

# PRARANCANGAN PABRIK ISOBUTILENA DARI TERSIER BUTIL ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS *STYRENE-DIVINYLBENZENE* KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mira Asnia\*, Rosmasari Marisa

<sup>1</sup>Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lambung Mangkurat  
Jalan A. Yani KM 35, Kampus Unlam Banjarbaru, Kalimantan Selatan

\*Corresponding Author: miraasnias@gmail.com

## Abstrak

Isobutilena atau *2-methylpropene* merupakan salah satu empat isomer dari butilena yang berfungsi sebagai *intermediate product* yang digunakan untuk bahan baku produksi bagi industri kimia lainnya. Peluang berkembangnya industri isobutilena di Indonesia cukup besar, maka perlu dilakukan prarancangan pabrik isobutilena ini. Pabrik ini akan beroperasi selama 330 hari/tahun untuk menghasilkan isobutilena sebesar 20.000 ton/tahun dan rencana didirikan pada tahun 2021 di Pangkalanbun, provinsi Kalimantan Tengah. Dimana lokasi pabrik dekat dengan sungai Kapitan, sehingga sumber air untuk unit utilitas berasal dari sungai tersebut.

Bahan baku utama yang diperlukan adalah tersier butil alkohol dan katalis *styrene-divinylbenzene* yang diperoleh dari China. Tersier butil alkohol dilakukan proses dehidrasi menggunakan *single bed catalytic packed bed reactor* dengan bantuan katalis *styrene-divinylbenzene* yang beroperasi pada suhu masuk 90°C dan tekanan 5 atm dimana reaksi bersifat endotermis. Produk atas reaktor selanjutnya dialirkan menuju menara distilasi-01 dan diperoleh produk atas menara berupa isobutilena dengan kemurnian 99%. Sedangkan bahan baku dari reaktor yang tidak bereaksi akan di-*recycle* untuk umpan ke reaktor.

Pemasaran isobutilena diutamakan untuk konsumsi dalam negeri. Sistem kerja karyawan sebanyak 168 orang dibagi dalam regu dan *shift*. Adapun hasil analisa ekonomi memberikan hasil investasi modal total (TCI) adalah sebesar Rp263.289.797.164,00 dan diperoleh hasil penjualan yaitu sebesar Rp505.728.011.322,00. Selain itu diperoleh juga keuntungan investasi dan waktu balik modal sebelum dan sesudah pajak sebesar 33,78% dan 21,95% serta 2,28 tahun dan 3,13 tahun. Sehingga diperoleh nilai BEP dan SDP sebesar 42,81% dan 23,61%. Berdasarkan pertimbangan hasil analisa kelayakan ekonomi, maka prarancangan pabrik isobutilena kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak dibangun.

Kata kunci: *isobutilena, tersier butil alkohol, styrene-divinylbenzene, single bed catalytic packed bed reactor*

## 1. Pendahuluan

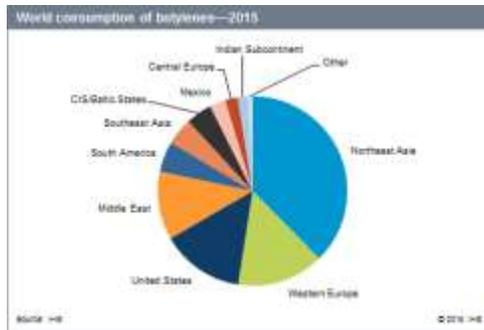
Kebutuhan akan bahan-bahan pendukung berbasis kimia hampir di semua negara di dunia semakin besar seiring dengan perkembangan ilmu dan teknologi. Perkembangan industri yang meningkat setiap tahunnya ialah industri yang berbasis petrokimia. Salah satu bahan petrokimia yang dibutuhkan di Indonesia yaitu isobutilena. Isobutilena atau *2-methylpropene* adalah salah satu hidrokarbon penting dalam industri yang memiliki empat cabang karbon alkena (*olefin*) dan merupakan salah satu empat isomer dari butilena. Isobutilena

berfungsi sebagai *intermediate product* yang digunakan untuk bahan baku produksi bagi industri kimia lainnya (Ullman, 1889).

Pada tahun 2015, isobutilena digunakan sebagai bahan bakar menyumbang sekitar 56% dari total konsumsi dunia dan penggunaan untuk bahan kimia sekitar 44% dari total konsumsi. Ini relatif konsisten hampir di seluruh dunia. Aplikasi sebagai bahan bakar yaitu dalam pembuatan komponen *blending* bensin, seperti alkilat bensin dan metil ters-butil eter (MTBE) dan etil tert-butil eter (ETBE), yang digunakan sebagai peningkat angka



oktan, serta *isooctane*. Isobutilena juga dapat dicampur langsung ke bensin untuk kontrol volatilitas. Selain itu isobutilena juga dapat dipasarkan dengan propana dan butana sebagai bahan bakar gas cair (LPG). Diagram lingkaran berikut menunjukkan konsumsi dunia dari isobutilena (Anonim<sup>1</sup>, 2013).



**Gambar 1** Konsumsi Dunia dari Isobutilena

Kebutuhan isobutilena di dalam negeri banyak diperlukan. Pabrik di Indonesia yang memerlukan isobutilena antara lain PT. Pertamina, PT. Candra Asri, dan PT. Petrokimia Gresik serta industri petrokimia dan *rubber* lainnya. Namun di Indonesia belum ada pabrik isobutilena yang berdiri dan masih harus mengimpor dari luar negeri. Sehingga dengan membangun industri isobutilena di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan isobutilena dalam negeri, mengurangi pemakaian devisa negara, menciptakan lapangan kerja baru dan memacu berdirinya industri kimia yang berbahan dasar isobutilena di Indonesia.

Kebutuhan impor isobutilena di Indonesia pada tahun 2011 sampai dengan 2015 (Badan Pusat Statistik, 2017):

**Tabel 1** Kebutuhan Isobutilena di Indonesia

No.	Tahun	Jumlah (ton)	Pertumbuhan (%)
1	2011	21.903	0
2	2012	29.200	33,31
3	2013	28.553	-2,21
4	2014	32.120	12,50
5	2015	25.327	-21,15
Pertumbuhan Rata-rata			4,48

Pabrik isobutilena direncanakan beroperasi pada tahun 2022. Berdasarkan perhitungan menggunakan *discounted method* dengan rumus sebagai berikut :

$$m_5 = P (1+i)^n \quad \dots(1.1)$$

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \quad \dots(1.2)$$

peluang kapasitas isobutilena yang akan didirikan tahun 2022 adalah 35.000 ton/tahun. Sehingga pada pabrik isobutilena ini, kapasitas produksi yang akan dirancang sebesar 20.000 ton/tahun, dengan pertimbangan :

1. Kapasitas produksi 20.000 ton/tahun sudah memenuhi kapasitas minimum dunia sebesar 12.000 ton/tahun pada perusahaan Vinati Organics yang berada di India (Anonim<sup>2</sup>, 2014).
2. Diproyeksikan merupakan pabrik isobutilena pertama di Indonesia dengan kapasitas terpasang maksimum 60% yang untuk kedepannya akan ditinjau kembali.
3. Pemenuhan kebutuhan dalam negeri sebesar 50% dengan tidak mengesampingkan kebijakan pemerintah dalam monopoli perdagangan.
4. Peluang mengeksport isobutilena berdasarkan kebutuhan dunia rata-rata sebesar 3,0% per tahun (Anonim<sup>1</sup>, 2013).

Pabrik isobutilena direncanakan berlokasi di Jalan Panglima Utar Kumai, Pangkalanbun, Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah Indonesia. Pemilihan lokasi berdasarkan atas ketersediaan lahan yang cukup, area transportasi yang lancar serta dekat dengan sumber bahan baku maupun bahan pendukung. Bentuk perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas dengan total karyawan sebanyak 168 orang.

## 2. Deskripsi Proses

Proses produksi isobutilena dapat dilakukan dengan tiga proses, yaitu proses dehidrogenasi isobutana, proses dehidrasi tersier butil alkohol dan proses *cracking* metil tersier butil alkohol. Perbandingan proses produksi isobutilena:



**Tabel 2** Perbandingan Proses Produksi Isobutilena

Parameter	Proses		
Bahan baku	Isobutana	Tersier butil alkohol	Metil tersier butil alkohol dan Metanol
Katalis	Katalis Pt-Nd pada zinc aluminate	Katalis sulfonic acid cation exchange (styrene-divinylbenzene)	Katalis sulfonic acid cation exchange (styrene-divinylbenzene)
Aspek Teknis	-Suhu (°C): 400-700 -Tekanan (atm): 2-10 -Reaksi: Endotermis	-Suhu (°C): 60-90 -Tekanan (atm): 2-12 -Reaksi: Endotermis	-Suhu (°C): 90-160 -Tekanan (atm): 0,5-4 -Reaksi: Endotermis
Konversi	45-55 %	74-77 %	60-80 %
Aspek Ekonomi	-Harga bahan baku isobutana: US \$ 0,45/kg -Harga produk isobutilena: US \$ 1,2/kg.	-Harga bahan baku TBA: US \$ 0,40/kg -Harga produk isobutilena: US \$ 1,2/kg	-Harga MTBE: US \$ 1,05/kg -Harga bahan baku metanol: Rp4.800/kg - Harga produk isobutilena: US \$ 1,2/kg.

Berdasarkan perbandingan proses pada Tabel 2, proses yang dipilih untuk menghasilkan isobutilena adalah proses dehidrasi tersier butil alkohol.

Isobutilena diproduksi dalam empat proses sebagai berikut:

### 1. Proses Persiapan Bahan Baku

Tersier butil alkohol (TBA) dalam fasa cair disimpan dalam tangki silinder vertikal (30°C, 1 atm). Sedangkan katalis *styrene-divinylbenzene* dalam fasa padat disimpan dalam gudang (30°C, 1 atm). TBA umpan segar dialirkan ke tangki *mixing* untuk dicampur dengan arus umpan balik dari menara distilasi-02 dan selanjutnya dinaikkan tekanan umpan reaktor menjadi 5 atm menggunakan pompa. Kemudian dipanaskan dalam *heater-01* hingga suhu 90°C.

### 2. Proses Pembentukan Produk

Tersier butil alkohol dilakukan proses dehidrasi menggunakan *single bed catalytic packed bed reactor* dengan bantuan katalis *styrene-divinylbenzene*. Reaksi terjadi pada suhu dan tekanan sebesar 90°C dan 5 atm dalam fase cair dengan konversi 77%. Reaktor dilengkapi dengan jaket pemanas karena reaksi berlangsung endotermis. Isobutilena yang dihasilkan berwujud gas dan menjadi keluaran atas reaktor yang kemudian diumpankan ke menara distilasi-01. Reaksi yang terjadi :



### 3. Proses Pemurnian Produk

Isobutilena keluaran atas reaktor mengandung impurities berupa tersier butil alkohol yang tidak beraksi dan air. Keluaran atas reaktor tersebut dialirkan ke menara distilasi-01 sehingga diperoleh isobutilena sebagai produk atas menara distilasi-01 dengan kemurnian 99%. Isobutilena disimpan dalam tangki silinder horizontal (42°C, 5 atm) dalam fase cair. Sedangkan produk bawah menara distilasi-01 diturunkan tekanannya menggunakan *expander-02* hingga 1 atm kemudian dialirkan ke menara distilasi-02 untuk umpan balik.

Bahan baku yang tidak bereaksi akan keluar reaktor melalui samping dan diekspansi menggunakan *expander-01* hingga 1 atm yang selanjutnya dialirkan menuju *mixing point* untuk dicampurkan dengan produk bawah menara distilasi-01. Keluaran *mixing point* akan diumpankan ke menara distilasi-02. Menara distilasi-02 berfungsi untuk memurnikan tersier butil alkohol hingga 85%. Produk atas menara distilasi-02 diturunkan suhunya dengan *cooler-01* menjadi 30°C agar dapat dipompakan menuju tangki *mixing* sebagai arus umpan balik. Sedangkan produk bawah menara distilasi-02 diturunkan suhunya dengan *cooler-02* menjadi 45°C, lalu dialirkan menuju UPL. *Process engineering flow diagram* prarancangan pabrik isobutilena dapat dilihat pada Gambar 2.





#### 4. Proses *Packaging* Produk

*Packaging* produk dilakukan dalam tangki bahan produk kapasitas 100.000 gallon. Produk didistribusikan menggunakan sistem pengapalan menggunakan kapal tanker yang bekerjasama dengan PT Cheetahtrans Indonesia sebagai transporter. Ada dua cara transaksi antara PT Isobutilena, transporter, dan pembeli, yakni:

##### a. FOB (*Free On Board*)

Pada jenis transaksi ini, pihak penjual hanya bertanggung jawab atas produknya sampai ketika isobutilena dimasukkan ke dalam kapal tanker. Pengukuran dan penetapan mutu dilakukan di kapal sebelum berangkat, sedangkan transporter bertanggung jawab terhadap isobutilena selama di perjalanan hingga tiba di tempat tujuan. Sistem transaksi seperti ini akan memberikan risiko yang lebih rendah bagi industri isobutilena.

##### b. CIF (*Cost Insurance Freight*)

Berbeda dengan jenis transaksi sebelumnya, pada CIF, maka produk isobutilena menjadi tanggung jawab industri isobutilena sampai produk tersebut tiba di tempat konsumen. Pengecekan mutu dan jumlah isobutilena yang dijanjikan penjual akan dilakukan di *receiving* terminal. Oleh karena itu, tanggung jawab dan risiko industri menjadi lebih besar. Akan tetapi, jadwal pengapalan dapat menjadi lebih fleksibel karena sepenuhnya diatur oleh industri.

Berdasarkan tinjauan termodinamika, dapat diketahui suatu reaksi bersifat eksotermis atau endotermis dengan data dan perhitungan sebagai berikut (Yaws, 1999):

**Tabel 3.** Data Panas Pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ ) dan Energi Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) pada Suhu 298,15 K

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)	$\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	-325,81	-191,04
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-16,90	+58,07
H <sub>2</sub> O	-241,8	-228,60

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= [\Delta H_{298}(\text{C}_4\text{H}_8) + [\Delta H_{298}(\text{H}_2\text{O})] - \\ &\quad [\Delta H_{298}(\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O})]\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}&= [(-16,90) + (-241,8)] + [-325,81] \\ &= +67,11 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= \sum \Delta G_{\text{produk}} - \sum \Delta G_{\text{reaktan}} \\ &= [\Delta G_{298}(\text{C}_4\text{H}_8) + \Delta G_{298}(\text{H}_2\text{O})] - \\ &\quad [\Delta G_{298}(\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O})] \\ &= [(+58,07) + (-228,60)] + [-191,04] \\ &= +20,51 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berikut ini persamaan yang diperoleh dari eksperimen untuk menentukan konstanta kesetimbangan (Ka) (Honkela et al, 2004):

$$\ln Ka = -3111,9 \frac{1}{T} + 7,6391 \quad \dots(2.1)$$

Keterangan:

Ka = konstanta kesetimbangan  
T = suhu reaksi (K)

Berdasarkan persamaan 2.1, diperoleh nilai Ka dengan suhu 363,15 K sebesar 0,3945. Reaksi pembentukan isobutilena dari TBA bersifat endotermis atau membutuhkan panas yang ditandai dengan  $\Delta H_f^\circ$  (298,15 K) bernilai positif. Sedangkan berdasarkan perhitungan pada nilai  $\Delta G_f^\circ$  dan Ka, reaksi dehidrasi TBA merupakan reaksi reversibel. Dimana meskipun reaksi dehidrasi TBA dapat berlangsung bolak balik akan tetapi reaksi ke arah kirinya (pereaksi) dapat berjalan lambat jika kondisi operasi yaitu temperatur dan tekanan dijaga konstan maka adanya reaksi balik memiliki kemungkinan yang sangat kecil.

Berikut ini persamaan yang diperoleh dari eksperimen untuk menentukan konstanta kecepatan reaksi (k) dan laju reaksi ( $r_T$ ) pada proses dehidrasi tersier butil alkohol (Honkela et al., 2004):

$$k = F_{ref} \exp \left[ -\frac{E}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \right] \quad \dots(2.2)$$

$$-r_T = \frac{k(Ka.F_{C_4H_{10}O} - F_{H_2O}.F_{C_4H_8})}{F_{C_4H_{10}O} + \frac{K_{H_2O}}{K_{C_4H_{10}O}} F_{H_2O}} \quad \dots(2.3)$$



Keterangan:

$k$  = konstanta kecepatan reaksi (mol/detik.kg katalis)

$F_{ref}$  = faktor eksponensial Arrhenius (mol/detik.kg katalis)

$C$  = konsentrasi (kmol/detik)

$E$  = energi aktivasi (kJ/mol)

$R$  = tetapan gas (kJ/mol.K)

$K_a$  = konstanta kesetimbangan

$T$  = suhu reaksi (K)

$T_{ref}$  = suhu referensi (K)

$r_T$  = laju reaksi (mol/detik.kg katalis)

Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi sebesar 1,07012 kmol/jam.kg katalis dan laju reaksi sebesar 0,2121 kmol/jam.kg katalis.

Sedangkan orde reaksi dapat dicari berdasarkan satuan dari nilai konstanta reaksi ( $k$ ) menggunakan rumus berikut (Fogler, 2004: 184).

$$k = (\text{konsentrasi})^{1-n} (\text{waktu})^{n-1} \quad \dots(2.4)$$

Dimana,  $n$  = orde reaksi

$$\frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}} = (\text{kmol/kg katalis})^{1-n} (\text{jam})^{n-1}$$

Diasumsikan nilai  $n=0$  sehingga

$$\frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}} = (\text{kmol/kg katalis})^{1-0} (\text{jam})^{0-1}$$

$$\frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}} = (\text{kmol/kg katalis})^1 (\text{jam})^{-1}$$

$$\frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}} = \frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}}$$

Untuk menghasilkan satuan konstanta reaksi yang sesuai, maka nilai  $n$  yang memenuhi yaitu 0. Sehingga berdasarkan satuan konstanta reaksi diketahui reaksi berlangsung dalam orde 0. Berdasarkan hasil perhitungan konstanta kecepatan reaksi, laju reaksi, dan orde reaksi dapat diketahui bahwa reaksi dehidrasi TBA hanya dipengaruhi oleh harga suhu operasi. Semakin besar harga suhu operasi maka laju dan konstanta reaksi akan semakin besar.

Berdasarkan perhitungan neraca massa, komposisi masuk dan keluar reaktor tersaji dalam Tabel 4.

**Tabel 4** Neraca Massa Reaktor

Komponen	Aliran	Aliran Keluar (kg/jam)	
	Masuk (kg/jam)		
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	4.336,7	141,0235	856,4662
H <sub>2</sub> O	765	116,0248	1.460,8610
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	2.527,6430	-
<b>TOTAL</b>	<b>5.102,0183</b>	<b>2.784,6912</b>	<b>2.317,3272</b>
		<b>5.102,0183</b>	

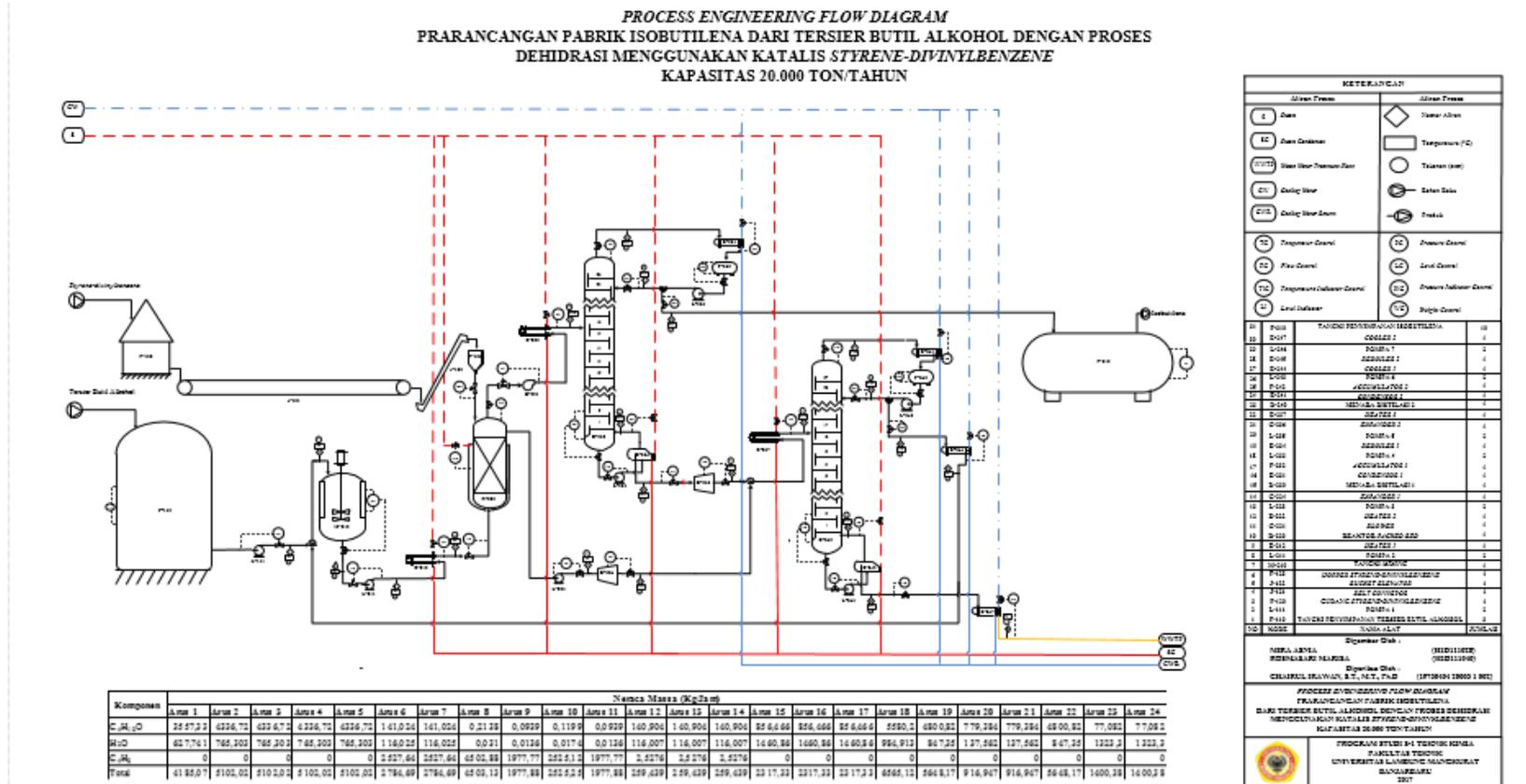
Daftar harga bahan baku dan produk tersaji dalam Tabel 5.

**Tabel 5** Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	Harga (per kilogram)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	Rp 3.951
<i>Styrene-Divinylbenzene</i>	Rp 30.000
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	Rp 15.146

Sumber : [www.molbase.com](http://www.molbase.com)  
[www.sigmaaldrich.com](http://www.sigmaaldrich.com)  
 Disperdag





Gambar 2 Process Engineering Flow Diagram Prarancangan Pabrik Isobutilena dari Tersier Butil Alkohol dengan Proses Dehidrasi Menggunakan Katalis Styrene-Divinylbenzene Kapasitas 20.000 Ton/Tahun

### 3. Utilitas

Utilitas sangat mempengaruhi keberlangsungan suatu industri. Unit utilitas ini merupakan penunjang agar pabrik dapat beroperasi dengan baik. Penunjang-penunjang tersebut antara lain air proses, air sanitasi, air pendingin, *steam*, listrik, dan lain-lain. Sumber air untuk pabrik isobutilena diperoleh dari Sungai Kapitan yang terletak di kawasan pabrik dengan debit air sebesar 400.680 liter/jam yang telah diolah sebelumnya dengan menggunakan unit utilitas untuk selanjutnya digunakan dalam keperluan proses dan kebutuhan lainnya (kantor, laboratorium, kantin dan tempat ibadah serta poliklinik). Pembangkit listrik utama pabrik diperoleh dari unit diesel generator dengan *power* sebesar 11,7647 kV dan PLTU Pangkalanbun yang memiliki total kapasitas 100 MW. Sedangkan bahan bakar pabrik untuk generator dan *boiler* berupa solar yang dapat diperoleh dari PT. Pertamina. Kebutuhan rutin yang diperlukan dalam kegiatan operasi pabrik isobutilena tersaji dalam Tabel 6.

**Tabel 6** Kebutuhan Utilitas Pabrik Isobutilena

Kebutuhan	Jumlah
Air	173.845,844 kg/jam
Uap ( <i>steam</i> )	99.946,812 kg/jam
Pembangkit Tenaga Listrik	615,6330 kW
Bahan Bakar	337,9940 L/jam
Udara Instrumen	1200 m <sup>3</sup> /jam
Pengolahan Limbah	25.083,135 L/jam

### 4. Analisis Ekonomi

Pabrik isobutilena memerlukan modal seperti yang tersaji dalam Tabel 7.

**Tabel 7** Jumlah Biaya Pendirian Pabrik Isobutilena

Jenis Biaya	Jumlah (Rp)
FCI	185.616.814.282
TPC	401.743.819.914
TCI	263.289.797.164
WC	64.871.823.276

Suatu pabrik dikatakan layak jika dapat memberikan keuntungan bagi perusahaan. Perancangan pabrik layak atau tidak untuk

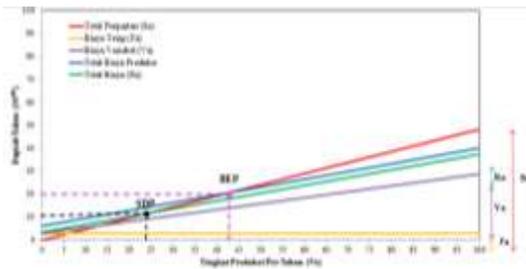
dibangun dapat diketahui melalui analisis ekonomi. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan pendirian pabrik isobutilena antara lain *Return on investment* (ROI), *Pay out time* (POT), *interest rate of return* (IRR), *Break Event Point* (BEP) dan *shut down point* (SDP).

**Tabel 8** Analisis Ekonomi

Analisa Kelayakan	Nilai	Batasan	Ket
ROI	33,78%	Minimal 11%	Layak
POT	2,28 th	Maksimal 5 th	Layak
IRR	17,93%	> 13%	Layak
BEP	42,81%	40% - 60%	Layak
SDP	23,61%	20%-40%	Layak

ROI merupakan persentase keuntungan yang dapat diperoleh dari investasi. Semakin besar persentase nilai ROI, maka pabrik tersebut memiliki keuntungan yang besar dan layak untuk didirikan. POT merupakan waktu yang diperlukan untuk modal kembali. Pabrik layak didirikan jika waktu modal kembali sangat singkat. IRR ialah suatu tingkat bunga yang untuk menentukan kelayakan pabrik dengan melihat perbandingan nilainya dengan bunga bank. Pabrik layak untuk diusahakan dan memberikan keuntungan jika nilai IRR lebih besar dari bunga bank (Haryadi, 2012). Berdasarkan hasil perhitungan, nilai bunga bank yang diperoleh untuk melunasi modal pinjaman pada bank dalam waktu 10 tahun adalah 13%. BEP adalah suatu kondisi dimana pabrik menunjukkan biaya dan penghasilan yang jumlahnya sama sehingga pabrik tidak dalam keadaan untung maupun rugi. SDP adalah suatu titik penentuan aktivitas produksi lebih baik dihentikan daripada dilanjutkan beroperasi. Grafik kelayakan analisa ekonomi pabrik isobutilena disajikan pada Gambar 3.





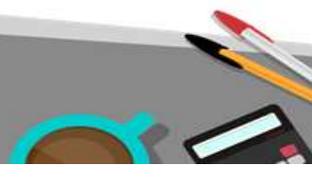
**Gambar 3** Grafik Break Event Point dan Shut Down Point Prarancangan Pabrik Isobutilena Kapasitas 20.000 Ton/Tahun

## 5. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prarancangan pabrik isobutilena dari tersier butil alkohol dengan proses dehidrasi menggunakan katalis *styrene-divinylbenzene* kapasitas 20.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa pabrik layak untuk dibangun. Kelayakan pembangunan pabrik dapat dilihat dari beberapa faktor hasil perhitungan analisa ekonomi, yaitu didapatkan nilai ROI 33,78%, POT 2,28 tahun, IRR 17,93%, BEP 42,81% dan SDP 23,61%.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim<sup>1</sup>. 2013. *High-Purity Isobutylene from t-Butanol by Lyondell Basell Process*. <https://www.ihs.com/products/chemical-technology-pep-reviews-high-purityisobutylene-2013.html>, Diakses pada 25 Februari 2017.
- Anonim<sup>2</sup>. 2014. Vinati Organics. HDFC Securities Institutional Research. [http://www.hdfcsec.com/Research/ResearchDetails.aspx?report\\_id=3008142](http://www.hdfcsec.com/Research/ResearchDetails.aspx?report_id=3008142) Diakses pada 19 April 2017.
- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: MC Graw Hill Book Company inc.
- Badan Litbang Dept. PU
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Ekspor dan Impor*. [http://bps.go.id/all\\_newtemplate.php](http://bps.go.id/all_newtemplate.php). Diakses pada 10 Januari 2017.
- Brown, G. G et all. 1956. *Unit Operations*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Brownell, Llyod E and Edwin H. Y. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Craig, Peter H. and Mary L. Barth. 1999. *Evaluation of the Hazards of Industrial Exposure to Tricresyl Phosphate: A Review and Interpretation the Literature*. Journal of Toxicology and Environmental Health, Part B: Critical Riviews, 2:4.
- Considine, Douglas M. 1985. *Instruments and Controls Handbook 3<sup>rd</sup> Edition*. USA: Mc.Graw-Hill, Inc.
- Coulson, J.M and J. F Richardson. 1999. *Chemical Engineering Design Volume 6*. Department of Chemical Engineering: Butterworth-Heinemann.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. *An Introduction to Chemical Engineering*. Allyn and Bacon Inc., Massachusetts.
- Culp, et. Al., 1978. *Handbook of Anvanced Wastewater Treatment*. Van Nostrand Reinhold. New York.
- Departemen Kesehatan Republik Indonesia. 2002. *Standar Kualitas Air Bersih*.
- Geankoplis, Christie John. 1997. *Transport Processes and Unit Operation Third Edition*. New Jersey: Prentice Hall.
- Gordon, M, Fair. 1968. *Water and Waste Water Engineering Volume 2*. New York: John Willey & Sons Inc.
- Gupta and Vijai, P.B. 1996. *Liquid Phase Dehydration of Tertiary Butyl Alcohol*. European Patent, 0712824A1.xv
- Hesse, H. C. 1945. *Process Equipment Design*. D. Van Nostrand Company, Inc. New Jersey.
- Honkela, L.M., et al. 2004. *Kinetics, Catalysis and Reaction Engineering Thermodynamics and Kinetics of the Dehydration of tert-Butyl Alcohol*. Finland. Helsinki University of Technology.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: Mc.Graw Hill.
- Keyworth, D.A. and McFarland, C.G., 1986, *Production of Isobutene from Metyl Tertiary Butyl Ether*, United States Patent, 4570026.
- Khobiar, S. and Kinnelon, N.J., 1988, *Dehydrogenation of Isobutane*, United States Patent, 4766266.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1968. *Encyclopedia of Chemical Technology 3<sup>rd</sup> ed*. A Wiley Inter Science Publisher Inc., New York.
- Kualitas Air, 2001 PP No. 8 Tahun 2001. [http://www.hpli.org/reg/P/PP%2008%201001\\$20 kualitas air Pdf](http://www.hpli.org/reg/P/PP%2008%201001$20 kualitas air Pdf).





- Mc Ketta, J. J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- OSHA Regulations. 1978. *Occupational Health Guideline for Triorthocresyl Phosphate*. US Departement of Labor. Occupational Safety and Health Administration.
- Perry, R.H. & Don Green. 1984. *Chemical Engineer's Hand Book, 6<sup>th</sup> ed.* McGraw-Hill Book Co. Tokyo.
- Rase, Howard F and Holmes J. R. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants Volume One : Principles and Techniques*. New York: John Wiley and Sons.
- Reid, R. C., et al., 1991, *The Properties of Gases and Liquids, 3<sup>rd</sup> ed.*, Mc-Graw Hill Book Company. New York.
- Smith, J.M, H.C Van Ness and M.M Abbott. 2005. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics Seventh Edition*. New York: Mc Graw Hill.
- Sutarto. 2002. *Dasar-dasar Organisasi*. Yogyakarta: Gajah Mada University Press.
- Timmerhaus, Klaus D and Max S.P. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition*. Singapore: Mc Graw Hill.
- Treybal, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation Third Edition*. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Trisnadi, Arifiansyah, Putra Sugili dan Suryo Rantjono. 2009. *Optimasi Tawas Dan Kapur untuk Koagulasi Air Keruh dengan Penanda I-131*. Seminar Yogyakarta: Nasional V SDM Teknologi Nuklir.
- Ullman. 1989. *Encyclopedia of Industrial Chemistry 7<sup>th</sup> ed.* Wiley. United States.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Willey and Sons.
- Walas, S.M. 1959. *Chemical Process Equipment (Selection and Design)*. USA: Buterworth-Heineman.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Book Company, New York.

