



**PRARANCANG ALAT MIXER PADA PABRIK STIRENA MONOMER DARI
ETIL BENZENA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Skripsi

**Diajukan sebagai salah satu persyaratan untuk memperoleh gelar
Sarjana Teknik Program Studi Teknik Kimia**

Oleh

Ara Delaniera Wiharto NIM.5213416061

**TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS NEGERI SEMARANG**

2020

LEMBAR PERSETUJUAN PEMBIMBING

Nama : Ara Delaniera Wiharto

NIM : 5213416061

Program Studi : Teknik Kimia

Judul : Prarancangan Alat *Mixer* Pada Pabrik Stirena Monomer Dari Etil Benzena Dengan Proses Dehidrogenasi Katalitik Kapasitas 100.000 Ton/Tahun

Skripsi ini telah disetujui oleh pembimbing untuk diajukan ke sidang panitia ujian skripsi Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang.

Semarang, 13 Agustus 2020

Pembimbing



Haniif Prasetiawan S.T., M.Eng

NIP. 198612232015081184

LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “Prarancangan Alat *Mixer* Pada Pabrik Stirena Monomer Dari Etil Benzena Dengan Proses Dehidrogenasi Katalitik Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan didepan sidang Panitia Ujian Skripsi Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang pada tanggal 24 Agustus 2020.

Oleh

Nama : Ara Delaniera Wiharto

NIM : 5213416061

Program Studi : S-1 Teknik Kimia

Panitia

Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik



Dr. Dewi Selvia Fardhyanti, S.T.,M.T

NIP. 197103161999032002

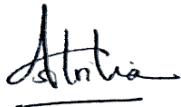
Sekretaris Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik



Dr. Megawati, S.T.,M.T

NIP. 197211062006042001

Penguji 1



Dr. Astrilia Damayanti, S.T.,M.T.

NIP. 197603112000122001

Penguji 2



Dhoni Hartanto, S.T., M.T., M.Sc.

NIP. 198711112015041003

Pembimbing



Haniif Prasetiawan, S.T.,M.Eng.

NIP. 198612232015081184

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang



Dr. Nur Qudus, M.T., IPM.

NIP. 196911301994031001

PERNYATAAN KEASLIAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa:

1. Skripsi ini adalah asli dan belum pernah diajukan untuk mendapatkan gelar akademik (sarjana, magister, dan/atau doctor), baik di Universitas Negeri Semarang (UNNES) maupun perguruan tinggi lain.
2. Karya tulis ini adalah murni gagasan, rumusan, dan penelitian saya sendiri. Tanpa bantuan pihak lain, kecuali arahan Pembimbing dan masukan Tim Penguji.
3. Dalam karya tulis ini tidak terdapat karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali secara tertulis dengan jelas dicantumkan sebagai acuan dalam naskah dengan disebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.
4. Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya dan apabila di kemudian hari terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik ataupun sanksi lainnya sesuai dengan norma yang berlaku di perguruan tinggi ini.

Semarang, 14 Agustus 2020

Yang membuat pernyataan,



Ara Delaniera Wiharto

NIM. 5213416061

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat, taufik dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan Proposal Skripsi dengan judul “Prarancang Pabrik Stirena Monomer Dari Etil Benzena Dengan Proses Dehidrogenasi Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan baik berupa moral maupun spiritual dari berbagai pihak, oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Fathur Rokhman M.Hum., Rektor Universitas Negeri Semarang atas kesempatan yang diberikan kepada penulis untuk menempuh studi di Universitas Negeri Semarang
2. Dr. Nur Qudus, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang.
3. Dr. Dewi Selvia Fardhyanti, S.T., M.T. Selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang.
4. Haniif Prasetiawan, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing yang selalu memberi bimbingan, motivasi dan arahan yang membangun dalam penyusunan Proposal Skripsi.
5. Dr. Astrilia Damayanti, S.T., M.T. dan Dhoni Hartanto, S.T., M.T., M.Sc. selaku dosen penguji yang telah memberikan masukan dan pengarahan dalam penyempurnaan penyusunan Proposal Skripsi.
6. Semua dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik UNNES yang telah memberi bekal pengetahuan yang berharga.
7. Kedua Orang tua dan keluarga atas dukungan doa, materi, dan semangat yang senantiasa diberikan tanpa kenal lelah.
8. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2016 serta semua pihak yang telah memberikan semangat dan dukungan sehingga kami dapat menyelesaikan Proposal Skripsi.

Penulis menyadari bahwa Proposal Skripsi ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun, guna menjadikan Proposal Skripsi ini lebih baik.

Semarang, 14 Agustus 2020

Penulis

ABSTRAK

Wiharto, Ara Delaniera. 2020. Berjudul “Prarancangan Alat *Mixer* Pada Pabrik Stirena Monomer Dari Etil Benzena Dengan Proses Dehidrogenasi Katalitik Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”. Skripsi.

Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang
Haniif Prasetiawan, S.T., M.Eng.

Stirena monomer memiliki rumus kimia $C_6H_5CH=CH_2$ merupakan senyawa organik dan termasuk dalam golongan senyawa hidrokarbon aromatik. Stirena monomer merupakan monomer penting dalam industri petrokimia sebagai bahan baku dari produk - produk polimer, seperti: *Acrylonitrile – Butadiene – Styrene Polymer* (ABS), *Styrene – Acrylonitrile Copolymer* (SAN) dan *Styrene – Butadiene Rubber* (SBR). Diperkirakan kebutuhan stirena monomer akan meningkat dengan semakin berkembangnya industri pengolahan stirena monomer di dunia. Dengan menggunakan proses dehidrogenasi katalitik stirena monomer di produksi dengan bahan baku etilbenzena. Dehidrogenasi katalitik adalah reaksi langsung dari etilbenzena menjadi stirena monomer, cara tersebut adalah proses pembuatan stirena monomer yang banyak dikembangkan dalam produksi komersial. Reaksi dehidrogenasi katalitik terjadi pada fase uap dimana *steam* melewati katalis padat. Dalam proses dehidrogenasi katalitik terdapat etilbenzen, benzene, toluene, dan stirena monomer yang di recycle dari kolom distilasi yang nantinya akan dicampur dengan etilbenzena umpan menggunakan alat mixer. Mixer ini menggunakan Tangki silinder vertikal berpengaduk dengan alas dan tutup konikal dengan suhu dalam alat $30^{\circ}C$ dan waktu pengadukan 10 menit.

Kata kunci: Stirena monomer, etilbenzena, mixer, dehidrogenasi katalitik

DAFTAR ISI

JUDUL SKRIPSI	i
LEMBAR PERSETUJUAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN	iii
PERNYATAAN KEASLIAN	iv
MOTTO	v
PERSEMBAHAN	v
KATA PENGANTAR	vi
ABSTRAK	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I	1
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Batasan Masalah	2
1.3 Rumusan Masalah	2
1.4 Tujuan Penelitian Manfaat Penelitian	2
1.5 Manfaat Penelitian	3
BAB II LANDASAN TEORI	4
BAB III	20
METODOLOGI PENELITIAN	20
3.1 Tempat dan Waktu Penelitian	20
3.2 Alat dan Bahan Penelitian	20
3.3 Skema Kerja	20
BAB IV PEMBAHASAN	21
BAB V	28
PENUTUP	28
5.1 Simpulan	28
5.2 Saran	28
DAFTAR PUSTAKA	29

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Harga Pembentukan Masing-masing Komponen.....	11
Tabel 2.2 Data Komponen untuk Rumus ΔG°_f	13
Tabel 4.1 Umpan Masuk Mixer	21
Tabel 4.2 Tabel komponen umpan masuk mixer untuk menghitung densitas.....	21

BAB I

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Stirena monomer memiliki rumus kimia $C_6H_5CH=CH_2$ merupakan senyawa organik dan termasuk dalam golongan senyawa hidrokarbon aromatik. Stirena monomer juga dikenal dengan nama *vinyl benzene*, *cinnamene*, *syrol*, *phenylethene*, *vinyl benzene*, atau *styrolene*. Stirena monomer memberi kontribusi besar dalam kehidupan manusia hingga saat ini. Hal ini dikarenakan stirena monomer merupakan monomer penting dalam industri petrokimia sebagai bahan baku dari produk - produk polimer, seperti: *Acrylonitrile – Butadiene – Styrene Polymer (ABS)*, *Styrene – Acrylonitrile Copolymer (SAN)* dan *Styrene – Butadiene Rubber (SBR)* (Aghayarzadeh, 2014).

Diperkirakan kebutuhan stirena monomer akan meningkat dengan semakin berkembangnya industri pengolahan stirena monomer di dunia. Permintaan stirena monomer secara global mencapai 29 juta ton/tahun pada tahun 2016 dan diperkirakan akan meningkat 1,6 persen selama periode 2017-2023 (PT. CAP, 2017). Dapat disimpulkan bahwa kebutuhan global akan stirena monomer relatif meningkat setiap tahunnya dan dapat dijadikan pangsa pasar yang sangat bagus untuk kedepannya. Sedangkan untuk produsen stirena monomer di Indonesia hanya ada 1 produsen, sehingga pendirian pabrik stirena monomer lain memiliki kesempatan yang baik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka penulis melakukan penelitian pra rancang pabrik stirena monomer dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Stirena Monomer dari Etilbenzena dengan Proses Dehidrogenasi Katalitik dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”.

1.2 Batasan Masalah

Batasan masalah pada penelitian ini meliputi:

1. Stirena monomer merupakan bahan baku dari produk - produk polimer, seperti: *Acrylonitrile – Butadiene – Styrene Polymer (ABS)*, *Styrene – Acrylonitrile Copolymer (SAN)* dan *Styrene – Butadiene Rubber (SBR)* dan mengurangi angka impor stirena monomer di Indonesia yang masih tinggi.
2. Stirena monomer dibuat dari etilbenzena dan dengan bantuan katalis Shell 105.
3. Mixer merupakan salah satu alat penting dalam pembuatan stirena monomer untuk mencampur *recycle* dari kolom distilasi dan umpan bahan etilbenzena.

1.3 Rumusan Masalah

Bersadarkan latar belakang tersebut maka dapat dirumuskan masalah sebagai berikut:

1. Bagaimana perhitungan dimensi alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.
2. Bagaimana perhitungan desain mekanik alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.
3. Bagaimana perhitungan pengaduk alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.

1.4 Tujuan Penelitian Manfaat Penelitian

Tujuan yang hendak dicapai pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui perhitungan dimensi alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.
2. Mengetahui perhitungan desain mekanik alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.
3. Mengetahui perhitungan pengaduk alat mixer pada pabrik stirena monomer dengankapasitas 100.000 ton/tahun.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penelitian ini adalah:

1. Bagi ilmu pengetahuan dan Teknologi (IPTEK)

Penelitian mengenai spesifikasi alat mixer pada pra rancangan pabrik kimia stirena monomer dari etilbenzena dengan kapasitas 100.000 ton/tahun yang dibutuhkan untuk memberikan kontribusi serta wawasan dibidang perancangan mixer dalam industri kimia.

2. Bagi Masyarakat

Masyarakat dapat mengetahui potensi dan manfaat dari pabrik stirena monomer yang digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan berbagai macam polimer untuk melakukan pemerataan pembangunan di Indonesia serta meningkatkan ekonomi masyarakat dengan mengurangi nilai impor stirena di Indonesia.

BAB II LANDASAN TEORI

2.1 Etilbenzena

Etilbenzena merupakan senyawa organik yang tidak berwarna dengan berbau harum seperti bensin. Pada tahun 2012, lebih dari 99% dari etilbenzena dihasilkan dalam produksi stirena. Etilbenzena juga digunakan untuk membuat bahan kimia lainnya, bahan bakar, dan sebagai pelarut dalam tinta, perekat karet, pernis, dan cat.

Etil Benzena

1. Sifat fisik

Wujud pada 25⁰ C : cair

Warna : tidak berwarna

Densitas : 0,87139 g/cm³ (15 °C)

: 0,8670 g/cm³ (20 °C)

: 0,86262 g/cm³ (25 °C)

Titik lebur : -95 °C

Titik didih : 136⁰ C

Tekanan kritis : 3.609 kPa (36,09 bar)

Suhu Kritis : 344,02 °C

Flash point : 15 °C

Viskositas : 0,6428×10⁻⁶ m²/S (37,8 °C)

: 0,390×10⁻⁶ m²/S (98,9 °C)

Kapasitas Panas : 1.169 J kg⁻¹ K⁻¹ (Gas ideal, 25 °C)

: 1.752 J kg⁻¹ K⁻¹ (*Liquid*, 25 °C)

(Ullmann's, 2005)

Harga : \$ 1.000,00

(Alibaba, 2019)

2. Sifat Kimia

Reaksi komersial terpenting etilbenzena adalah dehidrogenasinya menjadi stirena. Reaksi dilakukan pada suhu tinggi (590-630 °C), biasanya menggunakan katalis besi oksida. Uap digunakan sebagai

pengencer. Secara komersial, selektivitas untuk rentang stirena dari 95 hingga 97 mol% dengan konversi 60 - 70%. Reaksi samping terutama melibatkan dealkilasi etilbenzena menjadi benzene dan toluena.

Reaksi yang penting secara komersial adalah oksidasi etilbenzena melalui udara menjadi hidroperoksida $C_6H_5CH(OOH)CH_3$. Reaksi berlangsung dalam fase cair tanpa katalis. Namun, karena hidroperoksida tidak stabil, paparan suhu tinggi harus diminimalkan untuk mengurangi laju dekomposisi. Produk samping berkurang jika suhu secara bertahap diturunkan selama reaksi berlangsung. Hidroperoksida selanjutnya diperlakukan dengan propilena untuk menghasilkan stirena dan *propylene oxide* sebagai produk tambahan. Pada tahun 1999 sekitar 15% dari etilbenzena yang diproduksi di seluruh dunia digunakan dalam produksi bersama stirena monomer dan *propylene oxide*. Seperti toluena, etilbenzena dapat didealkilasi secara katalitik atau termal menjadi benzene. Etilbenzena juga mengalami reaksi khas senyawa alkilaromatik lainnya.

2.2 Stirena Monomer

Produk: Stirena Monomer

1. Sifat fisik

Berat molekul	: 104.153 g/mol
Titik didih	: 145,15 °C
Titik lebur	: -30,6 °C
Densitas kritis	: 0,297 g/mL
Tekanan kritis	: 3,83MPa
Suhu kritis	: 362,1 °C
<i>Flash point</i>	: 31,1 °C
Kalor pembentukan	: 147,4 kJ/mol gas (25 °C)
	: 103.4 kJ/mol liquid (25 °C)

(Ullmann's, 2005)

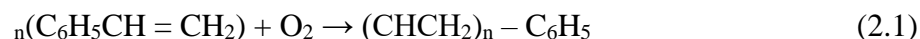
Harga	: \$ 2.730,00
-------	---------------

(Alibaba, 2019)

2. Sifat Kimia

a. Polimerisasi stirena menjadi polistirena

Reaksi yang terjadi:



b. Stirena ditambah Ozon menjadi Benzaldehid

Reaksi yang terjadi:



c. Alkilasi Stirena dengan Metanol menjadi Metileter

Reaksi yang terjadi:



d. Reaksi stirena dan benzena dengan bantuan katalis alumunium klorida bentuk Olefin.

2.3 Pembuatan Stirena Monomer dari Etilbenzena

Proses pembuatan stirena monomer secara lengkap dijelaskan sebagai berikut:

a. Tahap Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku selalu saja diperlukan dalam setiap pabrik, karena kondisi operasi yang diinginkan tidak begitu saja tercapai sehingga bahan baku perlu dikondisikan sedemikian rupa sehingga reaksi bisa berjalan dengan baik. Bahan baku untuk pembuatan stirena monomer adalah etilbenzena dengan komposisi 99,96% berat etilbenzena, 0,01% berat benzena dan 0,03% berat toluena. Adapun beberapa tahap persiapan bahan baku yang perlu dilakukan adalah:

- Pencampuran etilbenzena

Fresh feed etilbenzena disimpan di dalam tangki penyimpanan etilbenzena (TT-01) dengan kondisi operasinya diatur pada suhu

30°C dan tekanan 1 atm. *Fresh feed* dari pipa etilbenzena dicampur dengan arus *recycle* etilbenzena dari kolom destilasi II pada *mixer* (M-01). Karena adanya pencampuran tersebut, suhu campuran yang keluar dari dalam *mixer*.

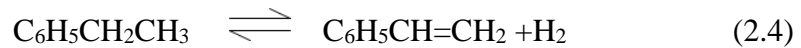
- Penguapan etilbenzena

Reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena berlangsung pada tekanan 1,5 atm dan suhu sekitar 620 °C. Pompa (J-01) diperlukan untuk menaikkan tekanan arus *feed* sampai dengan 1,5 atm. *Feed* kemudian dimasukkan dalam *heat exchanger* (E-01) untuk menaikkan suhu *feed* hingga mendekati *bubble point feed* yaitu sekitar 152,09°C. Setelah pemanasan *feed* dimasukkan ke *vaporizer* (V-01) berfungsi untuk menguapkan *feed*, karena reaksi yang akan berlangsung adalah pada fase gas. Suhu keluar dari *vaporizer* adalah 152,35 °C, masih terlalu rendah jika dibandingkan dengan suhu reaksi dalam reaktor, sehingga diperlukan alat pemanas yaitu berupa *furnace* (B-01) untuk menaikkan suhu *feed* sampai mendekati suhu operasi reaktor (R-01) sebesar 620 °C.

b. Tahap Pembentukan Produk

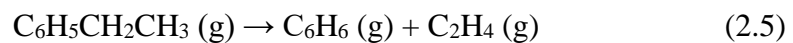
Tahap pembentukan produk dimaksudkan untuk mereaksikan etilbenzena dengan bantuan katalis dan *superheated steam* dalam reaktor (R-01) dengan perbandingan mol antara etilbenzena dan *steam* adalah 1:2,8 pada suhu 620 °C dan tekanan 1,5 atm. Reaksi ini adalah reaksi endotermis sehingga suhu produk akan lebih rendah daripada suhu reaktan pada kondisi biasa. Di dalam reaktor (R-01) *steam* yang digunakan dikontakan langsung, yang berfungsi mengaktifasi katalis. Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed single tube* dengan konversi reaksi yang dihasilkan mencapai 65%. Dalam reaktor etilbenzena akan terdehidrogenasi membentuk stirena monomer dengan bantuan katalis shell 105 yang berbentuk pellet dan mempunyai komposisi 62% Fe₂O₃; 2% Cr₂O₃; 36% K₂CO₃.

Reaksi dehidrogenasi didalam reaktor adalah sebagai beriku:



Etilbenzena (g) Stirena (g) Hidrogen (g)

Selain terjadi reaksi dehidrogenasi juga terjadi reaksi samping yaitu:



Konversi etilbenzena menjadi stirena dalam proses ini 65%, selektivitas 95%. Produk reaktor berupa campuran antara stirena, sisa etilbenzena, benzena dan toluene, air, CO₂, dan H₂ keluar dalam fase gas pada suhu 560,49 °C. Produk reaktor ini panasnya dimanfaatkan untuk menghasilkan *steam* pada *Waste Heat Boiler* (WHB-01), pemanas *vaporizer* (V-01) dan *heat exchanger* (E-01).

c. Tahap Pemurnian Produk

Produk keluaran reaktor reaktor berupa campuran antara stirena, sisa etilbenzena, benzene dan toluene, air, CO₂, dan H₂ keluar dalam fase gas. Sedangkan produk yang diperlukan stirena dengan kemurnian 99,96%. Oleh karena itu perlu adanya pemurnian produk. Tahap pemurnian produk antara lain:

- Pelepasan gas CO₂, H₂

Produk keluaran reaktor dikondensasi pada kondensor parsial 1 (E-07) yang berfungsi untuk mengubah fase campuran stirena, sisa etilbenzena, benzena dan toluena dari fase gas ke fase cair. Keluaran kondensor parsial 1 kemudian dimasukkan ke dalam drum separator untuk memisahkan antara gas *non-condensable* dengan campuran stirena, sisa etilbenzena, benzena dan toluena. Hasil keluaran bawah drum separator kemudian dialirkan ke dekanter (FL-01). Dekanter (FL-01) digunakan untuk memisahkan air dan *crude* stirena, sisa

etilbenzena, benzena dan toluena dengan perbedaan berat jenis. Sedangkan untuk keluaran atas dialirkan ke *purging stack*.

- Pemisahan Stirena Monomer

Kolom destilasi berfungsi untuk memisahkan produk stirena dari etilbenzena, benzena dan toluena secara bertahap berdasarkan pada perbedaan titik uap murninya. Di sini kolom destilasi yang digunakan sebanyak tiga buah, yang dilengkapi dengan kondensor dan reboiler parsial. Kolom Distilasi I (T-01) yang bekerja pada tekanan 1,48 atm. Ditambahkan *4-tert-butylcathecol* di dalam kolom agar mencegah terjadinya polimerisasi. Hasil atas terdiri dari benzena, toluena, etilbenzena dan sedikit stirena kemudian masuk ke dalam kolom destilasi II (T-02) sebagai umpan. Sedangkan hasil bawahnya berupa stirena monomer sebagai hasil akhir yang sesuai dengan komposisi produk dan mempunyai kemurnian 99,96 % didinginkan dalam *cooler* sampai suhu 30 °C kemudian disimpan dalam Tangki (TT-02 dalam bentuk cair dan siap untuk dipasarkan.

- Pemisahan Etilbenzena

Di dalam Kolom Distilasi II (T-02) yang beroperasi pada kondisi tekanan 1,3 atm, dihasilkan campuran yang terdiri dari toluene dan benzena dan sedikit stirena sebagai hasil atas kemudian masuk ke dalam kolom destilasi III (T-03) sebagai umpan. Pada bagian bawah dihasilkan sebagian besar etilbenzena sisa dan sedikit stirena, benzena, dan toluene dan kemudian dialirkan ke *mixer* (M-01) sebagai *recycle* untuk dicampur dengan *fresh feed* yaitu *fresh* etilbenzena sebagai *feed* reaktor.

- Pemisahan Toluena dan Benzena

Produk atas dari kolom destilasi II (T-02) berupa campuran toluena dan benzena masuk ke dalam kolom destilasi III (T-03) untuk dipisahkan sebagai hasil produk samping yang bisa di jual dan disimpan dalam bentuk cair. Pada hasil atas diperoleh benzena yang kemudian disimpan di dalam tangki (TT-04), sedangkan hasil

produk bawah berupa toluena dan disimpan di dalam tangki (TT-03).

$$\frac{d \ln K_o}{dT} = - \frac{\Delta G}{RT} \quad (2.8)$$

$$\Delta G^0 = -RT \ln K \quad (2.9)$$

(Smith *et al*, 2001)

Keterangan:

ΔH^0_f = Jumlah panas pembentukan suatu zat pada kondisi standar $T=25^\circ\text{C}$ dan P 1 atm (J/mol)

ΔG^0_f = Energi Gibbs pada keadaan standar ($T=298,15$ K) dan ($P=1$ atm) (J/mol)

K = Konstanta kesetimbangan

R =Tetapan gas ideal ($R= 8,314$ J/mol.K)

T = Suhu standar (298,15 K)

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta G^0_f \text{ reaksi} &= \Delta G^0_f \text{ produk} - \Delta G^0_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^0_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2 + \Delta G^0_f \text{ H}_2) - (\Delta G^0_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3) \\ &= (213.900 \text{ J/mol} + 0) - 130.890 \text{ J/mol} \\ &= 83.010 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln K &= - \frac{\Delta G}{RT} \\ &= - \frac{(-83.010 \text{ J/mol})}{(8,314 \text{ J/mol K} \times 298 \text{ K})} \\ &= -33,5045 \end{aligned}$$

$$K = 2,8128 \times 10^{-15}$$

Apabila pada suhu 25°C diperoleh ΔG^0_f bernilai positif maka tidak terjadi reaksi secara spontan, oleh karena itu perlu diketahui nilai ΔG^0_f pada suhu operasi untuk mengetahui terjadi reaksi atau tidak pada suhu tersebut. Data yang digunakan adalah sebagai berikut (Yaws, 1999):

$$\Delta G^0_f = A + BT + CT^2 \quad (2.10)$$

Tabel 2.2 Data Komponen untuk Rumus ΔG°_f

Komponen	A	B	C
Ethylbenze	326,263	$1,1297 \times 10^{-1}$	$1,8500 \times 10^{-5}$
Styrene	145,657	$2,1917 \times 10^{-1}$	$2,849 \times 10^{-5}$
Hydrogen	0	0	0

Sehingga diperoleh:

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ 893 Ethybenzene} = 441,898 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ 893 Styrene} = 354,095 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ 893 Hydrogen} = 0 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_f \text{ reaksi} &= \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^{\circ}_f \text{ Styrene} + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ Ethylbenzene}) \\ &= (364,095 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol}) - 441,898 \text{ kJ/mol} \\ &= -77,8028 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Perhitungan di atas menunjukkan nilai ΔG°_f reaksi bernilai negatif, sehingga pada suhu 620°C reaksi dapat berlangsung. Apabila persamaan tersebut diintegrasikan dengan batas K' sampai K dan T' sampai T maka diperoleh persamaan:

$$\ln \frac{K}{K_o} = -\frac{\Delta H}{R} x \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_o} \right] \quad (2.11)$$

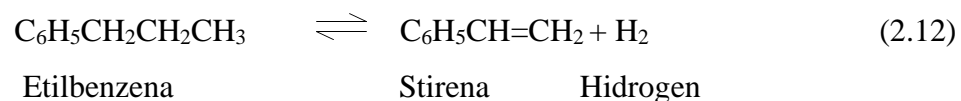
(Smith *et al*, 2001)

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.11 sifat reaksi dapat diketahui dengan melihat harga K yaitu sebesar 0,1463. Berdasarkan perhitungan diketahui bahwa harga K pada suhu 25°C sangat kecil, demikian juga nilai K pada suhu operasi 620°C , oleh karena itu reaksi dehidrogenasi merupakan reaksi kesetimbangan *reversible*. Konstanta kesetimbangan reaksi memiliki nilai lebih dari 1, diartikan bahwa reaksi akan berjalan kekanan, dan reaksi mendekati produk sehingga produk dari reaksi tersebut akan terbentuk. Sedangkan, apabila nilai konstanta kesetimbangan reaksi kurang dari 1, kesetimbangan akan bergeser ke kiri sehingga reaktan bertambah dan

menyebabkan tidak terbentuknya produk. Harga K dapat diperbesar dengan menaikkan suhu operasi yaitu dengan penambahan inert untuk menggeser kesetimbangan. Inert yang digunakan berupa *superheated steam* yang diinjeksikan ke dalam reaktor pada suhu sekitar 710^oC (Mc. Ketta, 1983), *steam* juga digunakan dalam regenerasi katalis. Pada reaksi dehidrogenasi menghasilkan jumlah mol yang lebih besar, sehingga jika tekanan dinaikkan maka kesetimbangan akan bergeser ke kiri, maka agar kesetimbangan bergeser ke kanan, reaksi dehidrogenasi dilakukan pada tekanan rendah.

2.5 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika digunakan untuk mengetahui pengaruh suhu terhadap laju reaksi. Menurut Abo-Ghander et. al. (2010), persamaan laju reaksi dari pembentukan stirena, benzena, dan toluena menurut reaksi:



adalah sebagai berikut :

$$r_i = k_i \left(p_{eb} - \frac{p_{st} \times p_{h_2}}{K_{EB}} \right) \quad (2.13)$$

Keterangan:

r_i = kecepatan reaksi dehidrogenasi; lbmol/(hr)(lbcat)

k_i = konstanta kecepatan reaksi; lbmol/(hr)(atm)(lbcat)

K_{EB} = konstanta kesetimbangan; atm

p_{eb} = tekanan parsial etil benzene; atm

p_{st} = tekanan parsial stirena; atm

p_{h_2} = tekanan parsial hidrogen; atm

nilai k (konstanta kecepatan reaksi) dapat diperoleh melalui persamaan Arrhenius:

$$k = A \times e^{-E/RT} \quad (2.14)$$

Keterangan:

k = konstanta kecepatan reaksi; lbmol/(hr)(atm)(lbcat)

A = faktor tumbukan; L/(mol)(s)

E = energi aktivasi; kJ/mol

R = konstanta gas; J/mol K

T = suhu reaksi.; K

Berdasarkan persamaan Arrhenius didapatkan nilai k untuk masing-masing reaksi adalah:

$$k_i = 8,5 \times 10^{-2} \exp\left(-\frac{0,909 \times 10^5}{R \times T}\right) \quad (2.15)$$

Dari persamaan 2.15 konstanta kecepatan reaksi untuk memperbesar konstanta kecepatan reaksi maka dilakukan dengan cara menggunakan katalis yaitu shell 105 untuk menurunkan energi aktivasi (E) dan menaikkan suhu operasi, sehingga ruas kanan dari persamaan tersebut dan konstanta kecepatan reaksi semakin besar atau reaksi berlangsung semakin cepat.

Harga konstanta kesetimbangan untuk reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena (K_{EB}) ditunjukkan oleh persamaan berikut:

$$K_{EB} = \exp\left[-\frac{122.725 - 126,3T - 0,002194T^2}{8,314T}\right] \quad (2.16)$$

Pengaruh suhu terhadap persamaan konstanta kecepatan reaksi dan konstanta kesetimbangan pada persamaan 2.15 adalah jika suhu semakin besar maka konstanta kecepatan reaksinya akan semakin besar pula, sehingga kecepatan reaksinya juga semakin besar. Semakin besar suhu maka harga K semakin besar, sehingga kecepatan reaksi ($-r_A$) akan semakin besar. Sehingga naiknya suhu operasi akan memperbesar kecepatan reaksi dehidrogenasi etilbenzena.

2.6 Mixer

Dalam rekayasa proses industri, pencampuran adalah operasi unit yang melibatkan manipulasi sistem fisik yang heterogen dengan tujuan membuatnya lebih homogen. Alat pencampuran inilah yang disebut mixer.

Tujuan pencampuran:

- Menghasilkan campuran bahan dengan komposisi tertentu dan homogen.

- Mempertahankan kondisi campuran selama proses kimia dan fisika agar tetap homogen, mempunyai luas permukaan kontak antar komponen yang besar, menghilangkan perbedaan konsentrasi dan perbedaan suhu, mempertukarkan panas, mengeluarkan secara merata gas-gas dan uap-uap yang timbul.
- Menghasilkan bahan setengah jadi agar mudah diolah pada proses selanjutnya atau menghasilkan produk akhir yang baik

Pemilihan Alat Pencampur

Pemilihan alat pencampur didasarkan pada:

- Jenis bahan-bahan yang akan dicampur (keadaan agregasi, besarnya partikel, kerapatan bahan).
- Jenis campuran yang akan dibuat atau dihasilkan dari pencampuran.
- Jumlah pencampuran.
- Derajat pencampuran yang ingin dipakai.
- Tujuan pencampuran yang diinginkan.
- Sistem operasi dari pencampuran.

Pencampuran padat-padat:

Pada pencampuran padat-padat, pencampuran biasanya dilakukan setelah proses sizing dan grinding. Dalam hal ini alat penggiling dan alat pencampur dapat dijadikan satu dalam suatu alat yang lebih besar. Proses pemberian bentuk dan pengisian sering dirangkai sesudahnya. Pengecilan ukuran dimaksudkan agar derajat pencampuran yang dihasilkan lebih tinggi, dengan waktu pencampuran lebih singkat dan sistem pencampuran lebih sederhana dan mudah. Pada industri pencampuran bahan padat biasanya menggunakan alat penggilingan dengan bejana-bejana berkedudukan tetap tetapi mempunyai perlengkapan pencampur yang berputar.

Pencampuran Padat-Cair:

Pembentukan bahan-bahan kimia umumnya memerlukan air dalam pencampurannya. Disini dapat terbentuk bahan padat yang lembab atau campuran yang sangat viskos seperti pasta atau adonan. Pada saat pencampuran bahan-bahan yang sangat viskos dibutuhkan gaya yang besar untuk memisah-misahkan bahan. Bagian bahan yang satu harus saling digesekkan dengan bahan yang lain, kemudian disatukan kembali. Proses ini dinamakan menguli. Untuk tujuan inilah dibuat suatu alat penguli yang memudahkan dalam proses pencampuran.

Pencampuran Padat-Gas:

Pencampuran bahan padat dengan gas terjadi misalnya pada proses pengeringan, pemanggangan ataupun pembakaran bahan-bahan padat. Permukaan kontak bahan padat dengan gas selalu diusahakan seluas mungkin. Untuk maksud ini bahan padat dialiri, ditembus atau dihanyutkan oleh gas, disemprotkan atau difluidisasikan. Alat yang digunakan untuk tujuan ini seringkali dikenal dengan bejana unggun terfluidisasikan.

Pencampuran Cair-Padat:

Pada persiapan atau pelaksanaan proses kimia dan fisika serta juga pada pembuatan produk akhir komersial, seringkali cairan harus dicampur dengan bahan padat. Pencampuran cairan dengan padatan akan menghasilkan suspensi. Tetapi bila kelarutan padatan dalam cairan tersebut cukup besar akan terbentuk larutan. Pelarutan adalah suatu proses mencampurkan bahan padat kedalam cairan.

Pencampuran Cair-Cair:

Tujuan pencampuran cair-cair adalah untuk mempersiapkan atau melangsungkan proses-proses kimia dan fisika serta juga untuk membuat

produk akhir yang komersil. Beberapa contoh pencampuran cair-cair adalah pada pembuatan sirup, obat tetes dan larutan injeksi. Metode yang paling sering digunakan untuk mencampur cairan dengan cairan ialah dengan metode turbulensi didalam bejana pengaduk atau dalam suatu pencampur getar. Metode lainnya adalah misalnya dengan menyampur dengan penyemprot, dengan pompa, dengan menghembuskan gas kedalam cairan atau dengan mesin pengecil ukuran.

Pencampuran Cair-Gas:

Untuk proses kimia dan fisika tertentu gas harus dimasukkan kedalam cairan, artinya cairan dicampur secara sempurna dengan bahan-bahan berbentuk gas. Adapun contoh pencampuran cair-gas adalah pada proses hidrogenasi, chlorinasi dan fosfogenasi. Metode yang paling sering dilakukan untuk mencampur cairan dengan gas adalah membuat gerakan turbulen di dalam bejana pengaduk dengan alat pengaduk atau dengan pencampur getar. Untuk hal-hal yang khusus misalnya pembuatan busa pemadam api, digunakan suatu injektor. Pencampuran Gas-Padat Pencampuran gas dengan bahan padat termasuk proses yang jarang dilakukan. Proses tersebut digunakan misalnya pada pengangkutan puing secara pneumatic, pada pembakaran serbuk pemadam api. Kebanyakan persoalannya adalah bagaimana mendistribusikan bahan padat itu secara merata kedalam gas yang mengalir kontinyu. Pada pencampuran gas dengan bahan padat akan terbentuk debu maupun asap. Metode terpenting untuk mencampur gas dengan bahan padat adalah dengan menggunakan alat penakar bahan padat dan penyemburan dengan alat semprot.

Pencampuran Gas-Cair:

Sama seperti pencampuran gas-padat, proses ini jarang dilakukan. Pencampuran ini misalnya digunakan pada alat pengering sembur, pembakaran minyak pada menara-menara linang (trickled tower). Persoalan

dalam pencampuran ini umumnya ialah bagaimana mendistribusikan cairan secara merata kedalam gas yang mengalir kontinyu. Pada pencampuran gas dengan cairan akan terjadi tetesan ataupun kabut.

Pencampuran Gas-Gas:

Pencampuran gas dengan gas lain terutama dilakukan pada pembuatan campuran bahan bakar yang berbentuk gas dalam alat pembakar dengangas (misalnya campuran bahan bakar – udara). Metode terpenting untuk mencampur gas dengan gas adalah pencampuran dengan alat semprot atau injektor.

BAB V

PENUTUP

5.1 Simpulan

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan maka dapat diperoleh kesimpulan:

1. Hasil perhitungan dimensi alat adalah pemilihan tanki dengan ukuran, $D= 2$ ft, $H= 4$ ft.
2. Hasil perhitungan desain mekanik adalah tinggi cairan (Z) = 0,87 in, tebal shell=0,25 in, tebal head=6 in, tinggi head=5,25 in, tinggi mixer=4,88 ft, Volume cairan dalam shell=13,61 ft³.
3. Hasil perhitungan pengaduk adalah jumlah pengaduk=3, kecepatan putar pengaduk = 540 rpm, dan power pengaduk= 1 Hp

5.2 Saran

1. Menggunakan satuan yang sama untuk menghitung perhitungan mixer agar perhitungan lebih teliti.
2. Memberikan variable jenis lain dalam pemilihan mixer agar mengetahui mana yang terbaik.

DAFTAR PUSTAKA

- Abo-Ghander, N. S. (2010). *Feasibility of Coupling Dehydrogenation of Ethylbenzene with Hydrogenation of Nitrobenzene in an Autothermal Catalytic Membrane Reactor*. Leuven: Dynamic and Control Process Systems.
- Aghayarzadeh, M. 2014. *Simulation and Optimization of Styrene Monomer Production Using Neural Network*. Vol. 11, No. 1 (Winter), 2014, IChE Iranian Journal of Chemical Engineering
- Alibaba. 2019. Retrieved from *alibaba.com*. Diakses pada tanggal 4 September 2019.
- Yee, Amy K.Y, Ajay K and Rangaiah. 2003. *Multiobjective optimization of an industrial styrene reactor*. Computer and Chemical Engineering 27(2003) 111-130. Singapore
- Aries, R. S. and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc.Graw Hill Book Co. Inc.: U.S.A.
- Badan Pusat Statistik Provinsi Banten, <https://banten.bps.go.id/subject/6/tenaga-kerja.html> Diakses pada 7 September 2019
- Badan Pusat Statistik, <https://www.bps.go.id/> Diakses pada 4 September 2019.
- Brown, G.G., et all, 1978, "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John wiley and Sons, Inc., Charles Tuttle, Tokyo.
- Brownell, L. E and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. 1st edition. John Wiley and Sons. Inc.: New Delhe, India.
- Bird, R. Byron, *et al.* 1960 *.Transport Phenomena*. University of Wisconsin, Madison, Wisconsin.
- Coulson, J. M and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering*. Vol.6. Pergamon Press: New York.
- Foust, A. A. 1980. *Principles of Unit Operation*. 2nd edition. John Wiley and Sons Inc.: New York.
- Geankoplis, Christie J.,1993, "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd Edition, Printice Hall of India Co. New Delhi, India.

Haigang Industri Co., Ltd, https://haihangchem.com/products/4-tert-butylcatechol-cas-98-29-3/?utm_term=4-tert-butylcatechol&utm_campaign=%E5%AF%B9%E5%8F%94%E4%B8%81%E5%9F%BA%E9%82%BB%E8%8B%AF%E4%BA%8C%E9%85%9A+%E5%88%98%E6%99%93%E4%B8%BD20200707&utm_source=adwords&utm_medium=ppc&hsa_acc=4548407609&hsa_cam=10808212288&hsa_grp=105262111614&hsa_ad=455612162627&hsa_src=g&hsa_tgt=kwd401292414449&hsa_kw=4-tert-butylcatechol&hsa_mt=p&hsa_net=adwords&hsa_ver=3&gclid=Cj0KCQjw-uH6BRDQARIsAI3I-Udu7GgHi3hmiTLYPZDIVhDlvZVDFC72N_fIbXrU6DC3eOaBq3l6TVMaAlpVEALw_wcB
 B. Diakses pada 28 Agustus 2020.

Himmelblau M, David, 1984, "*Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*", 6th Edition, Printice Hall Co. Inc, New Jersey, U.S.A.

Hougen, Olaf A. , *et al.* 1961. *Chemical Process Principle Part*. Charles E. Tuttle Company: Tokyo.

ICIS Plant and Project. 2018. *ICIS Plant and Project*. Diambil dari ICIS: <http://www.icis.com/>.

Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Trasfer*. International Student Edition. Mc.Graw Hill Book Co., Inc., Tosho Printing Co., Ltd. : Tokyo, Japan.

Kirk, R.E & Othmer, D.F., 1980, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4thed, Vol. 22, International Publisher Inc., New York

Kirk, R.E.& Othmer, D.F., 1980, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4thed, Vol. 1, International Publisher Inc., New York.

Lee, W. J., 2005, "*Ethylbenzene Dehydrogenation Into Styrene: Kinetic Modelling and Reactor Simulation*", Disertation of Chemical Engineering.

Mc. Ketta, and Cunningham. 1980. *Encyclopedia Chemical Process and Design*. Vol 13. Marchell Inc. New York.

Mc. Ketta, and Cunningham. 1980. *Encyclopedia Chemical Process and Design*. Vol 14. Marchell Inc. New York.

- Mc. Ketta, and Cunningham., 1980. *Encyclopedia Chemical Process and Design*. Vol A25. Marchell Inc. New York.
- Mc. Ketta, John and Cunningham, D.F., 1983, "Encyclopedia Chemical Process and Design", Vol. 35 Marchell Inc., New York, Toronto, London.
- Menteri Kesehatan RI. (2017). *Peraturan Menteri Kesehatan RI no.32*. Jakarta: Menteri Kesehatan RI.
- Metrohm. Inhibiting Polymerization: Monitoring TBC in Styrene as per ASTM D4590. <https://www.metrohm.com/id-id/perusahaan/artikel/news-tbc-in-styrene/> . Diakses pada 28 Agustus 2020.
- Nurcholis, Septian. 2013. *Pengaruh Corporate Social Responbilty Disclosure Terhadap Nilai Perusahaan Perbankan*. Universitas Pendidikan Indonesia.
- Peraturan Pemerintah, <https://peraturan.bpk.go.id/Home/Details/5555/pp-no-101-tahun-2014>. Diakses pada 20 September 2020.
- Peter, M. S. and Timmerhause, 1980. *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*. 3th Edition, Mc. Graw Hill International Book Co.: Kogakusha, Tokyo.
- Provinsi Banten, Putusan Gubernur Banten Nomor 516/Kep.353-HUK/2018
- PT Styrimdo Mono Indonesia. (2016). Deskripsi Proses. Cilegon.
- PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk, <http://www.chandra-asri.com/> Diakses pada tanggal 5 Agustus 2019.
- Severns, H. 1964. *Steam, Air, and Gas power*. 5th ed. John Wiley and Sons, Inc.: U.S.A.
- Sigmaaldrich, <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/124249?lang=en®ion=ID> Diakse pada tanggal 10 September 2020
- Smith, J.M., Van Nes, H.C., dan Abbott, M.M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic, 5th edition*. Mc. Graw Hill Book Studnt International Edition. Tokyo.
- Treyball, R. E., 1980, "Mass – Transfer Operation", 3rd Edition. Mc Graw Hill Chemical Engineering Series.

- Ullman's, Barbara Elvers, 2005, "*Encyclopedia of Industrial Chemistry*", Vol. A19, VCH, German.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons, Inc.: New York
- Ulrich, Roger S. 1984. *View Through a window may influence recovery from sugery*. Gale Group information integrity V224 P420(2)
- Vilbrant, F. C. and Dryden, C. E., 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*", 1sted. Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.
- Yaws, C.L, 1999, "*Thermodynamic and Physical Property Data*", Gulf Publishing Co., Houston, Texas