

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DENGAN PROSES  
DEHIDROGENASI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**



**Disusun sebagai salah satu syarat menyelesaikan Program Studi Strata I  
pada Jurusan Teknik Kimia**

**Oleh:**

**Danang Setyo Kuncoro**

**D 500 120 042**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA  
2017**

## HALAMAN PERSETUJUAN

PRARANCANGAN PABRIK ASETON  
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ISOPROPIL  
ALKOHOL KAPASITAS 20.000 TON PER TAHUN

PUBLIKASI ILMIAH

Oleh:

DANANG SETYO KUNCORO

D 500 120 042

Telah diperiksa dan disetujui untuk diuji oleh:

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2



Ir. H. Harvanto, AR, M.S.

NIP. 196307051990031002



Ir. Nur Hidayati, M.T., Ph.D.

NIK. 975

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON  
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS 20.000 TON PER TAHUN**

Oleh:

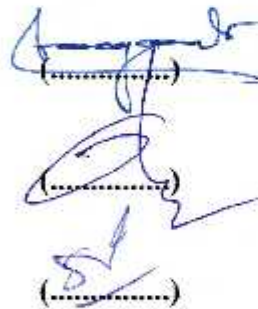
**DANANG SETYO KUNCORO**

**D 500 120 042**

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji  
Fakultas Teknik  
Universitas Muhammadiyah Surakarta  
Pada hari Sabtu, 14 Oktober 2017  
Dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Dewan Penguji:

1. Ir. H. Haryanto, AR, M.S.  
(Ketua Dewan Penguji)
2. M. Mujiburohman, S.T., M.T., Ph.D.  
(Anggota I Dewan Penguji)
3. Rois Fatoni, S.T., M.Sc., Ph.D.  
(Anggota II Dewan Penguji)



Dekan,



**Ir. Sri Sunarjono, M.T., Ph.D**

**NIK. 682**

## PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam naskah publikasi ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan untuk memperoleh gelar kesarjanaan di suatu perguruan tinggi dan sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebutkan dalam daftar pustaka.

Apabila kelak terbukti ada ketidakbenaran dalam penyusunan saya di atas, maka akan saya pertanggungjawabkan sepenuhnya

Surakarta, Oktober 2017

Penulis



Danang Setyo Kuncoro

## **Prarancangan Pabrik Aseton Dengan Proses Dehidrogenasi Isopropil**

### **Alkohol Kapasitas 20.000 Ton/Tahun**

#### **ABSTRAK**

Prarancangan pabrik aseton dengan proses dehidrogenasi isopropil alkohol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan aseton di Indonesia. Reaksi pembentukan aseton dari isopropil alkohol melalui proses dehidrogenasi dan dengan bantuan katalis *zinc okside*. Reaksi ini berlangsung pada fase gas-gas di dalam reaktor *fixed bed (fixed bed reactor)* yang bekerja secara kontinu pada kondisi operasi suhu 350°C, tekanan 2 atm, konversi reaksi 90%, endotermis, *irreversible, non-isothermal* dan *non adiabatic*.

Pabrik aseton direncanakan didirikan di daerah Surabaya, Jawa Timur. Pemilihan ini didasarkan pada penyediaan utilitas dan sarana pendukung yang memadai di daerah tersebut. Bahan baku IPA yang dibutuhkan sebanyak 3.320,93 kg/jam dan katalis *zinc oxide* sebanyak 12,93 kg/jam akan menghasilkan produk aseton sebanyak 2.525,25 kg/jam. Alat-alat utama yang digunakan dalam proses pembentukan aseton adalah reaktor *fixed bed, absorber*, menara distilasi, flash drum, *vaporizer*. Sedangkan unit pendukung proses antara lain unit penyediaan *steam*, pengadaan dan pengolahan air, pembangkit tenaga listrik, pengadaan bahan bakar, penyedia udara tekan dan pengolahan limbah. Unit penyediaan air diperoleh dari air sungai Brantas dan unit pembangkit tenaga listrik diperoleh dari PLN dan generator set.

Perusahaan ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan *non-shift*. Modal tetap atau *fixed capital investment (FCI)* yang digunakan untuk mendirikan pabrik adalah Rp1.957.971.268.005 dengan modal kerja atau *working capital (WC)* sebesar Rp334.606.309.553. Analisa ekonomi memperlihatkan bahwa keuntungan sesudah pajak Rp173.452.589.000,00 per tahun, setelah dipotong pajak 20% keuntungan mencapai Rp121.416.812.000,00 per tahun. *Return on investment (ROI)* sebelum pajak 54,48% dan setelah pajak 38,14%. *Pay out time (POT)* sebelum pajak 1,5 tahun dan setelah pajak 2 tahun. Kondisi *break event point (BEP)* pada nilai 42,9% kapasitas produksi, sedangkan *shut down point (SDP)* sebesar 30,17%. *Discounted cash flow (DCF)* dalam perancangan sebesar 38%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

**Kata kunci:** Isopropil Alcohol (IPA), Aseton, Zinc xide, Reaktor Fixed Bed

#### **ABSTRACT**

*Pre-design factory of acetone by the process of dehydrogenation of isopropyl alcohol with a capacity of 20,000 tons/year it aims to meet the needs of acetone in Indonesia. Reaction formation of acetone from IPA dehydrogenation and with the help of a zinc oxide catalyst produces acetone. This reaction takes place*

*in a gas-gas phase in fixed bed reactor that works continuously on a operating conditions temperature 350 °C, 2 atm pressure, conversion reaction 90%, an endothermic, non- isothermal and non adiabatic.*

*The factory was established in the planned acetone area of Surabaya, East Java. The selection is based on the provision of utilities and means of supporting in the area. Raw materials required as much IPA 3.320,93 kg/h and an zinc oxide catalyst as much 12,93kg/h will produce acetone as much as 2.525,25 kg/h. The main tools used in the process of formation of acetone is absorber, reactor-fixed bed, distillation towers, flash drum, vaporizer. While the process of supporting units, among others, the provision of the steam units, procurement and water treatment facilities, power plants, fuel procurement, providers of compressed air and waste treatment. The unit's water supply is obtained from the Brantasriver and the hydroelectric unit retrieved from PLN and generator sets.*

*The company is the shape of a limited liability company (PT) with a system of employee based on Division of Labor which consists of employees of the shift and non-shift. Fixed capital or fixed capital investments (FCI) used to establish the factory is Rp1.957.971.268.005 with working capital or working capital (WC) amounting to Rp334.606.309.553. The economic analysis showed that the profit after tax of Rp173.452.589.000,00 per year, after the tax cut 20% profit reached Rp121.416.812.000,00 per year. Return on investment (ROI) 54,48% before tax and after-tax 38,14%. Pay out time (POT) before tax and after tax year 1,5 and 2 years. The condition of the break event point (BEP) on the value of 42.9% production capacity, while shut down point (SDP) of 30,17%. Discounted cash flow (DCF) in the design of 38%. From the data analysis of the feasibility of the above it was concluded that the plant is profitable and viable to set up.*

**Keywords:** *Isopropyl Alcohol, Acetone, Zinc Oxide, Fixed Bed Reactor*

## **1. PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Aseton banyak dipakai pada industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan kulit, pembuatan minyak pelumas, dan proses ekstaksi juga sebagai bahan baku pembuatan metil isobutil keton. Aseton dikenal juga dengan dimetil keton atau 2 propanon merupakan senyawa penting dari allipatic keton. Aseton pertama kali dihasilkan dengan cara distilasi kering dari kalsium asetat. Fermentasi karbohidrat menjadi aseton, butil dan etil-alkohol yang menggantikan proses tersebut pada tahun 1920. Proses tersebut mengalami pembaharuan pada tahun 1950 dan 1960 yaitu proses dehidrogenasi 2-propanol dan oksidasi cumene menjadi phenol dan aseton. Bersamaan dengan proses

oksidasi propen, metode ini menghasilkan lebih dari 95% aseton yang diproduksi di seluruh dunia (Ullmann, 2007).

Kebutuhan Aseton di Indonesia semakin lama semakin meningkat tapi sampai saat ini masih belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mendatangkan Aseton dari negara lain seperti : Amerika Serikat, Belanda, Cina, Korea, Jepang, dan Singapura.

Dengan didirikannya pabrik Aseton ini diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

- a. Pabrik – pabrik industri kimia seperti cat, pernis dan juga industri kosmetik semakin berkembang memungkinkan kebutuhan akan aseton semakin meningkat.
- b. Menghemat sumber devisa Negara karena dapat mengurangi ketergantungan impor.
- d. Adanya proses alih teknologi karena produk yang diperoleh dengan teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap teknologi modern sehingga tidak tergantung kepada negara lain.

## 1.2 Kapasitas Pabrik

Kebutuhan Aseton di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Data statistik dari sumber Balai Pusat Statistik di bawah menunjukkan kenaikan permintaan Aseton dari luar:

**Tabel 1. Data impor aseton**

No	Tahun	Jumlah (ton)
1.	2010	15.408
2.	2011	20.043
3.	2012	21.303
4.	2013	18.612

5.	2014	17.711
6.	2015	18.801

### 1.3 Kapasitas Minimal

Dari Mc. Ketta tahun 1978 diperoleh bahwa kapasitas minimal yang dapat memberikan keuntungan adalah 15.000 ton/ tahun.

**Tabel 2 Produsen-produsen Aseton di luar negeri**

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton)
1.	Allied Signal, Inc	Philadelphia, PA	222.264
2.	Anisette Chemical Corp	Haverhill, ON	177.811
3.	Arco Chemical Co	Bayport, TX	28.123
4.	BTL Specialty Resins Corp	Blue island, IL	24.040

### 1.4 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberadaan suatu proyek industri baik dari segi komersial maupun kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Banyak faktor yang dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik. Pendirian pabrik direncanakan di Surabaya, Jawa Timur.

#### 1.4.1 Faktor Primer

- |                        |                 |
|------------------------|-----------------|
| a. Sumber Bahan Baku   | d. Utilitas     |
| b. Pemasaran           | e. Tenaga Kerja |
| c. Sarana Transportasi |                 |

#### 1.4.2 Faktor Sekunder

- |                           |                         |
|---------------------------|-------------------------|
| a. Perluasan Areal Pabrik | c. Kebijakan Pemerintah |
| b. Karakteristik Lokasi   | d. Kemasyarakatan       |

### 1.5 Tinjauan Pustaka

Ada beberapa macam proses pembuatan Aseton secara komersial, antara lain:



a. Proses Oksidasi Propilen

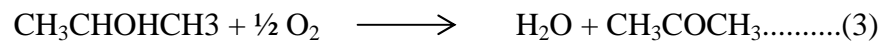
Proses oksidasi Propilen menjadi Aseton dapat berlangsung pada suhu 145°C dan tekanan 10 atm dengan bantuan katalis bismut *phaspomolibdat* pada alumina. Pada proses ini hasil reaksi terdiri dari aseton dan propanaldehid (Kirk dan Othmer, 1983).

Reaksi:



b. Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

Pada pembuatan Aseton dengan proses ini, Isopropil Alkohol dicampur dengan udara dan digunakan sebagai umpan reaktor yang beroperasi pada suhu 200-800°C. Reaksi dapat berjalan dengan baik menggunakan katalis seperti yang digunakan pada proses dehidrogenasi Isopropil Alkohol. Reaksi:

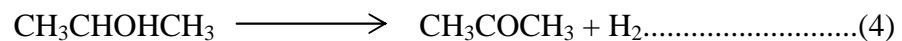


Reaksi ini sangat eksotermis (43 kkal/mol) pada 25°C dan untuk itu diperlukan pengontrolan suhu yang sangat cermat untuk mencegah turunnya *yield* yang dihasilkan. Untuk mendapatkan konversi yang baik reaktor dirancang agar hasil dapat langsung diinginkan. Proses jarang digunakan bila dibanding dengan proses dehidrogenasi (Kirk dan Othmer, 1983).

c. Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Proses lain yang sangat penting untuk memproduksi Aseton adalah dehidrogenasi katalitik dimana reaksinya adalah endotermis.

Reaksi:



Pada proses ini Isopropil Alkohol diuapkan dengan *vaporizer* dan dipanaskan dalam HE dengan menggunakan steam kemudian dimasukkan ke dalam *multi turbular fixed bed reactor*. Ada sejumlah katalis yang dapat digunakan dalam proses ini yaitu kombinasi zinc oksida - zirkonium oksida, kombinasi tembaga-kromium oksida, tembaga, silikon dioksida. Kondisi operasi reaktor ini adalah 1.5-3

atm dan suhu 300°C-500°C. Dengan proses ini konversi dapat mencapai 75-98% dan *yield* dapat mencapai 85-90%.

Gas panas keluar dari reaktor yang terdiri dari Isopropil Alkohol, Aseton, dan Hidrogen dilewatkan *scrubber*, untuk dipisahkan antara gas *insoluble* (H<sub>2</sub>) dengan Aseton, Isopropil Alkohol, dan air. Hasil dari *scrubber* ini didistilasi, Aseton diambil sebagai hasil atas sedangkan campuran Isopropil Alkohol dan air sebagai hasil bawah. Hasil bawah ini didistilasi lagi untuk *recovery* Isopropil Alkohol yang diambil sebagai hasil atas yang kemudian di *recycle* ke reaktor (Kirk dan Othmer,1983).

Proses dehidrogenasi Isopropil Alkohol dipilih karena memiliki alasan sebagai berikut :

- a. Proses dehidrogenasi Isopropil Alkohol tidak memerlukan unit pemisahan O<sub>2</sub> dari udara sebelum diumpankan ke dalam reaktor.
- b. Dengan jumlah Isopropil Alkohol yang sama, konversi pada proses dehidrogenasi lebih besar sehingga hasil Aseton yang diperoleh lebih banyak.
- c. Pada proses oksidasi timbul masalah terjadinya korosi sehingga dapat mengganggu jalannya proses, sedangkan pada proses dehidrogenasi, hal tersebut dapat dikurangi.

## **2. METODE**

### **2.1 DESKRIPSI PROSES**

Pada proses pembuatan aseton dari isopropil alkohol yang merupakan reaksi dehidrogenasi fase gas dengan bantuan katalis ZnO dibagi dalam tiga tahap, yaitu:

#### **1. Tahap penyiapan bahan baku**

Bahan baku isopropil alkohol dengan kemurnian 88% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C, tekanan 1 atm. Bahan baku akan dicampur dengan hasil atas menara distilasi II (D-04) yang berupa isopropil alkholdi dalam *mixer* I (M-01),

kemudian dialirkan ke *vaporizer* (V-01) untuk diuapkan. Setelah diuapkan uap akan disalurkan ke *furnace* untuk dipanaskan hingga mencapai kondisi operasi reaktor, yaitu pada suhu 350°C, tekanan 2 atm.

## 2. Tahap pembentukan aseton

Tahap ini bertujuan untuk mereaksikan isopropil alkohol dengan reaksi menghilangkan atom hidrogen (dehidrogenasi) menjadi aseton, di mana produk yang dihasilkan berbentuk gas pada suhu 350°C. Unit pembentukan aseton ini dijalankan dalam reaktor *fixed bed* (R-01) yang beroperasi pada suhu 350°C, tekanan 2 atm. Sebagai katalis digunakan *zinc* oksida dengan pertimbangan bahwa reaksi dapat mencapai hasil konversi yang tinggi, yaitu 85% dari total isopropil alkohol yang masuk reaktor. Gas keluar reaktor pada suhu 350°C.

## 3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

Tahap ini bertujuan untuk:

- a. Memisahkan produk dan produk samping dari gas H<sub>2</sub> dalam *absorber* (D-02).
- b. Memisahkan aseton dari isopropil alkohol dalam menara distilasi I (D-03).
- c. Memisahkan isopropil alkohol dari air dalam menara distilasi II (D-04) kemudian isopropil alkohol di *recycle* untuk dicampur dengan *fresh feed*.

Keluar dari reaktor, gas dialirkan ke *vaporizer* (V-01) sebagai pengganti *steam*, kemudian gas masuk dalam *heat exchanger* (E-01) untuk diturunkan suhunya hingga 119°C, lalu dialirkan ke *cooler* (E-02) untuk diturunkan lagi suhunya hingga 33°C. Campuran gas-cair diumpankan ke *flash drum* (D-01) untuk dipisahkan antara fase gas dan fase cairnya. Gas diumpankan ke *absorber* (D-02) dan diserap dengan media penyerap air, produk berupa gas H<sub>2</sub> dapat dijual,

sedangkan produk bawah berupa cairan (aseton, isopropil alkohol, air) diumpankan ke menara distilasi I (D-03) yang sebelumnya melewati *heat exchanger* (E-01) sebagai fluida pendingin.

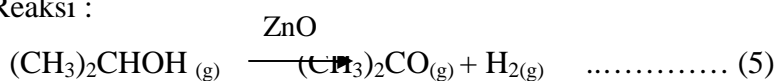
Dalam menara distilasi I (D-03) direncanakan produk aseton akan dapat dipisahkan dari campurannya sesuai dengan spesifikasi produk yaitu 99% berat aseton, 1% berat isopropil alkohol, yang merupakan hasil atas menara distilasi I (D-03) pada kondisi tekanan 1 atm dan suhu 56°C. Selanjutnya ditampung dalam tangki II (T-02).

Hasil bawah menara distilasi I (D-03) selanjutnya diumpankan ke manara distilasi II (D-04) untuk memisahkan isopropil alkohol dari impuritas air. Hasil atas menara distilasi II (D-04) berupa produk komposisi 88% isopropil alkohol dan 12% air, selanjutnya di *recycle*. Sedangkan produk bawah menara distilasi II (D-04) dengan komposisi terbesar air dan sedikit isopropil alkohol selanjutnya akan dilakukan *treatment* sebelum dibuang.

## 2.2 Tinjauan Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi berjalan eksotermis atau endotermis dengan menggunakan panas pembentukan standar ( $H_f^\circ$ ) pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dari reaktan dan produk.

Reaksi :



a. Menentukan nilai  $H_R^\circ$

**Tabel 3. Nilai  $H_f^\circ$  298 setiap komponen keadaan standar (Yaws, 1999)**

Komponen	Hf @298K (kJ/mol)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-272,59
H <sub>2</sub> O	-241,8
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-217,57
H <sub>2</sub>	0

$$H_{R298}^\circ = (n H_f^\circ)_{\text{produk}} - (n H_f^\circ)_{\text{reaktan}}$$

$$H^{\circ}_{R298} = 55,02 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga  $H^{\circ}_{R298} = 55,02 \text{ kJ/mol}$  maka reaksi bersifat endotermis (membutuhkan panas).

b. Menentukan nilai  $G^{\circ}_R$

**Tabel 4. Nilai  $G^{\circ}_{f 298}$  setiap komponen keadaan standar (Yaws, 1999)**

Komponen	$G^{\circ}_{f 298}$ (kJ/mol)
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	-173,59
$\text{H}_2\text{O}$	-227,36
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	-153,05
$\text{H}_2$	0

$$G^{\circ}_{R 298} = G^{\circ}_{298} \text{ produk} - G^{\circ}_{298} \text{ reaktan}$$

$$= 20,54 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga  $G^{\circ}_{R 298} = 20,54 \text{ kJ/mol}$  maka reaksi tersebut berjalan secara tidak spontan.

### 3 HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 3.1 SPESIFIKASI ALAT UTAMA PROSES

##### 3.1.1 Reaktor (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan isopropil alkohol 88% 3340,9235 kg/jam menjadi aseton dengan katalis ZnO.
Jenis	: Reaktor <i>fixed bed</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 2 atm
Suhu	: 350 °C
Katalis	: ZnO
Volume	: m <sup>3</sup>
Dimensi Alat	
Tinggi reaktor	: 6,949788 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in
Diameter	: 1,45 m
Bahan Konstruksi	: Carbon stell SA 285 grade C

Harga : \$ 70.900

### 3.1.2 Absorber (D-02)

Fungsi : Menyerap isopropil alkohol dan Aseton yang teruapkan dengan penyerap air

Jenis : *packed tower*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 33 °C

Dimensi

Diameter : 1,0001 m

Tebal *shell* : 0,250 in

Tinggi menara : 4,33 m

Bahan : carbon steel

Harga : \$ 56.210

Jumlah : 1 buah

### 3.1.3 Menara Distilasi 1 (D-03)

Fungsi : Memisahkan aseton 2.522,3055 kg/jam dari campurannya yang berupa isopropil alkohol dan air.

Jenis : slave tray

Kondisi atas menara

Tekanan : 1 atm

Suhu : 75,03°C

Kondisi bawah menara

Tekanan : 1 atm

Suhu : 88,96°C

Diameter menara : 1,12 m

Jumlah *plate* : 34 buah

Tebal *shell* : 0,1875 in

Bahan konstruksi : stainless steel

Harga : \$109.400

#### 3.1.4 Menara Distilasi 2 (D-04)

Fungsi : Memisahkan isopropil alkohol 277,1667 kg/jam dari air, untuk di *recycle* dan di campurkan dengan bahan baku.

Jenis : slave tray

Kondisi atas menara

Tekanan : 1 atm

Suhu : 98,26°C

Kondisi bawah menara

Tekanan : 1 atm

Suhu : 99,12°C

Diameter menara : 1,17 m

Jumlah *plate* : 31 buah

Tebal *shell* : 0,1875 in

Bahan konstruksi : stainless steel

Harga : \$109.400

### 3.2 MANAJEMEN PERUSAHAAN

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada pra-rancangan pabrik aseton ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
- b. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat karena adanya pegawai ahli.
- c. Lebih mudah dalam pengawasan dan pertanggung jawaban.
- d. Cocok untuk perubahan yang cepat (rasionalisasi dan promosi)
- e. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.

Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan *non-shift*, dimana karyawan *shift* menangani produksi

secara langsung yang terbagi dalam 4 *shift* (3 *shift* bekerja sesuai jadwal dan 1 *shift* libur) dengan masa kerja 7 hari dalam seminggu. Sedangkan karyawan *non-shift* adalah tidak menangani proses secara langsung (direktur, staff ahli, kepala bagian) dengan masa kerja 5 hari dalam seminggu.

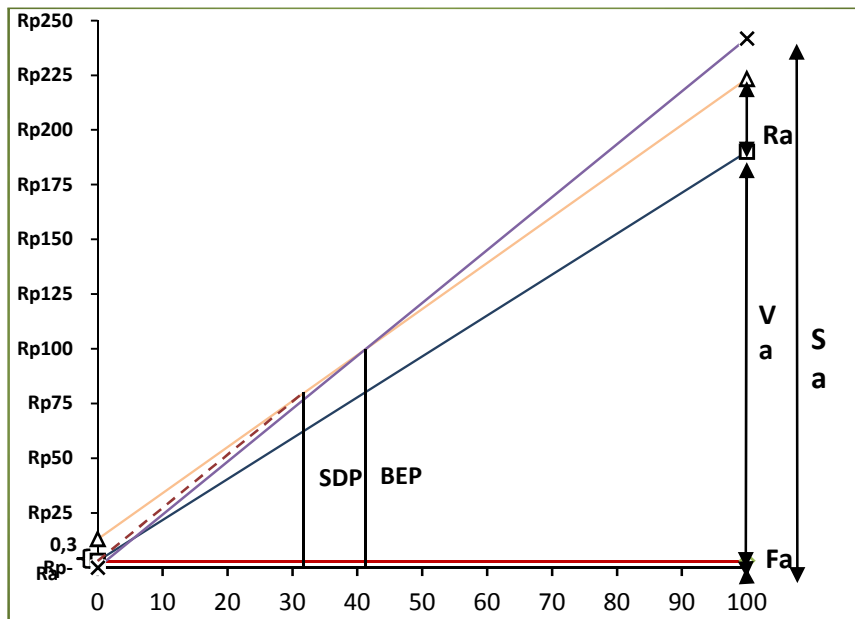
#### 4 PENUTUP

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian pabrik aseton. Pabrik aseton dengan proses dehidrogenasi digolongkan pabrik beresiko rendah karena bahan baku dan produk bukan bahan yang mudah meledak. Berdasarkan hasil analisa ekonomi pabrik aseton kapasitas 20.000 ton/tahun yaitu sebagai berikut:

- a. Keuntungan sebelum pajak Rp173.452.589.000,00 pertahun.  
Keuntungan sesudah pajak Rp121.416.812.000,00 pertahun.
- b. ROI (*Return On Investment*) sebelum pajak 54,48%.  
ROI (*Return On Investment*) sesudah pajak 38,14%.  
ROI sebelum pajak beresiko rendah minimal 11%.
- c. POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak 1,5 tahun.  
POT (*Pay Out Time*) sesudah pajak 2 tahun.  
POT sebelum pajak beresiko rendah maksimal 5 tahun.
- d. BEP (*Break Even Point*) adalah 42,9% dan SDP (*Shut Down Point*) adalah 30,17%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40%-60%.
- e. DCF (*Discounted Cash Flow*) adalah 38%. DCF yang dapat diterima harus lebih besar dari bunga pinjaman di Bank, suku bunga saat ini 12%.

Berdasarkan hasil perhitungan tersebut maka pabrik asam benzoat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk didirikan di daerah Surabaya, Jawa Timur.





Gambar 1. Grafik analisa kelayakan pabrik aseton

Keterangan:  $F_a$  : *Fixed expense*  
 $R_a$  : *Regulated expense*  
 $S_a$  : *Sales*  
 $V_a$  : *Variable expense*

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill International Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, 2016, Data Impor Aseton di Indonesia, [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id), 02 Juni 2016
- Branan, C.R., 1994, Rules of Thumb for Chemical Engineering, Gulf Publishing Company, Texas.
- Brown, G.G., 1986, Unit Operation, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, 1<sup>st</sup> edition, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, An Introduction to Chemical Engineering, Allyn and Bacon Inc., Massachusetts.
- Faith, Keyes and Clark, 1975, Industrial Chemical, 4<sup>th</sup> ed., Wiley and Sons Inc., New York.
- Froment, G.F., and Bischoff, K.B., 1990, Chemical Reactor Analysis and Design, John Wiley & Sons Inc., New York.

- Geankoplis, C.J., 2003, Transport Process and Unit Operations, 4<sup>th</sup> ed., Prentice-Hall International, Tokyo.
- Hoorn, J. A. A., Soolingen, J. Van., and G.F Versteeg, 2005, Modelling Toluene Oxidation Incorporation of Mass Transfer Phenomena, Chemical Engineering Research and Design, 83 (A2) : 187-195.
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 2004, Encyclopedia of Chemical Technology, 4<sup>th</sup> edition, A Wiley Interscience Publisher Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.w., 1997, Perry's Chemical Engineering Handbooks, 7<sup>th</sup> edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, Plant Design and Economic for Chemical Engineering, 5<sup>th</sup> edition, McGraw Hill International Book Company, New York.
- Rase, H.F. and Holmes, J.R., 1977, Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol 2 : Principles and Techniques, John wiley and Sons Inc., Kanada.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1996, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., New York.
- Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3<sup>rd</sup> ed. McGraw-Hill Book Company, Inc., Japan.
- Ullman, Fritz, 1985, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol 3, John Wile and Sons Inc., New York.
- Ullrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons Inc., Kanada.
- Wallas, S.M., 1988, Chemical Process Equipment (Selection and Design), 3<sup>rd</sup> edition, Butterworths, U.S.A.
- Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Company, New York.