



**PRARANCANGAN PABRIK ASETON PROSES DEHIDROGENASI
ISOPROPANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

Skripsi

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

Oleh:

Nur arif Majid (5213415052)

**FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS NEGERI SEMARANG
SEMARANG
2019**

LEMBAR PERSETUJUAN PEMBIMBING

Nama : Nur Arif Majid
NIM : 5213415052
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pra Rancangan Pabrik Aseton Proses Dehidrogenasi Isopropanol
Kapasitas 30.000 Ton/Tahun

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

Semarang, 25 Juli 2019

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Aseton Proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 30.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan di depan sidang Panitia Ujian Skripsi Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang pada tanggal 9 Agustus 2019.

Oleh

Nama : Nur Arif Majid
NIM : 5213415052
Program Studi : Teknik Kimia

Panitia

Ketua



Dr. Wara Dyah Pita Rengga, S.T., M.T.
NIP. 197405191999032001

Sekretaris



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

Penguji 2



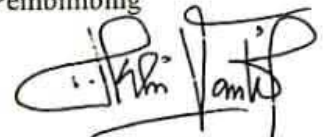
Dr. Megawati, S.T., M.T.
NIP. 197211062006042001

Penguji I



Dr. Wara Dyah P. R., S.T., M.T.
NIP. 19740591999032001

Pembimbing



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

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik



Dr. Nur Qudus, M.T., IPM.
NIP. 196211301994031001

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 sesungguhnya 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, 25 Juli 2019

Yang membuat pernyataan.



Nur Arif Majid

NIM. 5213415052

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

“Bila kamu tak sanggup menahan lelahnya belajar, maka kamu harus sanggup menahan perihnya kebodohan”

– Imam Syafi’i

“Yakinlah kau bisa dan kau sudah separuh jalan menuju ke sana.”

– Theodore Roosevelt

“ Tidak ada kata terlambat ”

– Nur Arif Majid

PERSEMBAHAN

1. Perkembangan ilmu dan teknologi Bangsa dan Negara Indonesia
2. Bapak, Ibu, Adik, Kakak dan seluruh keluarga besar tercinta
3. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang
4. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang Angkatan 2015
5. Almamater Universitas Negeri Semarang

ABSTRAK

Nur Arif Majid, 2019. Pra Rancang Pabrik Aseton proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 30.000 ton/tahun: Studi Perancangan Alat Proses, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Negeri Semarang.

Pra Rancang Pabrik Aseton proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 30.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah isopropanol sebesar 38.705,8895 ton/tahun, dan CuSiO_2 sebesar 32,581 ton/tahun. Pada prarancangan ini, pabrik direncanakan akan didirikan di kawasan PT. Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC). Pabrik ini direncanakan akan beroperasi 24 jam selama 330 hari per tahun. Peralatan proses yang digunakan adalah Tangki Penyimpanan Bahan Baku, *Exchanger*, *Vaporizer*, *Reactor*, *Flashdrum*, *Absorber*, Menara Distilasi, dan Tangki Penyimpanan Produk. Sedangkan alat pendukungnya adalah Pompa, *Expansion Valve*, Reboiler dan Kondenser.

Keyword : Aseton, CuSiO_2 , Isopropanol

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan Skripsi ini dengan Judul **“Prarancangan Pabrik Aseton dengan Proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 30.000 Ton/Tahun”**. Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan Program Strata I Jurusan Teknik Kimia pada Universitas Negeri Semarang.

Penyusunan Skripsi ini tidak lepas dari dukungan orang-orang disekitar kami, sehingga kami ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Nur Qudus, M.T.,IPM. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang.
2. Dr. Wara Dyah Pita Rengga, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Negeri Semarang.
3. Dr. Dewi Selvia Fardhiyanti, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing atas arahan dan motivasi yang membangun dalam penyusunan Skripsi
4. Dr. Wara Dyah Pita Rengga, S.T.,M.T. dan Zuhriyan Ash S. B., S.T., M.T. selaku dosen penguji yang telah memberikan arahan dan koreksi dalam penyempurnaan penyusunan Skripsi.
5. Orangtua dan saudara/saudari, beserta keluarga lainnya yang telah memberi dukungan baik moril dan materil, serta doa yang tulus.
6. Segenap kawan seperjuangan Teknik Kimia UNNES angkatan 2015.
7. Semua pihak yang telah membantu dalam pelaksanaan dan penyusunan Skripsi ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penulisan Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan, maka dari itu penulis mengharapkan saran untuk menyempurnakannya. Penulis berharap Skripsi ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca yang membutuhkan informasi mengenai masalah yang dibahas dalam Skripsi ini, khususnya terkait bidang Teknik Kimia.

Semarang, 25 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN.....	iv
MOTTO DAN PERSEMBAHAN	v
ABSTRAK	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xi
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	4
1.3 Tujuan Penelitian	4
1.4 Manfaat Penelitian	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	6
2.1 Aseton	6
2.2 Macam – macam Proses Pembuatan Aseton.....	6
2.3 Deskripsi Proses	11
2.4 Dasar Reaksi.....	13
2.5 Tinjauan Termodinamika	13
2.6 Tinjauan Kinetika.....	14
BAB III METODE PENELITIAN.....	16
3.1 Rancangan Penelitian	16
3.2 Perhitungan Bahan Baku.....	17

3.3 Desain Alat Proses	17
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	18
4.1 Menghitung Kebutuhan Reaktan atau Bahan Baku	18
4.2 Diagram Alir Proses Produksi Aseton	21
4.3 Desain Alat Proses	22
BAB V PENUTUP.....	40
5.1 Kesimpulan	40
5.2 Saran.....	41
DAFTAR PUSTAKA	60

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia selalu melakukan pembenahan pada dunia perindustrian dalam negeri untuk meningkatkan pertumbuhan ekonomi negara. Perekonomian di Indonesia tidak akan berkembang tanpa dukungan dari peningkatan perindustrian yang merupakan salah satu sektor penting perekonomian negara. Hal tersebut dilakukan untuk mencapai visi pembangunan Industri Nasional yang berbunyi “Indonesia menjadi Negara Industri Maju Baru pada tahun 2020 dan Negara Industri Tangguh pada tahun 2025” (www.kemenperindo.go.id).

Sejak awal tahun 2000, Industri di Indonesia telah berkembang seiring dengan bertumbuhnya perekonomian nasional. Peningkatan yang pesat baik secara kualitatif dan kuantitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satu bahan industri kimia yang sangat diperlukan dalam industri kimia adalah aseton. Aseton mempunyai nilai yang sangat strategis dalam perkembangan dunia industri karena banyak digunakan sebagai bahan baku maupun bahan substitusi. Aseton banyak dipakai pada industri kosmetik, plastik, karet, perekat, cat, serat, maupun selulosa asetat (Sifniades, 2010).

Aseton adalah keton yang paling sederhana, digunakan sebagai pelarut polar dalam kebanyakan reaksi organik. Aseton dikenal juga sebagai dimetil keton, 2-propanon, atau propan-2-on. Aseton adalah senyawa berbentuk cairan yang tidak berwarna dan mudah terbakar. Namun hingga saat ini masih belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi Aseton, sehingga untuk memenuhi kebutuhan aseton dalam negeri masih dipenuhi dengan impor yang didatangkan dari negara lain yaitu Amerika Serikat, Cina, Belanda dan Jepang. Melihat kondisi maka pendirian pabrik di Indonesia memiliki prospek yang sangat baik.

Pada pembuatan Aseton ini digunakan bahan baku yaitu isopropanol di mana bahan baku isopropanol tersebut diimpor dari Singapura. Didirikannya pabrik aseton ini diharapkan memiliki keuntungan dan manfaat sebagai berikut :

1. Mampu memenuhi kebutuhan aseton dalam negeri dan mampu mengurangi ketergantungan akan impor.
2. Meningkatkan komoditas ekspor aseton.
3. Menghemat pengeluaran devisa negara karena aseton mampu diperoleh dari industri lokal.
4. Dapat memenuhi kebutuhan pabrik di Indonesia yang menggunakan aseton sebagai bahan baku.
5. Membuka lapangan kerja baru di Indonesia

Faktor-faktor tersebut mendukung pendirian pabrik aseton di Indonesia yang diharapkan dapat terealisasi dan memiliki prospek yang menjanjikan di Indonesia baik sekarang maupun di masa yang akan datang mengingat industri yang selalu berkembang.

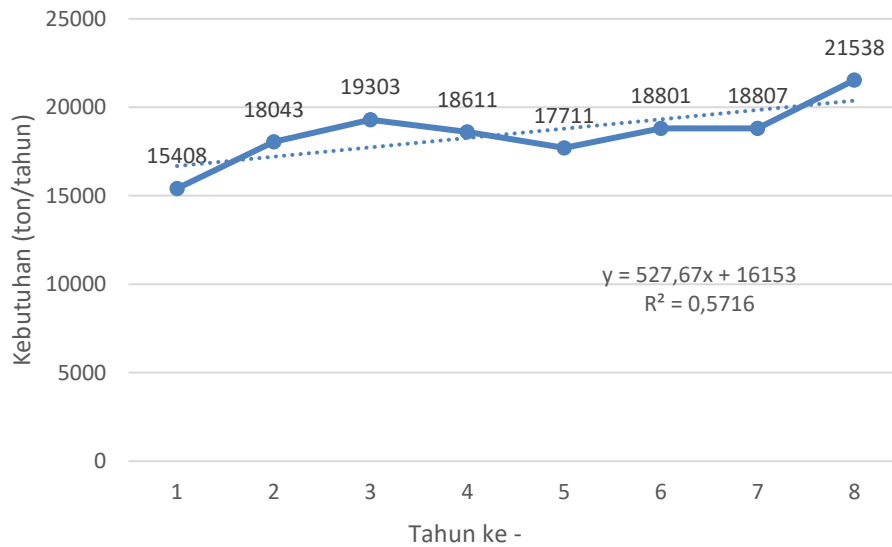
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), jumlah impor aseton di Indonesia sejak tahun 2010 cukup besar dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Impor Aseton di Indonesia

Tahun ke -	Tahun	Impor (ton/tahun)
1	2010	15.408
2	2011	18.043
3	2012	19.303
4	2013	18.611
5	2014	17.711
6	2015	18.801
7	2016	18.807
8	2017	21.538

Dari data pada tabel diatas, kebutuhan aseton pada tahun 2023 dapat diprediksi menggunakan regresi linier :

$$y = mx + c$$



Gambar 1.1 Grafik Impor Aseton Tahun 2010-2017

Jika direncanakan mendirikan pabrik pada tahun 2025 maka perhitungan kapasitas dihitung berdasarkan grafik tersebut didapatkan garis $y = 527,67x - 16153$. Nilai x merupakan nilai urutan tahun impor. Nilai x pada tahun 2025 diperoleh pada urutan ke 16. Berdasarkan persamaan tersebut dapat diperkirakan kebutuhan aseton di Indonesia pada tahun 2025 mencapai 24595,72 ton per tahun dengan perhitungan berikut :

$$y = mx + c$$

Dimana diperoleh $m = 527,67$

$$c = 16.153$$

Sehingga :

$$y = 527,67 (16) + 16.153$$

$$= 24595,72 \text{ ton per tahun}$$

Tabel 1.2 Prediksi Kebutuhan Aseton di Indonesia

Tahun ke -	Tahun	Impor (ton/tahun)
9	2018	20902,03
10	2019	21429,7
11	2020	21957,37
12	2021	22485,04
13	2022	23012,71
14	2023	23540,38
15	2024	24068,05
16	2025	24595,72

Kapasitas pabrik rancangan sebesar 30.000 ton per tahun. Kelebihan produk ini dapat diekspor ke industri petrokimia luar negeri yang banyak menggunakan aseton seperti Malaysia, Singapura, vietnam, dan Thailand. Pada pabrik LG Chem, Sinopec, dan INEOS Petrochem.

1.2. Rumusan Masalah

1. Berapa kebutuhan bahan baku yang diperlukan untuk memproduksi Aseton dengan kapasitas 30.000 ton/tahun.
2. Bagaimana bentuk diagram alir proses produksi Aseton.
3. Bagaimana desain tiap alat proses produksi Aseton

1.3. Tujuan Penelitian

1. Mengetahui kebutuhan bahan baku untuk memproduksi Aseton dengan kapasitas 30.000 ton/tahun
2. Mengetahui bentuk diagram alir proses Aseton.
3. Mengetahui desain tiap alat proses Aseton.

1.4. Manfaat Penelitian

1. Menjadi referensi perancangan alat proses pabrik Aseton.
2. Menjadi acuan pendirian pabrik Aseton.
3. Menjadi peluang pendirian pabrik baru di Indonesia.

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Aseton

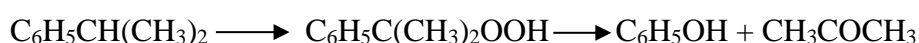
Aseton merupakan keton yang paling sederhana, digunakan sebagai pelarut polar dalam kebanyakan reaksi organik. Aseton dikenal juga sebagai dimetil keton, 2-propanon, atau propan-2-on. Aseton adalah senyawa berbentuk cairan yang tidak berwarna dan mudah terbakar, Kegunaan aseton yang utama adalah sebagai solven untuk beberapa polimer, industri farmasi dan kosmetik. Selain itu aseton juga dapat digunakan pada industri cat, selulosa asetat, plastik, serat, kosmetik, karet, pernis, perekat, pembuatan minyak pelumas, penyamakan kulit dan proses ekstraksi, juga sebagai bahan baku pembuatan *methyl isobutyl ketone*, *bisphenol a*, *methyl methacrylate*, *diaseton alcohol* dan produk lain

2.2. Macam – macam Proses Pembuatan Aseton

Aseton dapat dibuat dengan berbagai proses dan dari bahan baku yang berbeda-beda. Menurut Kirk-Orthmer (1997), kurang lebih aseton dapat dibuat dengan 3 proses yaitu sebagai berikut:

1. Proses *Cumene Hydroperoxide*

Pada proses ini, *Benzene* dialkilasi menjadi *Cumene* yang kemudian dioksidasi dengan udara atau oksigen murni menjadi *Cumene Hydroperoxide*. *Cumene Hydroperoxide* kemudian ditambahkan dengan asam dan pemanasan akan menghasilkan *Phenol* dan Aseton. Reaksinya adalah



Secara garis besar, proses ini dibagi menjadi tahap oksidasi *Cumene*, tahap pembelahan *Cumene Hydroperoxide*, netralisasi, dan distilasi Aseton.

Proses oksidasi *Cumene* biasanya berlangsung pada suhu 80-130°C dan tekanan 6 atm dengan penambahan Sodium Hidroksida sebagai promotor/*stabilizer*. Umpan masuk reaktor pengoksidasi adalah *fresh Cumene* dan *recycled Cumene* keluaran reaktor. Udara atau oksigen digelembungkan dari bawah reaktor. Hasil keluaran reaktor kemudian dievaporasi hingga kadar *Cumene Hydroperoxide* 75-85%.

Proses penambahan asam kemudian dilakukan pada suhu 60-100°C pada sebuah tangki berpengaduk dan akan terjadi reaksi pembelahan *Cumene Hydroperoxide* menjadi *Phenol* dan Aseton. Selanjutnya, setelah proses penambahan asam, dilakukan proses netralisasi dengan basa atau *ion-exchange resin*. Berikutnya adalah proses pencucian dan distilasi. Dengan proses ini, dihasilkan Aseton dengan konversi 35-40%.

(Kirk Orthmer,1997)

2. Dehidrogenasi Isopropanol

Aseton diproduksi dengan proses dehidrogenasi Isopropanol pada kondisi endotermis. Reaksinya sebagai berikut.

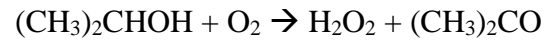


Proses dehidrogenasi ini berlangsung pada fase gas dengan tekanan 2-3 atm. Pada suhu 350°C konversi dari Isopropanol bisa mencapai 90%. Karena reaksi terjadi pada kondisi endotermis, maka semakin tinggi suhu maka kesetimbangan akan bergeser kearah pembentukan Aseton. Pada reaksi ini diperlukan peran katalis. Suhu reaksi 350°C digunakan kombinasi katalis Zinc Oxide-Zirconium Oxide (ZnO-ZrO), Copper-Chromium Oxide (Cu-CrO) atau Copper-Silicon Dioxide (Cu-SiO₂).

(Turton R, 1998)

3. Proses Oksidasi Isopropanol

Isopropanol dicampurkan dengan udara dan diumpankan ke reaktor yang bersuhu antara 80-140°C dengan tekanan operasi 3-4 atm. Reaksi menggunakan katalis yang sama dengan katalis yang digunakan pada proses dehidrogenasi Isopropanol. Reaksi oksidasi Isopropanol sangat eksotermis, reaksinya sebagai berikut.



Dengan proses ini dihasilkan aseton dengan konversi 15%. Hal ini dikarenakan aseton yang dihasilkan bukan produk utama melainkan *by product*.

(Weissermel K, 1997)

2.2 Alasan Pemilihan Proses

Seperti yang telah dijelaskan pada bagian di atas, terdapat beberapa cara pembuatan aseton. Sampai saat ini proses yang banyak digunakan adalah proses dehidrogenasi isopropanol, proses oksidasi isopropanol, dan proses cumene hydroprooxide. Perbandingan ketiga proses tersebut dapat dilihat dari Tabel 2.1.

Berdasarkan pertimbangan kelebihan dan kekurangan pada tabel 2.2. proses produksi aseton yang dipilih adalah dehidrogenasi isopropanol.

Tabel 2.1. Perbandingan Proses Produksi Aseton

Parameter	Jenis Proses		
	Cumene Hydroperoxide (Kirk Orthmer, 1997)	Dehidrogenasi Isopropanol (Turton R, 1998)	Oksidasi Isopropanol (Weissermel, 1997)
Reaktan	Cumene (Isopropil benzene)	Isopropanol	Isopropanol
Suhu Operasi	80-130 °C	350 °C	80-140 °C
Tekanan Operasi	6 atm	2 atm	3-4 atm
Fase Reaksi	Gas	Gas	Cair
Konversi	35-40%	90%	15%
Keterangan	Pada Proses ini <i>Cumene</i> dioksidasi menjadi <i>Cumene Hydroperoxide</i> . kemudian ditambahkan dengan asam dan pemanasan akan menghasilkan <i>Phenol</i> dan Aseton	Aseton diproduksi dengan proses dehidrogenasi Isopropanol pada kondisi endotermis dengan menggunakan katalis. Seperti CuSiO_2	Isopropanol dioksidasi dengan udara membentuk aseton reaksi ini dalam kondisi eksotermis dengan menggunakan katalis.

Tabel 2.2. Kelebihan dan kekurangan masing-masing Proses Pembuatan Aseton

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Proses Cumene Hydroperoxide	Suhu yang digunakan cukup tinggi	<ul style="list-style-type: none"> • Aseton yang dihasilkan lebih sedikit daripada Fenol. • Bahan baku tidak langsung menjadi Aseton tetapi melewati proses pembentukan produk antara terlebih dahulu.
Proses Dehidrogenasi Isopropanol	<ul style="list-style-type: none"> • Pengontrolan suhu reaktor lebih mudah. • Aseton dihasilkan sebagai produk utama. • Konversi Isopropanol tinggi 90%. 	<ul style="list-style-type: none"> • Reaksi berlangsung pada suhu tinggi (endotermis). • Karena reaksi berjalan pada suhu tinggi, katalis perlu
Proses Oksidasi Isopropil Alkohol	Suhu yang digunakan cukup tinggi	<ul style="list-style-type: none"> • Pengontrolan suhu reaktor rumit • Jarang digunakan dibandingkan proses dehidrogenasi • Aseton yang dihasilkan bukan produk utama

2.3. Deskripsi Proses

Secara garis besar terdapat tiga tahapan pembuatan Aseton, yaitu Persiapan bahan baku, reaksi dan pemurnian aseton.

1. Persiapan Bahan Baku

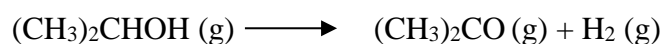
Persiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Hal-hal yang diatur pada tahapan ini menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai dengan kondisi umpan reaktor.

Isopropanol (IPA) sebagai bahan baku utama diimpor dari luar negeri. Oleh karena itu tangki penyimpanan bahan baku yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah yang cukup untuk waktu produksi tertentu. Bahan baku isopropanol disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpanan. Kondisi penyimpanan isopropanol berada pada tekanan atmosfer dan suhu kamar.

Isopropanol yang berfase cair dengan kemurnian 90% berat disimpan dalam tangki penyimpanan dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian isopropanol dipompa agar sesuai dengan kondisi operasi di dalam reaktor yaitu sebesar 2 atm. Sebelum memasuki reaktor, bahan baku dipanaskan terlebih dahulu *vaporizer* (V-01). *Vaporizer* berfungsi untuk menguapkan umpan ke reaktor karena reaksi berlangsung dalam fase gas.

2. Reaksi

Reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton berlangsung dalam fase gas. Kondisi operasi dalam reaktor adalah pada tekanan 2 atm dan suhu 350°C. Reaksi yang terjadi adalah:



Isopropanol

Aseton

Reaksi ini merupakan reaksi endotermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi dalam reaktor sesuai dengan kondisi reaksi dibutuhkan pemanas. Pemanas yang digunakan dalam proses ini adalah Steam, jenis

fluida penukar panas yang sifatnya tahan terhadap suhu tinggi dan mempunyai kapasitas panas yang cukup besar.

Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitube* reaktor. Pemilihan reaktor jenis ini berdasarkan pada pertimbangan bahwa reaksi berlangsung pada fase gas dan memerlukan perpindahan panas yang optimum.

3. Pemurnian Aseton

Produk yang keluar dari reaktor masih belum dapat langsung disimpan untuk dijual karena belum memenuhi spesifikasi yang diinginkan. Agar dapat memenuhi spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan suatu tahapan pemurnian produk dari impuritasnya.

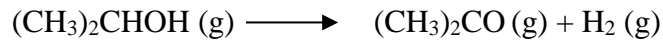
Arus keluar reaktor terdiri dari campuran aseton, Isopropanol, dan air dalam fase uap dengan gas hidrogen. Keluar reaktor campuran produk didinginkan di dalam Cooler-1 (E-03) untuk menurunkan suhu produk keluaran reaktor kemudian aliran menuju *flash drum* (FG-01). Pada separator akan terjadi kesetimbangan uap-cair sehingga masih terdapat sebagian aseton, isopropanol dan air yang masih berada dalam fase uap. Gas hidrogen akan keluar sebagai hasil atas.

Aseton dan isopropanol yang terikut sebagai hasil atas *flash drum* (FG-01) masih cukup banyak sehingga perlu diambil kembali. Untuk itu diperlukan absorber (A-01) untuk memenuhi fungsi ini. Sebagai pelarut aseton, digunakan air karena aseton larut sempurna dalam air. Aseton dan isopropanol yang terlarut dalam air kemudian dicampur dengan hasil bawah dari separator kemudian dimurnikan dalam distilasi.

Menara distilasi 1 (T-01) merupakan tempat pemurnian aseton dari isopropanol dan air. Kolom distilasi yang digunakan adalah jenis tray. Aseton dengan kemurnian yang diinginkan 99% keluar sebagai hasil atas dan ditampung dalam tangki penyimpanan produk. Sebagai hasil bawah adalah campuran yang terdiri dari aseton, isopropanol dan air. Hasil bawah distilasi 1 (T-01) kemudian masuk distilasi 2 (T-02). Hasil bawah menara distilasi 2 (T-02) yang berupa isopropanol dan sedikit aseton di-*recycle*. Hasil atas berupa waste water dialirkan ke unit *water treatment*.

2.4. Dasar Reaksi

proses pembuatan aseton yang dipilih adalah proses dehidrogenasi isopropanol. Proses pembuatan aseton ini dari isopropanol (IPA) berlangsung di reaktor fixed bed multitube dan menghasilkan aseton dan gas hidrogen. Adapun reaksi yang terjadi adalah :



Katalis yang digunakan adalah CuSiO_2 . Karena reaksi endotermis maka diperlukan adanya pemanas.

2.5. Tinjauan Termodinamika

Reaksi dehidrogenasi isopropanol mempunyai ΔH positif yang berarti reaksi bersifat *endothermis*, yaitu reaksi yang membutuhkan panas, sehingga secara umum konversi pada reaksi kimia ini akan meningkat seiring dengan kenaikan suhu reaksi. Berikut perhitungan panas reaksi pada suhu 350°C :

$$\Delta H_f = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{f298,15} = (\Delta H_{298,15}\text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta H_{298,15}\text{H}_2) - (\Delta H_{298,15}\text{C}_3\text{H}_8\text{O})$$

$$= (-217,57 \text{ kJ/mol} + 0) - (-272,59 \text{ kJ/mol})$$

$$= + 55,02 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta G_{298,15} = (\Delta G_{298,15}\text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G_{298,15}\text{H}_2) - (\Delta G_{298,15}\text{C}_3\text{H}_8\text{O})$$

$$= (-153,05 \text{ kJ/mol}) - (-173,59 \text{ kJ/mol})$$

$$= 20,54 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\ln K_{298} = \Delta G/RT \dots\dots\dots (1)$$

Dari persamaan (1) dapat dicari nilai K_{298} pada 298 K :

$$K_{298} = e^{\frac{-\Delta G^\circ}{RT}}$$

$$K_{298} = e^{\frac{-(20,54)}{8,314 \times 298}}$$

$$K_{298} = 2,51 \times 10^{-4}$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \dots \dots \dots (2)$$

Dari persamaan (2) dapat dicari K_{623} pada 623 K

$$K_{623} = K_{298} \exp \left(\frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right)$$

$$K_{623} = 2,51 \times 10^{-4} \exp \left(\frac{55,02}{8,314} \left(\frac{1}{623} - \frac{1}{298} \right) \right)$$

$$K_{623} = 26,84$$

$$K_{623} > 1 \text{ Reaksi Irreversible}$$

Pada suhu 300 °C harga K besar sehingga reaksi dianggap berjalan ke arah produk saja (irreversible).

2.6. Tinjauan Kinetika

Apabila ditinjau dari kinetika reaksi, percepatan reaksi dehidrogenasi isopropanol (IPA) menjadi aseton adalah reaksi orde satu. Hal ini dapat ditunjukkan dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{-E/RT}$$

Dimana :

K= konstanta kecepatan reaksi

A= faktor frekuensi tumbukan

E= energi aktivasi, MJ/kmol

R= konstanta gas (1,987 kal/mol K)

T= temperatur operasi (K) konstanta kesetimbangan reaksi

Dimana pada proses pembuatan aseton dari isopropanol (IPA) fase uap ini persamaan nilai k adalah

$$\ln(k) = 25,15 - \frac{14600}{T}$$

Dimana :

$$k = 83574141752 \text{ m}^3/\text{kg s} = 3342965662 \text{ mol/g s},$$

$$E/R = 14600$$

$$E = 121,4 \text{ kJ/mol}$$

(Subbarao, 2014)

Persamaan di atas menunjukkan bahwa laju pengurangan IPA (laju pembentukan produk) akan semakin besar dengan semakin tingginya suhu dan naiknya konsentrasi IPA.

BAB 5

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

1. Prarancang pabrik Aseton dengan kapasitas 30.000 ton/tahun menggunakan proses dehidrogenasi Isopropanol pada suhu 350°C. Bahan baku yang dibutuhkan yaitu Isopropanol sebesar 38.705,8895 ton/tahun, sedangkan CuSiO_2 sebesar 32,581 ton/tahun
2. Diagram alir proses pabrik Aseton dimulai dari tangki penyimpanan bahan yakni Isopropanol. Kemudian masuk ke unit penukar panas dan pompa untuk mengubah suhu reaktan dan tekanan sebelum masuk reaktor. Setelah proses dehidrogenasi di reaktor, produk di dinginkan dan diturunkan tekanannya. Kemudian dipisahkan di flashdrum. Hasil atas flashdrum masuk ke absorber untuk diambil produknya dan Hidrogen hasil reaksi dibuang, hasil bawah destilasi digabungkan dengan hasil bawah absorber kemudian dipisahkan asetonnya di menara distilasi 1. Kemudian hasil bawah menara distilasi 1 di murnikan kembali untuk mendapatkan hasil atas yg digunakan untuk recycle.
3. Desain alat proses produksi Aseton terdiri alat-alat utama yang digunakan meliputi Tangki Penyimpanan Bahan Baku, Exchanger, Vaporizer, Reactor, Flashdrum, Absorber, Menara Distilasi, dan Tangki Penyimpanan Produk. Sedangkan alat pendukungnya adalah Pompa, Expansion Valve, Reboiler dan Kondenser.

5.2. Saran

1. Diperlukan optimasi alat lebih lanjut agar dimensi alat proses bisa diminimalisir
2. Penambahan integrasi panas bisa ditambahkan untuk mengurangi beban panas alat proses

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2017. *Isopropyl Alcohol Product*. Diambil dari Alibaba: <http://alibaba.com/>.
- Alibaba. 2017. *Acetone Product*. Diambil dari Alibaba: <http://alibaba.com/>.
- Aries, Robert S, Newton Robert D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.
- Badan Pusat Statistik Banten. 2018. *Keadaan Ketenagakerjaan Banten Februari 2018*. Banten:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2011. *Statistik Impor Desember 2011*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2012. *Statistik Impor Desember 2012*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2013. *Statistik Impor Desember 2013*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2014. *Statistik Impor Desember 2014*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2015. *Statistik Impor Desember 2015*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2016. *Statistik Impor Desember 2016*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2017. *Statistik Impor Desember 2017*. Indonesia:Badan Pusat Statistik.
- Brown, George G. 1950. *Unit Operation*. CBS Publisher. New Delhi.
- Brownell, Lloyd E, Young, Edwin H. 1959. *Process Equipment Design: Process Vessel Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York
- Data un. 2017. *Data Export and Import Aceton in Asia*. Diambil dari Data : <http://data.un.org/>.
- Eckert, M, Fleischmann, G, Jira, R, Bolt, H.M, Golka, K. 2012. *Ullmann's Encyclopedia of Indonesia Chemistry: Acetaldehyde, vol 1*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA. Weinheim.

- Geankoplis, Christine J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd ed. Prentice-Hall International, Inc. USA.
- Giattman, M. 2006. *Ekonomi Teknik*. PT RajaGrafindo Persada. Jakarta
- Groggins, P.H. 1958. *Unit Processes in Organic Synthesis*, 5th ed. McGraw Hill Companies, Inc. USA..
- Google Inc. 2017. *Google Maps: Krakatau Industrial Estate Cilegon*. Diambil dari : <http://maps.google.com/>.
- ICIS Plant and Project. 2017. *ICIS Plant and Project*. Diambil dari ICIS: <http://www.icis.com/>.
- Kemenperin. 2017. *Statistik Industri*. Diambil dari Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: <http://www.kemenperin.go.id/>
- Kirk-Othmer. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol 1 4th ed. John Wiley & Sons Inc
- Kirk, R.E., dan Othmer, D.F. 1997. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Kern, Donald Q. 1983. *Process Heat Transfer*. The McGraw-Hill Companies, Inc. Tokyo.
- Ludwig, Ernest E. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol 1 3th ed*. Gulf Publishing Company. Houston.
- Ludwig, Ernest E. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol 2 3th ed*. Gulf Publishing Company. Houston.
- McKetta, J.J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design Volume 3*. Marcel Dekker, Inc. New York.
- McKetta, John J. 1993. *Chemical Processing Handbook*. Marcell Dekker, Inc. New York.
- Maunder et al. 1994. *Dehydrogenation Process*. PCT/GB93/01847.
- Perry, R.H and Green, D.W. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th edition. Mc Graw-Hill Book Co. New York.
- Perry, Robert H, Green, Don W. 1997. *Perry's Chemical Engineers'*, 7th ed. The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.

- Perzon, H. 2015. *A Simulation Model of a reactor for*. Lund: Department of Chemical Engineering.
- Peters, Max. S, Timmerhaus, Klaus D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed*. The McGraw-Hill Companies, Inc. Singapore.
- Sifniades, *et al.* 2010, *Acetone*, Wiley-VCH GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
- Smith, J.M., Van Nes, H.C., dan Abbott, M.M. 2001. *Introduction to Chemical*
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering: Design and Economics*. Marcell Dekker, Inc. New York.
- Sinnot, R.K. 2005. *Coulson and Richardson's: Chemical Engineering Design, Vol 6 4th ed*. Elsevier Ltd. Oxford.
- Smith, J.M, Van Ness, H.C, Abbott, M.M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed*. The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.
- Towler, Gavin, Sinnot, Ray. 2013. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2nd ed*. Elsevier Ltd. Waltham
- Engineering Thermodynamic, 5th edition*. Mc. Graw Hill Book Student International Edition. Tokyo.
- Subbrao D. 2014. *Dynamics of Wall Heated Packed Bed Reactors. Applied Mechanics and Materials Vol. 625*
- Turton R. 1998. *Analysis, synthesis and Design of Chemical Processes*. New Jersey: Prentice Hall PTR
- Ullmann's. 2003. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag & Co. KGaA. Weinheim.
- Ullmann's. 1983. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag & Co. KGaA, Weinheim.
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Weissermel K. 1997. *Industrial Organic Chemistry*. New York: VCH Publisher
- Weissermel K. 2003. *Industrial Organic Chemistry*. New York: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.

- White, Frank M. 2009. *Fluid Mechanics, 4th ed.* The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.
- Yaws, C.L. 1999. *Thermodynamic and Physical Properties data.* Mc Graw Hill Book Co. Singapore
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals.* The McGraw-Hill Companies, Inc. New York.