



**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BENZENA DENGAN PROSES
HIDRODEALKILASI TERMAL DARI TOLUENA DAN HIDROGEN
KAPASITAS 230.000 TON/TAHUN DITINJAU DARI REAKTOR**

Skripsi

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

Oleh

Heti Puspawati

NIM. 5213415039

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

2019

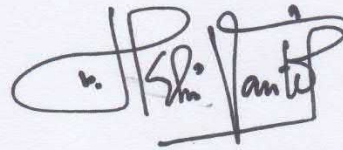
PERSETUJUAN PEMBIMBING

Nama : Heti Puspawati
NIM : 5213415039
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Prancangan Pabrik Kimia Benzena dengan Proses
Hidrodealkilasi Termal dari Toluena dan Hidrogen Kapasitas
230.000 Ton/Tahun Ditinjau dari Reaktor

Skripsi ini telah disetujui oleh pembimbing untuk diajukan ke sidang panitia ujian Skripsi Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang.

Semarang, 11 Desember 2019

Pembimbing



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

NIP. 197103161999032002

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Benzena dengan Proses Hidrodealkilasi Termal dari Toluena dan Hidrogen Kapasitas 230.000 Ton/Tahun Ditinjau dari Reaktor” telah dipertahankan di depan sidang Panitia Ujian Skripsi Fakultas Teknik UNNES pada tanggal 19 bulan Desember tahun 2019.

Oleh

Nama : Heti Puspawati
NIM : 5213415039
Program studi : Teknik Kimia

Panitia:

Ketua

Dr. Dewi Selvia Fardhyanti, S.T., M.T.
NIP.197103161999032002

Sekretaris

Dr. Megawati, S.T., M.T.
NIP. 197211062006042001

Penguji 1

Dr. Widi Astuti., S.T., M.T.
NIP. 197310172000032001

Penguji 2

Bayu Triwibowo., S.T., M.T.
NIP. 198811222014041001

Pembimbing

Dr. Dewi Selvia F.,S.T., M.T.
NIP.197103161999032002

Mengetahui,
Dekan Fakultas Teknik



Dr. Nur Qudus, M.T., IPM.
NIP. 06911301994031001

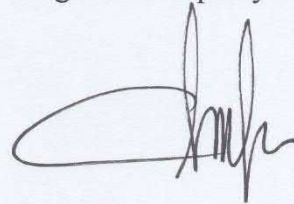
PERNYATAAN KEASLIAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa:

1. Skripsi ini, adalah asli dan belum pernah diajukan untuk mendapatkan gelar akademik (sarjana, magister, dan/atau doktor), baik di Universitas Negeri Semarang (UNNES) maupun di 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 sebenarnya dan apabila di kemudian hari terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa pencabutan gelar yang telah diperoleh karena karya ini, serta sanksi lainnya sesuai dengan norma yang berlaku di perguruan tinggi ini.

Semarang, 19 Desember 2019

Yang membuat pernyataan,



Heti Puspawati

NIM. 5213415039

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

“Sesungguhnya infak terbaik seseorang dari umur, waktu, dan hembusan nafasnya adalah untuk menuntut ilmu, belajar, dan mengajarkan ilmu.” (Syarah Ushul As Sunnah, hal.9).

PERSEMBAHAN

1. Allah Ta’ala
2. Ibu, saudari-saudariku, dan keluarga besar
3. Sahabat-sahabatku
4. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang
5. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang
6. Almamater Universitas Negeri Semarang

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA BENZENA DENGAN PROSES HIDRODEALKILASI TERMAL DARI TOLUENA DAN HIDROGEN KAPASITAS 230.000 TON/TAHUN DITINJAU DARI REAKTOR

Heti Puspawati

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang
hetip1112@gmail.com

Berkembangnya industri kimia di Indonesia mengarah pada meningkatnya kebutuhan senyawa kimia. Salah satu senyawa kimia yang kebutuhannya terus meningkat adalah benzena. Secara global, produksi benzena mencapai 37 juta ton per tahun. Menurut data dari Badan Pusat Statistik tahun tahun 2018, nilai impor senyawa benzena di Indonesia terbilang tinggi. Hal ini dibuktikan, bahwa jumlah impor rata-rata benzena dalam lima tahun terakhir meningkat sebesar 4% dan diprediksi pada tahun 2024 kebutuhan benzena mencapai 525.305,60 ton. Benzena adalah bahan *intermediate* yang digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan stirena, fenol, anilin, alkilbenzena, dan klorobenzena. Penggunaan senyawa benzena yang semakin luas menjadi alasan untuk didirikannya pabrik benzena di dalam negeri. Proses yang digunakan pada pembuatan benzena yaitu hidrodealkilasi termal dengan bahan baku toluena dan hidrogen. Terdapat sembilan unit operasi yang dibutuhkan dalam proses ini, yaitu reaktor, *vaporizer*, *furnace*, *flash tank*, *compressor*, *heat exchanger*, dan tiga kolom distilasi. Reaktor merupakan alat utama yang berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi pembentukan benzena. Oleh karena itu, pada penelitian ini dilakukan perancangan reaktor untuk memproduksi benzena dengan kapasitas 230.000 ton/tahun. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir pipa (*tubular reactor*) adiabatik non isothermal yang beroperasi pada suhu 649°C dan tekanan 35 atm dengan konversi per pass toluena sebesar 85%. Reaksi di dalam reaktor bersifat eksotermis sehingga suhu keluar reaktor meningkat hingga 680°C. Berdasarkan perhitungan menggunakan metode Runge-Kutta, panjang reaktor yang dihasilkan yaitu 6,05 meter. Kapasitas reaktor adalah 68.619,726 L dengan diameter 2,824 meter, tebal *shell* 0,057 meter, tebal *head* 0,032 meter, tinggi *head* 1,507 meter, dan tebal isolasi yang dibutuhkan 0,255 meter. Bahan konstruksi reaktor yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 213 TP-304* dengan jenis tutup *hemispherical*.

Kata kunci: *benzena, senyawa kimia, reaktor alir pipa*

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah Subhanahu wa ta'ala yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Kimia Benzena dengan Proses Hidrodealkilasi Termal dari Toluene dan Hidrogen Kapasitas 230.000 Ton/Tahun Ditinjau dari Reaktor”**. Skripsi ini disusun sebagai salah satu persyaratan meraih gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S1 Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang.

Penyelesaian karya tulis ini tidak lepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini 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 atas fasilitas yang disediakan bagi mahasiswa.
3. Dr. Dewi Selvia Fardhyanti, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia dan Dosen Pembimbing yang telah memberikan arahan, masukan, dan dukungan penuh serta dapat dihubungi sewaktu-waktu disertai kemudahan menunjukkan sumber-sumber yang relevan dalam penyusunan skripsi ini.
4. Dr. Widi Astuti, S.T., M.T. sebagai penguji I dan Bayu Triwibowo, S.T., M.T. sebagai Penguji II yang telah memberi masukan yang sangat berharga berupa saran, perbaikan, pertanyaan, komentar, tanggapan, guna menambah bobot dan kualitas karya tulis ini.
5. Semua dosen Jurusan Teknik Kimia FT UNNES yang telah memberi bekal pengetahuan yang berharga selama di bangku kuliah.
6. Kedua orang tua yang senantiasa memberikan doa dan dukungan.
7. Keluarga besar mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2015 yang selalu memotivasi dan kebersamai hingga terselesaikannya skripsi ini.
8. Berbagai pihak yang telah memberi bantuan untuk skripsi ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis berharap semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembaca guna menambah pengetahuan.

Semarang,
Penulis,

DAFTAR ISI

| | |
|--|------|
| HALAMAN JUDUL | i |
| LEMBAR PERSETUJUAN PEMBIMBING | ii |
| LEMBAR PENGESAHAN | iii |
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN | iv |
| MOTTO DAN PERSEMBAHAN | v |
| ABSTRAK | vi |
| KATA PENGANTAR | vii |
| DAFTAR ISI | viii |
| DAFTAR TABEL | x |
| DAFTAR GAMBAR | x |
| BAB 1 PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Rumusan Masalah | 3 |
| 1.3 Tujuan Penelitian | 3 |
| 1.4 Manfaat | 4 |
| BAB II TINJAUAN PUSTAKA | 5 |
| 2.1 Benzena | 5 |
| 2.2 Hidrodealkilasi Termal | 6 |
| 2.3 Reaktor Alir Pipa (<i>Tubular Reactor</i>) | 7 |
| 2.4 Runge-Kutta | 11 |
| BAB III METODOLOGI PENELITIAN | 13 |
| 3.1 Menentukan Jenis Reaktor | 13 |
| 3.2 Memilih Bahan Konstruksi Reaktor | 13 |
| 3.3 Perhitungan Data Pendukung | 14 |
| 3.4 Menghitung Diameter Reaktor | 14 |
| 3.5 Menghitung Panjang Reaktor | 15 |
| 3.6 Menghitung Tebal <i>Shell</i> | 15 |
| 3.7 Menghitung Tebal <i>Head</i> | 16 |
| 3.8 Menghitung Tinggi <i>Head</i> | 16 |

| | |
|--|----|
| 3.9 Menghitung Volume Reaktor..... | 16 |
| 3.10 Menghitung Waktu Tinggal | 17 |
| 3.11 Menghitung Tebal Isolasi..... | 17 |
| 3.12 Menghitung Diameter Pipa Pemasukkan dan Pengeluaran | 18 |
| BAB IV PEMBAHASAN..... | 19 |
| 1.1 Langkah Perancangan Reaktor..... | 19 |
| 1.2 Perhitungan Panjang Reaktor dengan Metode Runge-Kutta Orde 4 | 23 |
| 1.3 Perancangan Reaktor Alir Pipa (<i>Tubular Reactor</i>)..... | 43 |
| BAB V PENUTUP..... | 44 |
| 5.1 Kesimpulan | 44 |
| 5.2 Saran..... | 44 |
| DAFTAR PUSTAKA | 45 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 4.1 Komposisi Umpan Masuk Reaktor | 20 |
| Tabel 4.2 Data Perhitungan Densitas Umpan | 21 |
| Tabel 4.3 Data Viskositas Masing-Masing Komponen | 21 |
| Tabel 4.4 Data Perhitungan Viskositas Umpan | 22 |
| Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Konversi, Panjang, dan Suhu Reaktor..... | 30 |
| Tabel 4.6 Data Sifat Udara pada Suhu 318,15K | 39 |
| Tabel 4.7 Spesifikasi Reaktor Hasil Perhitungan..... | 43 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|--|----|
| Gambar 2.1 Struktur Molekul Benzena | 5 |
| Gambar 3.1 Diagram Alir Perhitungan Panjang Reaktor..... | 5 |
| Gambar 3.2 <i>Heat Flow</i> pada Reaktor..... | 17 |
| Gambar 3.3 Diagram Alir Perhitungan Tebal Isolasi | 18 |
| Gambar 4.1 Sketsa Matematis Reaktor..... | 21 |
| Gambar 4.2 Sketsa <i>Head</i> Reaktor | 35 |
| Gambar 4.3 Sketsa <i>Heat Flow</i> pada Reaktor | 37 |

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing secara kuantitas dan kualitas dengan negara-negara lain terutama di bidang industri, salah satunya yaitu dengan cara meningkatkan pembangunan sektor industri kimia. Berkembangnya industri kimia di Indonesia seiring dengan meningkatnya kebutuhan suatu senyawa kimia (Maywati, 2012). Hal ini dibuktikan dengan naiknya nilai impor bahan kimia dan barang dari bahan kimia yang mencapai 14,14% selama periode Januari sampai dengan Juni 2018 (Kementrian Perindustrian, 2018). Salah satu bahan kimia yang memiliki nilai impor tinggi di Indonesia yaitu benzena.

Benzena merupakan senyawa aromatis hidrokarbon berbentuk cincin tunggal dengan rumus molekul C_6H_6 . Secara global, permintaan benzena terus meningkat hingga 3,8% setiap tahunnya dengan produksi per tahun sebesar 37 juta ton (Gentry, 2011). Benzena adalah bahan *intermediate* yang digunakan di hampir seluruh spektrum industri sebagai bahan baku dalam pembuatan beberapa bahan kimia seperti stirena (polistirena dan karet sintetis), fenol (resin fenolik), sikloheksana (nilon), anilin (pewarna), alkilbenzena (deterjen), dan klorobenzena (Ullmann's, 2012).

Kegunaan benzena yang semakin luas menyebabkan industri benzena sangat dibutuhkan terutama di Indonesia. Hal ini menjadi bahan pertimbangan,

bahwa pabrik benzena layak untuk didirikan dengan tujuan memenuhi kebutuhan benzena dalam negeri, mengurangi jumlah impor, merangsang berdirinya industri-industri dengan bahan baku benzena, dan membuka lapangan pekerjaan baru.

Proses pembuatan benzena secara komersil diklasifikasikan menjadi tiga bagian yaitu proses reformasi nafta katalitik, proses hidrodealkilasi, dan proses diproporsionasi. Pada proses hidrodealkilasi dapat dilakukan dengan dua metode yaitu hidrodealkilasi termal dan hidrodealkilasi katalis. Proses pembuatan benzena dipilih menggunakan proses hidrodealkilasi termal, karena paling banyak digunakan dalam industri (Meidanshahi dkk, 2011), konversi yang dihasilkan tinggi, dan peralatan proses lebih sederhana, serta bahan baku yang digunakan lebih sedikit.

Bahan baku yang digunakan dalam proses hidrodealkilasi termal yaitu toluena dan hidrogen dengan perbandingan mol toluena dan hidrogen yang masuk reaktor adalah 1:5 (Bouton dan Luyben, 2008). Reaktor merupakan salah satu alat utama yang berfungsi untuk mereaksikan toluena dan hidrogen menghasilkan produk benzena dan sedikit difenil. Proses ini beroperasi pada kisaran suhu 600-660°C dan tekanan 34-68 atm (Ullmann's, 2012) dengan konversi per pass toluena sebesar 85% (Mc Ketta, 1984).

Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir pipa (*tubular reactor*) adiabatik non isothermal tanpa menggunakan katalis. Reaktor jenis ini dipilih karena reaksi terjadi dalam fasa gas dan bersifat eksotermis. Selain itu, reaktor alir pipa (*tubular reactor*) paling banyak diaplikasikan dalam industri dibandingkan *batch*

reactor karena dapat mempercepat proses, lebih ekonomis, dan efisiensi energi (Ramji dkk, 2019).

Dalam mendesain reaktor alir pipa terutama penentuan panjang reaktor dapat digunakan metode Runge-Kutta orde 4 untuk menyelesaikan persamaan differensial (Apriadi dkk, 2014). Metode Runge-Kutta orde 4 memiliki akurasi paling tinggi dibandingkan dengan metode lain seperti *trapezoidal dan simpson's rule, polynomial, dan golden section*. Oleh karena itu, pada penelitian ini akan dirancang sebuah reaktor alir pipa (*tubular reactor*) untuk memproduksi benzena dengan kapasitas 230.000 ton/tahun dengan menggunakan metode Runge-Kutta orde 4.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan yaitu:

1. Bagaimana langkah perancangan reaktor pada reaksi pembentukan benzena kapasitas 230.000 ton/tahun?
2. Bagaimana langkah menerapkan metode Runge-Kutta orde 4 pada perhitungan panjang reaktor?
3. Bagaimana hasil perancangan reaktor alir pipa (*tubular reactor*) pada reaksi pembentukan benzena kapasitas 230.000 ton/tahun?

1.3 Tujuan Penelitian

Secara khusus penelitian ini bertujuan, antara lain:

1. Mengetahui langkah perancangan reaktor pada reaksi pembentukan benzena kapasitas 230.000 ton/tahun.

2. Mengetahui langkah menerapkan metode Runge-Kutta orde 4 pada perhitungan panjang reaktor.
3. Mengetahui hasil perancangan reaktor alir pipa (*tubular reactor*) pada reaksi pembentukan benzena kapasitas 230.000 ton/tahun.

1.4 Manfaat

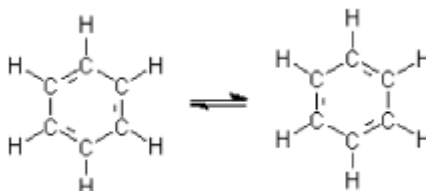
1. Memberikan pengetahuan mengenai langkah perancangan reaktor pada reaksi pembentukan benzena kapasitas 230.000 ton/tahun yang optimum dalam skala besar.
2. Dapat mengaplikasikan metode Runge-Kutta orde 4 dalam menyelesaikan persamaan differensial pada perhitungan panjang reaktor.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Benzena

Benzena juga dikenal dengan C_6H_6 adalah hidrokarbon aromatik cair yang mudah menguap (titik didih $80^\circ C$), tidak berwarna, dan mudah terbakar dengan aroma yang manis (Speight, 2002). Benzena pertama kali diisolasi oleh Michael Faraday tahun 1825 pada lapisan minyak sebagai penerang, kemudian pada tahun 1845, kimiawan Inggris, Charles Mansfield mengisolasi benzena dari *coal tar*. Pada tahun 1865, ahli kimia Jerman August Kekulee mendeskripsikan struktur benzena sebagai cincin heksagonal dengan ikatan rangkap bolak-balik (Gambar 2.1) dan sejak saat itu pula benzena menjadi salah satu bahan kimia yang paling banyak dipelajari di Indonesia (Gentry, 2011).



Gambar 2.1 Struktur Molekul Benzena

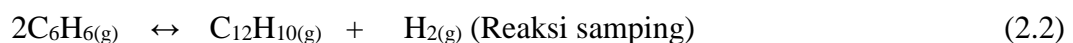
Benzena adalah bahan *intermediate* yang paling banyak digunakan di hampir seluruh spektrum industri. Hal ini dibuktikan dengan produksi benzena secara global yang mencapai 37 juta ton per tahun (Gentry, 2011). Adapun, di Indonesia, jumlah impor rata-rata benzena dalam lima tahun terakhir meningkat sebesar 4%. Awalnya benzena digunakan dalam campuran bensin karena angka

oktan yang tinggi dan sebagai pelarut. Namun, saat ini benzena lebih banyak digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan plastik, kain, pewarna, dan deterjen (Gentry, 2011) .

Benzena sebagai salah satu komponen alami dari minyak bumi diproduksi secara komersial dengan beberapa proses yaitu pembentukan nafta katalitik, hidrodealkilasi termal dan katalis, serta disproporsionasi. Produksi benzena dengan proses hidrodealkilasi termal adalah proses yang paling efisien dan menjanjikan, sehingga paling banyak digunakan dalam industri kimia.

2.2 Hidrodealkilasi Termal

Hidrodealkilasi adalah proses pemutusan rantai senyawa aromatis dengan hidrogen (Matar dan Hatch, 1912). Penggunaan proses hidrodealkilasi dalam memproduksi benzena sangat luas terutama di daerah Amerika Serikat dan Eropa Barat (Meidanshahi dkk, 2011). Benzena dapat diproduksi dari toluena dan hidrogen (Ullmann, 2012) di bawah kondisi katalis (Grenoble, 1979) ataupun termal (Frayner dkk, 1966) dengan produk samping berupa difenil (Iranshahi dkk, 2017). Reaksi yang terjadi pada proses hidrodealkilasi toluena adalah sebagai berikut.



(Bouton dan Luyben, 2008)

Sebagian besar benzena dihasilkan dari proses hidrodealkilasi termal (Meidanshahi dkk, 2011) yang beroperasi pada kisaran suhu 600-660°C dan tekanan 34-68 atm (Ullmann's, 2012) dengan selektivitas sebesar 93%. Hal ini

karena aktivitas pada proses hidrodealkilasi katalis relatif rendah (Karaduman dkk, 2007) sehingga proses katalitik dilakukan pada kisaran suhu 575-650°C dan tekanan 24,6-59,2 atm (Ullmann's, 2012). Pada proses hidrodealkilasi termal, suhu yang keluar reaktor lebih tinggi (<704°C) dari suhu yang masuk reaktor karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis (Bouton dan Luyben, 2008).

Hidrodealkilasi termal terbagi menjadi dua proses yaitu proses HDA (*Arco and Hydrocarbon Research Institute*) dan THD (Gulf) (Ullmann's, 2012). Pada proses HDA, terdapat sembilan unit operasi yaitu reaktor, *furnace*, *vapor-liquid separator*, *recycle compressor*, dua *heat exchanger* dan tiga kolom distilasi (Meidanshahi dkk, 2011 ; Iranshahi dkk, 2017). Reaktor yang digunakan pada proses hidrodealkilasi termal adalah reaktor alir pipa (*tubular reactor*) adiabatik non isothermal dengan konversi per pass toluena sebesar 85%. Pada Reaktor, toluena dan hidrogen dimasukkan secara bersamaan dengan perbandingan mol bahan baku toluena dan hidrogen yaitu 1:5 (Bouton dan Luyben, 2008). Umpan bahan baku hidrogen yang berlebih bertujuan untuk mencegah terbentuknya kokas di reaktor pada suhu tinggi.

2.3 Reaktor Alir Pipa (*Tubular Reactor*)

Reaktor tubular adalah salah satu jenis reaktor yang prosesnya berlangsung secara kontinu. Reaktor ini dapat digunakan untuk reaksi homogen atau heterogen. Jenis reaktor tubular yang memiliki mekanisme paling sederhana yaitu reaktor alir pipa dengan reaksi kimia berupa gas atau cair. Umumnya, reaktor alir pipa berbentuk *tube* (tabung) dan memiliki aliran yang optimal untuk kecepatan reaksi (Herianto, 2018). Persamaan kecepatan reaksi pada produksi benzena yaitu:

$$r_1 = 3,6858 \times 10^6 \exp\left(\frac{-25,616}{T}\right) P_T P_{H_2}^{\frac{1}{2}} \quad (2.3)$$

$$r_2 = 5,987 \times 10^4 \exp\left(\frac{-25,616}{T}\right) P_B^2 - 2,553 \times 10^5 \exp\left(\frac{-25,616}{T}\right) P_D P_{H_2} \quad (2.4)$$

Selama reaksi kimia berlangsung, konsentrasi dan suhu pada fluida akan mengalami peningkatan karena reaktor yang digunakan adalah reaktor adiabatik non isothermal. Pada reaktor adiabatik, tidak terjadi perpindahan panas dari sistem ke lingkungan atau sebaliknya. Selain itu, reaksi bersifat eksotermis sehingga suhu fluida keluar reaktor lebih tinggi dari suhu fluida masuk reaktor.

Asumsi yang digunakan dalam mendesain reaktor alir pipa (*tubular reactor*) kali ini adalah fluida tercampur sempurna dengan sistem *steady state*. Adapun, persamaan differensial yang digunakan dalam mendesain reaktor adalah sebagai berikut:

a. Persamaan Matematis Neraca Massa

Umpan masuk – umpan keluar – umpan yang bereaksi = akumulasi

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - r_A \Delta V = 0 \text{ (steady state)} \quad (2.5)$$

Dimana,

$$\Delta V = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta Z \quad (2.6)$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - \frac{\pi}{4} ID^2 \Delta Z r_A = 0 : \Delta Z \quad (2.7)$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = - \frac{\pi}{4} ID^2 r_A \quad (2.8)$$

Jika limit $\Delta Z \longrightarrow 0$, maka diperoleh

$$\frac{dF_A}{dZ} = - \frac{\pi}{4} D^2 r_A \quad (2.9)$$

$$r_A = r_1 + r_2 \quad (2.10)$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -\frac{\pi}{4} D^2 (k_1 p_T p_{H_2}^{\frac{1}{2}} + k_2 p_B^2 - k_3 p_D p_{H_2}) \quad (2.11)$$

$$F_A = F_{A0}(1 - X_A) \quad (2.12)$$

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} X_A \quad (2.13)$$

Jika F_A diturunkan terhadap X_A , maka;

$$\frac{dF_A}{dX_A} = -F_{A0} \quad (2.14)$$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A \quad (2.15)$$

Menggabungkan persamaan (2.14) ke dalam persamaan (2.15)

$$\frac{-F_{A0} dX_A}{dz} = -\frac{\pi}{4} D^2 (k_1 p_T p_{H_2}^{\frac{1}{2}} + k_2 p_B^2 - k_3 p_D p_{H_2}) \quad (2.16)$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\pi D^2}{4 F_{A0}} (k_1 p_T p_{H_2}^{\frac{1}{2}} + k_2 p_B^2 - k_3 p_D p_{H_2}) \quad (2.17)$$

Dari persamaan 2.17, nilai P (tekanan parsial masing-masing komponen) diubah menjadi molaritas.

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\pi D^2}{4 F_{A0}} (k_1 (C_T C_{H_2}^{\frac{1}{2}}) RT + k_2 C_B^2 RT - k_3 (C_D C_{H_2}) RT) \quad (2.18)$$

Dimana,

$$C_T = C_{T0} - C_{T0} X_A$$

$$C_{H_2(1)} = C_{H_20} - C_{T0} X_A$$

$$C_B = (C_{B0} - C_{T0} X_A) - (C_{B0} - C_{T0} X_A) X_B$$

$$C_D = C_{D0} + (0.5(C_{B0} - C_{T0} X_A) X_B)$$

$$C_{H_2(2)} = (C_{H_20} - C_{T0} X_A) + (0.5(C_{B0} - C_{T0} X_A) X_B)$$

Keterangan :

F_{A0} = kecepatan mol toluena mula-mula (kmol/jam)

F_A = kecepatan mol toluena (kmol/jam)

r_A = kecepatan mol toluena yang terkonversi menjadi produk (kmol/m³ jam)

ID = diameter dalam pipa (m)

b. Persamaan Matematis Neraca Panas (Adiabatis)

Panas masuk – Panas keluar + Panas reaksi = Akumulasi

$$H|_x - H|_{x+\Delta x} + r_A \Delta V (-\Delta H_R) = 0 \quad (2.19)$$

Pada PFR:

$$\frac{dV}{F_{A0}} = \frac{dX_a}{r_A} \quad (2.20)$$

$$dV r_A = F_{A0} dX_a \quad (2.21)$$

$$H|_x - H|_{x+\Delta x} + F_{A0} \Delta x (-\Delta H_R) = 0 : \Delta x \quad (2.22)$$

$$\frac{H|_{x+\Delta x} - H|_x}{\Delta x} = F_{A0} (-\Delta H_R) \quad (2.23)$$

Jika limit $\Delta Z \longrightarrow 0$, maka diperoleh

$$\frac{dH}{dX_a} = F_{A0} (-\Delta H_R) \quad (2.24)$$

$$H = F_I C_{pI} dT \quad (2.25)$$

$$\Sigma F_I C_{pI} \frac{dT}{dX_a} = F_{A0} (-\Delta H_R) \quad (2.26)$$

$$\frac{dT}{dX_a} = \frac{F_{A0} (-\Delta H_R)}{\Sigma F_I C_{pI}} \quad (2.27)$$

$$\int_{T_0}^T dT = \frac{F_{A0} (-\Delta H_R)}{\Sigma F_I C_{pI}} \int_{X_0}^X dX_a \quad (2.28)$$

$$T - T_0 = \frac{F_{A0} (-\Delta H_R)}{\Sigma F_I C_{pI}} X_a - X_{a0} \quad ; X_{a0} = 0 \quad (2.29)$$

$$T - T_0 = \frac{F_{A0} (-\Delta H_R)}{\Sigma F_i C_{p_i}} X_a \quad (2.30)$$

$$T = T_0 + \frac{F_{A0} X_a (-\Delta H_R)}{\Sigma F_i C_{p_i}} \quad (2.31)$$

$$T = T_0 + \frac{F_{T0} X_a (-\Delta H_R)}{F_T C_{p_T} + F_M C_{p_M} + F_B C_{p_B} + F_D C_{p_D} + F_{H_2} C_{p_{H_2}}} \quad (2.32)$$

Keterangan :

T = suhu fluida terhadap konversi (K)

T₀ = suhu reaktan masuk (K)

F_i = kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

C_{p_i} = kapasitas panas pendingin (kJ/kmol K)

Dari permodelan matematis di atas, diperoleh persamaan (2.18) dan persamaan (2.32) yang selanjutnya dapat diselesaikan dengan menggunakan metode Runge-Kutta.

2.4 Metode Runge-Kutta

Metode Runge-Kutta merupakan salah satu metode numerik yang digunakan untuk menyelesaikan permasalahan persamaan differensial. Persamaan umum pada metode ini adalah sebagai berikut:

$$y_{i+1} = y_i + (a_1 k_1 + a_2 k_2 + \dots + a_n k_n) h \quad (2.33)$$

dengan a_i adalah konstanta dan k_i adalah:

$$k_1 = f(x_i, y_i) \quad (2.34)$$

$$k_2 = f(x_i + p_1 h, y_i + q_{11} k_1 h) \quad (2.35)$$

$$k_3 = f(x_i + p_2 h, y_i + q_{21} k_1 h + q_{22} k_2 h) \quad (2.36)$$

$$k_n = f(x_i + p_{n-1} h, y_i + q_{n-1,1} k_1 h + q_{n-1,2} k_2 h + \dots + q_{n-1,n-1} k_{n-1} h) \quad (2.37)$$

dengan p_{n-1} dan q_{n-1,2} adalah konstan.

Fungsi utama dari metode Runge-Kutta ditunjukkan pada persamaan (2.33) dan k_n sebagai fungsi evaluasi pada Runge-Kutta orde dua, orde tiga, dan orde empat. Dalam mendapatkan nilai koefisien Runge-Kutta dapat digunakan deret Taylor dan tabel Butcher. Pada metode Runge-Kutta orde empat memiliki empat koefisien yaitu k_1 , k_2 , k_3 , dan k_4 . Persamaan umum Runge-Kutta orde empat adalah sebagai berikut:

$$y_{n+1} = y_n + \frac{1}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (2.38)$$

dengan:

$$\frac{dy}{dx} = f(x_i, y_i) \quad (2.39)$$

$$k_1 = f(x_i, y_i) \cdot \Delta x \quad (2.40)$$

$$k_2 = f\left(x_i + \frac{\Delta x}{2}, y_i + \frac{k_1}{2}\right) \cdot \Delta x \quad (2.41)$$

$$k_3 = f\left(x_i + \frac{\Delta x}{2}, y_i + \frac{k_2}{2}\right) \cdot \Delta x \quad (2.42)$$

$$k_4 = f(x_i + \Delta x, y_i + k_3) \cdot \Delta x \quad (2.43)$$

(Muhammad dkk, 2015)

BAB V

SIMPULAN DAN SARAN

5.1 Simpulan

1. Dibutuhkan data pendukung dalam perancangan reaktor pada produksi benzena kapasitas 230.000 ton/tahun seperti komponen umpan masuk reaktor, berat molekul rata-rata, densitas umpan, dan viskositas umpan.
2. Panjang reaktor yang diperoleh dari hasil perhitungan menggunakan metode Runge-Kutta Orde 4 yaitu 6,05 m pada.
3. Reaktor hasil perancangan memiliki diameter 2,824 m dengan tebal *shell* 0,057 m, tebal *head* 0,032 m, tinggi *head* 1,507 m, tebal isolasi 0,255 m, dan volume reaktor 68.619,726 L.

5.2 Saran

1. Dapat dilakukan perancangan reaktor yang melibatkan pendingin untuk menurunkan suhu keluar reaktor.
2. Perlu dilakukan perancangan reaktor dengan menggunakan metode lain dalam penyelesaian persamaan differensial dan membandingkan hasilnya.
3. Dapat dilakukan perancangan reaktor dengan cara simulasi menggunakan *software Aspen Custom Modeler*.

DAFTAR PUSTAKA

- Apriadi, dkk. 2014. *Metode Adams-Bashforth-Moulton Dalam Penyelesaian Persamaan Diferensial Non Linear. Buletin Ilmiah Mat. Stat. Dan Terapannya (Bimaster), III(2)*, 107–116.
- Bouton, Gregory R. dan Luyben, William, L. 2008. *Optimum Economic Design and Control of a Gas Permeation Membrane Coupled with the Hydrodealkylation (HDA) Process.*” *Ind. Eng. Chem* 1221–37.
- Brownell, Lloyd E, Young, Edwin H. 1959. *Process Equipment Design: Process Vessel Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York
- Fraye, dkk. 1966. *Process for Thermal Hydrodealkylation. Journal of the American Society for Naval Engineers*, 39(4), 620–622.
- Gentry, Joseph C. 2011. *Neural Network-Based Controller Design of a Batch Reactive*. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* (March):361-77
- Grenoble, D.C. 1979. *Chemistry Catalysis of the Toluene Hydrodealkylation Reaction. Journal of Catalysis*, 56, 32–39.
- Herianto, T.J. 2018. *Optimisasi Pendinginan pada Reaktor Tubular*.
- Holman, J. P. 1986. *Heat Transfer Tenth Edition*.
- Iranshahi, dkk. 2017. *A Novel Integrated Thermally Coupled Moving Bed Reactors for Naphtha Reforming Process with Hydrodealkylation of Toluene.*” *Applied Thermal Engineering* 112:1040–56.
- Karaduman, dkk. 2007. *Poly-functional catalyst development for benzene production from alkyl-aromatic mixture via hydrodealkylation. Petroleum Science and Technology*, 25(4), 479–490.
- Kementrian Perindustrian. 2018. *Ringkasan Eksekutif Perkembangan Ekspor dan Impor Industri Pengolahan Bulan Juni 2018*.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. International Student Edition.
- Matar, Sami and Lewis F. Hatch. 1912. *Chemistry of Petrochemical Processes*.
- Maywati, Sri. 2012. *Kajian Faktor Individu Terhadap Kadar Fenol Urin Pekerja Bagian Pengeleman Sandal. Jurnal Kesehatan Masyarakat* 2(24):176-83.
- Mc Ketta, J.J., 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol.4, Marcel Decker Inc, New York.

- Meidanshahi, dkk. 2011. *Theoretical Investigation of Aromatics Production Enhancement in Thermal Coupling of Naphtha Reforming and Hydrodealkylation of Toluena*. Chemical Engineering and Processing:Process Intensification 50(9):893-903.
- Muhammad, S.T., dkk. 2015. *Pengkajian Metode Extended Runge Kutta dan Penerapannya pada Persamaan Diferensial Biasa*, 4(2), 1–6.
- Ramji, S., dkk. 2018. *Two Phase Gas-Liquid Stratified Laminar Flows In Tubular Reactors Sustaining Liquid Phase Reactions*. Chemical Engineering Journal, 356, 609-621.
- Speight, James G. 2002. *Chemical and Process Design Handbook*.
- Ullmann's. 2012. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- Yaws. 1999. *Chemical Properties Handbook*.