixed multitube reactor*. Hasil campuran gas yang homogen kemudian dipisahkan menggunakan separator untuk dipisahkan dengan komponen yang diinginkan serta membuang gas excess agar tidak mempengaruhi proses selanjutnya. Selanjutnya campuran tersebut akan di bawa ke dalam kolom destilasi agar dipisahkan antara produk utama dengan hasil produk samping dari reaksi tersebut. Berikut adalah penjelasan dari tiap tahapan pembuatan sikloheksana :

2.3.1 Langkah Penyimpanan Bahan Baku

Tahap awal proses dimulai dengan penyimpanan bahan baku utama, yaitu benzena dan hidrogen, masing-masing dalam tangki (T-01) dan (T-02). Benzena disimpan dalam fase cair pada kondisi sekitar 32°C dan tekanan 1 atm, sedangkan hidrogen disimpan dalam fase gas pada tekanan yang lebih tinggi yakni 10 atm dan suhu penyimpanan 30°C untuk menjaga kestabilan suplai. Dari tangki penyimpanan, benzena dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju *vaporizer* dengan laju alir sekitar 1 kg/jam untuk dijadikan fase gas. Setelah benzene diubah fasenya menjadi gas, kemudian tahap selanjutnya akan masuk ke *compressor* (C-01) untuk menaikkan tekanannya. Sementara hidrogen dialirkan menuju kompresor untuk disesuaikan tekanannya sebelum masuk ke tahap proses berikutnya.

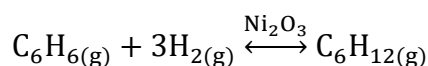
2.3.2 Gas Mixing

Pada input gas mixer terdapat gas benzene dan toluene dengan input suhu 180°C sedangkan hidrogen dan metana dengan input suhu 130°C. Gas benzene dari kompresor (C-02) akan di naikan tekanannya hingga mencapai *set point* tekanan operasi sekitar 20 atm. Di sisi lain, hidrogen dari kompresor (C-02). Gas mixer menyampurkan dari suhu yang berbeda hingga mencapai tekanan yang sama, yaitu sekitar 20 atm, dengan suhu operasi sekitar 116°C. Kedua aliran gas tersebut kemudian dicampurkan dalam *gas mixer* (M-01). Proses pencampuran menghasilkan campuran homogen benzena dan hidrogen dengan kondisi operasi sekitar 116°C dan 20 atm, sehingga siap untuk memasuki reaktor

untuk direaksikan. Ketika nantinya proses sudah berjalan, maka pada input *gas mixer* (M-01) bertambah menjadi gas hidrogen, gas benzene, dan hidrogen berlebih dari proses untuk di *recycle* kembali.

2.3.3 Hidrogenasi Benzena

Campuran hasil *gas mixer* (M-01) dialirkan menuju *heat exchanger* berjenis *shell and tube* (E-02) untuk dipanaskan. Proses pemanasan ini memanfaatkan prinsip pertukaran panas dari hasil reaksi. Gas homogen dari gas mixer akan masuk ke bagian tube dan pada bagian shell akan diisi hasil reaksi eksotermis akibat hidrogenasi dari reaktor. Sehingga output yang diinginkan dari keluaran *shell and tube* reaktor yang awalnya 216°C hingga suhunya 250°C. Kemudian campuran tersebut akan dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-01) untuk menjalani reaksi hidrogenasi. Berikut adalah reaksinya:



Reaksi berlangsung pada temperatur sekitar 250–260°C dan tekanan 20 atm dengan bantuan katalis Ni/Al₂O₃. Nantinya katalis nikel alumina akan ditaruh pada setiap *tubanya* dan gas akan masuk dari kolom atas reaktor. Kondisi operasi keluaran reaktor yang diinginkan yaitu suhu 260°C, tekanan 14 atm, serta laju alir 12 kg/jam. Dalam reaktor ini, benzena bereaksi dengan hidrogen menghasilkan sikloheksana sebagai produk utama serta metilsikloheksana sebagai produk samping. Konversi cyclohexane dari hasil hidrogenasi benzene sebesar 99%. Untuk menjaga kestabilan suhu reaksi yang bersifat eksotermis, digunakan sistem pendingin melalui *heat exchanger* (E-03), (E-04), dan (E-05) sehingga temperatur reaktor tetap berada dalam rentang operasi yang aman dan optimal.

2.3.4 Separator, Recovery, Gas Excess

Produk keluaran reaktor (R-01) yang berada pada kondisi sekitar 260°C dan 20 atm kemudian didinginkan hingga suhu 38°C sebelum memasuki separator (SP-01) dengan cara memasukkan hasil reaksi kedalam *shell and tube heat exchanger* bagian shell (E-02) dan memasukkannya kembali ke bagian *tube cooler* (E-03). Hal ini dilakukan untuk mengubah fase sikloheksana menjadi tidak sepenuhnya gas. Kemudian, di dalam separator terjadi pemisahan antara fase gas dan cair. Fase gas yang didominasi oleh hidrogen yang tidak bereaksi dialirkan menuju kompresor *recycle* (C-03) untuk digunakan kembali, sedangkan gas ringan seperti metana dialirkan menuju flare (F-01) untuk dibakar secara aman.

Gas metana yang tidak ikut bereaksi pada reaktor harus dikeluarkan karena dapat menimbulkan hasil produk reaksi yang tidak diinginkan. Di sisi lain gas hidrogen berlebih juga harus di recycle karena apabila dibuang ke lingkungan akan sangat berbahaya. Oleh karena itu gas hidrogen dimanfaatkan untuk menjadi umpan kembali pembuatan sikloheksana. Bagi sebagian kecil komponen ringan dapat terbawa ke aliran atas, namun komponen utama tetap berada pada fase cair bawah. Hal ini menguntungkan hidrogen dan metana karena dalam komponen gas yang telah bereaksi, hidrogen dan metana lah yang komponennya paling ringan. Sedangkan fase cair yang terdiri dari benzena yang belum bereaksi, sikloheksana, dan metilsikloheksana sebagian besar keluar melalui aliran bawah dan dipompa menggunakan pompa (P-03) menuju menara destilasi (DC-01).

2.3.5 Pemisahan pada Kolom Destilasi

Aliran cair hasil pemisahan dari separator (SP-01) yang mengandung benzena, sikloheksana, dan metilsikloheksana selanjutnya dialirkan menuju unit pemurnian yang terdiri atas *Extractive Column* (DC-01) dan *Solvent Recovery Column* (DC-02). Sebelum memasuki kolom ekstraktif, aliran umpan dicampurkan dengan pelarut sulfolane melalui *mixer* (M-02). Penambahan *sulfolane* bertujuan untuk meningkatkan volatilitas relatif campuran sehingga pemisahan antara benzena dan sikloheksana dapat berlangsung lebih efektif.

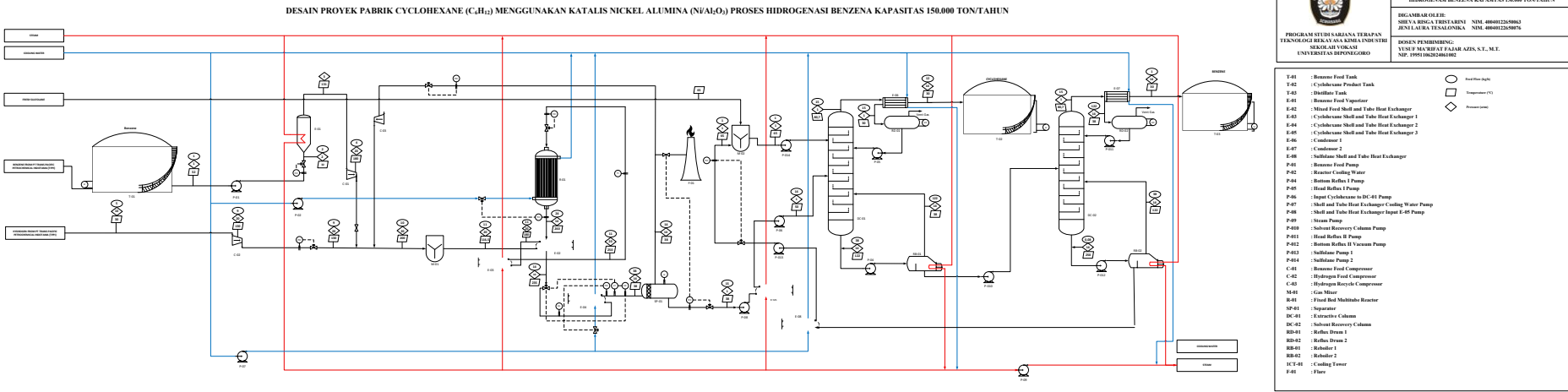
Pada *Extractive Column* (DC-01), campuran dipisahkan berdasarkan perbedaan volatilitas komponen dengan bantuan pelarut sulfolane. Sikloheksana yang memiliki volatilitas lebih tinggi akan terpisah sebagai produk atas atau *light key*, kemudian dikondensasikan menggunakan kondensor (E-06) dan ditampung dalam *reflux drum* (RD-01). Sebagian aliran dikembalikan ke kolom sebagai refluks menggunakan pompa (P-05) untuk menjaga efisiensi pemisahan, sedangkan sisanya dialirkan menuju tangki produk (T-03) sebagai produk utama. Sementara itu, aliran bawah kolom yang kaya akan benzena dan *sulfolane* dipanaskan menggunakan *reboiler* (RB-01) sebelum dialirkan menuju *Solvent Recovery Column* (DC-02).

Pada *Solvent Recovery Column* (DC-02), campuran benzena dan *sulfolane* dipisahkan kembali berdasarkan perbedaan titik didihnya. Benzena yang lebih volatil akan keluar sebagai produk atas atau *light key*, kemudian dikondensasikan menggunakan kondensor (E-07) dan ditampung dalam *reflux drum* (RD-02). Sebagian aliran dikembalikan ke kolom sebagai refluks menggunakan pompa (P-011), sedangkan sisanya dikeluarkan sebagai produk samping benzena yang masih memiliki nilai ekonomis. *Sulfolane* yang

memiliki titik didih lebih tinggi akan keluar sebagai produk bawah atau *heavy key*, dipanaskan menggunakan *reboiler* (RB-02), kemudian *directcycle* kembali menuju unit pemisahan ekstraktif untuk digunakan kembali sebagai pelarut.

Melalui rangkaian pemisahan tersebut diperoleh sikloheksana sebagai produk utama dengan kemurnian tinggi. Metilsikloheksana yang terbentuk sebagai produk samping reaksi berada dalam jumlah relatif kecil sehingga tidak dipisahkan secara khusus dan tetap terbawa bersama aliran produk sikloheksana. Dengan demikian, produk utama yang dihasilkan berupa campuran sikloheksana dengan kandungan metilsikloheksana yang sangat rendah, sedangkan benzena diperoleh sebagai produk samping yang masih memiliki nilai ekonomis.

2.4 Process Flow Diagram Pembuatan Sikloheksana

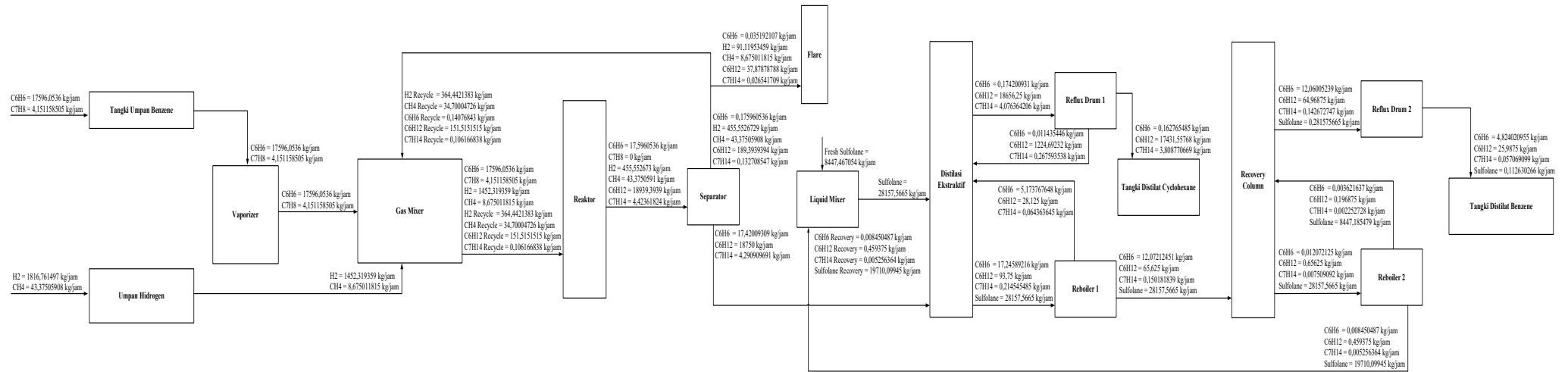


Gambar 2.2 Process Flow Diagram Siklohekasana

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Diagram Alir Neraca Massa Cyclohexane Kapasitas 150.000 Ton/Tahun



Gambar 2. 3 Blok Diagram Neraca Massa

Berikut ini adalah rangkuman dari neraca massa pabrik sikloheksana dengan kapasitas 150.000 ton/tahun. Perhitungan lengkapnya akan terlampir pada lampiran A.

1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 2. 2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Benzene	225261,203	17596053,629	225,261	17596,054
Toluene	45,052	4151,159	0,000	0,000
Hidrogen	901225,022	1816761,497	225982,039	455552,673
Metana	2703,675	43375,059	2703,675	43375,059
Cyclohexane	0,000	0,000	225035,942	18939393,939
Methylcyclohexane	0,000	0,000	45,052	4423,618
Subtotal	1129234,952	19460341,343	453991,970	19460341,343
Total	19460341,343		19460341,343	

2. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 2.3 Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Input		Output (kg/jam)		
	kmol/jam	kg/jam	20% Purging	80% Recycle	Produk Separator
Benzene	225,261	17596,054	35,192	140,768	17420,093
Hidrogen	225982,039	455552,673	91110,535	364442,138	0,000
Metana	2703,675	43375,059	8675,012	34700,047	0,000
Cyclohexane	225035,942	18939393,939	37878,788	151515,152	18750000,000
Methylcyclohexane	45,052	4423,618	26,542	106,167	4290,910
Subtotal	453991,970	19460341,343	137726,068	550904,272	18771711,003
Total	19460341,343		19460341,343		

3. Neraca Massa Kolom Distilasi Ekstraktif (DC-01)

Tabel 2.4 Neraca Massa Kolom Distilasi Ekstraktif (DC-01)

Komponen	Input		Input Solvent	Output	
	kmol/jam	kg/jam	kg/jam	Condenser (kg/jam)	Reboiler (kg/jam)
Benzene	223,009	17420,093	0,000	174,201	17245,892
Metana	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	222785,583	18750000,000	0,000	18656250,000	93750,000
Methylcyclohexane	43,701	4290,910	0,000	4076,364	214,545
Sulfolane	0,000	0,000	28157566,504	0,000	28157566,504
Subtotal	223052,292	18771711,003	28157566,504	18660500,565	28268776,942
Total		46929277,507		46929277,507	

4. Neraca Massa Reflux Drum Distilasi Ekstraktif (RD-01)

Tabel 2.5 Neraca Massa Reflux Drum Distilasi Ekstraktif (RD-01)

Komponen	Input		Output		
	kmol/jam	kg/jam	Vent Gas (kg/jam)	Distillate (kg/jam)	Reflux (kg/jam)
Benzene	2,230	174,201	0,000	162,765	11,435
Metana	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	221671,655	18656250,000	0,000	17431557,680	1224692,320
Methylcyclohexane	41,516	4076,364	0,000	3808,771	267,594
Sulfolane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Subtotal	221715,400	18660500,565	0,000	17435529,217	1224971,349
Total		18660500,565		18660500,565	

5. Neraca Massa Reboiler Distilasi Ekstraktif (RB-01)

Tabel 2.6 Neraca Massa Reboiler Distilasi Ekstraktif (RB-01)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	Vapor Boil-up (kg/jam)	Solvent Keluar (kg/jam)
Benzene	220,779	17245,892	5173,768	12072,125
Cyclohexane	1113,928	93750,000	28125,000	65625,000
Methylcyclohexane	2,185	214,545	64,364	150,182
Sulfolane	234314,442	28157566,504	0,000	28157566,504
Subtotal	235651,334	28268776,942	33363,131	28235413,811
Total	28268776,942		28268776,942	

6. Neraca Massa Kolom Recovery Solvent (DC-02)

Tabel 2.7 Neraca Massa Kolom Recovery Solvent (DC-02)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	Condenser (kg/jam)	Reboiler (kg/jam)
Benzene	154,545	12072,125	12060,052	12,072
Cyclohexane	779,750	65625,000	64968,750	656,250
Methylcyclohexane	1,530	150,182	142,673	7,509
Sulfolane	234314,442	28157566,504	281,576	28157284,929
Subtotal	235250,266	28235413,811	77453,051	28157960,760
Total	28235413,811		28235413,811	

7. Neraca Massa Reflux Drum Kolom Recovery Solvent (RD-02)

Tabel 2.8 Neraca Massa Reflux Drum Kolom Recovery Solvent (RD-02)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	Distillate (kg/jam)	Reflux (kg/jam)
Benzene	154,390	12060,052	4824,021	7236,031
Cyclohexane	771,952	64968,750	25987,500	38981,250
Methylcyclohexane	1,453	142,673	57,069	85,604
Sulfolane	2,343	281,576	112,630	168,945
Subtotal	930,139	77453,051	30981,220	46471,830

Total	77453,051	77453,051
--------------	------------------	------------------

8. Neraca Massa Reboiler Kolom Recovery Solvent (RB-02)

Tabel 2.9 Neraca Massa Reboiler Kolom Solvent Recovery (RB-02)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	Vapor Boil-up (kg/jam)	Sulfolane ke Recycle (kg/jam)
Benzene	0,155	12,072	3,622	8,450
Cyclohexane	7,797	656,250	196,875	459,375
Methylcyclohexane	0,076	7,509	2,253	5,256
Sulfolane	234312,099	28157284,929	8447185,479	19710099,450
Subtotal	234320,127	28157960,760	8447388,228	19710572,532
Total	28157960,760		28157960,760	

9. Neraca Massa Gas Mixer (M-01)

Tabel 2.10 Neraca Massa Gas Mixer (M-01)

Komponen	Input				Output	
	Output Kompresor		Recycle Separator			
	C-01 & C-02					
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Benzene	225261,203	17596053,629	1,802	140,768	225263,005	17596194,397
Toluene	45,052	4151,159	0,000	0,000	45,052	4151,159
Hidrogen	720439,391	1452319,359	180785,631	364442,138	901225,022	1816761,497
Metana	540,735	8675,012	2162,940	34700,047	35240,782	43375,059
Cyclohexane	0,000	0,000	1800,288	151515,152	1800,288	151515,152
Methylcyclohexane	0,000	0,000	1,081	106,167	106,167	106,167
Subtotal	946286,381	19061199,158	184751,742	550904,272	1163680,316	19612103,430
Total	19612103,430				19612103,430	

10. Neraca Massa Liquid Mixer (M-02)

Tabel 2.11 Neraca Massa Liquid Mixer (M-02)

Komponen	Input				Output	
	Fresh Sulfolane		Recycle Sulfolane		kmol/jam	kg/jam
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam		
Sulfolane	2,343	281,575665	164018,469	19710099,450	164020,812	19710381,03
Total			19710381,03		19710381,03	

11. Neraca Massa Vaporizer (E-01)

Tabel 2.12 Neraca Massa Vaporizer (E-01)

Komponen	Input		Output	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Benzene	225261,203	17596053,629	225261,203	17596053,629
Toluene	45,052	4151,159	45,052	4151,159
Subtotal	225306,255	17600204,787	225306,255	17600204,787
Total		17600204,787		17600204,787

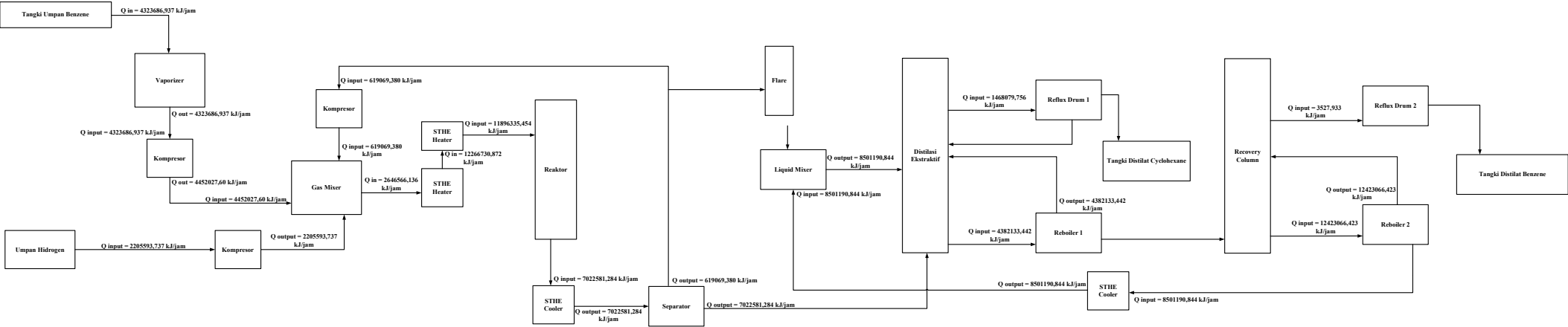
12. Neraca Massa Overall

Tabel 2.13 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Benzene	17596053,629	17596,054
Toluene	4151,159	0,000
Hidrogen	1816761,497	455552,673
Metana	43375,059	43375,059
Cyclohexane	0,000	18939393,939
Methylcyclohexane	0,000	4423,618
Sulfolane	28157284,929	28157284,929
Total	47617626,272	47617626,272

$$\begin{aligned}
 \% \text{Yield cyclohexane} &= \frac{\text{massa komponen utama}}{\text{massa total produk}} \times 100\% \\
 &= \frac{17.431.557,680}{17.435.529,217} \times 100\% \\
 &= 99,98\%
 \end{aligned}$$

2.5.2 Neraca Panas



Gambar 2.4 Diagram Neraca Panas

Berikut ini adalah rangkuman dari neraca panas pabrik sikloheksana dengan kapasitas 150.000 ton/tahun serta berdasarkan referensi dari (Smith, n.d.), (*Yaws Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamics, Engironmental Transport, Safety (1).Pdf*, n.d.). Perhitungan lengkapnya akan terlampir pada lampiran B.

1. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 2.14 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	11896335,454	
Q reaksi		9668528,228
Q keluar		46434,442
Q cooling water		2181372,784
Total	11896335,454	11896335,454

2. Neraca Panas Vaporizer (E-01)

Tabel 2.15 Neraca Panas Vaporizer (E-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	218385,642	
Q vaporizer	4105301,295	
Q keluar		3950477,728
Q loss		373209,209
Total	4323686,937	4323686,937

3. Neraca Panas Kompresor Feed Benzene (C-01)

Tabel 2.16 Neraca Panas Kompresor Feed Benzene (C-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H masuk	2748413,675	
W kompresor	1703613,93	
H keluar		4452027,60
Total	4452027,603	4452027,60

4. Neraca Panas Kompresor Feed Hidrogen (C-02)

Tabel 2.17 Neraca Panas Kompresor Feed Hidrogen (C-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H masuk	103797,0046	
W kompresor	2101796,73	
H keluar		2205593,74
Total	2205593,737	2205593,737

5. Neraca Panas Kompresor Recycle Separator (C-03)

Tabel 2.18 Neraca Panas Kompresor Recycle Separator (C-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H masuk	71569,22585	
W kompresor	547500,15	
H keluar		619069,38
Total	619069,380	619069,380

6. Neraca Panas Gas Mixer (M-01)

Tabel 2.19 Neraca Panas Gas Mixer (M-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H masuk	5869278,379	
H keluar		5869278,379
Total	5869278,379	5869278,379

7. Neraca Panas STHE Preheater Feed Reaktor (E-02)

Tabel 2.20 Neraca Panas STHE Preheater Feed Reaktor (E-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	2646566,136	
Q keluar		2646566,136
Total	2646566,136	2646566,136

8. Neraca Panas STHE Heater Feed Reaktor (E-03)

Tabel 2.21 Neraca Panas STHE Feed Reaktor Reaktor (E-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	7847237,954	
Q STHE E-03	4419492,918	
Q keluar		11864958,789
Q loss		401772,083
Total	12266730,872	12266730,872

9. Neraca Panas STHE Cooling Produk Reaktor (E-04)

Tabel 2.22 Neraca Panas STHE Cooling Produk Reaktor (E-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	7022581,284	
Q keluar		-2796993,379
Q cooling water		9819574,66
Total	7022581,284	7022581,284

10. Neraca Panas STHE Heater Feed Kolom Distilasi 1 (E-05)

Tabel 2.23 Neraca Panas STHE Feed Kolom Distilasi 1 (E-05)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	474470,824	
Q STHE E-05	488535,205	
Q keluar		918593,737
Q loss		44412,291
Total	963006,028	963006,028

11. Neraca Panas Kondensor Kolom Distilasi 1 (E-06)

Tabel 2.24 Neraca Panas Kondensor Kolom Distilasi 1 (E-06)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	1468079,756	
Q keluar		-1140062,633
Q cooling water		2608142,39
Total	1468079,756	1468079,756

12. Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi 1 (RB-01)

Tabel 2.25 Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi 1 (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	4380929,909	
Q RB-01	1203,533	
Q keluar (liquid)		4375100,639
Q keluar (vapor)		6923,390
Q loss		109,412
Total	4382133,442	4382133,442

13. Neraca Panas Kondensor Kolom Distilasi 2 (E-07)

Tabel 2.26 Neraca Panas Kondensor Kolom Distilasi 2 (E-07)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	3527,933	
Q keluar		-5625,632
Q cooling water		9153,565
Total	3527,933	3527,933

14. Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi 2 (RB-02)

Tabel 2.27 Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi 2 (RB-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	12144558,348	
Q RB-02	278508,075	
Q keluar (liquid)		8501190,844
Q keluar (vapor)		3896556,663
Q loss		25318,916
Total	12423066,423	12423066,423

15. Neraca Panas STHE Cooling Sulfolane (E-08)

Tabel 2.28 Neraca Panas STHE Cooling Sulfolane (E-08)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	8501190,844	
Q keluar		858606,050

Q cooling water		7642584,793
Total	8501190,844	8501190,844

16. Neraca Panas Overall

Tabel 2.29 Neraca Panas Overall

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
R-01	4323686,937	4323686,937
E-01	4452027,603	4452027,603
C-01	2205593,737	2205593,737
C-02	619069,380	619069,380
C-03	5869278,379	5869278,379
M-01	11896335,454	11896335,454
E-02	2646566,136	2646566,136
E-03	12266730,872	12266730,872
E-04	7022581,284	7022581,284
E-05	963006,028	963006,028
E-06	1468079,756	1468079,756
RB-01	4382133,442	4382133,442

Tabel 2. 30 Neraca Panas Overall

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
E-07	3527,933	3527,933
RB-02	12423066,423	12423066,423
E-08	8501190,844	8501190,844
Total	79042874,208	79042874,208

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi panas} &= \frac{\text{Panas total} - \text{Panas yang hilang}}{\text{Panas total}} \times 100\% \\
 &= \frac{74581009,425}{79042874,208} \times 100\% \\
 &= 94,355\%
 \end{aligned}$$

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Tata letak dan pemetaan pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam tahap prarancangan pabrik karena sangat memengaruhi kelancaran operasional, efisiensi proses, dan keberhasilan sistem produksi secara keseluruhan. Menurut (Towler & Sinnott, n.d.)

perancangan tata letak yang baik dapat meningkatkan produktivitas, mengoptimalkan penggunaan ruang, menekan biaya operasional, serta mendukung keamanan dan kelangsungan proses produksi. Dalam perencanaannya, berbagai faktor perlu diperhatikan, seperti pola aliran bahan, kemudahan akses antarunit proses, aspek keselamatan kerja, efisiensi penggunaan utilitas dan energi, serta kenyamanan bagi tenaga kerja. Oleh karena itu, penyusunan tata letak pabrik tidak hanya berfokus pada penempatan bangunan dan fasilitas, tetapi juga pada integrasi seluruh sistem agar operasi pabrik dapat berjalan efektif. Secara umum, pemetaan tata letak pabrik meliputi dua bagian utama, yaitu tata letak pabrik (*plant layout*) dan tata letak peralatan proses (*equipment layout*).

2.6.1 Lay Out Pabrik

Tata letak pabrik (*plant layout*) berkaitan dengan pengaturan menyeluruh terhadap bangunan, fasilitas, serta pembagian zona di dalam area pabrik, sedangkan tata letak peralatan proses (*equipment layout*) berfokus pada penempatan mesin, unit operasi, dan peralatan produksi di area proses. Keduanya dirancang agar saling terintegrasi untuk mendukung kelancaran operasi, efisiensi proses, serta keselamatan kerja. Menurut (Plants, n.d.) penempatan fasilitas proses maupun bangunan penunjang, seperti kantor, laboratorium, bengkel, kantin, poliklinik, tempat ibadah, pos keamanan, serta fasilitas proteksi kebakaran, perlu dirancang dengan mempertimbangkan aspek keamanan, aksesibilitas, kenyamanan kerja, dan produktivitas operasi. Untuk memperoleh tata letak yang optimal, terdapat beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan dalam perancangannya, antara lain:

a) Kemudahan operasi dan produksi

Tata letak harus mendukung aliran proses yang lancar, mempermudah pemindahan material, pengawasan operasi, serta kegiatan pemeliharaan peralatan, sehingga proses produksi dapat berjalan efektif dan efisien.

b) Perencanaan ekspansi

Kemungkinan perluasan kapasitas pabrik di masa mendatang perlu dipertimbangkan sejak tahap awal, sehingga pengembangan fasilitas tidak terkendala oleh keterbatasan ruang atau gangguan terhadap operasi yang sudah berjalan.

c) Keamanan dan keselamatan

Aspek keselamatan merupakan prioritas utama dalam perancangan tata letak. Penempatan bahan berbahaya, jalur evakuasi, jarak aman antarunit, serta penyediaan fasilitas keselamatan seperti hydrant, sistem deteksi gas, penampungan air kebakaran,

dan perlindungan terhadap ledakan harus diperhatikan untuk meminimalkan risiko kecelakaan.

d) Sistem konstruksi

Pemilihan sistem konstruksi, termasuk penggunaan konstruksi terbuka (outdoor process layout), dapat dipertimbangkan untuk menekan biaya pembangunan serta menyesuaikan dengan kondisi iklim dan kebutuhan operasional pabrik.

e) Efisiensi lahan

Pemanfaatan lahan harus dirancang secara efisien agar seluruh fasilitas yang dibutuhkan dapat terakomodasi tanpa mengurangi aksesibilitas, keselamatan, maupun peluang pengembangan di masa depan.

f) Pengelolaan limbah

Area pengolahan limbah perlu dirancang terpisah dan sesuai standar agar pengelolaan limbah cair, padat, maupun gas dapat dilakukan dengan baik tanpa mengganggu operasional maupun mencemari lingkungan.

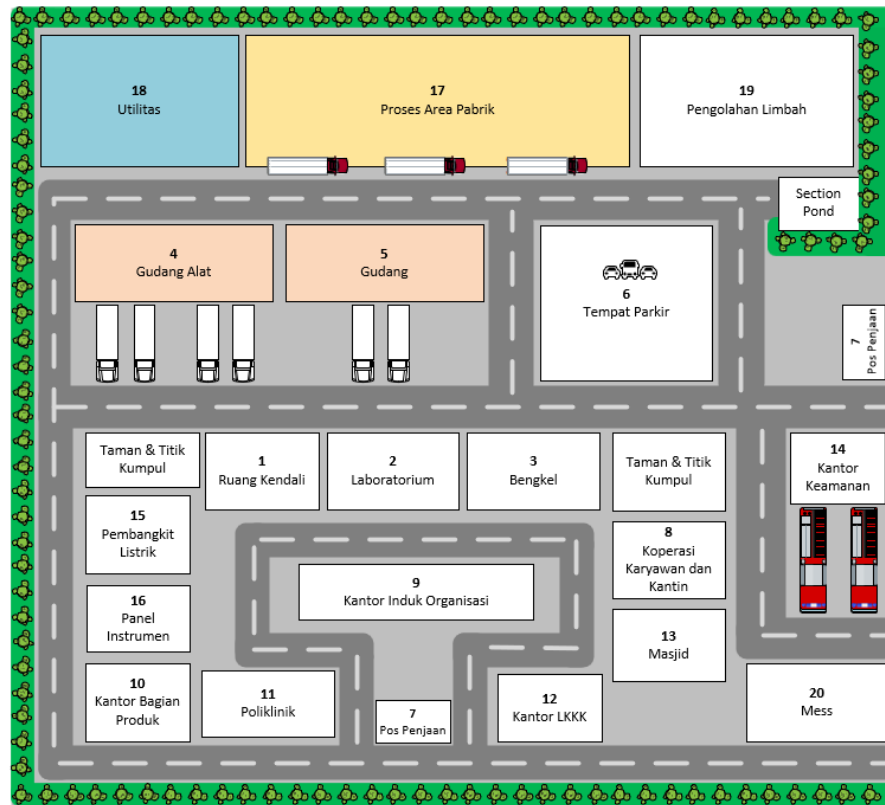
g) Instalasi dan Utilitas

Distribusi utilitas seperti listrik, steam, air, gas, dan sistem perpipaan harus dirancang optimal agar mendukung kelancaran proses produksi serta memudahkan operasi dan perawatan fasilitas.

Tabel 2.31 Luas Bagian-bagian Pabrik

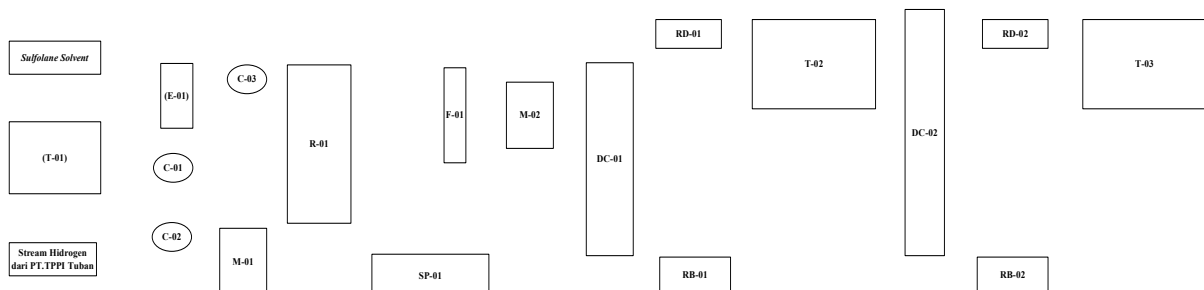
No	Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Ruang Kendali	10	10	100
2	Laboratorium	10	10	100
3	Bengkel	20	15	300
4	Gudang Alat	20	20	400
5	Gudang	20	20	400
6	Tempat Parkir	20	20	400
7	Pos penjagaan	10	5	50
	Koperasi			
8	Karyawan dan kantin	20	10	200
9	Kantor Induk Organisasi	20	20	400

No	Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
10	Kantor Bagian Produksi	20	10	200
11	Poliklinik	10	10	100
12	Kantor LKKK	20	20	400
13	Masjid	20	15	300
14	Kantor Keamanan	10	5	50
15	Pembangkit Listrik	20	10	200
16	Panel-panel instrumen	10	10	100
17	Proses Area Pabrik	107	100	10700
18	Utilitas dan pengolahan limbah	70	50	3500
19	Lahan Perluasan	113	100	11300
20	Mess	20	15	300
21	Jalan dan taman	50	10	500
TOTAL				30000



Gambar 2.5 Layout Pabrik Sikloheksana Kapasitas 150.000 ton/tahun

2.6.2 Lay Out Peralatan Proses



Gambar 2.6 Layout Peralatan Proses

Menurut (Brownell_Young_Process_Equipment_Design.Pdf, n.d.) perancangan tata letak peralatan proses harus mempertimbangkan beberapa aspek yakni teknis, operasional, keselamatan, dan ekonomi agar tercapai desain pabrik yang efisien dan optimal. Berikut beberapa faktor yang perlu diperhatikan:

1) Urutan aliran proses

Peralatan harus disusun mengikuti urutan proses produksi sesuai dengan diagram alir (*flow diagram*). Hal ini bertujuan agar material dapat mengalir secara kontinu tanpa perpindahan yang tidak perlu, sehingga dapat mengurangi kehilangan energi dan meningkatkan efisiensi proses secara keseluruhan.

2) Meminimalisir *material handling*

Tata letak harus dirancang untuk meminimalkan perpindahan bahan, baik secara horizontal maupun vertikal. Semakin pendek jalur perpindahan material, maka biaya transportasi, kehilangan tekanan, dan konsumsi energi dapat ditekan, sehingga lebih ekonomis dalam operasional.

3) Pertimbangan ekonomi

Peralatan dengan kondisi operasi ekstrem seperti tekanan dan temperatur tinggi harus ditempatkan dengan jarak aman dari unit lain. Selain itu, sistem pengamanan seperti jalur evakuasi, akses pemadam kebakaran, serta ventilasi harus dirancang dengan baik untuk meminimalkan risiko kecelakaan.

4) Aspek keselamatan

Peralatan dengan kondisi operasi ekstrem seperti tekanan dan temperatur tinggi harus ditempatkan dengan jarak aman dari unit lain. Selain itu, sistem pengamanan seperti jalur evakuasi, akses pemadam kebakaran, serta ventilasi harus dirancang dengan baik untuk meminimalkan risiko kecelakaan.

5) Kemudahan Operasi dan Pengendalian

Layout harus memungkinkan operator untuk dengan mudah memantau dan mengendalikan proses. Instrumen kontrol, valve, dan panel pengendali harus ditempatkan pada posisi yang mudah dijangkau agar proses dapat berjalan secara stabil dan responsif terhadap perubahan kondisi.

6) Kemudahan Perawatan Alat

Setiap peralatan harus memiliki ruang yang cukup untuk kegiatan inspeksi, pembersihan, dan perbaikan. Perancangan yang baik akan mengurangi waktu downtime serta mempermudah proses pemeliharaan rutin maupun perbaikan mendadak.

7) Fleksibilitas dan Kemungkinan Ekspansi

Tata letak pabrik sebaiknya mempertimbangkan kemungkinan pengembangan di masa depan. Penyediaan ruang tambahan memungkinkan penambahan unit proses atau peningkatan kapasitas tanpa perlu perubahan besar pada desain awal.

8) Akses dengan Fasilitas Pendukung

Peralatan proses harus ditempatkan dengan mempertimbangkan kedekatan terhadap utilitas seperti steam, cooling water, listrik, dan sistem pembuangan limbah. Hal ini bertujuan untuk memastikan distribusi utilitas yang efisien dan menghindari kehilangan energi.

9) Pertimbangan Konstruksi dan Instalasi

Layout harus memudahkan proses konstruksi dan instalasi peralatan, termasuk akses untuk alat berat dan ruang untuk perakitan. Hal ini penting untuk mempercepat waktu pembangunan serta mengurangi biaya konstruksi.

10) Kondisi Lingkungan dan Lokasi

Faktor lingkungan seperti arah angin, topografi, serta potensi pencemaran juga perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak. Penempatan unit tertentu harus mempertimbangkan dampaknya terhadap lingkungan dan area sekitar.